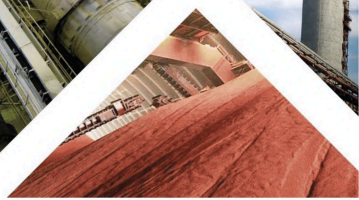
ИНФОРМАЦИОННО-ТЕХНИЧЕСКИЙ СПРАВОЧНИК
ПО НАИЛУЧШИМ ДОСТУПНЫМ ТЕХНОЛОГИЯМ

ИТС 2—2019
Производство аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот











Москва
Бюро НДТ
2019

gost.e-ecolog.ru

ФЕДЕРАЛЬНОЕ АГЕНТСТВО

ПО ТЕХНИЧЕСКОМУ РЕГУЛИРОВАНИЮ И МЕТРОЛОГИИ

ИНФОРМАЦИОННО-
ТЕХНИЧЕСКИЙ
СПРАВОЧНИК
ПО НАИЛУЧШИМ
ДОСТУПНЫМ
ТЕХНОЛОГИЯМ

ИТС
2 —
2019

ПРОИЗВОДСТВО АММИАКА, МИНЕРАЛЬНЫХ УДОБРЕНИЙ И НЕОРГАНИЧЕСКИХ КИСЛОТ

Москва
Бюро НДТ
2019

Содержание

Введение XI
Предисловие XII
Область применения 1
Раздел 1. Общая информация об отрасли минеральных удобрений 4
1.1 Перспективы развития рынка минеральных удобрений в России 5
1.2 Перечень предприятий, относящихся к сфере распространения справочника НДТ 6
1.3 Перечень продукции и применяемых технологий 8
1.4 Мощности производства 15
1.5 Анализ приоритетных проблем отрасли 21
1.5.1 Охрана окружающей среды 21
1.5.2 Источники общей опасности 24
1.5.3 Специфические источники опасности 25
1.5.4 Энергоэффективность 26
1.5.5 Управление и организация производства 27
Раздел 2. Производство аммиака 28
2.1 Анализ приоритетных проблем в производствах аммиака 34
2.1.1 Модернизация и техперевооружение действующих агрегатов 34
2.1.2 Интеграция производства 34
2.1.3 Строительство новых современных агрегатов 35
2.2 Описание технологических процессов, используемых в производстве аммиака 35
2.2.1 Агрегаты АМ-70, АМ-76, TEC, Chemico, HTAS 35
2.2.1.3.2 Первичный риформинг 41
2.2.1.3.3 Вторичный риформинг 41
2.2.2 Описание процесса LAC 45
2.3 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве аммиака 50
2.3.1 Выбросы в атмосферу при производстве аммиака 50
2.3.2 Обращение со сточными водами 55
2.3.3 Отходы производства аммиака 55
2.4 Определение наилучших доступных технологий при производстве аммиака 60

2.5 Наилучшие доступные технологии при производстве аммиака 61
2.5.1 Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий при производстве аммиака 67
2.6 Перспективные направления в технологии производства аммиака 70
2.6.1 Технологии для создания новых производств. Производство аммиака мощностью 2000 ÷ 3000 т в сутки 73
Раздел 3. Производство серной кислоты 82
3.1 Описание технологических процессов, применяемых в настоящее время при производстве серной кислоты в отрасли минеральных удобрений 85
3.1.1 Установки подготовки сырья — плавление / фильтрация жидкой серы 86
3.1.2 Сернокислотные системы одинарного контактирования с системой очистки хвостовых газов 90
3.1.3 Сернокислотные системы двойного контактирования с двойной абсорбцией 93
3.1.4 Сернокислотные установки с системой утилизации тепла абсорбции 95
3.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду 97
3.2.1 Достигнутые показатели по потреблению сырья и энергоресурсов 97
3.2.2 Выбросы в атмосферу 99
3.2.3 Обращение со сточными водами 101
3.2.4 Отходы производства 102
3.3 Определение наилучших доступных технологий для производства серной кислоты в отрасли минеральных удобрений 104
3.3.1 Сернокислотные системы одинарного контактирования с установкой очистки отходящих газов (ОК) 104
3.3.2 Сернокислотные системы двойного контактирования с двойной абсорбцией 106
3.3.3 Сернокислотные системы с установкой утилизации тепла абсорбции 108
3.4 Наилучшие доступные технологии при производстве серной кислоты 110

3.4.1 Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий по производству серной кислоты 117
3.5 Перспективные технологии в производстве серной кислоты 121
3.5.1 Снижение выбросов от сернокислотных систем 121
3.5.2 Повышение надежности и энергоэффективности работы сернокислотных установок 122
3.5.3 Перспективная технология производства жидкого диоксида серы 123
Раздел 4. Производство фосфорной кислоты 124
4.1 Описание технологических процессов производства экстракционной фосфорной кислоты, применямых в настоящее время 124
4.1.1 Дигидратный процесс 130
4.1.2 Полугидратный процесс 133
4.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду 135
4.2.1 Выбросы в атмосферу 138
4.2.2 Обращение со сточными водами 138
4.2.3 Побочные продукты 139
4.3 Определение наилучших доступных технологий для производства фосфорной кислоты в отрасли минеральных удобрений 142
4.3.1 Дигидратный процесс 142
4.3.2 Полугидратный процесс 145
4.3.3 Извлечение и улавливание соединений фтора 147
4.4 Наилучшие доступные технологии 149
4.4.1 Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий по производству фосфорной кислоты 157
4.5 Перспективные технологии производства фосфорной кислоты 160
Раздел 5. Производство азотной кислоты 164
5.1 Описание технологических процессов, применяемых в настоящее время при производстве азотной кислоты 169
5.1.1 Агрегат АК-72 169
5.1.2 Агрегат АК-72М 178
5.1.3 Агрегат УКЛ-7–76 188
5.1.4 Агрегат 1/3,5 196

5.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду 202
5.2.1 Основные расходные коэффициенты 202
5.2.2 Выбросы в атмосферу 204
5.2.3 Обращение со сточными водами 204
5.2.4 Отходы производства 204
5.3 Определение наилучших доступных технологий 218
5.4 Наилучшие доступные технологии 220
5.4.1 Перечень наилучших доступных технологий 220
5.4.2 Описание наилучших доступных технологий 220
5.4.3 Применение наилучших доступных технологий 225
5.4.4. Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий 227
5.5 Перспективные технологии 232
Раздел 6. Производство комплексных удобрений 238
6.1 Описание технологических процессов, применяемых в настоящее время при производстве удобрений 238
6.1.1 Производство удобрений на основе сернокислотной переработки фосфатного сырья 238
6.1.2 Производство удобрений на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья 264
6.1.3 Производство NK-удобрений 318
6.1.4 Производство сульфата калия 331
6.1.5 Производство сульфата аммония 334
6.1.6 Производство водорастворимых NPK удобрений путем дробления и последующего механического смешивания сухих однокомпонентных или сложных минеральных удобрений с соблюдением различных заданных соотношений N:P:K 342
6.1.7 Удобрения водорастворимые (МАФ водорастворимый, технический, кормовой, удобрение фосфорно-калийное РК 5:55, тукосмеси водорасторимые, комплексные водорастворимые удобрения и др.) по схеме с очисткой фосфатов аммония 343
6.1.8 Производство калийно-магниевого удобрения (калимаг, калимаг с сульфатом натрия) 348
6.1.9 Удобрение азотное жидкое (N:S) 349

6.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве удобрений 350
6.2.1 Расходные нормы сырья и энергоресурсов при производстве комплексных удобрений 350
6.2.2 Сточные воды производства аммофоса / NPS 369
6.2.3 Сточные воды производства NP / NPK-удобрений на основе азотнокислотного разложения фосфатного сырья (нитроаммофоски, азофоски и т. д.) 370
6.3 Определение наилучших доступных технологий 382
6.3.1 Процессы по схеме с барабанными грануляторами-сушилками 382
6.3.2 Технология с АГ–СБ 383
6.3.3 Процессы на основе азотнокислотного разложения фосфатного сырья 385
6.3.4 Аммонизация смеси кислот 386
6.3.5 Образование гранул 391
6.3.6 Охлаждение и кондиционирование готового продукта 395
6.3.7 Оборудование для транспортировки сыпучих материалов 398
6.3.8 Очистка отходящих газов 399
6.4 Наилучшие доступные технологии 402
6.4.1 Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий 415
6.5 Перспективные технологии 420
6.5.1 Технология гранулированного сульфата аммония 423
6.5.2 Технология водорастворимого МАФ 427
6.5.3 Технология гранулированных NPK-удобрений увеличенной единичной мощности 430
6.5.4 Технология гранулированных нитратсодержащих NPK-удобрений на основе нейтрализации смеси азотной и фосфорной кислот с последующим гранулированием и сушкой по схеме АГ-СБ 433
6.5.5 Технология гранулированного ДАФ увеличенной единичной мощности 436
6.5.6 Технология жидких комплексных удобрений (ЖКУ) увеличенной единичной мощности 438
6.5.7 Технология МАФ увеличенной единичной мощности 440
6.5.8 Перспективные технологии производства сульфата аммония 443

6.5.9 Получение высокоэффективных удобрений с регулируемым поступлением питательных веществ в почву. 447
Раздел 7. Производство аммиачной селитры, известково-аммиачной селитры, аммиачной воды 447
7.1 Производство аммиачной селитры 447
7.1.1 Описание технологических процессов производства аммиачной селитры, используемых в настоящее время 453
7.1.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду 493
7.1.3 Определение наилучших доступных технологий 508
7.1.4 Наилучшие доступные технологии 509
7.1.5 Перспективные технологии 519
7.2 Производство известково-аммиачной селитры 519
7.2.1 Описание технологического процесса производства ИАС 520
7.2.2 Текущие уровни эмиссии в окружающую среду 530
7.2.3 Определение наилучшей доступной технологии 533
7.2.4 Наилучшие доступные технологии 533
7.2.5 Перспективные технологии 536
7.3 Производство аммиака водного технического 537
7.3.1 Описание технологических процессов, используемых при производстве аммиачной воды 538
7.3.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду 540
7.3.3 Определение наилучших доступных технологий 541
Раздел 8. Производство карбамида и КАС 541
8.1 Производство карбамида 541
8.1.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время 548
8.1.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду 606
8.1.3 Определение наилучших доступных технологий 631
8.1.4 Наилучшие доступные технологии 634
8.1.5 Перспективные технологии 682
8.2 Производство смеси карбамида и нитрата аммония (КАС) 691

8.2.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время ... 692
8.2.2 Текущие уровни эмиссии в окружающую среду ... 696
8.2.3 Определение наилучших доступных технологий ... 697
Раздел 9. Производство хлористого калия ... 698
9.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время при производстве хлористого калия. ... 702
9.1.1 Производство хлористого калия галургическим способом ... 704
9.1.2 Флотационный способ получения хлористого калия ... 714
9.1.3 Сведения об используемом природоохранном оборудовании. ... 722
9.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду ... 723
9.2.1 Потребление сырьевых материалов при производстве хлористого калия галургичеким способом ... 723
9.2.2 Энергопотребление при производстве хлористого калия галургичеким способом ... 724
9.2.3 Потребление сырьевых материалов при производстве хлористого калия флотационным способом. ... 725
9.2.4 Энергопотребление при производстве хлористого калия флотационным способом. ... 726
9.2.5 Перечень маркерных загрязняющих веществ, характерных для производства хлористого калия ... 726
9.2.6 Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу. ... 727
9.2.7 Сбросы загрязняющих веществ в водные объекты. ... 728
9.2.8 Отходы производства хлорида калия галургическим и флотационным способом. ... 729
9.3 Определение наилучших доступных технологий ... 730
9.3.1 Флотационный способ производства хлористого калия ... 731
9.3.2 Галургический способ производства хлористого калия ... 732
9.4 Наилучшие доступные технологии ... 733
9.5 Перспективные технологии ... 735
Раздел 10. Обращение со сточными водами ... 736
10.1 Анализ приоритетных проблем при обращении со сточными водами ... 736

10.2 Описание технологических процессов, используемых при обращении со сточными водами 739
10.2.1 Механическая очистка 739
10.2.2 Физико-химическая очистка 740
10.2.3 Биологическая очистка 742
10.3 Маркерные вещества в сбросах и установление технологических показателей 745
10.4 Определение наилучших доступных технологий при обращении со сточными водами 756
10.5 Наилучшие доступные технологии при обращении со сточными водами 756
10.5.1 Перечень наилучших доступных технологий 756
10.5.2 Описание наилучших доступных технологий 757
Раздел 11. Складирование сырья и готовой продукции 761
Заключительные положения и рекомендации 766
Приложение А (обязательное) Перечень маркерных веществ 767
Приложение Б (обязательное) Перечень НДТ 770
Приложение В (обязательное) Перечень технологических показателей наилучших доступных технологий 779
Приложение Г (обязательное) Энергоэффективность 789
Приложение Д (обязательное) Заключение по наилучшим доступным технологиям 795
Библиография 818

Введение

Настоящий информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям является документом по стандартизации, разработанным в результате анализа технологических, технических и управленческих решений, применяемых при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот.

Краткое содержание справочника

Введение. Представлено краткое содержание справочника НДТ.

Предисловие. Указаны цель разработки справочника НДТ, его статус, законодательный контекст, краткое описание процедуры создания в соответствии с установленным порядком, а также взаимосвязь с аналогичными международными документами.

Область применения. Описаны основные виды деятельности, на которые распространяется действие справочника НДТ.

В **разделе 1** представлена информация о состоянии и уровне развития отрасли минеральных удобрений в Российской Федерации. Также в разделе 1 приведен краткий обзор экологических аспектов производства аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот.

В **разделах 2–9** представлена информация по производству аммиака, серной кислоты, фосфорной кислоты, азотной кислоты, комплексных удобрений, аммиачной селитры и известково-аммиачной селитры, карбамида и смеси карбамида и нитрата аммония, хлористого калия соответственно.

Разделы 2–9 содержат следующие подразделы:

- описание технологических процессов, используемых в настоящее время;
- текущие уровни эмиссии в окружающую среду;
- определение наилучших доступных технологий;
- наилучшие доступные технологии;
- экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий;
- перспективные технологии.

В **разделе 10** представлена информация по обращению со сточными водами при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот.

В **разделе 11** представлена информация по складированию сырья и готовой продукции при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот.

Заключительные положения и рекомендации. Приведены сведения об использованных материалах при подготовке справочника, а также сведения о разработчиках справочника

Библиография. Приведен перечень источников информации, использованных при разработке справочника НДТ.

Предисловие

Цели, основные принципы и порядок разработки информационно-технического справочника по наилучшим доступным технологиям установлены постановлением Правительства Российской Федерации от 23 декабря 2014 г. № 1458. Перечень областей применения наилучших доступных технологий определен распоряжением Правительства Российской Федерации от 24 декабря 2014 г. № 2674-р.

1. Статус документа

Настоящий информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям (далее — справочник НДТ) является документом по стандартизации.

2. Информация о разработчиках

Справочник НДТ разработан технической рабочей группой № 2-2019 (ТРГ 2-2019) «Производство аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот», состав которой утвержден приказом Минпромторга России от 20 июня 2019 г. № 2162.

Справочник НДТ представлен на утверждение Бюро наилучших доступных технологий (далее — Бюро НДТ) (gost.e-ecolog.ru

3. Краткая характеристика

Справочник НДТ содержит описание применяемых при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот, использующихся в производстве минеральных удобрений, реализованных на территории Российской Федерации технологических процессов, оборудования, технических способов, методов, в том числе позволяющих снизить негативное воздействие на окружающую среду, водопотребление, повысить энергоэффективность, ресурсосбережение. Из описанных технологических процессов, оборудования, технических способов, методов определены решения, являющиеся наилучшими доступными технологиями (НДТ). Для НДТ в справочнике НДТ установлены соответствующие технологические показатели НДТ.

4. Взаимосвязь с международными, региональными аналогами

Справочник НДТ разработан с учетом справочника Европейского союза по НДТ «Крупнотоннажное производство неорганических химикатов — аммиака, кислот и удобрений» (Large Volume Inorganic Chemicals — Ammonia, Acids and Fertilisers) и особенностей производства крупнотоннажных органических химических веществ в Российской Федерации.

5. Сбор данных

Информация о технологических процессах, оборудовании, технических способах, методах, применяемых при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот в Российской Федерации, была собрана в процессе актуализации справочника НДТ в соответствии с Порядком сбора данных, необходимых для актуализации справочника по наилучшим доступным технологиям и анализа приоритетных проблем отрасли, утвержденным приказом Минпромторга России от 18 апреля 2017 г. № 1234.

6. Взаимосвязь с другими справочниками НДТ

Взаимосвязь настоящего справочника НДТ с другими справочниками НДТ, разработанными в соответствии с распоряжением Правительства Российской Федерации от 31 октября 2014 г. № 2178-р, приведена в разделе «Область применения».

7. Информация об утверждении, опубликовании и введении в действие

Справочник НДТ утвержден приказом Росстандарта от 12 декабря 2029 г. № 2983.

Справочник НДТ введен в действие с 1 марта 2020 г., официально опубликован в информационной системе общего пользования — на официальном сайте Федерального агентства по техническому регулированию и метрологии в сети Интернет (gost.e-ecolog.ru

8. Взамен ИТС 2-2015

ИНФОРМАЦИОННО-ТЕХНИЧЕСКИЙ СПРАВОЧНИК ПО НАИЛУЧШИМ ДОСТУПНЫМ ТЕХНОЛОГИЯМ

ПРОИЗВОДСТВО АММИАКА, МИНЕРАЛЬНЫХ УДОБРЕНИЙ И НЕОРГАНИЧЕСКИХ КИСЛОТ

Manufacture of ammonia, fertilizers and inorganic acids

Дата введения — 2020–03–01

Область применения

Настоящий справочник НДТ распространяется на следующие основные виды деятельности:

- производство аммиака;
- производство минеральных удобрений;
- производство неорганических кислот, использующихся в производстве минеральных удобрений на территории Российской Федерации.

Справочник НДТ также распространяется на следующие процессы, связанные с основными видами деятельности, которые могут оказать влияние на объемы эмиссий или масштабы загрязнения окружающей среды:

- хранение и подготовка сырья;
- хранение и подготовка топлива;
- обращение со сточными водами;
- производственные процессы;
- методы предотвращения и сокращения эмиссий, образования и размещения отходов;
- хранение и подготовка продукции.

Подходы при обращении со сточными водами, затрагиваемые в настоящем отраслевом справочнике НДТ, являются приоритетными перед теми, что приводятся в ИТС 8-2015 «Очистка сточных вод при производстве продукции (товаров), выполнении работ и оказании услуг на крупных предприятиях» на том основании, что в настоящем информационно-техническом справочнике рассмотрены отраслевые особенности обращения и очистки специфичных сточных вод отрасли производства минеральных удобрений.

Справочник НДТ не распространяется на:

- производство серной кислоты из отходящих газов цветной металлургии и нефтехимической промышленности;
- вопросы, касающиеся исключительно обеспечения промышленной безопасности или охраны труда.

Сфера распространения настоящего справочника НДТ приведена на рисунке 1.1.

Серым прямоугольником выделена сфера распространения настоящего справочника НДТ. Цифры, приведенные над продуктами или процессами, указывают на порядковые номера справочников НДТ (в соответствии с распоряжением Правительства Российской Федерации от 31 октября 2014 г. № 2178-р об утверждении поэтапного графика

создания в 2015–2017 годах отраслевых справочников наилучших доступных технологий), в сферу распространения которых входит производство указанных продуктов или осуществление приведенных процессов.

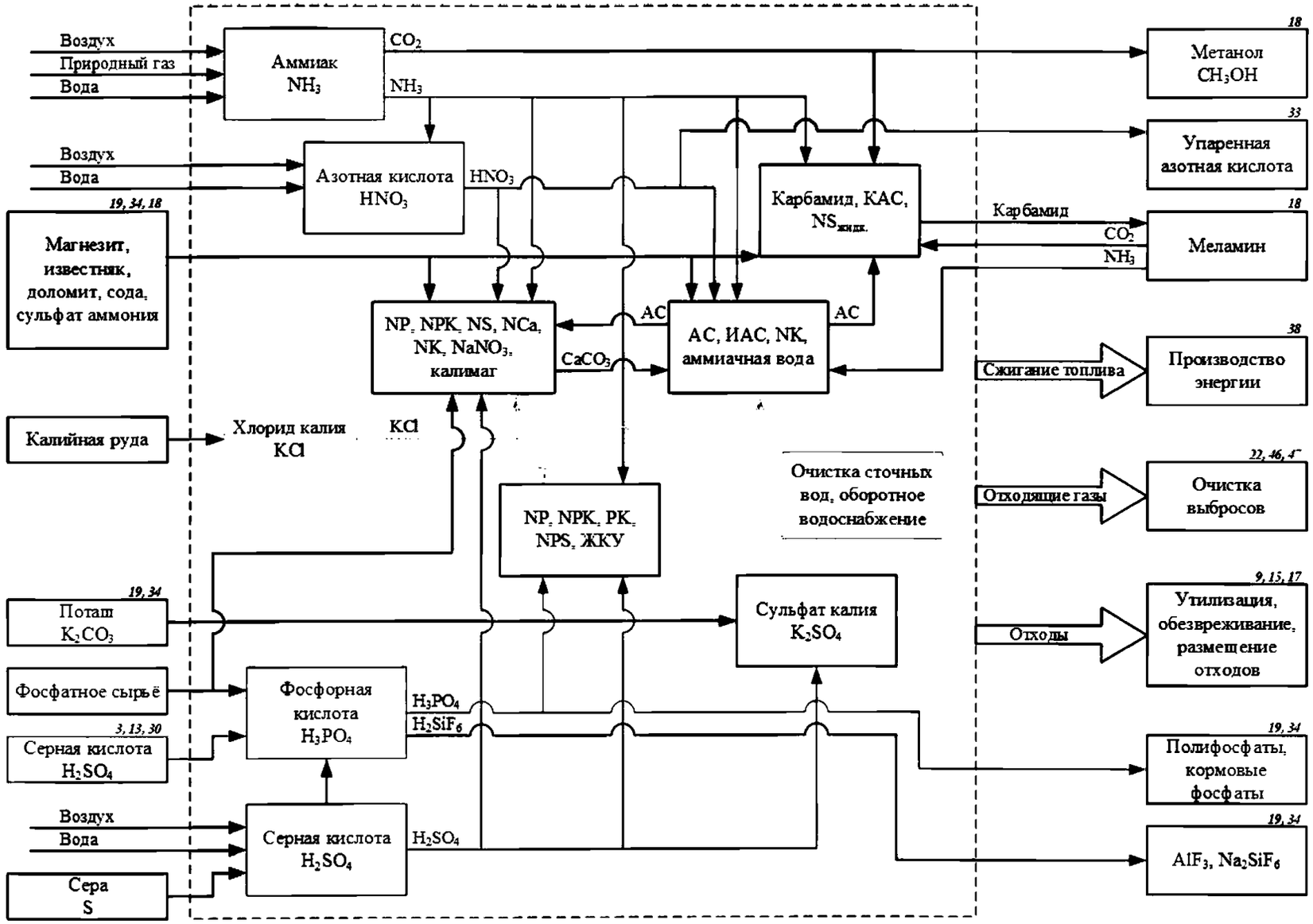


Рисунок 1.1 – Сфера распространения настоящего справочника НДТ и его связь с другими справочниками НДТ

Раздел 1. Общая информация об отрасли минеральных удобрений

Отрасль минеральных удобрений в России является системообразующей для российского химического комплекса. Отрасль включает производство всех видов агрохимического сырья (апатитовый концентрат, хлористый калий, брусит) и полного ассортимента минеральных удобрений — односторонних азотных и калийных, сложных и комплексных удобрений.

Применение основной продукции промышленности минеральных удобрений в конечном итоге направлено на обеспечение продовольственной безопасности Российской Федерации. В соответствии с указом Президента Российской Федерации от 31 декабря 2015 г. № 683 «О Стратегии национальной безопасности Российской Федерации» обеспечение продовольственной безопасности осуществляется, в частности, за счет:

- достижения продовольственной независимости Российской Федерации;
- повышения плодородия почв, предотвращения истощения и сокращения площадей сельскохозяйственных земель и пахотных угодий.

Производство серной и азотной кислот имеет высокую важность в деле обеспечения обороноспособности страны, ибо названные кислоты используются при производстве взрывчатых веществ.

В настоящее время в России имеются мощности по производству более 23 млн. т минеральных удобрений (в пересчете на 100 % питательных веществ).

Российские компании полностью обеспечены основным сырьем для производства всех видов минеральных удобрений, таким как природный газ, сера, апатитовый концентрат и хлористый калий. В 2018 году объем выпуска минеральных удобрений составил 22,8 млн. т, в том числе азотных — 10,4 млн. т, фосфорных — 4,0 млн. т, калийных — 8,4 млн. т.

Потребление минеральных удобрений отечественными сельскохозяйственными товаропроизводителями составляет порядка 22–25 % от произведенного в РФ.

Основным сырьем для отрасли производства минеральных удобрений являются: природный газ, сера, фосфатное сырье и хлористый калий.

Структура производства минеральных удобрений в России представлена на рисунке 1.2.

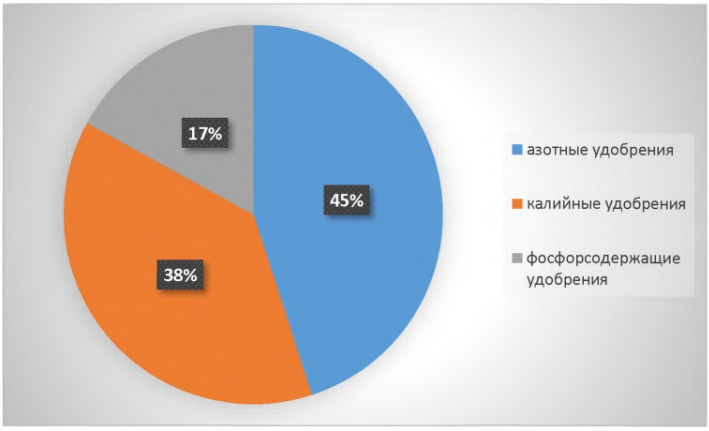


Рисунок 1.2 – Структура производства минеральных удобрений

Минеральные удобрения традиционно занимают лидирующие позиции в экспорте отечественной продукции химического комплекса (около 35 %).

В 2018 году потребление минеральных удобрений в России составило 3,1 млн т в действующем веществе, что стало рекордом за последние 25 лет.

Одним из основных направлений получения добавленной стоимости и коммерциализации основных видов сырья является получение широкой гаммы химической продукции отрасли, в том числе аммиака, метанола, их производных, включая производство минеральных удобрений, меламина и др.

1.1 Перспективы развития рынка минеральных удобрений в России

Сегмент минеральных удобрений является одним из наиболее развитых в структуре российской химической промышленности и сохранит свое развитие в дальнейшем, укрепляя свои экспортные позиции, с одновременным развитием внутреннего рынка и повышением эффективности компаний.

В сегменте калийных и фосфорных удобрений преимущество отечественных производителей будет обеспечено широким доступом к сырью (калийная и фосфорная руда). Модернизация существующих предприятий в сегменте азотных удобрений с целью повышения энергоэффективности, ресурсосбережения и экологической безопасности позволит сохранить конкурентоспособность на глобальном рынке. Модернизация мощностей также позволит снизить негативное воздействие производств минеральных удобрений на окружающую среду при ужесточении и общей гармонизации экологических требований с международными экологическими стандартами.

Важным фактором конкурентоспособности российских производителей станет расширение производства сложных и комплексных удобрений, адаптированных под со-

временные потребительские предпочтения. Рост данных продуктовых направлений потребует от компаний собственных научно-исследовательских разработок и технологий в области производства и применения минеральных удобрений.

Сохранение позиций на экспортных рынках должно сопровождаться развитием внутреннего рынка посредством стимулирования потребления минеральных удобрений и увеличения доли использования сложных удобрений в сельском хозяйстве. Для реализации потенциала внутреннего рынка должна оказываться более активная государственная поддержка сельхозтоваропроизводителей в виде доступа к дешевым источникам финансирования и (или) предоставления дотаций на развитие инфраструктуры по транспортировке, хранению и внесению минеральных удобрений, в том числе сложных, и последующей интенсификацией сельского хозяйства.

1.2 Перечень предприятий, относящихся к сфере распространения справочника НДТ

В таблице 1.1 приведен перечень предприятий, относящихся к сфере распространения настоящего справочника НДТ, и их географическое расположение.

Таблица 1.1 – Перечень предприятий, относящихся к сфере распространения настоящего справочника НДТ

№ п/п	Наименование организации	Наименование группы, ассоциации, холдинга	Регион Российской Федерации	Город (населенный пункт)
1	АО «Апатит» (Вологодская область)	ФосАгро, ПАО	Вологодская обл.	Череповец
2	Балаковский филиал АО «Апатит»	ФосАгро, ПАО	Саратовская обл.	Балаково
3	Волховский филиал АО «Апатит»	ФосАгро, ПАО	Ленинградская обл.	Волхов
4	«НАК Азот», АО	МХК ЕвроХим, АО	Тульская обл.	Новомосковск
5	АО «Невинномысский Азот» (г. Невинномысск)	МХК ЕвроХим, АО	Ставропольский край	Невинномысск
6	«ПГ Фосфорит», ООО	МХК ЕвроХим, АО	Ленинградская обл.	Кингисепп
7	«Еврохим-Северо-Запад», АО	МХК ЕвроХим, АО	Ленинградская обл.	Кингисепп
8	«ЕвроХим — Белореченские минудобрения», ООО	МХК ЕвроХим, АО	Краснодарский край	Белореченск
9	«Акрон», ПАО	Акрон, ПАО	Новгородская обл.	Великий Новгород
10	«Дорогобуж», ПАО	Акрон, ПАО	Смоленская обл.	Верхнеднепровский

№ п/п	Наименование организации	Наименование группы, ассоциации, холдинга	Регион Российской Федерации	Город (населенный пункт)
11	Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке	ОХК Уралхим, АО	Кировская обл.	Кирово-Чепецк
12	Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Березники	ОХК Уралхим, АО	Пермский край	Березники, Соликамск
13	«Воскресенские минеральные удобрения», ОАО	ОХК Уралхим, АО	Московская обл.	Воскресенск
14	Филиал «ПМУ» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Перми	ОХК Уралхим, АО	Пермский край	Пермь
15	«Уралкалий», ПАО	—	Пермский край	Березники
16	«Минудобрения», АО г. Россошь	—	Воронежская обл.	Россошь
17	«Азот», Кемеровское АО	СДС Азот, АО (ХК СДС, ЗАО)	Кемеровская обл.	Кемерово
18	«Капролактам Кемерово», ЗАО	СДС Азот, АО (ХК СДС, ЗАО)	Кемеровская обл.	Кемерово
19	«Ангарский азотно-туковый завод», ООО	СДС Азот, АО (ХК СДС, ЗАО)	Иркутская обл.	Ангарск
20	«Титановые инвестиции», ООО, Армянский филиал	—	Респ. Крым	Армянск
21	«КуйбышевАзот», ПАО	—	Самарская обл.	Тольятти
22	ООО «Линде Азот Тольятти»		Самарская обл.	Тольятти
23	АО «Аммоний»	—	Респ. Татарстан	Менделеевск
24	«Тольяттиазот», АО	—	Самарская обл.	Тольятти
25	«Газпром нефтехим Салават», ООО	Газпром, ПАО	Респ. Башкортостан	Салават
26	«Гидрометаллургический завод», АО	—	Ставропольский край	Лермонтов
27	«Мелеузовские минеральные удобрения», АО	—	Респ. Башкортостан	Мелеуз
28	«Арви НПК», ООО	—	Калининградская обл.	Черняховск
29	«РУСАЛ Ачинский глиноземный комбинат», АО	РУСАЛ, ОК	Красноярский край	Ачинск
30	«Щекиноазот», АО	ОХК Щекиноазот, ООО	Тульская обл.	Первомайский
31	«Щекиноазот», АО, Ефремовский филиал	ОХК Щекиноазот, ООО	Тульская обл.	Ефремов

1.3 Перечень продукции и применяемых технологий

В таблице 1.2 приведен перечень продукции и технологий к настоящему справочнику НДТ.

Таблица 1.2 – Перечень продукции и технологий к настоящему справочнику НДТ

Наименование продукции				Способы производства	
	Аммиак	1.1	Аммиак	1.1.1	Производство аммиака из природного газа мощностью 1360–2000 т в сутки в однолинейном агрегате на базе парового каталитического риформинга в прямоточной трубчатой печи и вторичного паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 210–300 ати по циркуляционной схеме
				1.1.2	Производство аммиака из природного газа мощностью 1240–1300 т в сутки в однолинейном агрегате на базе парового каталитического риформинга в противоточной трубчатой печи и вторичного паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 200–300 ати по циркуляционной схеме
				1.1.3	Производство аммиака (в том числе совмещенное с производством метанола) из природного газа на базе парового каталитического риформинга и паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 128,7÷190 ати по циркуляционной схеме
				1.1.4	Производство аммиака из природного газа по технологии Linde Ammonia Concept
				1.1.5	Производство аммиака из природного газа мощностью до 3000 т в сутки в однолинейном агрегате на базе технологии KBR (с применением технологии Purifier)
2	Серная кислота	2.1	Серная кислота	2.1.1	Сернокислотные системы одинарного контактирования с системой очистки хвостовых газов
				2.1.2	Сернокислотные системы ДК-ДА (двойное контактирование — двойная абсорбция) малой производительности (< 500 000 т мнг/год)

Наименование продукции				Способы производства	
				2.1.3	Сернокислотные системы ДК-ДА большой производительности (500 000–1 000 000 т мнг/год)
3	Фосфорная кислота	3.1	Фосфорная кислота	3.1.1	Производство экстракционной фосфорной кислоты (ЭФК) полугидратным (ПГ) либо дигидратным (ДГ) способом посредством сернокислотного разложения фосфатного сырья с возможностью последующего концентрирования ЭФК
4	Азотная кислота	4.1	Азотная кислота	4.1.1	АК-72 (АК-72М): каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при давлении 0,412 МПа (4,2 кгс/см^2) (абс.) и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 1,0791 МПа (11 кгс/см^2) (абс.)
				4.1.2	УКЛ-7: каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при давлении 0,716 МПа (7,3 кгс/см^2) (абс.) и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 0,716 МПа (7,3 кгс/см^2) (абс.)
				4.1.3	1/3,5 ата: каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при атмосферном давлении и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 0,35 МПа (3,5 кгс/см^2) (абс.)
5	Удобрения на основе сернокислотной переработки фосфатного сырья	5.1	NP / NPS	5.1.1	По схеме САИ (скоростной аммонизатор-испаритель) -БГС (барабанный гранулятор сушилка) или САИ-ТР (трубчатый реактор) -БГС с упаркой и без упарки аммонизированных пульп
				5.1.2	По схеме ТР-БГС
				5.1.3	По схеме ТР — АГ (аммонизатор-гранулятор) — СБ (сушильный барабан)

Наименование продукции				Способы производства	
				5.1.4	По схеме с использованием каскада емкостных смесителей-нейтрализаторов с гранулированием и сушкой NP пульп в АГ — СБ/БГС
		5.2	NPK	5.2.1	По схеме САИ — ТР — БГС/ТР — БГС
				5.2.2	По схеме ТР — АГ — СБ
				5.2.3	По схеме с использованием каскада емкостных смесителей-нейтрализаторов с гранулированием и сушкой NPK пульп в АГ — СБ или БГС
		5.3	PK	5.3.1	Разложение поташа фосфорной кислотой
				5.3.2	На основе фосфатов кальция и хлористого калия с грануляцией в БГС
		5.4	ЖКУ	5.4.1	Нейтрализация суперфосфорной кислоты аммиаком в трубчатом реакторе
6	Удобрения на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья	6.1	NP	6.1.1	Азотнокислотное разложение фосфатного сырья с отделением тетрагидрата нитрата кальция вымораживанием, аммонизацией полученного азотнофосфорнокислого раствора, упариванием пульпы и грануляцией в БГС
				6.1.2	Азотнокислотное разложение фосфатного сырья с отделением тетрагидрата нитрата кальция вымораживанием, аммонизацией полученного азотнофосфорнокислого раствора, упариванием пульпы и грануляцией в грануляционной башне
		6.2	NP (азотофосфат, сульфонитрат)	6.2.1	Грануляция смеси концентрированных растворов аммиачной селитры (АС) и аммонизированного азотнофосфорнокислого раствора
		6.3	NPK	6.3.1	Азотнокислотное разложение фосфатного сырья с отделением тетрагидрата нитрата кальция вымораживанием, аммонизацией полученного азотнофосфорнокислого раствора, упариванием пульпы, смешением с хлористым калием и грануляцией в БГС

Наименование продукции				Способы производства	
				6.3.2	Азотнокислотное разложение фосфатного сырья с отделением тетрагидрата нитрата кальция вымораживанием, аммонизацией полученного азотнофосфорнокислого раствора, упариванием пульпы, смешением с хлористым калием и грануляцией в грануляционной башне
		6.4	Другое	6.4.1	Получение нитрата кальция из пульпы нитрата кальция, полученной вымораживанием нитрата кальция из азотнофосфорнокислого раствора
7	Удобрения на основе переработки аммиака и азотной кислоты	7.1	Аммиачная селитра	7.1.1	АС-72: нейтрализация азотной кислоты (58–60 %) газообразным аммиаком Нпод давлением, близким к атмосферному, с последующей упаркой полученного раствора до состояния высококонцентрированного плава, который подается на грануляцию в гранбашню, охлаждение гранул и обработка антислеживателем
				7.1.2	АС-67: подача плава на грануляторы самотеком; охлаждение гранул в «кипящем» слое перемешивания, расположенном по всему сечению гранбашни; для охлаждения используется один дутьевой воздушный вентилятор высокой производительности
				7.1.3	АС-60: нейтрализации 46–48 % азотной кислоты газообразным аммиаком с последующей упаркой полученного раствора до состояния высококонцентрированного плава. Подача плава на грануляторы специально разработанным насосом плава; охлаждение гранул в выносном секционированном аппарате «кипящего» слоя (или в аппарате КС, размещенном в нижней части гранбашни); для охлаждения гранул используются воздушные вентиляторы

Наименование продукции				Способы производства	
		7.2	Известково-аммиачная селитра	7.2.1	Упаривание раствора АС до плава, смешивание плава АС и карбоната кальция, грануляция суспензии плава АС и карбоната кальция в барабане с «кипящим» слоем, охлаждение гранул, обработка антислеживателем
				7.2.2	Упаривание раствора АС, смешивание упаренного раствора АС с карбонатом кальция, грануляция пульпы и сушка гранул в БГС, охлаждение гранул и обработка антислеживателем
		7.3	NK-удобрения	7.3.1	Калиевая селитра конверсионным методом с использованием нитрата натрия и хлористого калия
				7.3.2	NK-удобрения по схеме с использованием каскада емкостных смесителей-нейтрализаторов с гранулированием продуктов взаимодействия плава АС, хлористого калия и аммиака
8	Карбамид	8.1	Карбамид	8.1.1	Из аммиака и диоксида углерода при высоком давлении и температуре
9	Смесь растворов карбамида и аммиачной селитры (КАС)	9.1	Смесь растворов КАС	9.1.1	Смешение растворов карбамида и АС
10	Калийные удобрения	10.1	Хлористый калий	10.1.1	Галлургический способ
				10.1.2	Флотационный способ
		10.2	Сульфат калия	10.2.1	Разложение карбоната калия серной кислотой
		10.3	Калимаг	10.3	Смешение хлористого калия с магнезитом и сульфатом натрия, разложение смеси серной кислотой с последующей грануляцией и сушкой.
11	Сульфат аммония	11.1	Сульфат аммония	11.1.1	Процесс производства кристаллического сульфата аммония из водного раствора сульфата аммония с упариванием, кристаллизацией, отделением продукта и грануляцией (в некоторых схемах). Процесс производства гранулированного сульфата аммония методом компактирования

Наименование продукции				Способы производства	
12	NS-удобрения: азото-сульфат (сульфонит-рат, нитросульфат, сульфат-нитрат ам-мония), удобрение азотное жидкое N:S	12.1	Азото-сульфат (сульфонитрат, сульфат-нитрат аммония)	12.1.1	Раздельное получение растворов сульфата и нитрата аммония, их смешение, упарка, грануляция и сушка. Смешение водных растворов карбамида, аммиачной селитры и сульфата аммония (для производства удобрения азотного жид-кого N:S)
13	Другие	13.1	Кальций азото-сульфат	13.1.1	Смешение нитрата кальция, раствора сульфата и нитрата аммо-ния с дальнейшей упаркой, смешением с карбонатом кальция и грануляцией
		13.2	Аммиак водный	13.2.1	Абсорбция аммиака водой

1.4 Мощности производства

В таблицах 1.3–1.24 представлены мощности предприятий по производству продукции.

Таблица 1.3 – Мощности производства аммиака (1.1), тыс. т ф. м./год

Предприятие	Мощность производства
АО «Апатит» (Вологодская область)	1023 [1]
НАК «Азот», АО	1695 [2]
«Невинномысский Азот», АО	1352 [2]
«Акрон», ПАО	1900 [3]
«Дорогобуж», ПАО	600 [3]
Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке	1162 [1]
Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Березники	860 [3]
Филиал «ПМУ» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Перми	590 [3]
«Минудобрения», АО (г. Россошь)	900 [3]
«Азот», Кемеровское АО	1140 [3]
«Куйбышев Азот», ПАО	660 [2]
ООО «Линде Азот Тольятти»	489,1[3]
«Тольяттиазот», АО	3150 [3]
«Газпром нефтехим Салават», ООО	450 [3]
«Щекиноазот», ПАО	137[3]
АО «Аммоний»	522,2[3]/717,5[4]
АО «Еврохим-Северо-Запад» (г. Кингисепп)	963[3]

[1] Достигнутая мощность.
[2] Утвержденная мощность.
[3] Проектная мощность.
[4] Проектная мощность при производстве аммиака без выпуска метанола.

Таблица 1.4 – Мощности производства серной кислоты (2.1), тыс. т/год (в пересчете на моногидрат-мнг)

Предприятие	Мощность производства
«Апатит», АО, Череповецкий филиал	3360[1]
«Апатит», АО, Балаковский филиал	2300[2]
«Апатит», АО, Волховский филиал	246 [1]
«ПГ Фосфорит», ООО	1132[1]
«ЕвроХим, Белореченские минудобрения», ООО	770[1]
«Воскресенские минеральные удобрения», АО	500[2]
«Азот», Кемеровское АО	280 [1]
«Титановые инвестиции», ООО, Армянский филиал	960[2]
«Щекиноазот», АО, Ефремовский филиал	700[2]

Предприятие	Мощность производства
[1] Достигнутая мощность. [2] Проектная мощность.	

Таблица 1.5 – Мощности производства фосфорной кислоты (3.1), тыс. т P_2O_5/год

Предприятие	Мощность производства
АО «Апатит» (Вологодская область)	1180[1]
«Апатит», АО, Балаковский филиал	850[1]
Волховский филиал АО «Апатит»	100[1]
«ПГ Фосфорит», ООО	490[1]
«ЕвроХим, Белореченские минудобрения», ООО	300[1]
«Воскресенские минеральные удобрения», АО	160[1]
«Титановые инвестиции», ООО, Армянский филиал	53[1]
[1] Достигнутая мощность.	

Таблица 1.6 – Мощности производства азотной кислоты (4.1), тыс. т/год (в пересчете на моногидрат)

Предприятие	Мощность производства
АО «Апатит» (Вологодская область)	367[1]
«НАК Азот», АО	1246[2]
«Невинномысский Азот», АО	1324[2]
«Акрон», ПАО	1505 [1]
«Дорогобуж», ПАО	1231[1]
Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке	1409[1]
Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Березники	1200[3]
«Минудобрения», АО, г. Россошь	760[3]
«Азот», Кемеровское АО	890 [3]
«Ангарский азотно-туковый завод», ООО	225[3]
«КуйбышевАзот», ПАО	585[2]
АО «Аммоний»	360[3]
«Мелеузовские минеральные удобрения», АО	600[3]
[1] Достигнутая мощность. [2] Утвержденная мощность на 2019 год. [3] Проектная мощность.	

Таблица 1.7 – Мощности производства NP / NPS-удобрений на основе сернокислотной переработки фосфатного сырья (5.1), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
АО «Апатит» (Вологодская область)	1300 (МАФ)[1]
«Апатит», АО, Балаковский филиал	1367 (МАФ)[1]
«ПГ Фосфорит», ООО	1000 (МАФ)[2]
«ЕвроХим — Белореченские минудобрения», ООО	680 (МАФ)[2]

Предприятие	Мощность производства
«Воскресенские минеральные удобрения», АО	480 (МАФ)[2] (420 NPK)[1]
«Титановые инвестиции», ООО, Армянский филиал	100 (МАФ)[1]
«Гидрометаллургический завод», АО	
«Арви НПК», ООО	
[1] Достигнутая мощность. [2] Проектная мощность.	

Таблица 1.8 – Мощности производства PK / NPK-удобрений на основе сернокислотной переработки фосфатного сырья (5.2), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
АО «Апатит» (Вологодская область)	1800 (NPK)[1]
Волховский филиал АО «Апатит»	80 (PK)[2] 100 (NPK)[2]
«Воскресенские минеральные удобрения», АО	480 (МАФ)[2] (420 (NPK))[1]
«Невинномысский Азот», АО	600 (NPK)[2]
«Гидрометаллургический завод», АО	
«Арви НПК», ООО	
[1] Достигнутая мощность. [2] Проектная мощность.	

Таблица 1.9 – Мощности производства ЖКУ на основе сернокислотной переработки фосфатного сырья (5.4), тыс. т P_2O_5/год

Предприятие	Мощность производства
АО «Апатит» (Вологодская область)	50 [1]
[1] Проектная мощность.	

Таблица 1.10 – Мощности производства NP / NPK / NPKS-удобрений на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья (6.1–6.3), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
«Минудобрения», АО (г. Россошь)	1100 (NPK)[1]
«Акрон», ПАО	1550 (NPK)[1]
«Дорогобуж», ПАО	600 (NPK)[1]
Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке	850 (NPK)[2]
[1] Проектная мощность. [2] Достигнутая мощность.	

Таблица 1.11 – Мощности производства прочих удобрений на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья (6.4), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке	147 (нитрат кальция)[1]
[1] Проектная мощность.	

Таблица 1.12 – Мощности производства аммиачной селитры (7.1), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
АО «Апатит» (Вологодская область)	471 [1]
«НАК Азот», АО	1618 [2]
«Невинномысский Азот», АО	1549 [2]
«Акрон», ПАО	1200 [3]
«Дорогобуж», ПАО	935 [3]
Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке	1218 [1]
Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Березники	1162 [3]
«Минудобрения», АО (г. Россошь)	520 [3]
«Азот», Кемеровское АО	957 [3]
«Ангарский азотно-туковый завод», ООО	270 [3]
«КуйбышевАзот», ПАО	680 [2]
АО «Аммоний»	380 [3]
«Мелеузовские минеральные удобрения», АО	450 [3]
[1] Достигнутая мощность. [2] Утвержденная мощность. [3] Проектная мощность.	

Таблица 1.13 – Мощности производства известково-аммиачной селитры (7.2), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
«НАК Азот», АО	420 [1]
Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке	428,5 (совместно с азото-сульфатом, сульфонитратом и кальций-азото-сульфатом)[2]
[1] Утвержденная мощность на 2015 год. [2] Достигнутая мощность.	

Таблица 1.14 – Мощности производства NK-удобрений (7.3), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
Невинномысский Азот, АО	600 (NK 21:21)[2]
Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Березники	22 (калиевая селитра)[2]

Предприятие	Мощность производства
[1] Утвержденная мощность. [2] Проектная мощность.	

Таблица 1.15 – Мощности производства карбамида (8.1), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
АО «Апатит» (Вологодская область)	891 [1]
«НАК Азот», АО	1453 [4]
«Невинномысский Азот», АО	980,7 [2]
«Акрон», ПАО	1134,3 [4]
Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Березники	544,95 [4]
Филиал «ПМУ» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Перми	660,6 [4]
«Азот», Кемеровское АО	560 [3]
«КуйбышевАзот», ПАО	380 [2]
«ТольяттиАзот», АО	960 [1]
«Газпром нефтехим Салават», ООО	360 [1]
«Аммоний», АО	735,5 [4]
[1] Достигнутая мощность. [2] Утвержденная мощность. [3] Проектная мощность. [4] Факт производства в 2018 году.	

Таблица 1.16 – Мощности производства КАС (9.1), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
«НАК Азот», АО	450 [1]
«Невинномысский Азот», АО	1095 [1]
«Акрон», ПАО	1420 [3]
«КуйбышевАзот», ПАО	300[1]
КАО «Азот»	106[2]
[1] Утвержденная мощность [2] Проектная мощность [3] Достигнутая мощность.	

Таблица 1.17 – Мощности производства хлористого калия (10.1), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
«Уралкалий», ПАО	12 201 [1]
[1] Факт производства в 2014 году.	

Таблица 1.18 – Мощности производства сульфата калия и калимага / калимага с сульфатом натрия (10.2; 10.3), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
Волховский филиал АО «Апатит»	90 [1] (по сульфату калия) 38,6 (по калимагу/калимагу с сульфатом натрия)
«РУСАЛ Ачинский глиноземный комбинат», АО	—
[1] Проектная мощность.	

Таблица 1.19 – Мощности производства фосфата калия (10.3), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
«Гидрометаллургический завод», АО	—

Таблица 1.20 – Мощности производства сульфата аммония (11.1), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
«Капролактам Кемерово», ЗАО	321 [1]
«КуйбышевАзот», ПАО	650[2]
СП ПАО «КуйбышевАзот» и ООО «СП «Граниферт»	140 (гран)[3]
«Щекиноазот», АО	—
[1] Факт производства в 2014 году. [2] Утвержденная мощность. [3] Проектнкая мощность.	

Таблица 1.21 – Мощности производства сульфат-нитрат аммония (11.1), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
«КуйбышевАзот», ПАО	366,67
[1] Проектные данные.	

Таблица 1.22 – Мощности производства азотосульфата (сульфонитрата) (12.1), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке	428,5 (совместно с известково-аммиачной селитрой, сульфонитратом и кальций-азото-сульфатом)[1]
[1] Достигнутая мощность.	

Таблица 1.23 – Мощности производства удобрения азотного жидкого N:S, тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
«КуйбышевАзот», ПАО	30,0
Утвержденные на 2019 г.	

Таблица 1.21 – Мощности производства аммиака водного технического (14), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
КуйбышевАзот, ПАО	36,0[1]
«Апатит», АО	95,04[2]
«Акрон», ПАО	30[3]
[1] Утвержденная на 2019 год. [2] При суточной мощности 288 т/сутки и работе 330 дней в году. [3] Проектная мощность	

Таблица 1.225 – Мощности производства кальций азотосульфата (13.1), тыс. т/год

Предприятие	Мощность производства
Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке	428,5 (совместно с известково-аммиачной селитрой и азото-сульфатом / сульфонитратом)[1]
[1] Достигнутая мощность.	

1.5 Анализ приоритетных проблем отрасли

1.5.1 Охрана окружающей среды

К факторам негативного воздействия на окружающую среду при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот относятся:

- выбросы в атмосферу;
- сточные воды;
- крупнотоннажные побочные продукты
- прочие факторы негативного воздействия.

При сопоставлении значений выбросов / сбросов аналогичных производств следует обратить внимание на возможные погрешности, связанные с различным объемом обрабатываемого массива данных, использованием разных методов анализа, приборного парка, алгоритма пересчета в необходимые величины и т.д.

Существует проблема с отнесением уровня эмиссий к конкретному производству/марке продукта (объединенная отчетность нескольких производств, раздельная отчетность одного производства, объединенные источники выбросов и сбросов, общие очистные сооружения, широкий ассортиментный ряд продукции), а также в связи с тем, что различные марки продукции могут производиться на одном и том же оборудовании и эмиссии в воздух осуществляются (могут осуществляться) через один источник выброса.

Для обеспечения сопоставимости результатов должен быть принят ряд документов в развитие Федерального закона № 102-ФЗ «Об обеспечении единства измерений».

В перспективе данные проблемы могут решаться путем обеспечения единства измерений (развитие положений предусмотренных ГОСТ Р 8.589-2001. «Контроль загрязнений окружабщей среды. Метрологическое обеспечение. Основные положения»), но в данный момент, представленные в справочнике данные по эмиссиям, необходимо рассматривать с учетом показателей погрешностей приведенных в Приказе министерства

природных ресурсов и экологии РФ № 425 от 07.12.2012г. «Об утверждении перечня измерений, относящихся к сфере государственного регулирования обеспечения единства измерений и выполняемых при осуществлении деятельности в области охраны окружающей среды, и обязательных метрологических требований к ним, в том числе показателей точности измерений».

1.5.1.1 Выбросы в атмосферу

К основным загрязняющим веществам (поллютантам), выбрасываемым в атмосферу, относятся NO_x, SO_2, SO_3, H_2SO_4, CO, NH_3, соединения фтора, NH_4NO_3.

Производство аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот требует больших затрат энергии, получаемой обычно за счет сжигания органического топлива с выделением значительных объемов парниковых газов. При этом некоторые предприятия (к примеру, по производству карбамида) частично используют образующийся CO_2 в качестве исходного сырья, что позволяет уменьшить эмиссию диоксида углерода. Тем не менее работа большинства предприятий сопровождается выбросами в атмосферу, связанными со сжиганием природного газа или дизельного топлива в турбинах, котлах, компрессорах и других системах для выработки энергии и тепла. Данные выбросы нельзя считать показателями, корректно определяющими уровень развития технологий, так как они зачастую зависят от используемого сырья и вида топлива и определяют в большей степени технику и технологию получения энергии, что не является предметом настоящего справочника НДТ.

В результате абсорбционной очистки отходящих газов, содержащих SiF_4, образуется кремнефтористоводородная кислота (H_2SiF_6), которая является побочным продуктом. Ее использование зависит от спроса на продукцию, получаемую на ее основе. При отсутствии спроса кремнефтористоводородная кислота нейтрализуется с использованием дополнительных ресурсов.

1.5.1.2 Сточные воды

Рассматривая эмиссии в виде сточных вод (сбросов) от описываемых в настоящем справочнике НДТ технологий, следует отметить, что в большинстве случаев прямой сброс в водные объекты отсутствует. Существующий уровень технологий позволяет минимизировать количество технологических сточных вод путем их использования после очистки в водооборотных системах предприятия, исключить их образование путем внедрения бессточных систем или удаления в изолированные водовмещающие пласты горных пород. При определенных климатических условиях (преобладание среднегодовых испарений над среднегодовыми осадками) имеется техническая возможность полностью уйти от сброса сточных вод во внешние источники, используя всю оборотную воду в технологических целях.

Наличие на предприятиях установок для очистки сточных вод позволяет предупредить попадание загрязняющих веществ в водоемы. Кроме того, очищенная вода может быть возвращена в производство путем организации водооборотных циклов (далее – ВОЦ), в результате чего сократится потребление воды. Потребление свежей воды будет обусловлено восполнением потерь в результате ее испарения и каплеуноса в системах ВОЦ, а также переходом воды в продукцию и (или) отходы (в том числе в виде кристаллогидратной влаги).

На ряде предприятий исторически сложились такие схемы водопользования, когда на свои очистные сооружения поступают неочищенные сточные воды других предприятий (абонентов), в том числе водоканалов, где эти стоки смешиваются со своими производственными и хозяйственно-бытовыми сточными водами для очистки и последующего сброса в водный объект.

Следует отметить, что оценить влияние на окружающую среду технологических сточных вод отдельных цехов в составе общего стока химического комбината практически не представляется возможным и не целесообразно с учетом того, что обычно сточные воды не попадают напрямую в водный объект, а проходят стадии очистки. Поэтому целесообразнее рассматривать обращение со сточными водами всего химического комбината в целом. Такой подход не только позволяет выявить наилучшие доступные технологии по сходным предприятиям, но и определить технологические показатели сбросов загрязняющих веществ в водный объект там, где это представляется возможным.

Технологические сточные воды от производств, рассматриваемых данным справочником, содержат следующие компоненты: фторид-анион (F^-), фосфаты (по фосфору); сульфат-ион (SO_4^{2-}), аммоний-ион (NH_4^+), нитрат-анион (NO_3^-) (для предприятий азотных предприятий), хлорид-ион (Cl^-). Наличие названных компонентов в сточных водах обусловлено составом потребляемых предприятием вод (содержание загрязняющих вещество в потребляемой предприятием воде), составом сырья, осуществлением технологических процессов, составом промежуточных продуктов, либо составом готовых продуктов.

Способы снижения эмиссий:

- очистка сточных вод перед сбросом во внешние источники;
- снижение образования сточных вод за счет вторичного использования в производственных процессах, организации и (или) модернизации водооборотных циклов (в частности, внедрение бессточных систем);
- передача третьим лицам для вторичного использования, либо с целью более глубокой очистки на сторонних очистных сооружениях;
- удаление сточных вод в изолированные водовмещающие пласты горных пород.

На всех рассматриваемых производствах технологические сточные воды собираются, очищаются от загрязняющих веществ и направляются на повторное использование в производстве, дебалансные воды, которые не могут быть использованы, после очистки сбрасываются в поверхностные водные объекты, или удаляются в водовмещающие пласты горных пород, или передаются сторонним организациям для дальнейшего использования или очистки, или могут быть дополнительно очищены на собственных очистных сооружениях.

В настоящее время закачивание сточных вод в водовмещающие пласты горных пород в отрасли производства удобрений широко не распространено, но тем не менее может использоваться там, где это необходимо в связи со специфичными условиями совместного водопользования предприятий, относящихся к различным отраслям промышленности, при деятельности которых образуются объединенные воды, для которых отсутствуют эффективные и экономически целесообразные способы очистки. Так, биологическая очистка может быть не приемлема в связи с токсическим воздействием на биологические объекты компонентов сточных вод, образующихся в производстве, не связанном с выпуском аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот; использование прудов-испарителей невозможно из-за климатических,географических и

геологических особенностей региона (обводнение, осадки, возможное попадание загрязняющих веществ в водный объект, служащий для водоснабжения крупного населенного пункта). В отрасли производства удобрений есть опыт успешного использования закачки сточных вод с применением наилучшего (на момент строительства) мирового опыта, в том числе с применением сети наблюдательных скважин, мониторинг которых подтверждает выполнение требований промышленной и экологической безопасности.

1.5.1.3 Крупнотоннажные побочные продукты

Вследствие крупнотоннажности рассматриваемых производств основные проблемы переработки и использования вторичных материальных ресурсов связаны с тем, что они образуются в больших количествах. Это приводит к ограниченности рынка сбыта указанных ниже продуктов:

- фосфогипс, который образуется при производстве ЭФК;
- конверсионный мел (карбонат кальция), получаемый в результате конверсии нитрата кальция, образующегося в процессе азотнокислотной переработки фосфатного сырья;
- галитовые отходы, которые образуются при производстве хлористого калия.

При производстве фосфорной кислоты сернокислотным способом на 1 т P_2O_5 в ЭФК в зависимости от типа используемого фосфатного сырья образуется 4,2–6,5 т фосфогипса (в пересчете на сухой дигидрат сульфата кальция). Производство 1 т хлорида калия сопровождается образованием 2,7–2,9 т галитовых отходов. При производстве 1 т азофоски (нитроаммофоски) получают 0,2-0,39 т конверсионного мела.

Избыток образованных материалов направляют на специально организованные объекты сухого складирования или посредством гидроудаления направляют в гидротехнические сооружения (шламонакопители, гипсонакопители и пр.).

1.5.1.4 Прочие факторы негативного воздействия

К прочим факторам негативного воздействия на окружающую среду относятся физические факторы.

Источниками физических воздействий от деятельности предприятий является динамическое и другое оборудование.

Однако следует отметить, что при соблюдении действующих норм и правил данные воздействия не выходят за пределы санитарно-защитной зоны объекта негативного воздействия.

1.5.2 Источники общей опасности

Наиболее значительная опасность связана с обращением и хранением NH_3 (летучий и ядовитый в высоких концентрациях), каустической соды, азотной, серной, фосфорной кислоты и органических соединений, а также горючих газов, таких как природный газ, CO, H_2 и др. Их влияние может быть связано с существенным острым воздействием на персонал и, возможно, на местное население, в зависимости от количества и типа выброшенных при аварии химических веществ, а также условий для возникновения реакции или катастрофического события, включая пожар и взрыв.

Предприятия рассматриваемой отрасли могут выделять и (или) перерабатывать большие количества горючих газов, таких как природный газ, H_2, CO. Синтез-газ, содержащий H_2, образующийся на установках по производству аммиака, может вызывать струйное горение или приводить к взрыву парового облака, образованию «огненного шара» или вспышке облака газовоздушной смеси.

1.5.3 Специфические источники опасности

1.5.3.1 Карбамид

Типичные источники выброса аммиака на стадии синтеза — это неконденсируемые отработанные газовые потоки, поступающие из отделений улавливания аммиака и сепараторов. Такие технологические отработанные газовые потоки образуются в результате присутствия инертных газов в CO_2 и воздухе для пассивации в целях предотвращения коррозии. Эти газовые потоки состоят из водорода (H_2), кислорода (O_2), азота (N_2), аммиака (NH_3) и углекислого газа (CO_2). Определенное количество H_2, O_2 и NH_3 может привести к образованию взрывчатой газовой смеси. Риск уменьшается посредством каталитического сжигания H_2, содержащегося в CO_2, до величины ниже 300 ppm или путем разбавления отработанных газовых потоков углекислым газом или азотом.

1.5.3.2 Аммиачная селитра, NP / NPK-удобрения или жидкие комплексные удобрения на ее основе

Самоподдерживающееся разложение (СПР) — это явление, когда удобрения на основе ниратов начинают самопроизвольно разлагаться, и этот процесс распространяется по всей массе удобрения без воздействия внешних источников тепла (однако в большинстве случаев разложение начинается при воздействии некоторого внешнего источника тепла).

Для СПР АС при атмосферном давлении требуется фиксированная матрица, на которой протекает реакция СПР расплавленной АС, а также катализатор СПР NPK-удобрений не вызывает детонацию. СПР может привести к выделению большого количества токсичных газов и паров, таких как NO_x.

1.5.3.3 Погрузка/разгрузка и складирование элементарной серы при производстве серной кислоты

Существует ряд опасностей, связанных с использованием элементной (жидкой или твердой) серы, которая является сырьем для производства серной кислоты:

- выделение сероводорода (H_2S) — очень токсичный газ, содержащийся в элементарной сере, полученной по методу Клауса, с последующим его окислением до диоксида серы (SO_2) кислородом воздуха;
- горючесть серы, которая легко воспламеняется в присутствии кислорода, при этом выделяется диоксид серы (SO_2) — также очень токсичный газ. Точка возгорания жидкой серы — 168 – 187 °C, самовозгорание происходит при 248 – 266 °C. Самовозгорание пылевого облака из твердых частиц происходит при температуре выше 191 °C.

1.5.3.4 Гидротехнические сооружения и отвалы при размещении вторичных материалов

Очень важно выдерживать параметры размещения фосфогипса/фосфомела как при влажном удалении (гидротранспорт) в шламонакопителях, так и при сухом размещении. При размещении фосфогипса/фосфомела в гидротехнических сооружениях и отвалах существует опасность (при неправильной эксплуатации) обрушения склона-дамбы.

1.5.4 Энергоэффективность

Длительный этап восстановления и модернизации производственных мощностей, введенных в эксплуатацию в 1970–1980-х годах в российской отрасли минеральных удобрений, завершился к концу 2010 года. Дальнейшее увеличение действующих мощностей и более глубокая модернизация сопряжены с резким увеличением капитальных затрат. Что касается энергоэффективности, то основные принципы регулирования в области энергосбережения и повышения энергетической эффективности заложены в Федеральном законе от 23 ноября 2009 г. № 261 ФЗ «Об энергосбережении и повышении энергетической эффективности и о внесении изменений в отдельные законодательные акты Российской Федерации» и ГОСТ Р ИСО 50001—2012.

1.5.4.1 Потребление энергоресурсов и выброс парниковых газов

Потребление энергоресурсов неразрывно связано с проблемой экологического воздействия на окружающую среду, которое оказывают выработка энергии и транспорт, а также выбросы парниковых газов в результате сжигания углеводородного топлива. При производстве азотных удобрений расходуется значительная часть энергии, в частности на связывание атмосферного азота, необходимого для производства аммиака.

При производстве нитрата аммония, азотной кислоты из аммиака, серной кислоты из серы вырабатываются полезные энергоресурсы, которые можно использовать для производства электроэнергии, применяя для этого паровые турбины. При нейтрализации аммиака азотной кислотой в целях получения нитрата аммония также вырабатывается энергия. Для выпуска фосфорсодержащих удобрений требуется энергия для производства фосфорной кислоты, ее дальнейшей переработки в готовые продукты.

Несмотря на то что в промышленности по производству удобрений всегда расходуются большие количества энергии в процессах, которые проходят при высоких температурах и давлении, эти производства стали более энергосберегающими благодаря усовершенствованию применяемых технологий. Предприятия по выпуску аммиака, построенные в 1990 году, потребляли приблизительно на 30 % меньше энергии на тонну азота по сравнению с теми, которые были введены в эксплуатацию в 1970 году.

1.5.4.2 Поставки энергоресурсов сторонним потребителям

Среди предприятий рассматриваемой отрасли промышленности те предприятия, которые выпускают серную кислоту (из серы) и азотную кислоту, являются поставщиками энергоресурсов, таких как пар высокого, среднего или низкого давления или горя-

чая вода. Если всю тепловую энергию преобразовать в электроэнергию посредством паровой турбины, тогда поставки на сторону полезных энергоресурсов значительно сократятся, но при этом выработанная электроэнергия будет использована непосредственно в производстве.

1.5.5 Управление и организация производства

Основная масса предприятий рассматриваемой отрасли промышленности была создана в 1970–1980-х годах. При этом в значительной степени применялся принцип интеграции производств различной продукции. В связи с этим зачастую необходимые производственные мощности (и не только производства по выпуску удобрений) сосредоточены на одной интегрированной площадке. В настоящее время данный принцип применим далеко не везде из-за особенностей распределения собственности после проведения приватизации предприятий.

1.5.5.1 Интегрированные производственные площадки

Помимо движущей силы экономики, интеграция предлагает различные преимущества в области экологии, такие как:

- увеличение возможностей эффективной переработки материальных потоков;
- эффективное долевое участие в приобретении оборудования;
- эффективное производство и использование энергоресурсов;
- повышение тепловой интеграции;
- эффективное долевое участие в приобретении очистных сооружений, например станции нейтрализации или биологической очистки сточных вод;
- сокращение продолжительности хранения продукции навалом и, следовательно, снижение выбросов при хранении продукции;
- сокращение времени на погрузку/разгрузку сырья и, следовательно, снижение выбросов при выполнении погрузочно-разгрузочных работ;
- увеличение возможностей при рецикле конденсатов, технологической и скрубберной жидкости, что позволяет более эффективно использовать скрубберные жидкости (в том числе на смежных производствах), например кислотные растворы вместо воды;
- сокращение транспортных операций позволяет уменьшить выбросы в ат-мосферу и снизить риск возникновения несчастных случаев на производстве.

Однако указанные преимущества частично нивелируются следующими обстоятельствами:

- интеграция снижает эксплуатационную гибкость производств;
- проблемы одного производства могут затронуть смежные производственные мощности;
- остановка одного цеха для проведения технического обслуживания может вызвать остановку всех зависимых от него цехов;
- интеграция повышает требования к управлению, контролю и логистике.

Раздел 2. Производство аммиака

Аммиак является важнейшим многотоннажным продуктом (мировое производство — 150 млн т в год). Аммиак используется в качестве источника азота для производства удобрений в производстве пластмасс, взрывчатых веществ, гидразина, аминов, амидов, нитрилов и других органических азотных соединений, для производства красок и фармацевтических препаратов. Жидкий аммиак является важным растворителем, а также применяется в качестве хладагента (R-717).

Производство аммиака в России в настоящее время осуществляется на 40 установках, размещенных на 15 предприятиях. Суммарная мощность производств на 2018 год составила около 17 млн т в год.

Три четверти производимого в России аммиака направляется на внутренний рынок и прежде всего для производства азотных удобрений.



Рисунок 2.1 – Внутреннее потребление аммиака в России в 2005 г.

На внутреннем рынке аммиак покупают в основном предприятия по производству минеральных удобрений, не имеющие собственных производств аммиака: ООО «ЕвроХим — Белореченские Минудобрения», БФ АО «Апати» (г. Балаково), АО «Минудобрения» (г. Мелеуз).

Строительство агрегатов для производства синтетического аммиака из угля и углеводородного сырья началось в 1930-е годы и продолжалось вплоть до 1988 года с различной степенью интенсивности ввода агрегатов в зависимости от технических и экономических возможностей страны.

Для производства аммиака в качестве сырья и топлива используют природный газ.

В таблице 2.1 приведен перечень производителей аммиака, действующих на территории Российской Федерации.

В таблице 2.2 приведен перечень производителей аммиака Российской Федерации с уточнением по применяемой (ым) технологии (ям) на производстве.

Основу промышленности производства аммиака в России составляют агрегаты, введенные в эксплуатацию в 1973–1988 годах (28 аммиачных агрегатов).

Таблица 2.1 – Перечень производителей аммиака в Российской Федерации

№ п/п	Наименование предприятия	Агрегат индекс AM-70. Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_3			Агрегат индекс AM-76. Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_3			Агрегат индекс TEC. Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_3			Агрегат индекс Chemico. Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_3			Агрегат индекс LAC Годовая проектная мощность — 489,1 тыс. т NH_3			Агрегат индекс HTAS Годовая проектная мощность — до 760 тыс. т NH_3			Агрегат индекс KBR Годовая проектная мощность — до 970 тыс. т NH_3		
		Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Мощность, тыс. т/год (т/ч)
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20			
1	АО «Апатит» (г. Череповец)	—	—	—	1	1985	450 (56,6)	1	1979	450 (56,6)	—	—	—	—	—	—	1	2017	760 (95)	—	—	—
2	АО «НАК «Азот» (г. Новомосковск)	1	1974	450 (56,6)	—	—	—	2	1975 1979	450 (56,6) 450 (56,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
3	АО «Минудобрения» (г. Россошь)	—	—	—	1	1988	450 (56,6)	1	1981	450 (56,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
4	Филиал «ПМУ» АО «ОХК «УРАЛХИМ» (г. Пермь)	—	—	—	—	—	—	1	1981	450 (56,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
5	АО «Невинномысский Азот» (г. Невинномысск)	1	1976	450 (56,6)	—	—	—	1	1973	450 (56,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
6	ПАО «АКРОН» (г. Великий Новгород)	—	—	—	—	—	—	2	1975 1979	583 (72,9) 583 (72,9)	—	—	—	—	—	—	1	2016	760 (95)	—	—	—
7	ПАО «Дорогобуж», Смоленская обл	—	—	—	—	—	—	1	1979	583 (72,9)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

8	Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Березники	1	1976	450 (56,6)	1	1980	450 (56,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
9	КАО «Азот» (г. Кемерово)	1	1982	450 (56,6)	1	1984	450 (56,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
10	Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в г. Кирово-Чепецк	1	1981	560 (70,5)	1	1983	560 (70,5)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
11	АО «Газпром нефтехим Салават» (г. Салават)	—	—	—	1	1988	450 (56,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
12	ПАО «Куйбышев-Азот» (г. Тольятти)	1	1977	660 (75,5)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
13	ООО «Линде Азот Тольятти»													1	2018	489,1 (55,8)						
14	АО «Тольяттиазот» (г. Тольятти)	—	—	—	3	1981 1983 1986	450 (56,6) 450 (56,6) 450 (56,6)	—	—	—	4	1979 1980	450 (56,6) 450 (56,6) 450 (56,6) 450 (56,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—
15	АО «Аммоний» (г. Менделеевск)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1	2016	522,2 (65,3)	—	—	—
16	АО «Щекиноазот» (г. Щекино)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1	2015	137,0 (17,3)	—	—	—
17	АО «Еврохим-Северо-Запад» (г. Кингисепп)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1	2019	963 (120)
ИТОГО		6			9			9			4			1			4			1		

Таблица 2.2 – Разделение предприятий, производящих аммиак, по применяемой технологии

Номер технологии*	Технология	Проект	Предприятие
1	Производство аммиака из природного газа мощностью 1360÷2000 т в сутки в однолинейном агрегате на базе парового каталитического риформинга в прямоточной трубчатой печи и вторичного паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 210÷300 ати по циркуляционной схеме	АМ-70, АМ-76	АО «Апатит» (г. Череповец)); АО «Невинномысский Азот» (г. Невинномысск); АО «НАК «Азот» (г. Новомосковск); Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке; Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ» (г. Березники); АО «Минудобрения» (г. Россошь); КАО «Азот» (г. Кемерово); ПАО «КуйбышевАзот» (г. Тольятти); АО «Тольяттиазот» (г. Тольятти); ООО «Газпром нефтехим Салават» (г. Салават)
		ТЕС	АО «Апатит» (г. Череповец); АО «Невинномысский Азот» (г. Невинномысск); АО «НАК «Азот» (г. Новомосковск); ПАО «АКРОН» (г. Великий Новгород); ПАО «Дорогобуж»; АО «Минудобрения» (г. Россошь); Филиал «ПМУ» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Перми
2	Производство аммиака из природного газа мощностью 1240÷1360 т в сутки в однолинейном агрегате на базе парового каталитического риформинга в противоточной трубчатой печи и вторичного паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 200÷276 ати по циркуляционной схеме	Chemico	АО «Тольяттиазот» (г. Тольятти)

Номер технологии*	Технология	Проект	Предприятие
3	Производство аммиака (в том числе совмещенное с производством метанола) из природного газа на базе парового каталитического риформинга и паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 128,7÷190 ати по циркуляционной схеме	HTAS	АО «Аммоний» (г. Менделеевск) АО «Щекиноазот», (г. Щекино) АО «Апатит», (г. Череповец)
4	Производство аммиака из природного газа по технологии Linde Ammonia Concept (LAC®)	Linde	ООО «Линде Азот Тольятти» (г. Тольятти).
5	Производство аммиака из природного газа мощностью до 3000 т в сутки в однолинейном агрегате на базе технологии KBR (с применением технологии Purifier)	KBR	АО «Еврохим-Северо-Запад» (г. Кингисепп)
* Первичный риформинг (для агрегатов АМ-70, АМ-76, ТЕС — прямоточная трубчатая печь (I технология), для агрегатов Chemico — противоточная террасная трубчатая печь типа Фостер-Уиллер) (II технология).			

2.1 Анализ приоритетных проблем в производствах аммиака

В Российской Федерации практическое применение нашли три варианта модернизации производства аммиака:

- модернизация и техперевооружение действующих агрегатов;
- интеграция производства;
- строительство новых современных агрегатов.

2.1.1 Модернизация и техперевооружение действующих агрегатов

Основные принципы, которые должны всегда учитываться при разработке концепции модернизации аммиачного агрегата:

1) Минимально возможное вовлечение природных ресурсов в технологический процесс.

2) Рециклирование в границах установки отходящих и отбросных потоков.

3) Использование малотоксичных химических веществ и некоррозионных материалов.

4) Использование материалов и катализаторов с возможностью их повторного использования в технологическом процессе.

5) Повышение надежности аппаратов и оборудования.

6) Интегрирование и диверсификация производств.

Можно выделить две стратегии:

- радикальная модернизация. Радикальную модернизацию следует предпринимать в современных условиях в России только в том случае, если есть уверенность в устойчивом спросе на азотную продукцию. Примерами успешного проведения радикальных модернизаций являются модернизации производств аммиака в Китае;

- стратегия частного техперевооружения. Учитывая риски, связанные с радикальной модернизацией, большинство предприятий в настоящее время выбирают тактику частных модернизаций. Такая тактика позволяет планировать капитальные вложения в модернизацию и реконструкцию в течение времени, постоянно используя амортизационные отчисления на замену выработавшего ресурс оборудования. Такая тактика приносит частный успех и улучшает экономические показатели всей цепочки азотных производств. Разработка и использование единой технологической концепции частных модернизаций является надежной базой для выработки программы инвестиций, обеспечивающей быстрый коммерческий успех.

2.1.2 Интеграция производства

Одним из направлений модернизации, позволяющим повысить конкурентоспособность и получить возможность более гибко реагировать на изменения рынка, является создание интегрированных производств на базе агрегатов аммиака. Аммиачные агрегаты могут технологически удачно интегрироваться с производством метанола, причем удельные затраты энергии при производстве обоих продуктов понижаются. Агрегаты аммиака интегрируются также с производствами капролактама, азотной кислоты, что приводит к снижению затрат по сумме производств.

2.1.3 Строительство новых современных агрегатов

Оценки перспективы производства аммиака и удобрений на его основе показывают, что при существующей цене природного газа рентабельными и конкурентоспособными на мировом рынке станут производства азотных удобрений, которые будут использовать аммиак, получаемый с затратами энергии не более, чем 7÷7,5 Гкал/т. Достижения в области технологии, аппаратуры и катализаторов создают научную и техническую базу для разработки и строительства новых российских аммиачных агрегатов.

2.2 Описание технологических процессов, используемых в производстве аммиака

2.2.1 Агрегаты АМ-70, АМ-76, TEC, Chemico, HTAS

Процесс производства аммиака состоит из следующих основных стадий:

1) компримирование природного газа;

2) очистка природного газа от сернистых соединений;

3) паровая каталитическая конверсия метана (первичный риформинг);

4) компримирование воздуха и паровоздушная конверсия природного газа (вторичный риформинг);

5) двухступенчатая конверсия оксида углерода на высокотемпературном, среднетемпературном и низкотемпературном катализаторах;

6) очистка конвертированного газа от диоксида углерода;

7) метанирование остатков моно- и диоксида углерода;

8) компримирование азото-водородной смеси (АВС);

9) синтез аммиака при давлении 15 ÷ 32 МПа и выделение аммиака;

Блок-схема технологического процесса производства аммиака представлена на рисунке 2.2.

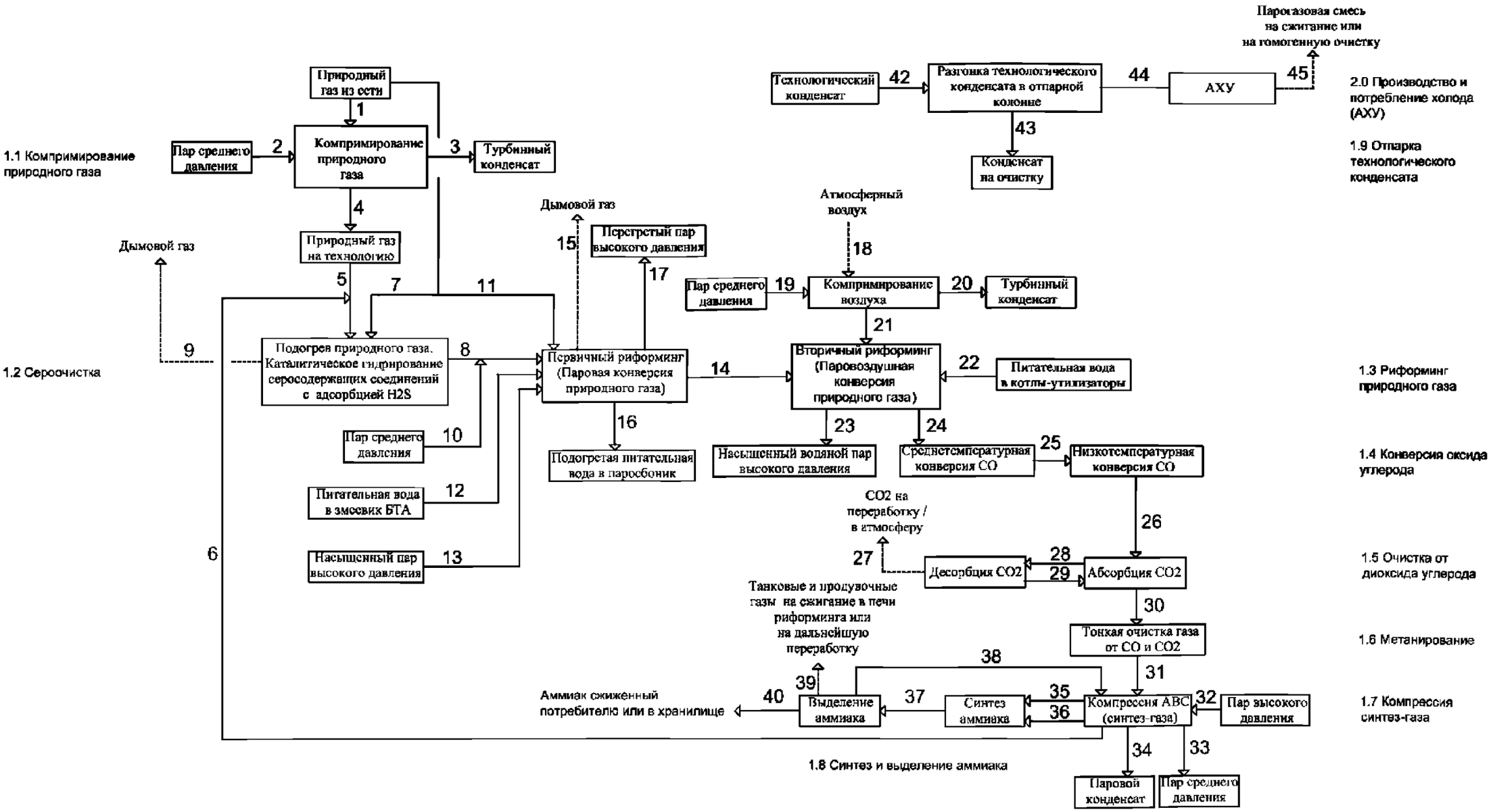


Рисунок 2.2 – Блок-схема технологического процесса производства аммиака

В таблице 2.3 представлено описание технологического процесса производства аммиака с указанием основных входных и выходных потоков по стадиям.

Таблица 2.3 – Описание технологического процесса (с указанием подпроцессов)

Номер процесса	Входной поток	Наименование подпроцесса	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии
1	2	3	4	5	6
1.1 Компримирование природного газа	Природный газ из сети (1)	Компрессия природного газа	Природный газ (4)	Компрессор природного газа, межступенчатое оборудование	
	Пар среднего давления (2)		Паровой конденсат (3)		
1.2 Сероочистка	Природный газ на технологию (5)	Подогрев природного газа, каталитическое гидрирование серосодержащих соединений с адсорбцией H_2S	Природный газ, очищенный от серосоединений (газовая смесь) (8)	Аппарат гидрирования, аппарат сероочистки, огневой подогреватель	Дымовые газы из огневого подогревателя в атмосферу (NO_x, CO)
	Азото-водородная смесь (6)				
	Природный газ (топливо) (7)		Дымовой газ (9)		
1.3 Риформинг природного газа	Газовая смесь (8)	Паровая конверсия природного газа	Конвертированный газ (14)	Трубчатая печь с блоком теплоиспользующей аппаратуры (БТА), паросборник, котлы-утилизаторы, шахтный конвертор метана	Дымовой газ в атмосферу (NO_x, CO)
	Пар среднего давления (10)				
	Природный газ (топливо) (11)		Дымовой газ (15)		
	Питательная вода в змеевик БТА (12)		Подогретая питательная вода в паросборник (16)		
	Насыщенный пар высокого давления (13)		Перегретый пар высокого давления (17)		
	Конвертированный газ (14)	Паровоздушная конверсия природного газа	Конвертированный газ (24)		—
	Сжатый воздух (21)				
	Питательная вода в котлы-утилизаторы (22)		Насыщенный водяной пар высокого давления (23)		
	Атмосферный воздух (18)	Компрессия воздуха	Сжатый воздух (21)	Компрессор воздуха, межступенчатое оборудование	
	Пар среднего давления (19)		Паровой конденсат (20)		

1	2	3	4	5	6
1.4 Конверсия монооксида углерода	Конвертированный газ (24)	Среднетемпературная конверсия CO	Конвертированный газ (25)	Среднетемпературный конвертор	—
	Конвертированный газ (25)	Низкотемпературная конверсия CO	Конвертированный газ (26)	Низкотемпературный конвертор	
1.5 Очистка от диоксида углерода	Конвертированный газ (26)	Абсорбция CO_2	Конвертированный газ (30)	Абсорбер, регенератор	Фракция CO_2 в атмосферу или на переработку
	Регенерированный раствор (МЭА, МДЭА, поташ) (29)		Раствор на регенерацию (28)		
	Раствор на регенерацию (28)	Десорбция CO_2	Регенерированный раствор (МЭА, МДЭА, поташ) (19)		
			CO_2 на переработку (27)		
1.6 Метанирование	Конвертированный газ (30)	Тонкая очистка газа от CO и CO_2 (метанирование или КЦА)	АВС (синтез-газ) (31)	Метанатор	—
1.7 Компрессия синтез-газа	АВС (синтез-газ) (31)	Компрессия АВС (синтез-газа)	АВС (синтез-газ) (35)	Компрессор синтез-газа, межступенчатое оборудование	
	Пар высокого давления (32)		Пар среднего давления (33)		
	Циркуляционный газ (38)		Циркуляционный газ (36)		
			Азото-водородная смесь (6) на стадию сероочистки		
			Паровой конденсат (34)		
1.8 Синтез и выделение аммиака	АВС (синтез-газ) (35)	Синтез аммиака	Циркуляционный газ (37)	Колонна синтеза аммиака, теплообмен-	
	Циркуляционный газ (36)	Выделение аммиака	Аммиак сжиженный (40)		

1	2	3	4	5	6
	Холод, вырабатываемый в аммиачных холодильных установках или с помощью аммиачного компрессора (замкнутый цикл)		Танковые и продувочные газы на сжигание в печи риформинга или на дальнейшую переработку (получение аргона и т. п.) (39)	ное, сепарационное оборудование	
			Циркуляционный газ на компрессию АВС (синтез-газа) (38)		
1.9 Отпарка технологического конденсата	Технологический конденсат (42)	Разгонка технологического конденсата в отпарной колонне	Конденсат на очистку (43)	Отпарная колонна, теплообменное оборудование	
			Парогазовая смесь (ПГС) (44)		
2.0 АХУ	ПГС (44)	Производство и потребление холода (АХУ)	На сжигание или на гомогенную очистку (45)	Генераторы-ректификаторы	

2.2.1.1 Компримирование природного газа

Исходным сырьем для производства аммиака в агрегатах АМ-70, АМ-76, ТЕС, Chemico, HTAS является природный газ, поступающий из сети. Требования к качеству природного газа установлены в ГОСТ 5542-2014.

Для переработки по принятой схеме природный газ сжимается до давления не более 4,7 МПа центробежным двухступенчатым компрессором с приводом от паровой конденсационной турбины и очищается от присутствующих в нем сернистых соединений, являющихся каталитическими ядами для стадий паровой конверсии уг-леводородов и низкотемпературной конверсии оксида углерода. На некоторых пред-приятиях сырьевой природный газ поступает из сети с давлением, достаточным для ведения технологического процесса, поэтому стадия компрессии природного газа от-сутствует.

Для гидрирования соединений серы в природный газ дозируется АВС, отбираемая с нагнетания 1-й или 2-й ступени компрессора синтез-газа.

Подогрев газовой смеси перед гидрированием соединений серы до температу-ры 370–400 °С осуществляется в змеевиках огневого подогревателя или змееви-ках, установленных в БТА печи первичного риформинга.

В качестве топливного газа в огневом подогревателе используется часть при-родного газа, поступающего на агрегат. Образующийся в результате сжигания природ-ного газа дымовой газ из огневого подогревателя выбрасывается в атмосферу.

2.2.1.2 Сероочистка природного газа

Очистка природного газа от сернистых соединений производится в две ступени:

- I ступень — гидрирование органических соединений серы в H_2S на алюмо-кобальтовом, алюмо-молибденовом или никель-молибденовом катализаторе.
- II ступень — поглощение сероводорода оксидом цинка.

Гидрирование органических соединений серы в сероводород осуществляется при температуре 370 °С ÷ 400 °С по следующим основным реакциям:

$RSH + H_2 \leftrightarrow RH + H_2S$;

$R\text{-}S\text{-}R^* + 2H_2 \leftrightarrow RH + H_2S + R'H$;

$R\text{-}S\text{-}S\text{-}R + 3H_2 \leftrightarrow RH + 2\ H_2S + R'H$;

$COS + H_2 \leftrightarrow CO + H_2S$, где $R = CnH_2n + 1$.

Поглощение сероводорода из газовой смеси осуществляется по следующей реакции:

$H_2S + ZnO \rightarrow ZnS + H_2O$.

Реакция поглощения сероводорода оксидом цинка необратима, поэтому при насыщении поглотителя серой до 15–18 % от его общего веса отработанный поглотитель заменяется свежим.

После стадии сероочистки газовая смесь с содержанием серы не более 0,5 мг/нм^3 направляется на конверсию метана.

2.2.1.3 Риформинг природного газа

На большинстве агрегатов аммиака процесс конверсии метана природного газа осуществляется в две ступени:

- I ступень — паровая каталитическая конверсия в трубчатой печи (первичный риформинг);
- II ступень — паровоздушная каталитическая конверсия в шахтном конверторе (вторичный риформинг).

На некоторых агрегатах аммиака процесс конверсии метана осуществляется в три ступени:

- I ступень — адиабатический предриформинг в ректоре предриформинга;
- II ступень — паровая каталитическая конверсия в трубчатой печи (первичный риформинг);
- III ступень — паровоздушная каталитическая конверсия в шахтном конверторе (вторичный риформинг).

2.2.1.3.1 Предриформинг

Адиабатический предриформинг — паровая конверсия высших углеводородов и частично метана осуществляется на никелевом катализаторе при давлении 2,95 МПа и теимпературе на выходе из реатора 455 °С.

Необходимое для процесса риформинга соотношение пар:углерод составляет 2,2:1. Перед поступлением в реактор предриформинга парогазовая смесь подогревается до температуры 520 °С в подогревателе конвекционной зоны печи первичного риформинга.

Технологический газ, выходящий из ректора предриформинга, перед подачей на стадию первичного риформинга подогревается до температуры 650 °С в подогревателе конвекционной зоны печи первичного риформинга.

2.2.1.3.2 Первичный риформинг

Перед подачей в трубчатую печь очищенный от серы природный газ смешивается с перегретым паром давлением 3,4 –4,1 МПа в соотношении пар: газ не менее 3: 1. После смешения образовавшаяся ПГС нагревается в подогревателе конвекционной зоны печи первичного риформинга до температуры не более 525 °С (агрегаты ТЕС, Chemico), не более 520 °С (агрегаты АМ-70, АМ-76, HTAS).

Подогретая ПГС поступает в реакционные трубы, расположенные в радиационной камере печи первичного риформинга (для агрегатов АМ-70, АМ-76, ТЕС — прямоточная трубчатая печь (I технология), для агрегатов Chemico — противоточная террасная трубчатая печь типа Фостер-Уиллер (II технология)).

В реакционных трубах на никелевом катализаторе при температуре на выходе не более 830 °С протекает процесс паровой каталитической конверсии природного газа по следующим реакциям:

$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2 - 206{,}4$ кДж/моль;

$CH_4 + CO_2 \leftrightarrow 2CO + 2H_2 - 248{,}28$ кДж/моль;

$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 + 41{,}0$ кДж/моль;

$CH_4 + 0{,}5O_2 \leftrightarrow CO + 2H_2 + 35{,}6$ кДж/моль.

Реакции окисления гомологов метана протекают аналогично.

Остаточное содержание метана в газовой смеси на выходе из печи первичного риформинга составляет до 13 об. %.

Тепло, необходимое для процесса конверсии, получается за счет сжигания топливного газа в горелках печи.

Утилизация тепла дымовых газов, выходящих из радиационной камеры печи, осуществляется в конвекционной камере, оснащенной БТА. БТА представляет собой расположенные в конвекционной камере печи змеевики, в которых за счет использования тепла дымовых газов в зависимости от применяемой технологии могут нагреваться следующие потоки: ПГС, поступающая в реакционные трубы; паровоздушная смесь, поступающая в шахтный конвертор; пар высокого давления, поступающий из паросборника на турбину компрессора синтез-газа; питательная вода, поступающая в паросборник; топливный газ, поступающий на горелки печи первичного риформинга; природный газ, поступающий на очистку от сернистых соединений; пар среднего давления; деминерализованная вода для котлов среднего давления; танковые и продувочные газы и другие технологические потоки.

Дымовые газы после использования их тепла в БТА выбрасываются в атмосферу через дымовые трубы дымососами.

В агрегатах АМ-70, АМ-76, ТЕС с конвективной камерой печи первичного риформинга конструктивно соединена конвективная камера вспомогательной печи (вспомогательного котла) системы парообразования, в которой за счет сжигания топливного газа получается дополнительное количество пара высокого давления, необходимое для поддержания парового баланса агрегата.

2.2.1.3.3 Вторичный риформинг

В реакторе вторичного риформинга (шахтный конвертор) на катализаторе происходит окончательная конверсия метана с паром и кислородом воздуха до остаточного

содержания метана в газе не более 0,3–1,0 об. % (в персечете на сухой газ) в зависимости от применяемой технологии.

В реакторе вторичного риформинга протекают следующие основные реакции:

$H_2 + 1/2O_2 \leftrightarrow H_2O + 242$ кДж/моль;

$CO + 1/2O_2 \leftrightarrow CO_2 + 282,6$ кДж/моль;

$CH_4 + O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2H_2 + 318,2$ кДж/моль;

$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2 - 206,4$ кДж/моль;

$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 + 41,03$ кДж/моль;

$CH_4 + 1/2\ O_2 \leftrightarrow CO + 2H_2 + 35,6$ кДж/моль.

Воздух, необходимый для процесса вторичного риформинга, подается с помощью центробежного четырехступенчатого компрессора с приводом от паровой конденсационной турбины.

Конвертированная ПГС, выходящая из шахтного конвертора с температурой до 1030 °С, направляется для охлаждения:

- в агрегатах АМ-70, АМ-76, ТЕС — в котлы-утилизаторы I и II ступеней, в которых за счет утилизации тепла конвертированного газа вырабатывается пар давлением 10,35 МПа, используемый для привода турбины компрессора синтез-газа;

- в агрегатах Chemico — в последовательно установленные котел-утилизатор высокого давления и котел-утилизатор пара среднего давления, в которых вырабатывается насыщенный пар давлением не более 10,5 МПа и давлением не более 4,2 МПа соответственно.

- - в агрегатах HTAS тепло конвертированного газа используется для выработки пара высокого давления 11,0÷12,3 МПа.

Далее конвертированный газ поступает на двухступенчатую паровую конверсию оксида углерода.

2.2.1.4 Конверсия оксида углерода

Конверсия оксида углерода протекает по двухступенчатой схеме:

- I ступень — на высокотемпературном или среднетемпературном катализаторе;
- II ступень — на низкотемпературном катализаторе.

Технологические схемы отделения конверсии оксида углерода в агрегатах АМ-70, АМ-76, ТЕС, Chemico, HTAS похожи, отличаются аппаратурным оформлением процесса и способом использования тепла после I и II ступеней конверсии.

В конверторе CO I ступени на высоко-/среднетемпературном катализаторе при температуре на выходе до 450 °С в зависимости от применяемой технологии происходит конверсия оксида углерода с водяным паром по реакции:

$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 + 41$ кДж/моль.

Остаточное содержание CO после конвертора I ступени составляет не более 4 об. % (на сухой газ).

После конвертора CO I ступени тепло конвертированного газа используется:

- для выработки пара давлением не более 10,5 МПа в котле-утилизаторе (агрегаты АМ-70, АМ-76, ТЕС);
- для выработки пара давлением не более 1,13 МПа (часть агрегатов ТЕС);
- для выработки пара давлением 4,2 МПа в котле-утилизаторе (агрегаты Chemico);

- для нагрева конвертированного газа перед метанированием (агрегаты АМ-70, АМ-76, ТЕС, Chemico).

После утилизации тепла конвертированный газ поступает в конвертор СО II ступени.

В конверторе СО II ступени на низкотемпературном (цинк-медном) катализаторе при температуре на выходе до 280 °С происходит более глубокая конверсия оксида углерода с водяным паром до содержания СО в конвертированном газе 0,5 ÷ 0,8 %.

После конвертора СО II ступени конвертированный газ охлаждается:

- для агрегатов АМ-70, АМ-76 — последовательно в узле охлаждения за счет впрыска в газ технологического конденсата, в газовых кипятильниках раствора отделения очистки от CO_2, в теплоиспользующей аппаратуре аммиачно-холодильных установок, в подогревателе неочищенной АВС, идущей на метанирование. Окончательное охлаждение конвертированного газа перед абсорбером отделения очистки от CO_2 происходит в аппарате воздушного охлаждения;

- для агрегатов ТЕС, Chemico — последовательно в узле охлаждения за счет впрыска в газ технологического конденсата (питательной воды), в кипятильниках раствора отделения очистки от CO_2. Окончательное охлаждение конвертированного газа перед абсорбером отделения очистки от CO_2 происходит в теплообменнике, где подогревается питательная вода;

- для агрегата ТЕС (г. Пермь) — последовательно в котле-утилизаторе 105-ХС флегмой из сепаратора 113-F с получением пара 6 кг/см2 и использованием его в процессе регенерации раствора «Бенфильд» в колонне 102-Е, в кипятильниках раствора отделения очистки CO_2. Окончательное охлаждение конвертированного газа перед абсорбером отделения очистки от CO_2 происходит в теплообменнике, где подогревается питательная вода;

- на некоторых агрегатах окончательное охлаждение конвертированного газа перед подачей его на очистку от CO_2 осуществляется в водяном холодильнике.

Газовый конденсат, образующийся при охлаждении конвертированного газа, отделяется в сепараторе и направляется на установку разгонки газового конденсата. Имеется возможность использования конденсата для получения пара в колах-утилизаторах. Отпарной газ направляется на сжигание или сбрасывается в атмосферу.

2.2.1.5 Очистка конвертированного газа от диоксида углерода

Технологические схемы отделения очистки конвертированного газа на агрегатах аммиака различны.

На агрегатах АМ-70, АМ-76, HTAS очистка производится абсорбцией CO_2 растворами этаноламинов (моноэтаноламин (МЭА), метилдиэтаноламин (МДЭА)). В результате конвертированный газ очищается до остаточного содержания CO_2 не более 0,03 об. %. Насыщенный диоксидом углерода раствор из абсорбера направляется на регенерацию. Регенерированный раствор абсорбента направляется на орошение абсорбера, а выделившаяся в результате десорбции фракция CO_2 выдается на переработку потребителям или сбрасывается в атмосферу.

На агрегатах ТЕС очистка до остаточного содержания CO_2 в конвертированном газе не более 0,1 % об производится путем абсорбции CO_2 горячим активированным

раствором поташа (по методу «Карсол» или «Бенфилд») в двух параллельно работающих абсорберах. Насыщенный CO_2 раствор поташа направляется на регенерацию. Регенерированный раствор поташа возвращается на орошение абсорберов, а выделившаяся в результате десорбции фракция CO_2 выдается на переработку потребителям или сбрасывается в атмосферу.

На агрегатах Chemico реализована очистка конвертированного газа до остаточного содержания CO_2 не более 0,05 % поташным раствором по методу «Бенфилд». Насыщенный CO_2 раствор поташа направляется на регенерацию. Регенерированный раствор поташа возвращается на орошение абсорбера, а выделившаяся в результате десорбции фракция CO_2 сбрасывается в атмосферу или направляется потребителям.

Очищенный от CO_2 конвертированный газ направляется на метанирование.

На некоторых агрегатах HTAS очистка конвертированного газа от диоксида углерода осуществляется методом короткоцикловой адсорбции (КЦА). Принцип работы установки КЦА основан на способности адсорбента поглощать из газа и удерживать примеси при более высоком давлении и освобождаться от них при понижении давления. Выходящий из установки КЦА очищенный газ поступает на всас компрессора синтез-газа.

2.2.1.6 Метанирование

Тонкая очистка конвертированного газа от оксида и диоксида углерода (до их содержания не более $5 \div 10 \cdot 10^{-4}$ %), являющихся ядами для катализатора синтеза аммиака, производится в метанаторе путем каталитического гидрирования их до метана по реакциям:

$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O + 206{,}3$ кДж/моль;

$CO_2 + 4H_2 \leftrightarrow CH_4 + 2H_2O + 165{,}1$ кДж/моль.

Тепло азотоводородной смеси (АВС) после метанатора используется для подогрева питательной воды для котлов. Окончательное охлаждение АВС производится в аппаратах воздушного охлаждения и, в зависимости от применяемой технологии, оборотной водой в холодильнике.

После выделения конденсата, образующегося в результате охлаждения, АВС поступает на всас компрессора синтез-газа.

В совмещенных агрегатах производства аммиака и метанола процесс метанирования осущетсвляется в метанаторе высокого давления при давлении 8-12,2 МПа (давление в отделении метанирования соответствует давлению синтеза метанола) и температуре 290–350 °С. Очищенная от кислородосодержащих соединений азотоводородная смесь, содержащая не более 10 ppm оксидов углерода, поступает на всас третьей ступени компрессора синтез-газа.

2.2.1.7 Компрессия синтез-газа

В зависимости от применяемой технологии сжатие АВС осуществляется в двух- или трехкорпусном центробежном компрессоре, имеющем три или четыре ступени для сжатия синтез-газа и ступень для сжатия циркуляционного газа. Привод компрессора осуществляется от паровой турбины, потребляющей пар высокого давления.

Синтез-газ после сжатия в компрессоре синтазе-газа вместе с циркуляционным газом с нагнетания в циркуляционной ступени компрессора подается в отделение синтеза аммиака.

На некоторых производствах часть газа отбирается после первой ступени сжатия и направляется на смешение с природным газом перед отделением сероочистки.

2.2.1.8 Синтез аммиака

В колонне синтеза аммиака на катализаторе (промотированное железо) при температурах 390 ÷ 530 °С протекает экзотермическая реакция образования аммиака из АВС:

$3H_2 + N_2 \leftrightarrow 2NH_3 + 111{,}5$ кДж/моль.

Циркуляционный газ после колонны синтеза в зависимости от применяемой технологии выходит с температурой до 350 °С и содержанием аммиака до 19,9 %.

Тепло реакции синтеза аммиака используется для нагрева питательной воды, подаваемой в котел-утилизатор для получения пара высокого давления.

Конденсация аммиака производится в две ступени. При этом охлаждение газа проводят водой, воздухом, испаряющимся аммиаком. Сконденсировавшийся аммиак отделяется в сепараторе, а газ направляется на всас циркуляционного компрессора.

Часть циркуляционного газа после первичного сепаратора постоянно выводится из системы, обеспечивая содержание инертов в газе на входе в колонну синтеза не более 11 об. %.

Обеспечение аммиачным холодом агрегатов производится аммиачными компрессорными или абсорбционными холодильными установками. Продукционный аммиак может выдаваться потребителям как в жидком, так и в газообразном виде.

2.2.2 Описание процесса LAC

Процесс производства аммиака по технологии LAC основан на получении чистого водорода из природного газа с последующим смешением с чистым азотом для получения аммиака. Процесс состоит из следующих основных стадий:

- очистка природного газа от сернистых соединений и тяжелых металлов;
- смешение пара и очищенного природного газа;
- паровой каталитический риформинг природного газа;
- охлаждение конвертированного газа;
- паровая каталитическая конверсия оксида углерода;
- коротко-цикловая адсорбция с получением чистого водорода;
- смешение очищенного водорода с чистым азотом;
- компримирование синтез-газа до 15 МПа;
- синтез аммиака;
- конденсация аммиака из циркуляционного газа;
- охлаждение жидкого аммиака.

Блок-схема технологического процесса производства аммиака по технологии LAC представлена на рисунке 2.3.

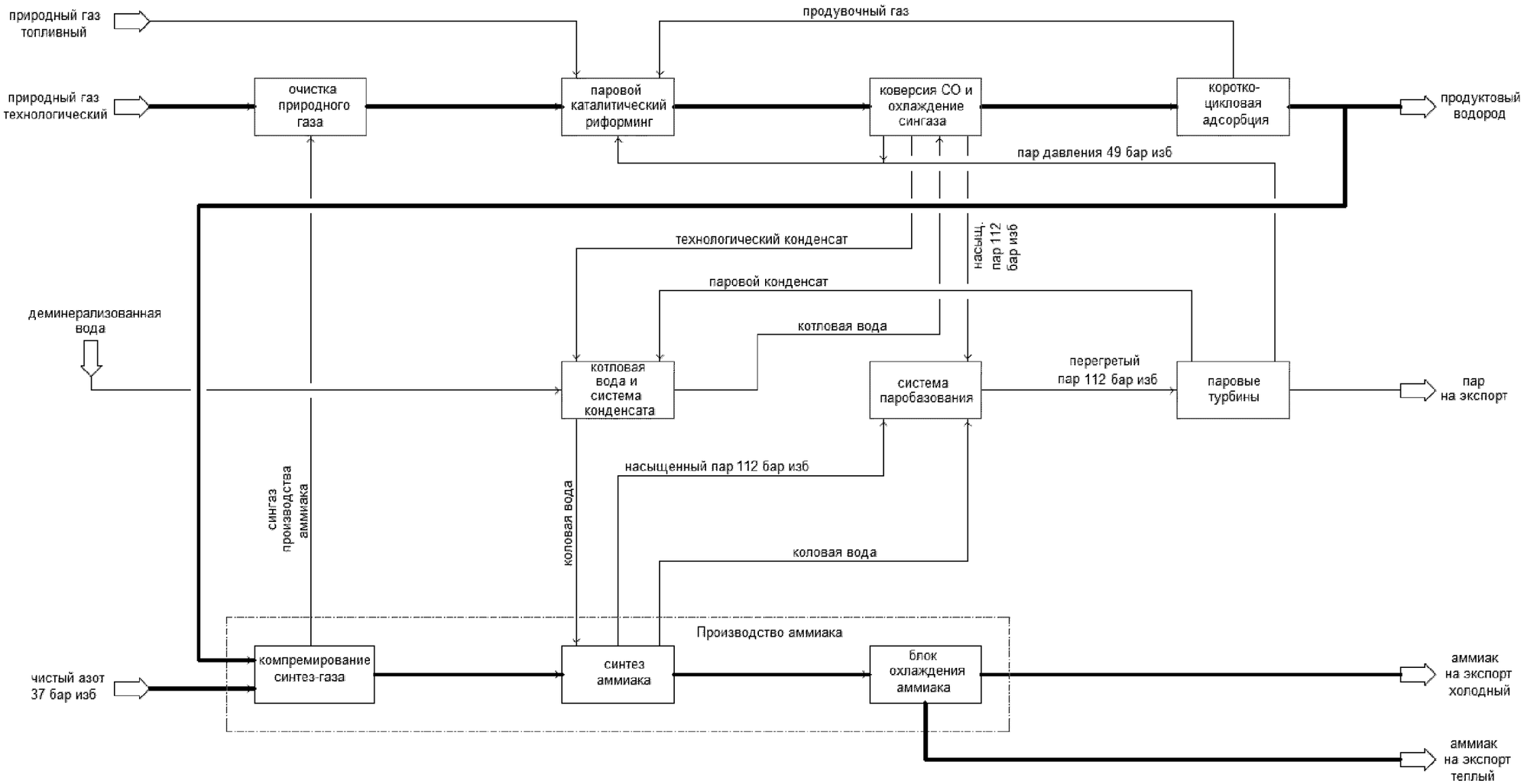


Рисунок 2.3 – Блок-схема технологического процесса производства аммиака по технологии LAC

Технологический природный газ с давлением 4,8 МПа поступает на установку из заводской сети.

Для гидрирования сернистых соединений, содержащихся в природном газе, подается водород. Затем нагретый до 325 °С природный газ направляется в реакторы гидрирования и десульфуризации.

После очищенный природный газ смешивается с паром в соотношении пар:газ 2,8 моль/моль — в количестве превышающем стехиометрическое, для предотвращения образования побочных реакций образования углерода на поверхности катализатора печи риформинга.

Полученная парогазовая смесь поступает в подогреватель, расположенный в конвекционной зоне печи риформинга, где нагревается до 550 °С. Перегретая парогазовая смесь поступает в высоколигированные трубы печи риформинга, загруженные катализатором на основе никеля. Реакция конверсии углеводородов протекает при давлении 4,1 МПа.

Поскольку общий тепловой баланс носит эндотермический характер, требуемая теплота обеспечивается за счет потолочных горелок печи риформинга, работающих на продувочном газе установки КЦА (коротко-цикловая адсорбция) и дополнительном топливном природном газе для достижения необходимой мощности. Температура дымового газа на выходе из радиантной камеры печи риформинга составляет 1020°С.

Конвертированный газ с температурой 830°С из печи риформинга охлаждается в двухступенчатом холодильнике до 270°С после второй ступени.

После двухступенчатого холодильника парогазовая смесь поступает на конверсию оксида углерода в изотермический реактор конверсии оксида углерода. В результате реакции на катализаторе на основе меди происходит равновесная конверсия оксида углерода в диоксид углерода и водород. Температура газа на выходе из реактора изотермической конверсии поддерживается 260 °С

После конверсии оксида углерода синтез-газ поступает в блок охлаждения синтез-газа и сепарации конденсата. Тепло потока рекуперируется для:

- подогрева котловой воды парового барабана реактора конверсии оксида углерода;

- подогрева деминерализованной воды, поступающей в деаэратор котловой воды системы пара 11,2 МПа;

После охлаждения технологического газа до 155°С поток поступает в сепаратор технологического конденсата первой ступени, в котором собирается конденсат. Затем синтез-газ охлаждается до 40°С, и далее направляется в сепаратор технологического конденсата второй ступени, в котором собирается конденсат.

После системы сепарации и охлаждения синтез-газ с температурой 40°С и давлением 3,4 МПа поступает на установку коротко-цикловой адсорбции (КЦА), в которой синтез-газ очищается от примесей (диоксид углерода, оксид углерода, метан, азот, углеводороды) и на выходе из КЦА получается чистый водород с содержанием водорода 99,99 % мольн, оксида углерода не более 10 ppm и метана не более 20 ppm. Продувочный газ установки КЦА используется в качестве топливного газа печи риформинга при нормальной работе.

Из установки КЦА водород поступает в емкость смешения с азотом давления 3,7 МПа, поступающего из заводской сети.

Смесь водорода и азота в соотношении водород:азот 3 моль/моль с давлением 3,25 МПа поступает на всас компрессора синтез-газа производства аммиака. Компримированный синтез-газ с давлением 15,0 МПа после третьей ступени подогревается до 175°С и поступает в колонну синтеза аммиака, где на катализаторе на основе железа при температуре 350–520°С протекает реакция синтеза аммиака. После колонны циркуляционный газ поступает в систему рекуперации, где теплота используется для:

- производства пара 11,2 МПа;
- подогрева котловой воды контура пара 11,2 МПа;
- подогрева синтез-газа после третьей ступени компрессора синтез-газа.

Затем охлажденный циркуляционный газ конденсируется и поступает в установку охлаждения жидкого аммиака.

Выделившийся газообразный аммиак и растворенные газы поступают на всас первой ступени компрессора охлаждения аммиака, состоящего из трех ступеней, приводимых в движение паровой турбиной. Несконденсированные газы из установки охлаждения сбрасываются на факел аммиака. Сконденсированный аммиак собирается в сепараторе и с температурой минус 33°С направляется на всас насоса жидкого продукционного аммиака. Далее продукционный аммиак выдается в изотермическое хранилище или в сеть теплого аммиака.

2.3 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве аммиака

В таблице 2.4 приведены показатели расходов используемого сырья, основных материалов и энергоресурсов производства аммиака на 1 т аммиака для приведенных в настоящем разделе технологий производства аммиака.

Таблица 2.4

Наименование	Единицы измерений	Агрегаты AM-70, AM-76, TEC		Агрегаты Chemico		Агрегаты HTAS		Агрегаты Linde		Агрегаты KBR	
		Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.
Природный газ	$нм^3$	1073	1275	1245	1310	955	1032	-	916	900	900
Азот	$нм^3$	20	38	12	38	1,44	130	-	718	-	-
Электроэнергия	кВт·ч	52	159	54,9	130	20	27	-	96,12	180	180 0,18
Подпиточная вода	$м^3$	0,43	3,65	0,4	2,8	1,6	2,5	-	3,4	4,61	4,61

2.3.1 Выбросы в атмосферу при производстве аммиака

В таблице 2.5 приведены усредненные значения по газовым выбросам произ-водства аммиака по рассматриваемым технологиям.

В выбросах в качестве маркерных веществ приняты NOx (NO, NO_2), CO.

Представленные в таблице 2.5 значения выбросов приведены для основных источников (помимо выбросов, представленных таблице 2.5., при производстве аммиака

возможны выбросы также от факельных установок, парового котла, иных источников с незначительным выбросом CO и NO_x) и указаны для стабильного режима работы агрегатов после вывода их на нормальный технологический режим и не учитывают выбросы загрязняющих веществ в период пуска/останова агрегатов. Во время пуска осуществляются такие операции, как разогрев печи первичного риформинга, прием технологического природного газа, вывод на нормальный режим конвертора синтеза аммиака и др., во время которых образующиеся продукты и синтез-газ сбрасываются на факельную установку.

Таблица 2.5

Наименование загрязняющих веществ	Применяемая технология	Метод очистки, повторного использования	Выбросы			Комментарии	
			Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники выброса/стадия процесса	Метод определения загрязняющих веществ
			Мин.	Макс.	Средн.		
1	2	3	4	5	6	7	8
NO_x	АМ-70, АМ-76, ТЕС	Без очистки	0,103	0,111	0,103	Огневой подогреватель природного газа (отделение сероочистки) (постоянно)	Фотоколориметрический метод;
		Гомогенное восстановление оксидов азота в дымовых газах риформинга	0,176	1,86	1,1	Трубчатая печь и вспомогательная печь (отделение риформинга) (постоянно)	Фотометрический метод;
		Без очистки	0,83	1,43	1,13		
			0,031	0,23	0,14	Пусковой котел	Электрохимический метод
	Chemico	Без очистки	0,44	1,31	1,24	Трубчатая печь (отделение риформинга) (постоянно)	–
		Без очистки	0,028	0,094	0,055	Огневой подогреватель природного газа (отделение сероочистки) (постоянно)	–

1	2	3	4	5	6	7	8
	HTAS		0,0248	0,69	0,36	Трубчатая печь (отделение риформинга) (постоянно)	Электрохимический, фотометрический методы
	Linde	Блок селективного каталитического восстановления окислов азота	0,189	0,224	0,207	Трубчатая печь (отделение риформинга) (постоянно)	Электрохимический, фотометрический методы
	KBR(Purifier)	Без очистки С очисткой на катализаторе	0,274 0,066	0,304 0,152	0,283 0,091	Трубчатая печь (отделение риформинга) (постоянно)	Поточный газоанализатор
		Без очистки	0,045	0,053	0,05	Пусковой котел (постоянно)	Поточный газоанализатор
CO	AM-70, AM-76, TEC	Без очистки	0,136	1,45	0,8	Трубчатая печь и вспомогательная печь (отделение риформинга) (постоянно)	Газохроматографический метод;
			0,015	0,106	0,051	Пусковой котел	Электрохимический метод;
	Chemico	Без очистки	0,79	1,56	1,0	Трубчатая печь (отделение риформинга) (постоянно)	Колориметрический метод

1	2	3	4	5	6	7	8
	HTAS	Без очистки	0,0224	0,3	0,161	Трубчатая печь (отделение риформинга) (постоянно)	Электрохимический, фотометрический методы
	Linde	Без очистки	0,052	0,149	0,101	Трубчатая печь (отделение риформинга) (постоянно)	Электрохимический, фотометрический методы
	KBR(Purifier)	Без очистки	0,750	0,770	0,760	Трубчатая печь (отделение риформинга) (постоянно)	Поточный газоанали-затор

Для сокращения выбросов NO_x с дымовыми газами печи первичного риформинга на большинстве предприятий предусмотрено гомогенное восстановление оксидов азота до азота газообразным аммиаком.

Процесс гомогенного восстановления оксидов азота протекает при температуре 930 °С ÷ 980 °С по следующим реакциям:

$4NO + 4NH_3 + O_2 \leftrightarrow 4N_2 + 6H_2O$;

$2NO_2 + 4NH_3 + O_2 \leftrightarrow 3N_2 + 6H_2O$.

Также на некоторых предприятиях применяется очистка дымового газа NO_x. На агрегате Linde в секции конвекции печи установлен блок селективного каталитического восстановления с катализатором на основе оксидов титана, вольфрама, ванадия. Восстановление оксидов азота, содержащихся в дымовом газе, до азота и воды, происходит с помощью выпаренного аммиака, который в жидком виде подается на катализатор.

2.3.2 Обращение со сточными водами

Образование технологических сточных вод (без возврата в технологический процесс) в производстве аммиака с содержанием N (NH_4^+) представлены для для агрегатов АМ-70, АМ-76, ТЕС в таблице 2.6, для агрегатов Chemico — в таблице 2.7, для агрегата LAC — в таблице 2.8.

Прямого сброса в водный объект от производства аммиака не происходит, сточные воды направляются на биологическую очистку.

2.3.3 Отходы производства аммиака

В производстве аммиака образуются следующие виды отходов:

- отработанные катализаторы, которые направляются на восстановление, реализуются как материальный ресурс или подлежат размещению специальным организациям);
- активированный уголь, который направляется на рекультавцию или захоронение;
- ионообменные смолы и фильтровальные ткани, подлежащие обезвреживанию или захоронению;
- цеолит, шары из глиноземы (керамика), подлежащие утилизации или размещению на полигонах;
- осадок осветления природной воды отделения водоподготовки, который направляется на рекультивацию или размещается на полигонах.

Отработанные масла применяют в производстве или отправляются на утилизацию.

Таблица 2.6

Наименование загрязняющих веществ	Метод очистки, повторного использования	Технологические сточные воды			Комментарии		
		Объем и (или) масса загрязняющих веществ в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники сброса/стадия процесса	Метод определения загрязняющих веществ	Примечание/информация о том, куда направляются сточные воды с производства и сточные воды после очистки
		Мин.	Макс.	Средн.			
Вода из гидрозатвора факельной установки N (NH_4^+)	Направляется на очистку в биологические очистные сооружения	0,00014	0,0011	0,00047	Факельная установка	Титрометрический метод; фотометрический метод	Промливневая канализация
Потери оборотной воды N (NH_4^+)	Направляется на очистку в биологические очистные сооружения	0,0025	0,0064	0,0044	Со всего производства	Титрометрический метод; фотометрический метод	Промливневая канализация

Таблица 2.7

Наименование загрязняющих веществ	Метод очистки, повторного использования	Технологические сточные воды			Комментарии		
		Объем и (или) масса загрязняющих веществ в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники сброса/стадия процесса	Метод определения загрязняющих веществ	Примечание/информация о том, куда направляются сточные воды с производства и сточные воды после очистки
		Минимальное	Максимальное	Среднее			
1	2	3	4	5	6	7	8
Вода из сепаратора факельной установки N (NH_4^+)	Без очистки	0,0015	0,003	0,0018	Факельная установка (сепаратор)	Титрометрический метод	В канализацию с органическими загрязнениями и далее на биологическую очистку
Аммоний-ион (NH_4^+)	Нитри- и денитрификация в цехе биохимической очистки. Повторно не используются			0,0012	Промстоки с установки	Титрометрический метод	В коллектор промышленных химически загрязненных сточных вод и далее на биологическую очистку. После очистки сбрасываются в поверхностный водный объект

1	2	3	4	5	6	7	8
Аммоний-ион (NH_4^+)	Нитри- и денитрификация в цехе биохимической очистки. Частичное ипользование в производсте аммиака		0,03	0,0027	Отпарной конденсат, образованный в производстве аммиака	Титрометрический метод	В коллектор промышленной химически загрязненной и (или) оргзагрязненной канализациии и далее на биологическую очистку. После очистки сбрасываются в поверхностный водный объект
Аммоний-ион (NH_4^+)	Очистка на прудах усреднителях биологической очистки. Повторно не используются		0,005	0,0003	Промливневые сточные воды	Фотоколометрический метод	В коллектор промливневой канализации и далее на биологическую очистку. После очистки сбрасываются в поверхностный водный объект

Таблица 2.8

Наименование загрязняющих веществ	Метод очистки, повторного использования	Технологические сточные воды			Комментарии		
		Объем и (или) масса загрязняющих веществ в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники сброса/стадия процесса	Метод определения загрязняющих веществ	Примечание/информация о том, куда направляются сточные воды с производства и сточные воды после очистки
		Мин.	Макс.	Средн.			
Химзагрязненные стоки N (NH_4^+)	Без очистки	0,000015	0,00077	0,000486	Со всего производства	Титрометрический метод; фотометрический метод	Коллектор стоков предприятий и далее на очистку

2.4 Определение наилучших доступных технологий при производстве аммиака

Важнейшим показателем технического уровня производства аммиака наряду с показателем эксплуатационной надежности является потребление энергии на тонну продукта, поскольку доля стоимости энергоресурсов в себестоимости аммиака достигает 50 ÷ 80 %.

В таблице 2.9 приведены проектные показатели энергопотребления для агрегатов АМ-70, АМ-76, ТЕС, Chemico.

Таблица 2.9 – Проектные показатели энергопотребления агрегатов АМ-70, АМ-76, ТЕС, Chemico

Индекс агрегата	Проектный показатель		
	Суммарное потребление энергии всех видов, Гкал/т	Потребление природного газа, Гкал/т (ст. $м^3$/т)	Проектная мощность, тыс. т NH_3/год
ТЕС	10,07	9,82 (1218)	450
Chemico	10,58	10,25 (1271)	450
АМ-70	10,29	9,87 (1224)	450
АМ-76	10,01	9,74 (1208)	450

Характерной особенностью агрегатов, представленных в таблице 2.8, является то обстоятельство, что все они подверглись модернизациям или техперевооружению в той или иной степени, а кроме того, работают с высоким коэффициентом использования мощности.

Все агрегаты производства аммиака АМ-70, АМ-76, ТЕС, Chemico, эксплуатирующиеся в Российской Федерации в настоящее время, имеют сравнимые показатели по уровню энергопотребления и воздействия на окружающую среду. Это вызвано тем, что все они построены по однотипной технологической схеме, различающейся в основном аппаратурным оформлением отдельных стадий технологического процесса и включающей в себя:

- сжатие природного газа до давления не более 4,5 МПа;
- очистку от сернистых соединений (до содержания серы не выше $0,5 \cdot 10^{-4}$ %);
- паровоздушную конверсию природного газа (до остаточного содержания метана не более 0,5 %);
- средне- и низкотемпературную конверсию оксида углерода (до содержания 0,5÷0,8 об. %);
- очистку конвертированного газа от диоксида углерода (до не более 0,1 % в очищенном газе) одним из описанных в разделе двух методов;
- метанирование остатков оксида и диоксида углерода (до их содержания $5 \div 10 \cdot 10^{-4}$ %);
- сжатие АВС до давления 20÷32 МПа с промежуточным отбором части АВС на стадию сероочистки;
- синтез аммиака и выделение его из циркуляционного газа.

В таблице 2.10 приведены показатели энергопотребления для агрегатов HTAS, Linde и KBR. Указанные агрегаты были введены в эксплуатацию в течение последних 5 лет.

Таблица 2.10 – Проектные показатели энергопотребления агрегатов HTAS, Linde и KBR

Индекс агрегата	Потребление природного газа, Гкал/т (ст. $м^3$/т)	Примечание
HTAS	7,82 (970)	Показатель рассчитан исходя из среднего потребления по агрегатам
Linde	7,39 (916)	
KBR	7,2 (900)	

Агрегаты АМ-70, АМ-76, TEC, Chemico, в той или иной степени подвергнутые модернизации, а также агрегаты HTAS, Linde и KBR следует отнести к НДТ, так как все показатели этих агрегатов соответствуют требованиям Методических реко-мендаций по определению технологии в качестве наилучшей технологии при состав-лении настоящего справочника НДТ.

2.5 Наилучшие доступные технологии при производстве аммиака

Для технологий производства аммиака (агрегаты АМ-70, АМ-76, TEC, Chemico), представленных в 2.2 в качестве НДТ, в настоящее время существует возможность для дальнейшей модернизации с целью увеличения производительности, снижения общего энергопотребления и негативного воздействия на окружающую среду.

Поэтому в составе представленных технологий по ряду подпроцессов технологической схемы в качестве частных НДТ рекомендуется проводить мероприятия, представленные в таблице 2.11.

Таблица 2.11 – Перечень рекомендуемых частных НДТ для производства аммиака

№ п/п	Описание мероприятия	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
1	2	3	4	5	6	7
1	Исключение огневого подогревателя природного газа с переносом подогрева газовой смеси перед сероочисткой в блок БТА печи первичного риформинга	Снижение выбросов NO_x и CO с дымовыми газами	Снижение расхода пара на привод дымососов	Уменьшение потребления природного газа (на сжигание в огневом подогревателе)	—	Дополнительные змеевики в БТА
2	Внедрение метода гомогенного восстановления оксидов азота дымовых газов печи первичного риформинга пароаммиачной смесью	Сокращение выбросов NO_x с дымовыми газами	—	—	—	—

1	2	3	4	5	6	7
3	Замена реакционных труб в печи первичного риформинга на трубы с большим внутренним диаметром и меньшей толщиной стенки	—	Суммарное использование тепла сгорания топливного газа на конверсию метана увеличивается на ~3 %	Содержание метана в сухом газе на выходе снижается на ~1 %	Целесообразно при увеличении производительности агрегата	—
4	Реконструкция компрессора воздуха при увеличении производительности (модернизация проточной части)	—	Снижение потребления пара на тонну аммиака	Уменьшение потребления природного газа, экономия ХОВ	—	—
5	Исключение корпуса низкого давления компрессора природного газа или вывод компрессора природного газа из эксплуатации	—	Уменьшение/исключение потребления пара на привод турбины	—	Реализация ограничивается возможностью местной газораспределительной станции (ГРС) обеспечить требуемое давление природного газа	—
6	Замена МЭА-раствора абсорбентом на основе МДЭА	—	—	Снижение среднего удельного расхода тепла внутри отделения очистки на 400 ккал/нм^3 CO_2	Применимо для агрегатов АМ-70, АМ-76	—
7	Установка выделения горючих газов из фракции CO_2 в отделении очистки от диоксида углерода	—	Повышение чистоты продукционного CO_2. Увеличение выхода чистой фракции CO_2	Уменьшение потребления природного газа на топливо	—	Сепарационное, массообменное оборудование

1	2	3	4	5	6	7
8	Реконструкция компрессора синтез-газа и паровой турбины	—	Снижение удельного потребления энергии на ~0,162 Гкал/т аммиака, уменьшение потребления пара на ~5 %	Снижение потребления природного газа на ~2 %	Целесообразно при увеличении производительности агрегата	—
9	Установка осушки синтез-газа путем промывки аммиаком после 2-й ступени компрессора синтез-газа и изменение точки ввода свежего синтез-газа в отделение синтеза аммиака	—	Снижение удельного потребления энергии на 0,06 Гкал/т аммиака за счет уменьшения перепада на циркуляционном колесе компрессора синтез-газа, Увеличение срока службы катализатора синтеза аммиака за счет снижения концентрации кислородсодержащих катализаторных ядов	Снижение потребления природного газа	—	Скруббер, теплообменник
10	Реконструкция колонны синтеза аммиака с аксиальных на радиальные	—	Снижение удельного потребления энергии	—	—	—
11	Установка выделения водорода из продувочных и танковых газов производства аммиака	—	—	Увеличение производительности агрегата без увеличения расхода природного газа, пара и воздуха на технологию	—	Теплообменное, газоразделительное оборудование

Таблица 2.12 – Технологические показатели для производства аммиака (с учетом всех стационарных источников)

Продукт	Технология	Технологические показатели НДТ	Показатели ресурсосбережения и энергоэффективности	
			Энергоэффективность	Ресурсосбережение
Аммиак	Производство аммиака из природного газа мощностью 1360÷2000 т в сутки в однолинейном агрегате на базе парового каталитического риформинга в прямоточной трубчатой печи и вторичного паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 210÷300 ати по циркуляционной схеме (АМ-70, АМ-76, ТЕС)	Выбросы: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx) < 1,89 кг/т; Углерода оксид CO < 1,41 кг/т	Электроэнергия < 159 кВт·ч/т	Норма расхода природного газа до 1275 нм^3/т
	Производство аммиака из природного газа мощностью 1240÷1300 т в сутки в однолинейном агрегате на базе парового каталитического риформинга в противоточной трубчатой печи и вторичного паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 270÷300 ати по циркуляционной схеме (Chemico)	Выбросы: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)< 1,404 кг/т; Углерода оксид CO < 1,56 кг/т	Электроэнергия < 130 кВт·ч/т	Норма расхода природного газа до 1275 нм^3/т
Аммиак	Производство аммиака (в том числе совмещенное с производством метанола) из природного газа на базе парового каталитического риформинга и паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 128,7÷190 ати. по циркуляционной схеме	Выбросы: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)< 0,69 кг/т; Углерода оксид CO < 0,3 кг/т	Электроэнергия < 395 кВт·ч/т	Норма расхода природного газа до 1032 нм^3/т

Продукт	Технология	Технологические показатели НДТ	Показатели ресурсосбережения и энергоэффективности	
			Энергоэффективность	Ресурсосбережение
Аммиак	Производство аммиака из природного газа по технологии Linde Ammonia Concept (LAC®)	Выбросы: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)< 0,224 кг/т; Углерода оксид CO < 0,15 кг/т	Электроэнергия < 100 кВт·ч/т	Норма расхода природного газа до 916 нм^3/т
Аммиак	Производство аммиака из природного газа мощностью до 3000 т в сутки в однолинейном агрегате на базе технологии KBR (с применением технологии Purifier)	Выбросы: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)< 0,400 кг/т; Углерода оксид CO < 0,78 кг/т	Электроэнергия < 180 кВт·ч/т	Норма расхода природного газа 972 нм^3/т

2.5.1 Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий при производстве аммиака

В таблице 2.13 представлена информация по ориентировочным капитальным затратам на строительство нового производства аммиака.

Таблица 2.13

Производство	Производительность установки	Полная стоимость установки	Примечание
Производство аммиака	2100 т/сут	29,4 млрд руб.	При строительстве нового производства обеспечивается максимальная энергоэффективность технологического процесса
Строительство интегрированного производства аммиака, метанола и карбамида	455 т/сут	105 млрд руб.	Устранение сырьевой зависимости существующего производства минеральных удобрений от сторонних поставщиков
Производство аммиака	2700 т/сут	1 млрд долларов	Новое производство

В качестве примера в таблице 2.14 представлена информация по ориентировочным капитальным затратам на реализацию отдельных мероприятий по модернизации существующих производств аммиака, направленных на снижение негативного воздействия на окружающую среду и повышение энергоэффективности производства.

Таблица 2.14

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
1	2	3	4	5
Исключение огневого подогревателя природного газа с переносом подогрева газовой смеси перед сероочисткой в блоке БТА печи первичного риформинга	17,22 млн руб. на 2006 год	Снижение потребления энергоресурсов. Уменьшение потребления природного газа (на сжигание в огневом подогревателе). Снижение выбросов оксидов азота, углерода в окружающую среду. Снижение затрат на обслуживание огневого подогревателя	Увеличение степени полезного использования тепла дымовых газов печи риформинга	Установка дополнительных змеевиков в БТА печи первичного риформинга
Техническое перевооружение БТА печи первичного риформинга	52,073 млн руб. на 2013 год	Уменьшение потребления природного газа, снижение выбросов оксидов азота, углерода в окружающую среду	Увеличение степени полезного использования тепла дымовых газов печи риформинга; снижение теплопотерь по тракту дымовых газов; увеличение выработки аммиака	Установка дополнительных змеевиков в БТА печи первичного риформинга, замена футеровки печи
Техническое перевооружение горелок трубчатой печи	57,364 млн руб. на 2015 год	Снижение расходного коэффициента по газу на ~4 %	Повышение КПД трубчатой печи	Установка современных инжекционных горелок, взамен старым
Техническое перевооружение системы очистки газового конденсата	13,851 млн руб. на 2014 год	Снижение потребления энергоресурсов и используемой в очистке питательной воды	Повышение эффективности работы отпарной колонны	Замена существующей насадки и решеток распределения жидкости в колонне

1	2	3	4	5
Установка осушки синтез-газа путем промывки аммиаком после 2-й ступени компрессора синтез-газа	110,0 млн руб. на 2014 год	Снижение удельного энергопотребления на ~0,1 Гкал/т аммиака	Повышение глубины осушки свежего синтез-газа, снижение кратности циркуляции в цикле синтеза, повышение выработки аммиака	При реализации установки осушки по технологии АО «ГИАП» (г. Москва) устанавливаются скруббер и рекуперативный теплообменник
Реконструкция компрессора технологического воздуха	40,2 млн руб. на 2014 год	Уменьшение потребления пара на привод турбины. Уменьшение потребления природного газа и оборотной воды	Увеличение производительности агрегата	Модернизация проточной части компрессора
Реконструкция корпуса низкого давления компрессора природного газа	49 млн руб. на 2014 год	Уменьшение потребления пара на привод турбины	Снижение энергопотребления	—
Реконструкция компрессора синтез-газа	113,2 млн руб. на 2010 год	Уменьшение потребления пара на привод турбины	Увеличение производительности агрегата	Модернизация проточной части компрессора
Установка дополнительного реактора НТК (при увеличении производительности)	53,1 млн руб. на 2014 год	—	—	—

2.6 Перспективные направления в технологии производства аммиака

В таблице 2.15 представлен перечень перспективных технологий в производстве аммиака, разделенных на два подраздела:

- перспективные технологии, предназначенные для частных модернизаций существующих производств;
- перспективные технологии для радикальных модернизаций существующих производств.

Таблица 2.15

Описание мероприятия	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
	Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
Перспективные технологии для частных модернизаций существующих производств					
Установка сатурации природного газа	Снижение выбросов NO_x и CO с дымовыми газами	Снижение энергоемкости производства; снижение расхода пара на привод насосов питательной воды и привод дымососов; уменьшение потребления пара среднего давления за счет дополнительного количества пара, вырабатываемого в установке сатурации	Снижение потребления природного газа (на топливо)	—	Сатурационная колонна; теплообменник; циркуляционный насос; змеевик-подогреватель сатурационной воды; змеевик-подогреватель сатурированного газа
Установка параллельного трубчатого реактора в отделении риформинга	Сокращение выбросов NO_x с дымовыми газами	Снижение удельной энергоемкости производства	—	—	Дополнительный змеевик в БТА; трубчатый реактор
Установка дополнительной колонны синтеза аммиака	—	Снижение удельной энергоемкости производства; снижение потребления пара высокого давления	Снижение потребления природного газа	—	Колонна синтеза; теплообменник; подогреватель питательной воды
Установка котла-утилизатора после колонны синтеза	—	Снижение энергоемкости производства; вырабатывается дополнительное количество пара среднего давления	Снижение потребления природного газа	—	Дополнительная колонна синтеза аммиака; блок генерации пара среднего давления (парогенератор, паросборник и экономайзер); пароперегреватель

Описание мероприятия	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
	Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
Перспективные технологии для радикальных модернизаций существующих производств					
Установка рекуперативного риформинга «Тандем»	На установке «Тандем» отсутствуют постоянные выбросы в атмосферу	Снижение энергоемкости производства	Снижение потребления природного газа (прямой расход природного газа на тонну аммиака составит 676,88 нм^3 (726,47 ст. м^3 (20 °С, 760 мм рт. ст.) при производительности 1600 т/сут)	Производится полная замена изношенного оборудования риформинга природного газа	*Оборудование установки «Тандем»:* трубчатый конвертор; шахтный конвертор; оборудование системы использования тепла отходящих потоков для подогрева исходных потоков, в том числе перед стадией сероочистки природного газа от сернистых соединений (дополнительные теплообменники) Дополнительное оборудование: Кислородный компрессор, блок разделения воздуха (БРВ), парогенератор

2.6.1 Технологии для создания новых производств. Производство аммиака мощностью 2000 ÷ 3000 т в сутки

Главной особенностью предлагаемой схемы производства аммиака мощностью до 830 тыс. т/год является то, что в ней может быть использована значительная часть известного, надежного оборудования, используемого в агрегатах АМ-76, которое имеет существенные запасы по производительности.

Энергоемкость производства по данной технологической схеме составит 7,0÷7,2 Гкал/т, потребление природного газа на технологию — 598,9 нм^3/т, на топливо — 195,5 нм^3/т, итого — 794,32 нм^3/т.

Технологический процесс состоит из следующих основных стадий:

1) каталитическое гидрирование органических соединений серы, содержащихся в подаваемом природном газе. Подогрев природного газа перед стадией гидрирования осуществляется в змеевике БТА трубчатой печи за счет тепла дымового газа;

2) очистка газа от сероводорода с помощью окиси цинка;

3) каталитическая конверсия углеводородов природного газа, осуществляемая в трубчатой печи и в параллельной установке паровоздушной конверсии метана по технологии «Тандем»;

4) двухступенчатая конверсия оксида углерода;

5) очистка газа от диоксида углерода раствором МДЭА;

6) метанирование остаточного оксида и диоксида углерода;

7) компрессия очищенного синтез-газа до давления 18,14÷ 19,12 МПа;

8) синтез аммиака под давлением 17,65 ÷ 18,63 МПа.

В таблице 2.16 приведены основные отличия и особенности описываемой схемы по сравнению со схемой агрегата типа АМ-76.

Таблица 2.16

Наименование стадии или аппарата	Краткое описание, отличие от АМ-76	Примечание
Компримирование природного газа	Осуществляется в одноступенчатом компрессоре с паровым приводом. Давление в линии всаса — 2,45 МПа	
Компримирование воздуха	Производится четырехступенчатым компрессором увеличенной мощности с паровым приводом	
Подогрев природного газа перед сероочисткой	Производится в змеевике БТА трубчатой печи	Подогреватель природного газа, в котором используется топливный природный газ, отсутствует
Сероочистка	Проводится в аппаратах тех же габаритов, как в АМ-76	Аппараты сероочистки сохраняются в тех же габаритах, как в АМ-76
Конверсия метана I и II ступени	Осуществляется в трубчатой печи, трубчатом и шахтном реакторах. Для этого в БТА трубчатой печи встраивается дополнительный змеевик подогрева ПГС для подачи ее в трубчатый реактор. Трубы трубчатого реактора обогреваются конвертированным газом после шахтного реактора. Трубчатая печь содержит трубы увеличенного диаметра. Модернизируется смеситель шахтного реактора	Реактор вторичного риформинга сохраняется в тех же габаритах, как в агрегате АМ-76
Котлы-утилизаторы I ступени		Полностью сохраняются
Котел-утилизатор II ступени	Котел заменяется на котел аналогичный котлу-утилизатору, установленному после конвертора СО I ступени (при максимальной мощности)	Сохраняется при мощности 2000 т/сут
Охлаждение конвертированного газа	Теплообменник неочищенной АВС заменяется	
Конвертор СО II ступени	Устанавливается аналогичный конвертору I ступени с однополочной насадкой радиального типа	Сохраняется при мощности 2000 т/сут в модернизированном варианте по 7.1.3

Наименование стадии или аппарата	Краткое описание, отличие от АМ-76	Примечание
Очистка газа от CO_2	Применяется МДЭА-очистка. Изменяется система утилизации тепла после стадии очистки без связи с АХУ. Перекачивающие насосы МДЭА-раствора — с паровым приводом от конденсационной турбины. Устанавливается агрегат мотор-насос-турбина для сокращения расхода энергии при перекачке раствора	
Метанирование	Изменяется система утилизации тепла на стадии метанирования. Заменяются подогреватели недеаэрированной питательной воды	Метанатор сохраняется в тех же габаритах
Компрессор синтез-газа	Компрессор синтез-газа мощностью 27 МВт, трехступенчатый с системой осушки газа после I ступени, с паровым приводом от модернизированной турбины. Давление нагнетания третьей ступени 18,14 ÷ 19,12 МПа (в зависимости от активности катализатора синтеза аммиака)	
Циркуляционный компрессор	Циркуляционный компрессор мощностью 2500 кВт	
Синтез аммиака	Синтез аммиака — с предреактором. Основной реактор синтеза — трехполочный, с межполочными теплообменниками и объемом катализатора 50÷55 м^3, расположенном в трех корпусах. В циркуляционной смеси на выходе из основного реактора — 17,5 ÷ 19 % NH_3. Максимальный циркуляционный поток — 920 тыс. нм^3/час. Предреактор — двухполочный, с межполочным теплообменником и объемом катализатора 20 ÷ 22 м^3	
Система охлаждения и конденсации аммиака	Для охлаждения и конденсации аммиака устанавливается компрессионная машина с приводом от паровой турбины	

2.6.1.2 Зарубежные технологии

Технология производства аммиака Uhde

На блок-схеме установки получения аммиака по технологии Uhde (см. рис. 2.4) представлена традиционная последовательность стадий процесса, которые являются основой большинства современных процессов.

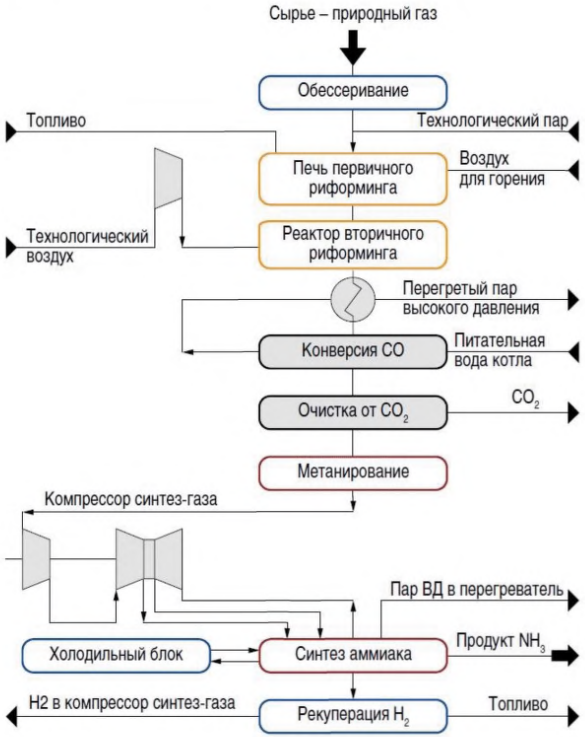


Рисунок 2.4 – Блок-схема установки полчения аммиака по технологии Uhde

Общее энергопотребление (расход сырья, топлива и электроэнергии) на тонну аммиака составляет от 6,6 до 7,2 Гкал (27,6-30,1 ГДж) в зависимости от местных условий (например, от температуры охлаждающей воды) и специфики проекта (например, цены на природный газ).

Для достижения вышеназванного показателя следующие стадии процесса были подвергнуты существенным изменениям:

- печь риформинга и ее система утилизации отходящего тепла;
- стадия очистки от CO_2;
- стадия синтеза аммиака.

Паровой риформинг

Общая эффективность установки по производству аммиака была повышена за счет внедрения следующих модификаций:

• Смещение процесса риформинга с печи первичного риформинга в сторону печи вторичного риформинга за счет включения в технологическую схему стадии утилизации продувочного газа.

Таким образом, водород возвращается на всас компрессора синтез-газа, печь вторичного риформинга работает с избытком воздуха, и соотношение водород-азот в подпиточном газе поддерживается на уровне, близком к 3:1.

• Подогрев технологического воздуха для реактора вторичного риформинга до более высокой температуры (540 °С).

Смещение процесса риформинга в сторону реактора вторичного риформинга повлечет за собой более низкие рабочие температуры в печи первичного риформинга и экономии топлива.

• Оптимальное использование снижения нагрузки на печь первичного риформинга.

Это достигается за счет повышения давления в печи риформинга до ~40 бар при сохранении срока службы реакционных труб 100 000 часов. При этом происходит дальнейшее сокращение общего энергопотребления, потому что потребляемая мощность компрессоров уменьшается.

• Подогрев смеси сырье/пар до более высокой температуры.

Таким образом, уменьшается потребление топлива печи первичного риформинга, так как теплопередача осуществляется в конвекционной зоне, а не в радиантной.

• Уменьшение соотношения пар: углерод до 3,0.

В нижеследующей таблице указаны рабочие характеристики риформинга:

Соотношение пар / углерод		3,0
Температура на выходе печи первичного риформинга	°С	530–580
Давление на выходе печи первичного риформинга	бар	39–43
Содержание метана на выходе печи первичного риформинга	% об.	10–13
Содержание метана на выходе реактора вторичного риформинга	% об.	0,3–0,6
Температура технологического воздуха	°С	520–600
Температура воздуха для горения	°С	250–440
Перегретый пар 125 бар	°С	530–540
Температура в дымовой трубе	°С	120–180

Очистка от CO_2

Для очистки от CO_2 имеются разные способы химической и физической абсорбции, например, аМДЭА®, процесс Бенфильд, Amine Guard и Селексол. Самым низким

энергопотреблением отличается способ с использованием активированного МДЭА (аМДЭА®) по лицензии компании BASF. При этом раствор регенерируется мгновенным вскипанием вместо отпаривания.

В процессе аМДЭА® водный раствор N-метилдиэтаноламина используется со специальным активатором, действующем как растворитель. Процесс сочетает преимущества как хемосорбции, так и физической абсорбции CO_2.

Схема включает в себя двухступенчатый абсорбер, в нижней части которого основная часть CO_2 удаляется с помощью обедненного раствора, регенерированного в двухступенчатом испарителе мгновенного вскипания (ИМВ). В верхней части абсорбера осуществляется конечная очистка конвертированного газа до остаточного содержания CO_2 в ppm с помощью относительно малой доли общего количества циркулирующего растворителя, и только эта небольшая часть растворителя затем подлежит термической регенерации в отпарной колонне. Таким образом, удельное энергопотребление системы рекуперации CO_2 уменьшается до 1340 кДж/нм^3 CO_2.

Кроме того, описанная технология имеет следующие преимущества:

• высокий коэффициент рекуперации CO_2 (свыше 96 %) и высокая степень чистоты CO_2 (свыше 99 % объемных);

• ингибиторы коррозии не требуются, потому что раствор не вызывает коррозию углеродистой стали;

• потери раствора сведены до минимума в связи с низким давлением вскипания и отсутствием изнашивания аМДЭА®. Восстановление раствора не требуется;

• отсутствие токсичных растворителей;

• отсутствие проблем кристаллизации.

Синтез аммиака

Наиболее существенным изменениям по сравнению с ранней схемой подвергался узел синтеза аммиака.

Его основной отличительной чертой является высокая степень конверсии, которая достигается с помощью большого объема катализатора. В целях минимизации размера и стоимости реактора синтеза при сохранении низкого перепада давления, необходимо использовать

• мелкозернистый катализатор;

• реактор радиального типа.

В узле синтеза аммиака Uhde установлена система трехслойных реакторов радиального типа.

Синтез с высокой степенью конверсии имеет значительные преимущества, потому что существенно уменьшаются количество циркуляционного газа, мощность циркуляционного насоса и поверхность теплообмена. Энергопотребление на охлаждение также уменьшается пропорционально, потому что основная часть полученного аммиака конденсирует уже перед холодильником контура синтеза.

Технологические параметры контура синтеза аммиака приведены:

Соотношение H_2 / N_2 на выходе узла метанирования		2,95
Давление в контуре синтеза	бар	140–210

Содержание NH3 на входе реактора синтеза	% об.	3–5
Содержание NH3 на выходе реактора синтеза	% об.	20–25
Генерация пара ВД	т/т NH3	1,1–1,5
Число реакторов		1 или 2

Производство аммиака из водорода, получаемого из продувочного газа синтеза метанола

В настоящее время на ПАО «Метафракс» ведется строительство комплекса по производству аммиака, карбамида и меламина. Особенностью производства аммиака, входящего в состав компелкса, является использование в качестве сырья для получения водорода продувочного газа производства метанола, который в настоящее время направляется на сжигание в печи риформинга.

Проектная мощность нового производства аммиака составляет 900 т/сутки. Блок-схема производства аммиака представлена на рис. 2.5.

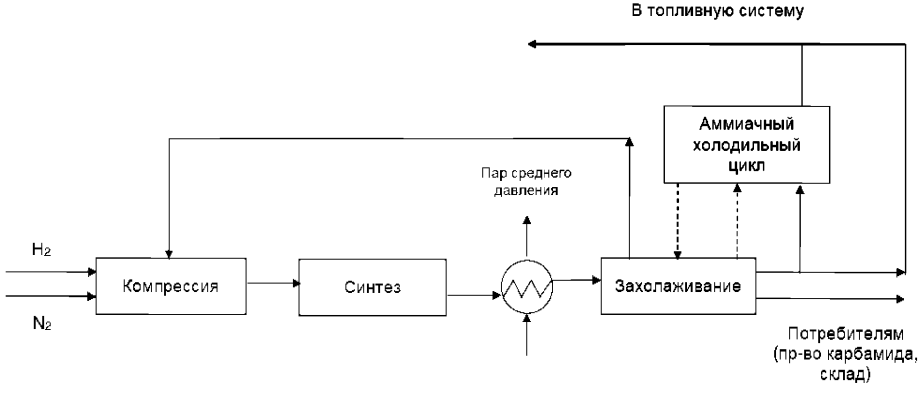


Рисунок 2.5–Блок-схема производства аммиака на ПАО «Метафракс»

Исходным сырьём в данном производстве является водород высокой степени очистки, поступающий из установки коротко-цикловой адсорбции (КЦА) и азот, поступающий из действующей установки разделения воздуха.

Инновационным подходом в данном производстве является использование сред, считающихся отходами действующего на предприятии производства метанола, или необходимых продувок, образующихся в технологическом процессе получения метанола, в качестве ценных сырьевых компонентов производства аммиака.

Основными технологическими стадиями проектируемого производства аммиака являются:

- сжатие азота;
- сжатие синтез-газа;
- синтез аммиака;
- конденсация и выделение аммиака.

Для безопасности ведения технологического процесса предусмотрена факельная установка.

Сжатый азот и водород смешивают в мольном соотношении 1:3 и направляют на всас компрессора синтез-газа.

На последнюю ступень сжатия в компрессор поступает также не сконденсировавшийся в аммиачном ступенчатом холодильнике газовый поток — непрореагировавшие компоненты с небольшим содержанием аммиака.

Из компрессора синтез-газ при давлении ~ 15,5 МПа и температуре ~ 73°С направляется в теплообменник горячего газа, в котором его нагревают до температуры ~178 °С, после чего нагретый газ поступает в реактор синтеза аммиака, в котором при температуре ~ 430°С синтез-газ проходит несколько каталитических зон с образованием аммиака.

Полученная смесь газов с содержанием аммиака ~ 20 % мол. из реактора поступает в ряд теплообменников.

Снятие тепла сопровождается получением пара среднего давления. Охлаждённая до ~ 35°С смесь газов поступает на захолаживание в специальный холодильник. В качестве хладоагента используется сжиженный аммиак. С первой ступени аммиачного холодильника сжиженная масса поступает на вторую ступень, а несконденсировавшаяся — возвращается в голову процесса. Со второй ступени сжиженный аммиак — товарный продукт, поступает потребителям или на склад.

Несконденсировавшаяся масса поступает в сепаратор, из которого жидкий аммиак поступает в аммиачный холодильный цикл, а газообразный — обратно в ступенчатый холодильник.

Несконденсировавшаяся газовая смесь (H_2, N_2, NH_3) в процессе захолаживания аммиака и холодильного цикла после подвергается дополнительному охлаждению и далее используется в качестве топливного газа.

Для обеспечения условий пуска и остановки производства аммиака и на случай возможных аварийных ситуаций предусматривается факельная система. В штатном режиме выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух имеют место только от дежурных горелок.

Также для обеспечения требований производства предусматривается пусковой подогреватель, использующий в качестве топлива природный газ.

Основные показатели расхода сырья, материалов и энергоресурсов представлены в таблице 2.17. Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу представлены в таблице 2.18.

Таблица 2.17 – Расход сырья, материалов и энергоресурсов на 1 т производимого аммиака

Наименование	Единица измерения	Значение
Природный газ	$нм^3$	631
Азот среднего давления	$нм^3$	659
Электроэнергия	кВт*ч	0,659
Оборотная вода	$м^3$	96,2

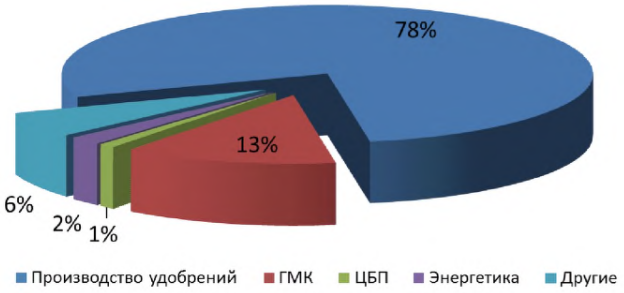
Таблица 2.18 – Выбросы в атмосферу на 1 т производимого аммиака

Выхлопной газ	Ед. изм.	Максимальная масса выбросов ЗВ после очистки
NOx	кг/т	0,001
CO	кг/т	0,005

Раздел 3. Производство серной кислоты

Серная кислота является одним из основных продуктов химической промышленности. Мировое производство серной кислоты, по оценкам экспертов, составляет порядка 150 млн т.

Основное количество всей серной кислоты, производимой на предприятиях химической промышленности Российской Федерации, используется внутри этих предприятий для выпуска минеральных удобрений. Небольшая часть серной кислоты (около 5–7 %) в виде улучшенных сортов серной кислоты и олеума отправляется на предприятия Российской Федерации, выпускающие синтетические волокна. Часть серной кислоты, выпускаемой на предприятиях цветной металлургии, используется на месте, остальная — большая — часть производимой серной кислоты продается внутри Российской Федерации и экспортируется в страны СНГ. На диаграмме (см. рисунок 3.1) представлена структура потребления серной кислоты в Российской Федерации.



ГМК — горно-металлургический комплекс,
ЦБП — целлюлозно-бумажное производство

Рисунок 3.1 – Структура потребления серной кислоты в Российской Федерации

Основные предприятия — производители серной кислоты являются одновременно производителями минеральных удобрений. В таблице 3.1 представлен перечень компаний — производителей серной кислоты, входящих в отрасль минеральных удобрений.

Таблица 3.1 – Перечень предприятий — производителей серной кислоты (отрасль минеральных удобрений)

№ п/п	Предприятие	Номинальная мощность, тыс. т/год	Источник SO_2
1	АО «Апатит», Балаковский филиал	2300	Техническая сера
2	АО «Апатит», Череповецкий филиал	3360	Техническая сера
4	Волховский филиал АО «Апатит»	246,0	Техническая сера
3	АО «Воскресенские минеральные удобрения»	500,0	Техническая сера
5	ООО «ПГ Фосфорит»	1132,0	Техническая сера

№ п/п	Предприятие	Номинальная мощность, тыс. т/год	Источник SO_2
6	ООО «ЕвроХим — Белореченские минеральные удобрения»	770,0	Техническая сера
7	АО «Щекиноазот»	700,0	Техническая сера
8	Армянский филиал ООО «Титановые инвестиции»	960,0	Техническая сера
9	КАО «Азот» (г. Кемерово)	280,0	Техническая сера

Сырьем для производства серной кислоты является сера — побочная продукция процессов сероочистки газо- и нефтеперерабатывающих заводов. Основным источником сырья для российских производителей серной кислоты являются газоконденсатные заводы Астраханской и Оренбургской области.

Для производства серной кислоты в основном используются следующие сорта серы (см. таблицу 3.2)

Таблица 3.2 – Показатели качества технической серы

Показатель	Сорт 9998	Сорт 9995	Сорт 9990
Массовая доля серы, %, не менее	99,98	99,95	99,90
Массовая доля золы, %, не более	0,02	0,03	0,05
Массовая доля органических веществ, %, не более	≤0,01	≤0,03	≤0,06
Массовая доля кислот в пересчете на H_2SO_4, %, не более	≤0,0015	≤0,003	≤0,004
Массовая доля мышьяка, %, не более	0,0000	0,0000	0,000
6 Селен, %, не более	0,000	0,000	0,000
7 Влажность, %, не более	≤0,2	≤0,2	≤0,2
8 Механические загрязнения (бумага, дерево, песок и др.)	Не допускается		

Сера более низкого качества (сорта 9950 и 9920) редко используется при производстве серной кислоты.

На сернокислотных установках может использоваться жидкая, комовая или гранулированная сера. В последнее время часть предприятий Российской Федерации перешли на использование жидкой серы, часть предприятий имеют возможность перерабатывать как жидкую, так и твердую серу, что позволяет им вести боле гибкую политику в отношении закупок сырья.

Качество серной кислоты, производимой в Российской Федерации, регламентируется ГОСТ 2184-2013. Для производства минеральных удобрений, как правило, используется кислота качеством не ниже, чем техническая серная кислота 1-го сорта.

Энергия активации реакции гомогенного окисления диоксида серы в триоксид очень велика, поэтому в отсутствии катализаторов взаимодействие SO_2 с кислородом не протекает даже при высокой температуре. В присутствии катализаторов возможно протекание этой реакции по иному механизму с меньшей энергией активации. В качестве катализатора применяются ванадиевые контактные массы, представляющие собой смесь каталитически активного вещества — V_2O_5, промоторов — веществ, повышающих активность (сульфатов щелочных калия или цезия), и носителя, создающего структурную основу катализатора. Реакция окисления диоксида серы начинает протекать только

при температуре около 400 °С, когда активный компонент катализатора переходит в расплавленное состояние на поверхности носителя. Диоксид серы и кислород адсорбируются на поверхности катализатора, растворяются в расплаве и взаимодействуют с активной фазой.

Очень важным показателем качества контактной массы является температура зажигания, при которой каталитический процесс начинает протекать с достаточной для практических целей скоростью. Температура зажигания ванадиевой контактной массы зависит от состава катализатора (используемых промоторов), состава газовой смеси и повышается с уменьшением объемной доли кислорода в газе.

В производственной практике нижний интервал температур для обычных катализаторов (промотированных сульфатом калия) составляет 410–440 °С.

Для катализаторов, промотированных цезием, он составляет 390–410 °С.

Верхним температурным пределом работы контактной массы является температура 630–650 °С. Верхняя температурная граница объясняется пределом термостабильности носителя катализатора.

Снижение температуры зажигания контактной массы в случае применения цезий-промотированных катализаторов позволяет повысить общую эффективность конверсии SO_2 в среднем на 0,1 % в сравнении со стандартным катализатором.

Зависимость концентрации SO_2 в отходящих газах сернокислотных установок от степени контактирования при различном начальном содержании SO_2 в технологическом газе представлена на рисунках 3.2 и 3.3.



Рисунок 3.2 – Зависимость концентрации SO_2 в отходящих газах сернокислотных установок от степени контактирования при начальном содержании SO_2 в технологическом газе 4–12 об. %

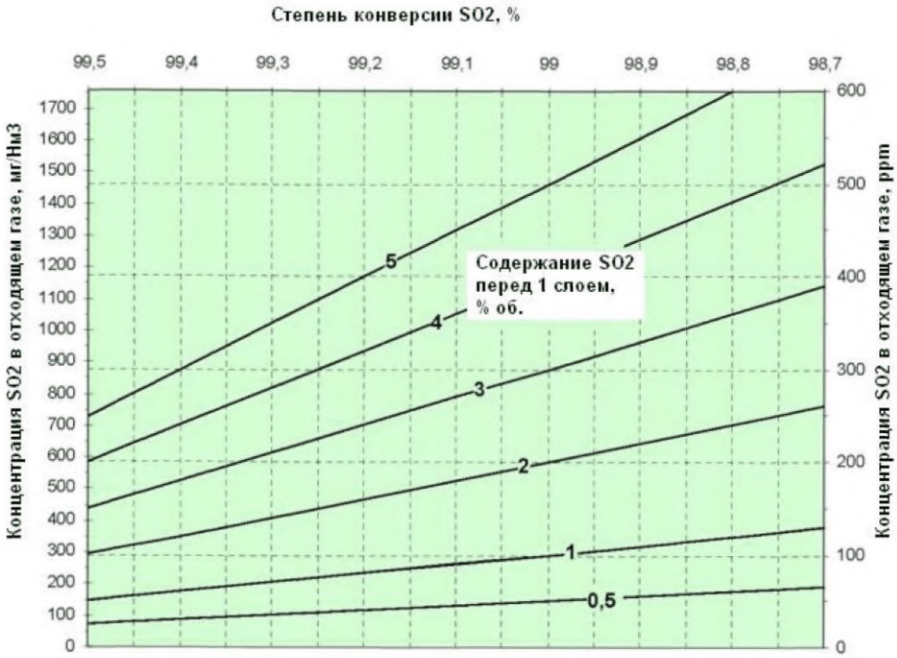


Рисунок 3.3 – Зависимость концентрации SO_2 в отходящих газах сернокислотных установок от степени контактирования при начальном содержании SO_2 в технологическом газе 0,5–5 об. %

3.1 Описание технологических процессов, применяемых в настоящее время при производстве серной кислоты в отрасли минеральных удобрений

В таблице 3.3 представлена информация о разделении предприятий, производящих серную кислоту в России, по применяемой технологии/производительности.

Таблица 3.3 – Способы производства серной кислоты на предприятиях Российской Федерации

Технология	Предприятие
Сернокислотные системы одинарного контактирования с системой очистки хвостовых газов	- Армянский филиал ООО «Титановые инвестиции» - КАО «Азот» (г. Кемерово)
Сернокислотные системы двойного контактирования с двойной абсорбцией (ДКДА) малой производительности (< 500 000 т мнг/год)	- Волховский филиал АО «Апатит» – ЗАО «ГХК Бор» - АО «Щекиноазот»
Сернокислотные системы ДКДА большой производительности (500 000–1 000 000 т мнг/год)	- Балаковский филиал АО «Апатит» - АО «Апатит» (Вологодская область) - Ефремовский химический завод (филиал АО «Щекиноазот») - АО «Воскресенские минеральные удобрения» - Армянский филиал ООО «Титановые инвестиции»
Сернокислотные системы ДКДА с системой утилизации тепла абсорбции (500 000–1 000 000 т мнг/год)	- ООО «ПГ Фосфорит» - ООО «ЕвроХим — Белореченские минеральные удобрения»

Производство серной кислоты состоит из нескольких основных стадий:

1) прием и хранение жидкой / твердой серы;

2) подготовка сырья (плавление и фильтрация твердой серы, фильтрация жидкой серы);

3) сжигание серы с получением SO_2-содержащего газа и утилизацией тепла реакций с получением энергетического пара;

4) каталитическое окисление SO_2 в одну или две стадии;

5) абсорбция SO_3 с получением серной кислоты или олеума;

6) складирование серной кислоты;

7) очистка хвостовых газов от SO_2 (в случае систем одинарного контактирования).

Уравнения основных химических реакций, протекающих при производстве серной кислоты:

$S\ (ж) + O_2\ (г) \rightarrow SO_2\ (г) + 297{,}3$ кДж;

$SO_2\ (г) + 0{,}5O_2\ (г) \rightleftarrows SO_3\ (г) + 96{,}8$ кДж;

$SO_3\ (г) + H_2O\ (ж) \rightarrow H_2SO_4\ (ж) + 174{,}6$ кДж.

3.1.1 Установки подготовки сырья — плавление / фильтрация жидкой серы

Данные установки используются на всех предприятиях, производящих серную кислоту, независимо от производительности и способа организации процесса. Конфигурация установок подготовки сырья различается в зависимости от агрегатного состояния используемой серы.

Твердая сера. Из склада твердая, гранулированная сера системой ленточных конвейеров подается на загрузку в плавильные агрегаты, где осуществляется процесс плавления серы. В качестве греющего агента в змеевиках плавильных агрегатов используется пар низкого давления. Расплавленная сера из плавильных агрегатов самотеком

направляется в сборник жидкой серы, из которого насосами подается на стадию фильтрации.

Жидкая сера. Предварительно разогретая жидкая сера из специальных железнодорожных цистерн сливается (передавливается воздухом по сифонной трубе) в сборник жидкой серы, из которого насосами перекачивается на стадию фильтрации.

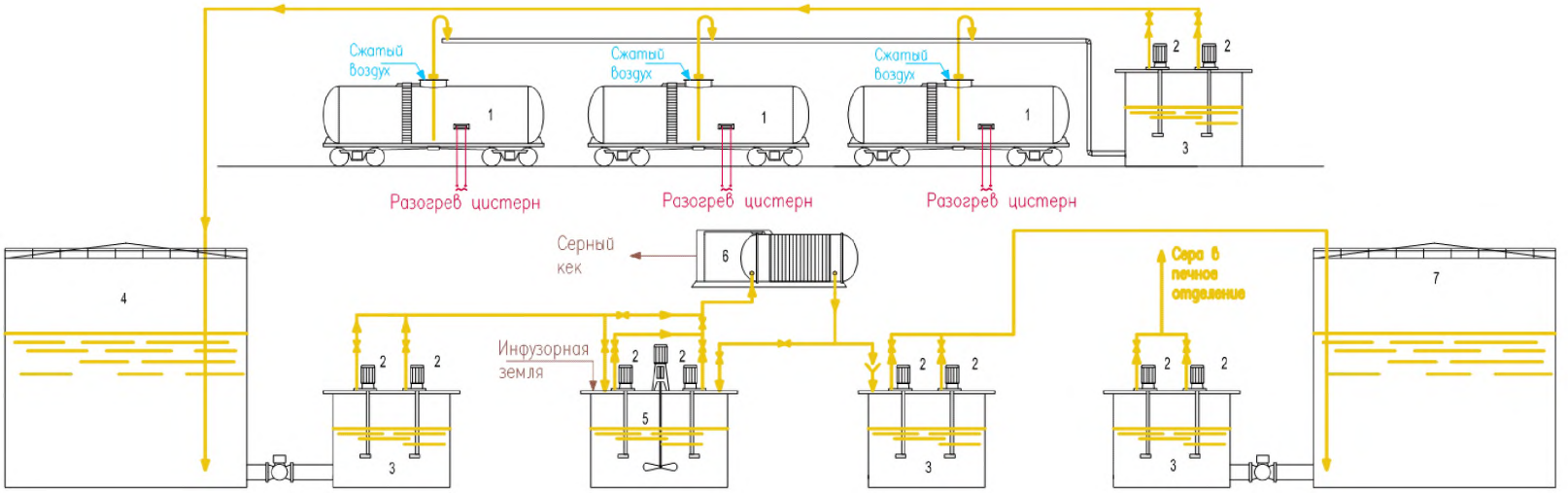
Фильтрация жидкой серы

Фильтрация жидкой серы от зольных примесей производится в листовых (рамных) фильтрах через смонтированные внутри фильтра сетки, на которые предварительно наносится фильтрующий слой жидкой серы с инфузорной землей (диатомит, кизельгур). Для нанесения фильтрующего слоя на сетки фильтра используется сборник серы, оборудованный мешалкой. Из фильтра жидкая сера самотеком направляется в сборник жидкой серы, откуда серными насосами подается в серную печь.

В процессе фильтрации жидкой серы образуется серный кек, содержащий в своем составе 50–60 % серы, его количество определяется составом исходной серы. Серный кек может быть использован при производстве сероасфальтов и серобетонов для дорожного строительства.

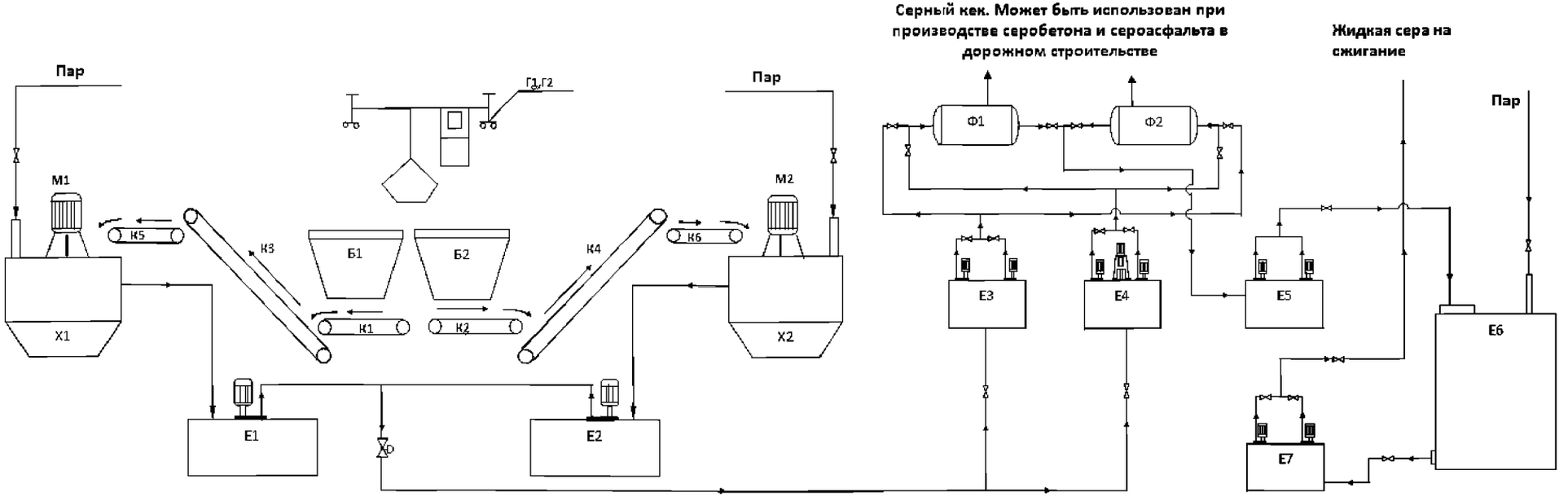
Для обеспечения оптимальных физических свойств температура жидкой серы должна поддерживаться в диапозоне 130–140 °С. Для поддержания данной температуры все оборудование и серопроводы снабжены паровыми рубашками. В качестве греющего агента используется пар низкого давления. Конденсат, образующийся в процессе плавления / обогрева линий и оборудования, может быть использован в производстве серной кислоты.

Принципиальные схемы организации процесса плавления, слива и фильтрации серы представлены на рисунках 3.4 и 3.5.



1 — ж/д-цистерны; 2 — насосы жидкой серы; 3 — сборники жидкой серы; 4 — хранилище грязной серы; 5 — сборник с пропеллерной мешалкой для намыва фильтрующего слоя; 6 — фильтр жидкой серы; 7 — хранилище чистой серы

Рисунок 3.4 – Один из вариантов реализации технологической схемы слива и фильтрации жидкой серы



Г1, Г2 — кран мостовой грейферный; Б1, Б2 — бункер комовой серы; К1, К2 — конвейер ленточный с изменением скорости движения ленты; К3, К4 — конвейер ленточный наклонный; К5, К6 — конвейер ленточный откатной; Х1, Х2 — плавилка серы; Е1, Е2 — сборник жидкой серы; М1, М2 — мешалка турбинного типа со шнеком на валу и ротором на конце вала; Е3 — сборник грязной серы с погружными обогреваемыми насосами серы; Е4 — сборник с пропеллерной мешалкой для намыва фильтрующего слоя с погружными обогреваемыми насосами серы; Е5, Е7 — сборник чистой серы с погружными обогреваемыми насосами серы; Е6 — хранилище чистой серы; Ф1, Ф2 — фильтры серы

Рисунок 3.5 – Один из вариантов реализации технологической схемы плавления, фильтрации и складирования жидкой серы

3.1.2 Сернокислотные системы одинарного контактирования с системой очистки хвостовых газов

На рисунке 3.6 представлена принципиальная технологическая схема производства серной кислоты по методу одинарного контактирования с системой очистки хвостовых газов.

Сырье — жидкая или расплавленная гранулированная (комовая) сера — отфильтровывается от механических примесей и подается на сжигание в серную печь. При сжигании серы в качестве кислородсодержащего агента используется атмосферный воздух, предварительно осушенный путем абсорбции влаги концентрированной серной кислотой в сушильной башне. В процессе горения серы в серной топке образуется технологический газ с температурой 1000–1200 °С и содержанием диоксида серы 9–12 об. %. Следует отметить, что при производстве серной кислоты из серы исходную концентрацию SO_2 поддерживают на уровне близком к максимальному с целью увеличения энергоэффективности системы и снижения размеров технологического оборудования.

После стадии сжигания серы технологический газ направляется в котел-утилизатор, где происходит его охлаждение до температуры, необходимой для устойчивой работы катализатора окисления сернистого газа, — 390 – 420 °С. Тепло, выделяющееся при охлаждении технологического газа, используется для получения энергетического пара.

После котла-утилизатора технологический газ направляется на стадию каталитического окисления SO_2 в SO_3. Окисление проводится в аппаратах со стационарными слоями катализатора в адиабатическом режиме с промежуточным охлаждением газа между слоями. В контактном аппарате, как правило, используется четыре слоя катализатора. Тепло, выделяющееся в процессе окисления сернистого газа, также используется для получения энергетического пара; для этого в контактном отделении сернокислотной системы располагаются выносные элементы котла в отдельных корпусах (экономайзеры и пароперегреватели) (их расположение и количество определяется поставщиком технологии), а также теплообменники, подогревающие воздух на входе в серную печь. Таким образом, удельный выход пара в системе одинарного контактирования несколько выше, чем в системе ДКДА. Так как при реализации данного технологического процесса отсутствует стадия промежуточного извлечения SO_3 из технологического газа, то общая степень конверсии SO_2 в SO_3 достаточно низкая (97–98 %) и требуется дополнительная доочистка отходящих газов установки перед выбросом их в атмосферу. После контактного аппарата технологический газ направляется в моногидратный абсорбер для извлечения SO_3 (в случае получения на установке олеума параллельно с моногидратным абсорбером устанавливается дополнительный олеумный абсорбер), а затем в установку хвостовой очистки. Абсорбция серного ангидрида в моногидратном абсорбере осуществляется серной кислотой с концентрацией 97–98,5 масс. %. При этих концентрациях равновесное давление паров SO_3 над серной кислотой минимально, что позволяет повысить эффективную степень абсорбции до 99,995 %. В процессе абсорбции образуется туман и брызги серной кислоты, которые уносятся с газовым потоком и выбрасываются в атмосферу. Для их улавливания в верхней части моногидратного абсорбера устанавливаются брызготуманоуовители патронного типа. В качестве фильтрующих элементов в данном виде оборудования используется синтетическое кислотостойкое волокно.

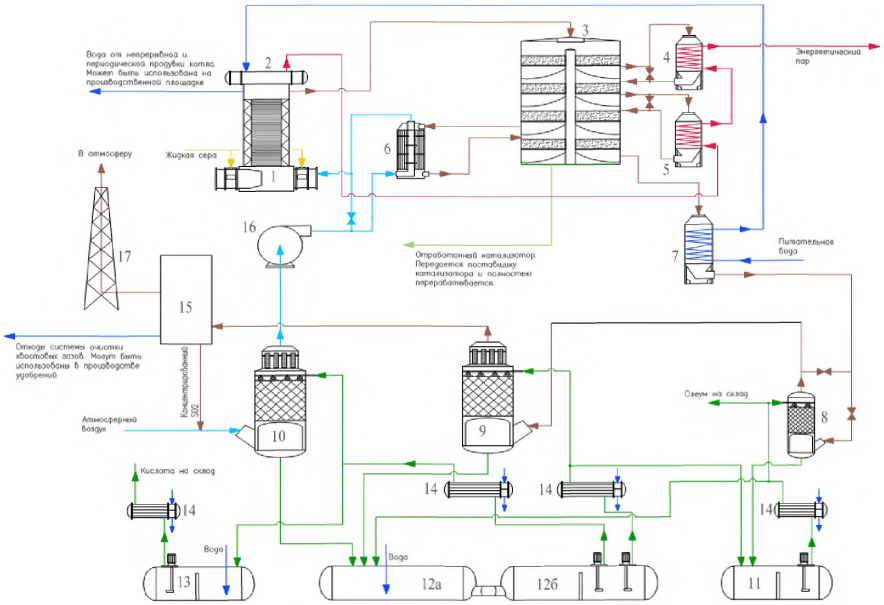
Закрепленная серная кислота из моногидратного абсорбера самотеком направляется в кислотный сборник, туда же подается вода для регулирования концентрации кислоты. Тепло абсорбции и разбавления серной кислоты снимается оборотной водой в кислотных кожухотрубных или пластинчатых теплообменниках. Из кислотного сборника серная кислота отводится на склад. Так как серная кислота с концентрацией 98,5 масс. %, используемая для орошения абсорберов, имеет высокую температуру кристаллизации (+1,8 °С), то в Российских условиях перед отводом ее на склад она разбавляется до концентрации 92,5–96,0 масс. % (температура кристаллизации — минус 31 °С). Разбавление производится либо в отдельном сборнике, либо в цикле сушильной башни — в этом случае сушильная башня орошается кислотой с концентрацией 92,5–96,0 масс. %.

Для доочистки отходящих газов сернокислотного производства, как правило, применяются регенеративные технологии, позволяющие выделить SO_2 из газового потока и повторно его использовать в производстве серной кислоты. К таким технологиям относятся:

- поглощение SO_2 растворами сульфита / бисульфита аммония или натрия с последующей их регенерацией и выделением чистого SO_2 в газовую фазу;
- поглощение SO_2 аминными поглотителями с последующей их регенерацией и выделением чистого SO_2 в газовую фазу;
- поглощение SO_2 слабыми натрийзамещенными органическими основаниями с последующей их регенерацией и выделением чистого SO_2 в газовую фазу.

На российских предприятиях применяется регенеративная очистка отходящих газов от SO_2 с помощью раствора сульфита-бисульфита аммония. Образующийся в процессе поглощения SO_2 избыток раствора сульфита аммония обрабатывается серной кислотой с получением газообразного SO_2, который возвращается в процесс производства серной кислоты, и раствора сульфата аммония, который используется в производстве кристаллического сульфата аммония или других минеральных удобрений.

В других технологических решениях, на данный момент не внедренных на российских предприятиях (аминная очистка, использование натрийзамещенных органических оснований), регенерация поглотительных растворов осуществляется с помощью пара низкого давления. При этом расход пара зависит от требуемой степени очистки отходящего газа. К сожалению, при использовании данных методов очистки увеличенная выработка пара, достигаемая в системах одинарного контактирования, нивелируется дополнительным потреблением пара для регенерации поглотителя в процессе очистки отходящих газов, поэтому удельная выработка пара в таких системах сравнима с показателями систем двойного контактирования.

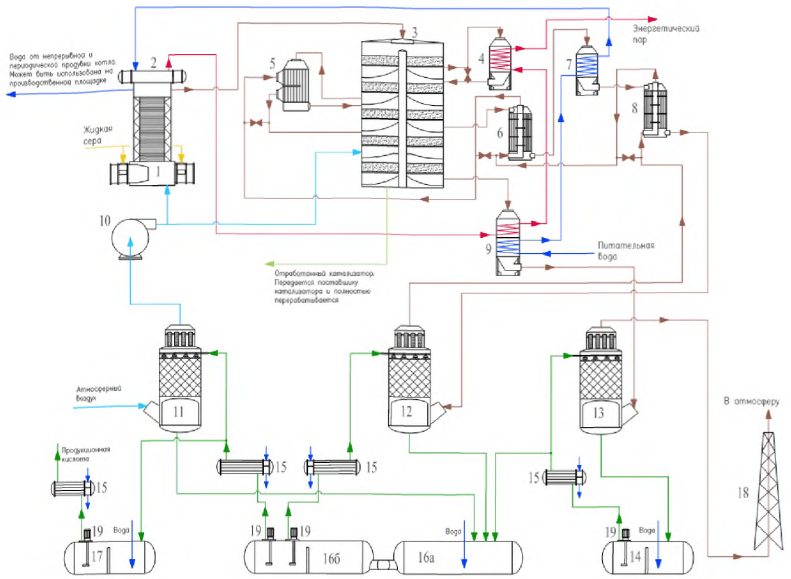


1 — серная печь; 2 — котел-утилизатор; 3 — контактный аппарат; 4 — пароперегреватель 2-й ступени; 5 — пароперегреватель 1-й ступени; 6 — подогреватель воздуха; 7 — экономайзер; 8 — олеумный абсорбер; 9 — моногидратный абсорбер; 10 — сушильная башня; 11 — циркуляционный сборник олеумного абсорбера; 12а/б — объединенный циркуляционный сборник сушильной башни и моногидратного абсорбера; 13 — сборник продукционной кислоты; 14 — кислотные холодильники; 15 — установка очистки хвостовых газов; 16 — нагнетатель; 17 — выхлопная труба

Рисунок 3.6 – Вариант реализации технологической схемы производства серной кислоты методом ОК с олеумным абсорбером и хвостовой очисткой отходящих газов

3.1.3 Сернокислотные системы двойного контактирования с двойной абсорбцией

На рисунке 3.7 представлена принципиальная схема производства серной кислоты по методу ДКДА.



1 — серная печь; 2 — котел-утилизатор; 3 — контактный аппарат; 4 — пароперегреватель 2-й ступени; 5 — газовый теплообменник; 6 — газовый теплообменник; 7 — экономайзер 2-й ступени; 8 — газовый теплообменник; 9 — пароперегреватель и экономайзер 1-й ступени в одном корпусе; 10 — нагнетатель; 11 — сушильная башня; 12 — первый моногидратный абсорбер; 13 — второй моногидратный абсорбер; 14 — циркуляционный сборник второго моногидратного абсорбера; 15 — кислотные холодильники; 16 а/б — объединенный циркуляционный сборник сушильной башни и первого моногидратного абсорбера; 17 — продукционный сборник; 18 — выхлопная труба; 19 — кислотные насосы

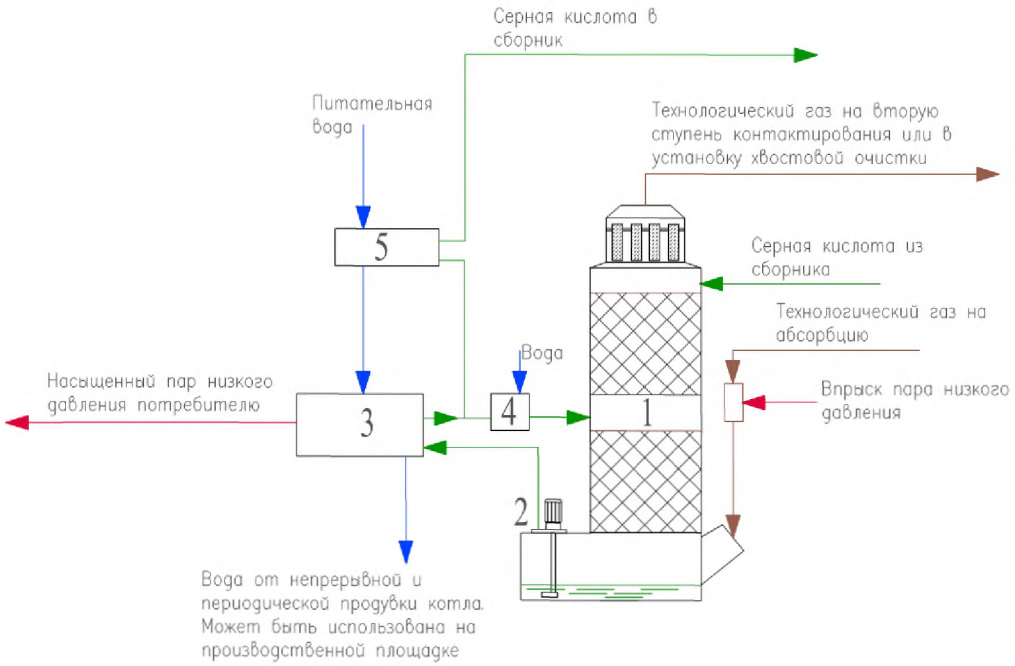
Рисунок 3.7 – Вариант реализации технологической схемы производства серной кислоты методом двойного контактирования (внедрен на нескольких предприятиях в Российской Федерации)

Отличием данной технологической схемы от предыдущей является промежуточный вывод SO_3 из технологического газа и отсутствие необходимости в установках хвостовой очистки отходящих газов. В данном случае в контактном аппарате используется 4 или 5 слоев катализатора. В зависимости от количества слоев катализатора на второй ступени конверсии конфигурация системы ДКДА может быть 3 + 1 или 3 + 2. В отличие от систем одинарного контактирования часть тепла, выделяющегося в процессе контактного окисления SO_2, используется для нагрева технологического газа, возвращаемого с промежуточной абсорбции, остальное количество идет на получение технологического пара. Конфигурация выносных элементов котла-утилизатора, монтируемых в отдельных корпусах (пароперегревателей и экономайзеров), и газовых теплообменников, устанавливаемых в контактном отделении сернокислотной системы, может различаться. Расположение данных элементов влияет на выработку пара и определяется разработчиком конкретной технологии. На первой стадии конверсии (первые 3 слоя контактного аппарата) степень окисления SO_2 в SO_3 достигает 90–95 %.

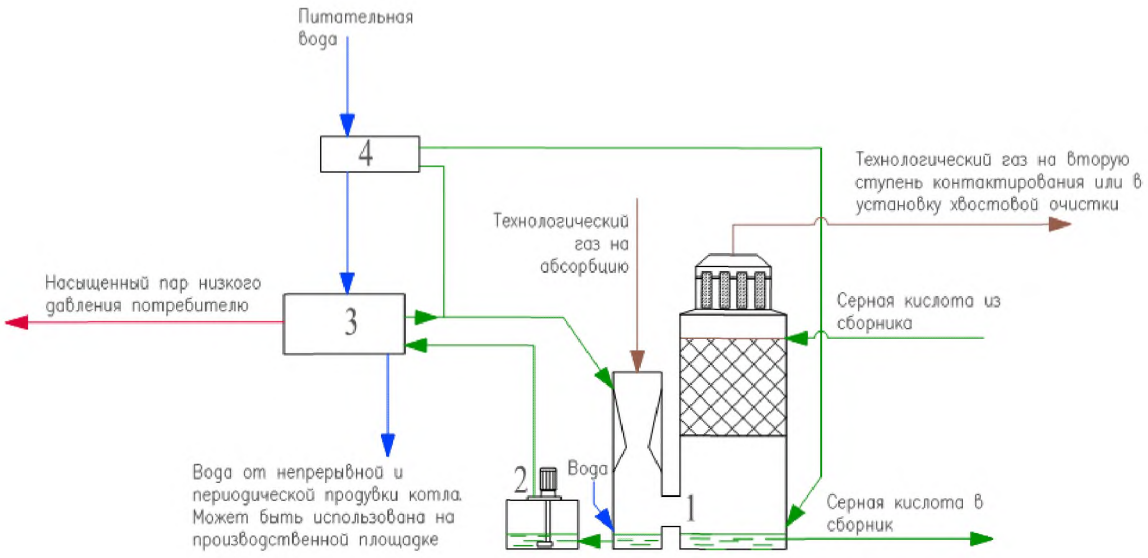
После третьего слоя катализатора частично конвертированный газ охлаждается до температуры 170–190 °С и направляется на промежуточную абсорбцию в первый моногидратный абсорбер (в случае получения олеума в качестве продукции параллельно с первым моногидратным абсорбером устанавливается дополнительный олеумный абсорбер). В данном аппарате происходит поглощение SO_3 концентрированной серной кислотой. Абсорбция SO_3 значительно сдвигает равновесие реакции окисления диоксида серы в сторону образования SO_3 и увеличивает общую степень превращения серы в серную кислоту. Технологический газ после первого моногидратного абсорбера нагревается до температуры 390–420 °С и возвращается в контактный аппарат на вторую ступень конверсии. После прохождения второй ступени конверсии технологический газ охлаждается до температуры 170–190 °С и направляется на конечную абсорбцию во второй многидратный абсорбер. После второго моногидратного абсорбера технологический газ выбрасывается в атмосферу через выхлопную трубу. Суммарная степень контактирования, достигаемая в системах ДКДА, составляет 99,7–99,9 %.

3.1.4 Сернокислотные установки с системой утилизации тепла абсорбции

Принципиальная технологическая схема включения системы утилизации тепла абсорбции в сернокислотную установку представлена на рисунке 3.8.



1 — абсорбционная башня; 2 — насос для перекачки горячей кислоты; 3 — котел-утилизатор; 4 — устройство для разбавления кислоты; 5 — подогреватель питательной воды



1 — абсорбционная башня; 2 — сборник горячей серной кислоты с циркуляционным насосом; 3 — котел-утилизатор; 4 — подогреватель питательной воды

Рисунок 3.8 – Два варианта установок утилизации тепла абсорбции

Основным отличием данного технологического решения от описанных выше является иная организация процесса абсорбции. В классических схемах ОК и ДКДА тепло

экзотермических реакций абсорбции влаги атмосферного воздуха и серного ангидрида серной кислотой снимается путем охлаждения серной кислоты оборотной водой в кислотных холодильниках. Подогретая оборотная вода затем охлаждается в градирнях путем частичного испарения. Таким образом, тепло процессов абсорбции в классических системах никак не используется.

В случае же данной технологической системы тепло процессов абсорбции используется для получения насыщенного пара низкого давления. Системы утилизации тепла абсорбции устанавливаются на месте первого моногидратного абсорбера в системах ДКДА или вместо моногдиратного абсорбера в системах ОК. Для получения пара с давлением 0,6–1,0 МПа температура серной кислоты в цикле установки утилизации тепла абсорбции должна быть повышена до 215–225 °С, что требует использования оборудования (сборник, котел, холодильник, кислотный насос и кислотопроводы), изготовленного из специальных коррозионностойких сталей, при этом необходимо точно выдерживать концентрацию серной кислоты с высокой температурой в очень узком диапазоне (99,1–99,6 масс. %). Для реализации данного процесса в сушильно-абсорбционном отделении устанавливается дополнительное теплообменное оборудование (котел-утилизатор и теплообменники) и абсорбер особой конструкции. Низкопотенциальный пар, образующийся в данном технологическом процессе, может быть использован на нужды предприятия. Использование систем утилизации тепла абсорбции накладывает ограничение на возможность выпуска части продукции сернокислотной системы в виде олеума. Реализация данной технологии позволяет увеличить общую энергоэффективность сернокислотного производства.

3.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду

3.2.1 Достигнутые показатели по потреблению сырья и энергоресурсов

Нормы расхода сырья и энергоресурсов при производстве серной кислоты приведены в таблице 3.4.

В процессе получения серной кислоты протекают экзотермические реакции, утилизация тепла которых позволяет увеличить общую энергоэффективность технологии. В современных сернокислотных системах тепло химических реакций используется для получения пара с различными параметрами, а сам пар расходуется на получение электроэнергии в паровых турбинах различной конструкции или на паровой привод воздушного нагнетателя или на другие заводские нужды. В этой связи одним из основных параметров для определения энергоэффективности сернокислотной системы является удельная выработка энергетического пара.

Данные по удельной выработке энергетического пара для предприятий — производителей серной кислоты — представлены в таблице 3.5.

Таблица 3.4 – Нормы расхода сырья и энергоресурсов в производстве серной кислоты

Расход	На 1 т H_2SO_4	Примечания
Сера техническая, кг (удельный расход серы зависит от качества используемой технической серы и ее агрегатного состояния)	327–340	Все сернокислотные системы, включая системы одинарного контактирования и системы с утилизацией тепла абсорбции. Сырье — жидкая и твердая сера
Вода питательная, $м^3$	1,3–1,5	Сернокислотные системы одинарного контактирования с системой очистки хвостовых газов
	1,15–1,42	Сернокислотные системы ДКДА
	1,49–1,9	Сернокислотные установки ДКДА с системой утилизации тепла абсорбции
Электроэнергия, кВт·ч	87,0–93,5	Сернокислотные системы одинарного контактирования с системой очистки хвостовых газов
	46–72,1*	Сернокислотные системы ДКДА, включая системы с утилизацией тепла абсорбции
* При использовании парового привода нагнетателя, удельный расход электроэнергии на тонну продукции для сернокислотных систем ДКДА будет составлять 21–22 кВт·ч/т мнг.		

Таблица 3.5 – Нормы производства энергетического пара

Выход	На 1 т H_2SO_4	Примечания
Пар энергетический, Гкал	0,70–1,10	Сернокислотные системы одинарного контактирования системой очистки хвостовых газов
	0,55–0,97	Сернокислотные системы ДКДА
	1,07–1,37	Сернокислотные установки ДКДА с системой утилизации тепла абсорбции (выработка пара 40 атм. и 10 атм.)

3.2.2 Выбросы в атмосферу

Выбросы при произвдстве

В процессе производства серной кислоты в газовую фазу в основном выделяются SO_2, туман и брызги H_2SO_4, а также неабсорбированный SO_3 (последние два пересчитываются на 100 % серную кислоту). Выброс данных веществ осуществляется посредством организованных стационарных источников (выхлопных труб). Соответственно, при осуществлении производственного экологического контроля предприятиями, производящими серную кислоту из элементой серы, следует контролировать количество данных веществ, выбрасываемых в атмосферу, а также их концентрации в атмосферном воздухе (при необходимости).

Количество выбросов в общем случае зависят от температурного режима ведения процесса, эффективности катализатора и абсорбционного оборудования, начальной концентрации SO_2.

В таблице 3.6 представлена информация по выбросам предприятий — производителей серной кислоты в отрасли минеральных удобрений.

Таблица 3.6 – Выбросы в атмосферу от производства серной кислоты

Наименование загрязняющих веществ	Метод очистки, повторного использования	Выбросы			Комментарии		
		Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники выброса/стадия процесса	Метод определения загрязняющих веществ	Используемая технология
		Мин.	Макс.	Средн.			
Серы диоксид (SO_2)	Очистка отходящих газов растворами сульфита-бисульфита аммония	0,50	3,10	1,67	Выхлопная труба (выход из установки очистки)	Титриметрический, фотометрический	Сернокислотные системы одинарного контактирования с очисткой хвостовых газов
	Без очистки	1,00	3,50	2,25	Выхлопная труба (выход из второго моногидратного абсорбера)	Титриметрический, фотометрический	Сернокислотные установки ДКДА, включая системы с утилизацией тепла абсорбции
Серная кислота (SO_3, туман и брызги серной кислоты в пересчете на H_2SO_4)	Улавливание тумана и брызг серной кислоты в волокнистых брызготуманоуловителях	0,05	0,26	0,15	Выхлопная труба (выход из моногидратного абсорбера)	Титриметрический, турбидиметрический	Сернокислотные системы одинарного контактирования, включая системы с очисткой хвостовых газов
	Улавливание тумана и брызг серной кислоты в волокнистых брызготуманоуловителях	0,02	0,15	0,08	Выхлопная труба (выход из моногидратного абсорбера)	Титриметрический, турбидиметрический	Сернокислотные установки ДКДА, включая системы с утилизацией тепла абсорбции

Выбросы при разогреве систем и отдувке контактной массы (пусковые и остановочные моменты)

Перед пуском сернокислотная система должна быть разогрета. Разогрев сернокислотной системы подразумевает разогрев футеровки камеры сгорания до температуры достаточной для воспламенения серы (более 600 ^{0}C), а также разогрев катализатора до температуры зажигания (~ 400 ^{0}C). Разогрев камеры сгорания серы осуществляется топочными газами, образующимися при сжигании углеводородного топлива (в основном природного газа) непосредственно в камере сгорания. Для разогрева катализатора как правило используется осушенный воздух нагреваемый либо в специальном пусковом подогревателе за счет тепла сжигания углеводородного топлива, либо за счет тепла, набранного футеровкой печи. При определенных условиях (температура слоя катализатора выше температуры конденсации паров влаги) для догрева катализатора могут быть использованы топочные газы, образовавшиеся при разогреве футеровки.

Отдувка катализатора от адсорбированного SO_3 перед длительной остановкой сернокислотной системы также осуществляется горячим осушенным воздухом. Причем процесс осуществляется таким образом, что отдутые оксиды серы поглощаются серной кислотой, циркулирующей в циклах сушильно-абсорбционного отделения.

В любом из перечисленных вариантов образуется определенное количество выбросов (продуктов сжигания природного газа или иного топлива), направляемых в атмосферу. Данные выбросы являются организованными и содержат в своем составе оксиды углерода, пары воды и определенное количество недоокисленных органических веществ. То есть в пусковые и остановочные моменты на сернокислотной системе меняется тип газообразных выбросов.

Необходимо отметить, что длительные остановки сернокислотных систем с отдувкой и разогревом катализатора происходят, как правило, раз в два–три года, а сам процесс разогрева и отдувки занимает несколько суток.

Снижение возможного вредного воздействия данных выбросов на окружающую среду определяется повышением эффективности процесса сжигания топлива и является предметом обсуждения смежных справочников по НДТ.

Принимая во внимание вышесказанное можно заключить что выбросы в пусковые и остановочные моменты не могут служить показателем эффективности работы сернокислотной системы и не должны рассматриваться как фактор при определении НДТ для производства серной кислоты в отрасли минеральных удобрений.

3.2.3 Обращение со сточными водами

Технология серной кислоты из серы, включенная в настоящий справочник НДТ, является бессточной. Исключением является сбросы продувок оборотных циклов и котловой воды, которые производятся во избежание накопления в воде солей (см. справочник НДТ № 8 «Очистка сточных вод при производстве продукции (товаров), выполнении работ и оказании услуг на крупных предприятиях»).

Объем продувки котла в основном зависит от качества котловой питательной воды и, как правило, не превышает 3–5 % от ее расхода.

Основной объем данных сточных вод повторно используется на производственной площадке для разбавления серной кислоты или подпитки системы оборотного водоснабжения. Остаточное количество сбрасывается в промливневую канализацию.

Сточные воды могут появиться только в результате аварийных протечек. Технологическая схема предусматривает сбор этих вод в специальном хранилище, куда поток переключается автоматически. Затем проливы постепенно срабатываются в технологии либо нейтрализуются и поступают в производство.

В случае единственной рассматриваемой системы производства серной кислоты ОК с очисткой хвостовых газов, образующийся в процессе очистки раствор сульфата аммония в количестве 14 кг/т серной кислоты, полностью перерабатывается на установке получения кристаллического сульфата аммония.

3.2.4 Отходы производства

Основными отходами в производстве серной кислоты являются серный кек-отход процесса фильтрации серы и отработанный ванадиевый катализатор.

Количество образующегося серного кека зависит от качества исходной серы, поэтому данный параметр не будет рассматриваться при определении НДТ и приводится в данном разделе для справки. Основным направлением потенциального использования серного кека является производство сероасфальтов и серобетонов для дорожного строительства. В настоящее время на большенстве предприятий серный кек складируется на специальных полигонах хранения отходов.

Отработанный катализатор, в большинстве случаев передается предприятиям-изготовителям катализатора или сторонним компаниям для переработки и извлечения пентаксида ванадия. Количество отработанного катализатора — величина непостоянная и изменяется от года к году. Данная величина зависит от многих факторов, в том числе от температурного режима работы КА, качества катализатора и др. Нормы образования твердых отходов представлены в таблице 3.7.

Таблица 3.7 – Отходы производства

Наименование	Отходы				Комментарии		
	Объем и (или) масса отходов/побочных продуктов на выходе из производства в расчете на тонну продукции, кг/т			Метод очистки, нейтрализации или переработки	Метод размещения/способ защиты окружающей среды (минимизация воздействия)	Информация об объемах переработки или использования, % от получаемого	Наименование предприятия/цеха
	Минимальный	Максимальный	Среднее				
Серный кек (отход процесса плавления и фильтрации серы)	0,013	7,38*	3,69	Использование в производстве серобетона и сероцемента (дорожное строительство)	Складируется и хранится на специальных площадках по мере накопления размещается на объекте для размещения отхода	Нет данных	Все сернокислотные системы, работающие на сере
Катализатор отработанный, кг	0,025	0,3	0,1625	Переработка в свежий катализатор, извлечение пентаоксида ванандия	Передача на утилизацию	Нет данных	Все серонокислотные системы
* В случае использования комовой серы низкого качества, например серы технической сорта 99,20.							

3.3 Определение наилучших доступных технологий для производства серной кислоты в отрасли минеральных удобрений

В настоящее время основной объем серной кислоты на предприятиях в отрасли минеральных удобрений производится по технологии двойного контактирования с двойной (промежуточной и конечной) абсорбцией с использованием в качестве исходного сырья технической серы. Сера закупается у нефте- и газоперерабатывающих заводов России. Основной объем технической серы поставляют газоконденсатные заводы Астраханской и Оренбургской областей.

Большая часть производимой серной кислоты перерабатывается внутри предприятий, и только небольшой ее объем поставляется на рынок в виде специальных сортов серной кислоты и олеума (улучшенная кислота и олеум, аккумуляторная кислота, реактивная кислота, кислоты марки «К»).

3.3.1 Сернокислотные системы одинарного контактирования с установкой очистки отходящих газов (ОК)

3.3.1.1 Описание

Основной особенностью данного типа технологических решений является отсутствие стадии промежуточного извлечения SO_3 из технологического газа, что упрощает организацию процесса производства, но вместе с тем снижает эффективную степень превращения SO_2 в SO_3. При переработке газов с начальной концентрацией SO_2 выше 9 об. % (характерна для всех сернокислотных систем, работающих на элементной сере) эффективная степень превращения SO_2 в SO_3 составляет 97–98 %. Следовательно, для обеспечения требуемых нормативов по выбросам SO_2 в атмосферу необходима дополнительная очистка отходящих газов от SO_2. В качестве таких систем очистки применяются, как правило, регенеративные технологии, позволяющие выделять и концентрировать SO_2 из газового потока и повторно использовать его в производстве серной кислоты. Типовая система получения серной кислоты по методу одинарного контактирования с хвостовой очисткой отходящих газов представлена на рисунке 3.11.

Общими преимуществами систем одинарного контактирования с хвостовой очисткой являются:

- простота технологического процесса, более низкие потери давления по газовому тракту сернокислотной системы (меньшее количество оборудования) и, соответственно, меньшие удельные расходы электроэнергии;
- более низкие выбросы SO_2 в сравнении с системами ДКДА, зависящие от эффективности используемой системы очистки отходящих газов;
- более высокий удельный выход энергетического пара в сравнении с системами ДКДА из-за отсутствия необходимости нагревать технологический газ после промежуточной абсорбции (в случае применения методов очистки отходящих газов, использующих пар для регенерации поглотителя, удельный выход пара сравним с системами ДКДА);

- высокие фонды рабочего времени технологических систем и отдельного оборудования;

- относительно низкие рабочие температуры рабочих сред;

- легко осуществимые пуск и остановка.

К недостаткам данных технологических систем следует отнести:

- необходимость в дополнительных, как правило, дорогостоящих реагентах для осуществления технологического процесса (аммиак водный технический, растворы органических веществ (амины и натрийзамещенные основания));

- дополнительные отходы, образующиеся на стадии очистки технологического газа:

- раствор сульфата аммония;

- раствор сульфата натрия — отход процесса очистки аминов и органических натрийзамещенных оснований.

Из перечисленных веществ только раствор сульфата аммония может быть использован в производстве минеральных удобрений.

Производительность

Минимум — 6 тыс. т H_2SO_4 в год.

Максимум — 300 тыс. т H_2SO_4 в год.

3.3.1.2 Выбросы загрязняющих веществ

Серы диоксид (SO_2)	≤ 0,2–1,67 кг/т серной кислоты. Теоретически возможно снижение концентрации SO_2 в отходящих газах менее 10 ppm)
Серная кислота (SO_3 , туман и брызги серной кислоты в пересчете на H_2SO_4)	0,050–0,15 кг/т серной кислоты (30–50 мг/нм^3). При условии использования современных систем брызготуманоулавливания

3.3.1.3 Экологические аспекты и воздействие на различные компоненты окружающей среды

- Образование дополнительных сточных вод от установок очистки хвостовых газов. Некоторые виды данных сточных вод, в частности раствор сульфата аммония, могут быть полностью утилизированы в производстве минеральных удобрений.

- Отработанный катализатор в полном объеме утилизируется (как правило, передается поставщикам катализатора или сторонним компаниям для для извлечения пентаксида ванадия).

- Серный кек — отход процессов фильтрации серы — может быть утилизирован в производстве серобетонов и сероасфальтов.

Эксплуатационные данные

- Технология одинарного контактирования является наиболее простым способом промышленного получения серной кислоты.

- Достигаемый удельный выход энергетического пара — 1–1,05 Гкал/т серной кислоты.

- Более низкий удельный расход электроэнергии за счет уменьшения количества оборудования и соответствующего снижения общего аэродинамического сопротивления газового тракта сернокислотной системы.

- Достигаемый фонд времени работы технологической системы — 330–350 сут в год.

- В некоторых случаях увеличенная выработка пара в сернокислотной системе нивелируется дополнительным расходом пара на регенерацию абсорбента в системе очистки отходящих газов.

- Необходимость в закупке дополнительных, как правило, дорогостоящих реагентов для установки очистки отходящих газов.

- Возможность получения серной кислоты и олеума любой концентрации.

Движущая сила для внедрения технологии

- Экономическая и практическая целесообразность. Максимальная простота процесса.

- Требуется строительство сернокислотной установки малой мощности (до 300 000 т мнг/год).

- Жесткие требования по выбросам SO_2 (ниже 1 кг/т серной кислоты)

- Возможность утилизации сточных вод от установок очистки отходящих газов на производственной площадке (например, использование раствора сульфата аммония в производстве NPK-удобрений или для производства кристаллического или гранулированного сульфата аммония).

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

- Технология в целом применима, характеризуется относительной простотой реализации и эксплуатации.

- Технология экономически целесообразна в случае необходимости обеспечения низких выбросов SO_2 в атмосферу.

- Энергоэффективность данного процесса выше, чем у технологии ДКДА, в связи с меньшими удельными затратим электроэнергии и большей удельной выработкой энергетического пара.

- Технология требует дополнительных оборотных затрат, связанных с покупкой реагентов для системы газоочистки и утилизацией сточных вод от данной системы.

- Перевод на данную технологию является наиболее целесообразным решением при модернизации существующих сернокислотных систем одинарного контактирования с промывным отделением.

3.3.2 Сернокислотные системы двойного контактирования с двойной абсорбцией

3.3.2.1 Описание

Наиболее распространенный способ производства серной кислоты в мире. Основной особенностью данного типа технологических решений является наличие стадии промежуточного извлечения SO_3 из технологического газа. Такая организация процесса поз-

воляет повысить общую степень превращения SO_2 в SO_3 до 99,5–99,9 %. Типовая система получения серной кислоты по методу двойного контактирования представлена на рисунке 3.11.

Общими преимуществами систем двойного контактирования с двойной абсорбции являются:

- общая эффективность и изученность технологических решений;
- не требуют закупки дополнительного сырья и материалов;
- отсутствие жидких сточных вод и соответственно дополнительных расходов по их очистке и нейтрализации;
- высокие фонды рабочего времени технологических систем и отдельного оборудования;
- относительно низкие рабочие температуры рабочих сред;
- легко осуществимые пуск и остановка.

К недостаткам данных технологических систем следует отнести:

- сложность получения выбросов SO_2 ниже чем 0,5–1 кг/т серной кислоты. Для этого требуется либо снижать исходную концентрацию SO_2 в газе, что приведет к ухудшению технико-экономических показателей работы системы, либо строить установку доочистки отходящих газов;
- несколько меньший удельный выход энергетического пара в сравнении с системами одинарного контактирования в связи с затратами тепла на промежуточный подогрев газа перед второй стадией контактирования.

Производительность

Минимум — 6 тыс. т H_2SO_4 в год.
Максимум — в Росии — 1132 тыс. т H_2SO_4 в год (3300 т/сут).
В мире — 1650 тыс. т H_2SO_4 в год (5000 т/сут).

3.3.2.2 Выбросы загрязняющих веществ

Серы диоксид (SO_2)	1,0–3,3 кг/т серной кислоты в зависимости от исходной концентрации газа, типа используемого катализатора и количества слоев контактного аппарата
Серная кислота (SO_3 , туман и брызги серной кислоты в пересчете на H_2SO_4)	0,050–0,15 кг/т серной кислоты (30–50 мг/нм^3). При условии использования современных систем брызготуманоулавливания

3.3.2.3 Экологические аспекты и воздействие на различные компоненты окружающей среды

- В регламентном режиме работы сернокислотной системы отсутствуют сточные воды, требующие очистки или нейтрализации. Конденсат из паропроводов, а также вода от непрерывной и периодической продувки котлов могут быть использованы в циклах оборотного водоснабжения, для разбавления серной кислоты или других нужд предприятия. Невостребованный избыток (при его наличии) сбрасывается в промливневую канализацию предприятия.

- Отработанный катализатор в полном объеме утилизируется (как правило, передается поставщикам катализатора или сторонним компаниям для извлечения пентаксида ванадия).

- Серный кек — отход процессов фильтрации серы — может быть утилизирован в производстве серобетонов и сероасфальтов.

Эксплуатационные данные

- Технология ДКДА является наиболее распространенным способом производства серной кислоты.

- Достигаемый удельный выход энергетического пара — 0,9–1,0 Гкал/т серной кислоты.

- Отсутствует необходимость в закупке и использовании дополнительных реагентов для хвостовой очистки отходящих газов, таких как растворы аминов или органических оснований.

- Достигаемый фонд времени работы технологической системы — 330–350 сут в год.

- Возможность получения серной кислоты и олеума любой концентрации.

Движущая сила для внедрения технологии

- Экономическая и практическая целесообразность.

- Успешно внедренные проекты большой единичной мощности. Возможность строительства сернокислотных систем с производительностью до 5000 т серной кислоты в сутки.

- Обеспечение показателей по выбросам SO_2 в диапазоне 1,0–3,3 кг/т. МНГ без дополнительной очистки отходящих газов.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

- Технология успешно внедрена и применима, характеризуется относительной простотой реализации и эксплуатации.

- Технология экономически целесообразна в случае необходимости строительства технологических систем большой единичной мощности.

- Технология не требует дополнительных затрат на специальные реагенты и материалы для хвостовой очистки отходящих газов.

3.3.3 Сернокислотные системы с установкой утилизации тепла абсорбции

3.3.3.1 Описание

Основным отличием данной технологической системы от описанных выше является иная организация процесса абсорбции. В данной технологической системе часть тепла в результате процессов абсорбции используется для получения пара низкого давления. Варианты реализации процесса утилизации тепла абсорбции с получением низкопотенциального пара представлены на рисунке 13.

Общими преимуществами систем с установками утилизации тепла абсорции являются:

- повышение энергоэффективности системы за счет выработки дополнительного количества пара, уменьшения требуемого количества оборотной воды и снижения затрат электроэнергии на ее циркуляцию и охлаждение;
- снижение объемов закупаемой электроэнергии и природного газа.

К недостаткам данных технологических систем следует отнести:

- высокие температуры рабочих сред (температура серной кислоты в цикле первого моногидратного абсорбера имеет температуру выше 200 °С);
- сложность применяемых технологических решений, требующих использования специальных дорогостоящих материалов;
- узкий диапазон рабочих параметров, при котором функционирование системы является безопасным.

Производительность

Принципиального ограничения по производительности для систем с утилизацией тепла абсорбции не существует. Применимость данной технологии определяется технико-экономической эффективностью.

3.3.3.2 Выбросы загрязняющих веществ

Система утилизации тепла абсорбции не влияет на газовые выбросы от сернокислотных систем.

3.3.3.3 Экологические аспекты и воздействие на различные компоненты окружающей среды

В связи с установкой дополнительного котла в сушильно-абсорбционном отделении несколько возрастает объем сточных вод от непрерывной и периодической продувки котлов (вода с повышенным солесодержанием). Однако данный сток не требует очистки или нейтрализации и может быть использован на производственной площадке предприятия.

Эксплуатационные данные

- Достигаемый удельный выход пара — 1,1–1,4 Гкал/т серной кислоты.
- Снижение затрат энергоресурсов, в частности снижение требуемого количества оборотной воды и, соответственно, снижение расхода электроэнергии на ее циркуляцию и охлаждение.
- Усложнение процесса производства, вызванное узким рабочим диапазоном температур и концентраций серной кислоты при утилизации тепла абсорбции с получением пара низкого давления.
- Достигаемый фонд времени работы технологической системы — 330–350 сут в год.
- Строительство системы утилизации тепла абсорбции вводит ограничения на объем производства олеума в рамках сернокислотной системы.

Движущая сила для внедрения технологии

- Экономическая и практическая целесообразность.
- Потребность предприятия в дополнительных количествах низкопотенциального пара.
- Модернизация существующих сернокислотных систем одинарного и двойного контактирования с улучшением их энергоэффективности.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

- Технология успешно внедрена и применима на двух российских предприятиях, а также на многох предприятиях за рубежом.
- Целесообразность внедрения данной технологии определяется экономической эффективностью работы предприятия, в частности затратами на энергоресурсы (природный газ и электроэнергию)

3.4 Наилучшие доступные технологии при производстве серной кислоты

На настоящее время существует возможность дальнейшей модернизации представленных в 3.3 технологических схем с приростом мощности, снижением себестоимости продукции и уменьшением воздействия на окружающую среду.

В составе представленных технологий рекомендуется по ряду подпроцессов технологической схемы в качестве частных НДТ проводить мероприятия, приведенные в таблицах 3.8–3.10.

Таблица 3.8 – Описание технологических мероприятий

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
1	2	3	4	5	6	7
Модернизация технологических систем с увеличением мощности		Снижение выбросов загрязняющих веществ за счет использования более эффективного оборудования и материалов	Увеличение энергоэффективности производства за счет увеличения мощности и использования современного оборудования	Снижение удельных расходов сырья и энергоресурсов	—	Замена морально устаревшего оборудования на современные образцы
Максимальное использование тепла конверсии SO_2 в SO_3	Повсеместно на всех предприятиях — производителях СК	—	Увеличение выработки энергетического пара, который может быть использован для производства электроэнергии	Снижение объемов закупки электроэнергии извне, экономия природного газа	—	Экономайзеры и пароперегреватели

1	2	3	4	5	6	7
Перевод сернокислотных системы с промывным отделением на «короткую» схему		—	Увеличение выработки энергетического пара, снижение расхода электроэнергии, упрощение технологической схемы	Снижение потребности производства в сырье и энергоресурсах, особенно в электроэнергии	Применимо в случае сернокислотных систем, работающих на сере или в случае замены исходного сырья на серу	—
Внедрение системы утилизации тепла абсорбции		—	Увеличение выработки пара	Снижение расхода электроэнергии на водооборотный цикл, снижение удельной нормы по оборотной воде, снижение объемов закупаемой электроэнергии и потребляемого природного газа	Существуют ограничения по применению установок утилизации тепла абсорбции в случае производства больших объемов олеума на сернокислотной системе	Установка нового абсорбционного (абсорбционная башня, сборник и др.) и насосного оборудования установка котла-утилизатора и теплообменников в сушильно-абсорбционном отделении

1	2	3	4	5	6	7
Использование конденсата от плавления серы и обогрева серопроводов, а также воды от неперерывной и переодической продувок котлов для подпитки водооборотных циклов, разбавления серной кислоты или других нужд предприятия	Повсеместно на всех предприятиях — производителях СК	Снижение объема сточных вод предприятия	—	Снижение потребности в подпитке водооборотных циклов извне, снижение расхода воды на разбавление кислоты	Доля использования данных потоков для разбавления кислоты зависит от требований к качеству товарной продукции	—
Использование новых типов катализаторов, в том числе и цезий-промотированных	Повсеместно на всех предприятиях — производителях СК	Снижение выбросов SO_2	Увеличение выработки энергетического пара за счет более низких температур зажигания контактной массы	—	—	Новый катализатор
Добавление пятого слоя в существующие контактные аппараты	В планах на нескольких предприятиях	Снижение выбросов SO_2	—	Увеличение удельного расхода электроэнергии за счет повышения перепада давления в системе	Применимо в случае 4-х слойных контактных аппаратов	Новый 5-слойный контактный аппарат или сторительство отдельного аппарата для размещения пятого слоя

1	2	3	4	5	6	7
Замена футерованных абсорбционных башен на башни, выполненные из специальных кислотостойких сплавов	Повсеместно на всех предприятиях — производителях СК			Снижение расходов на обслуживание и ремонт абсорбционных башен, увеличение фонда рабочего времени установок, снижение гидравлического сопротивления башен за счет оптимизации опорной конструкции под насадку	-	Абсорбционные башни, выполненные из специальных сплавов

Таблица 3.9 – Описание технических мероприятий

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
1	2	3	4	5	6	7
Замена и модернизация электропотребляющего оборудования (насосы, воздуходувка)	Повсеместно на всех предприятиях — производителях СК	—	Увеличение энергоэффективности производства, снижение количества используемого оборудования	Снижение расхода электроэнергии	—	Новое энергоэффективное насосное оборудование и нагнетатели

1	2	3	4	5	6	7
Внедрение частотных преобразователей (насосы, нагнетатели)	Повсеместно на всех предприятиях — производителях СК	—	Увеличение энергоэффективности производства	Снижение расхода электроэнергии	—	Частотные преобразователи
Использование современных патронных брызготуманоуловителей	Повсеместно на всех предприятиях — производителях СК	Снижение выбросов тумана и брызг серной кислоты	—	—	—	Патронные брызготуманоуловители броуновского и ударного типов
Использование эффективной системы распределения кислоты по поверхности насадки в абсорберах	Повсеместно на всех предприятиях — производителях СК	Увеличение степени абсорбции. Снижение выбросов SO_3	—	—	—	Современные кислотораспределители лоточного или трубчатого типов
Снижение температуры кислоты, подаваемой на орошение абсорбционных башен	Повсеместно на всех предприятиях — производителях СК	Увеличение степени абсорбции. Снижение выбросов SO_3	—	—	—	Эффективные кислотные холодильники
Модернизация автоматизированных систем управления технологическим процессом	Повсеместно на всех предприятиях — производителях СК	Снижение выбросов за счет стабилизации производственного процесса	Увеличение энергоэффективности производства за счет стабилизации технологического режима	Снижение расхода энергоресурсов	—	Новое оборудование АСУТП

Таблица 3.10 – Описание организационных мероприятий

Описание меры	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.	
Стабилизация работы технологической системы путем равномерного распределения производственной программы	Повсеместно на всех предприятиях — производителях СК	Уменьшение выбросов	Постоянные нормы расхода энергоресурсов		—
Обучение производственного персонала. Внедрение обучающих тренажеров		Стабилизации технологических показателей процесса			

3.4.1 Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий по производству серной кислоты

Ориентировочная стоимость мероприятий по реализации НДТ приведены в таблицах 3.11 и 3.12.

Таблица 3.11 – Ориентировочная стоимость строительства новой сернокислотной системы

Тип технологии	Производительность установки	Полная стоимость установки	Примечание
Сернокислотное производство ДКДА с электрогенерацией	600 000 т. серной кислоты в год	5 000 млн руб. (в ценах 2017 года)	В стоимость входит: строительство энергоблока мощностью 25 МВт, складского хозяйства, водооборотных циклов, станции приготовления обессоленной воды, всех зданий и сооружений, включая административный корпус

Таблица 3.12 – Ориентировочные затраты на модернизацию сернокислотных установок

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Модернизация технологических систем с увеличением производительности и внедрением установки утилизации тепла абсорбции	1400 млн руб.* (из них 747 млн руб. — стоимость системы утилизации тепла абсорбции) 1600 млн руб.**		Снижение потребления электроэнергии Снижение потребления природного газа, выработка пара для общезаводского потребления, снижение себестоимости продукции. Ожидаемая экономия на энергоресурсах 130,82 млн руб. в год. Снижение выбросов от энергетических котлов, работающих на природном газе	* Увеличение мощности с 700 до 1000 тыс. т. серной кислоты в год. ** Увеличение мощности с 1000 до 1150 тыс. т. серной кислоты в год

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Строительство энергоблока для утилизации энергетического пара, производимого на сернокислотной установке, с получением электроэнергии	940 млн руб.*	—	Снижение объемов закупаемой электроэнергии, снижение себестоимости продукции	—
Перевод сернокислотной системы с промывным отделением на «короткую» схему	535 млн руб.	—	Упрощение технологической схемы. Замена изношенного оборудования Увеличение выработки энергетического пара, снижение расхода электроэнергии, снижение себестоимости продукции Снижение численности персонала Ожидаемая экономия на энергоресурсах — 165 млн руб. (5,7 года)	Модернизация предусматривает максимальное использование тепла химических реакций горения серы и окисления сернистого ангидрида
Замена футерованных башен на башни, выполненные из специального сплава	94,5 млн руб.			На одну башню для сернокислотной системы большой мощности (800–1000 тыс. т./год)
Модернизация системы АСУТП	36,8 млн руб.	—	Снижение выбросов и улучшение энергоэффективности производства за счет стабилизации технологического процесса	—
Замена катализатора	50 млн руб.	—	Снижение выбросов сернистого газа. Увеличение степени конверсии. Улучшение качества серной кислоты	—

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Замена насосного оборудования (насосы серы)	1,15 млн руб. (по данным ОАО «Воскресенские минеральные удобрения»)	—	Снижение расхода электроэнергии	—
Замена теплообменного оборудования (кислотные холодильники)	30 млн руб. (по данным АО «Воскресенские минеральные удобрения»)	—	Снижение содержания вредных веществ в выхлопе за счет снижения температуры кислоты, орошающей второй моногидратный абсорбер. Увеличение выхода продукта	—

3.5 Перспективные технологии в производстве серной кислоты

Перспективными направлениями развития технологии производства серной кислоты как в России так и за рубежом являются:

- снижение выбросов от сернокислотных систем;
- повышение надежности и энергоэффективности работы сернокислотных установок.

3.5.1 Снижение выбросов от сернокислотных систем

Как уже было показано, к основным загрязняющим вещества в производстве серной кислоты относятся SO_2, SO_3 и туман серной кислоты.

Снижение выбросов SO_3 достигается путем повышения эффективности процесса абсорбции, в частности улучшением системы распределения серной кислоты по поверхности насадки. С этой целью наиболее эффективно применение кислотораспределителей желобчатого или трубчатого типа, выполненных из специальных типов кислотостойкой стали. Данные распределители обеспечивают равномерное распределение кислоты по поверхности насадки с минимальным количеством брызг. Помимо этого использование специальных сплавов позволяет обеспечивать неизменную во времени равномерность орошения (крайне низкая вероятность забивки трубок продуктами коррозии).

Повышение эффективности улавливания тумана серной кислоты, образующегося в процессе абсорбции, достигается путем использования патронных брызготуманоуловителей «броуновского» или «ударного» типа на основе гидрофобного стекловолокна с чередованием фильтрующих и дренажных слоев.

Одним из наиболее надежных и перспективных путей снижения выбросов диоксида серы от сернокислотного производства является правильный подбор каталитической системы, которая должна:

- стабильно работать при пониженных температурах на входе в первую и вторую ступени конверсии;
- обеспечивать стабильную конверсию в условиях повышенного содержания SO_3 в технологическом газе (2–3-й слой контактного аппарата).

Последние разработки в области ванадиевых катализаторов, в частности использование новой геометрии гранул и цезия в качестве промотора, позволили создать катализаторы, способные устойчиво работать начиная с температур 380 – 390 °С.

Одним из направлений в области снижения температуры начала процесса окисления SO_2 в SO_3 и, соответственно, увеличения общей степени конверсии является использование катализаторов на основе платины, таких как каталитические смеси на основе кремнеземных стекловолоконных тканей (КСВТ), изготовленных в форме трехмерных блоков с высокой степенью регулярности, которые разработаны в одном из российских научных институтов. По информации разработчиков, платиносодержащие катализаторы позволяют устойчиво работать уже при температурах 350 – 360 °С. В настоящий момент данные каталитические системы проходят лабораторные и полупромышленные испытания.

Еще одной перспективной разработкой в области сернокислотного катализа являются каталитические смеси с повышенным содержанием ванадия со степенью окисления +5 (V^{+5}). По информации разработчика, повышенное содержание ванадия со степенью окисления +5 (V^{+5}) изменяет физико-химические характеристики каталитической смеси и повышает ее активность. Особенно это актуально для окисления газов с высоким содержанием SO_3 (2–3-й слои контактного аппарата).

В случае необходимости снижения выхлопов SO_2 до величин в 10–20 ppm в дополнение к новым каталитическим системам требуется использовать дополнительную систему очистки отходящих газов. Наиболее перспективными в данном случае являются регенеративные способы очистки, позволяющие выделить SO_2 из отходящих газов и вернуть его на переработку в сернокислотное производство. Более подробно данные способы описаны в 3.2.2.

3.5.2 Повышение надежности и энергоэффективности работы сернокислотных установок

Основным направлением в плане повышения энергоэффективности сернокислотных систем является максимальное использование тепла химических реакций, протекающих в процессе производства серной кислоты, в частности тепла абсорбции, на долю которого приходится 30–40 % от общего количества тепла, получаемого в системе. Тепло абсорбции может быть использовано для получения теплофикационной воды или пара низкого давления.

Использование тепла абсорбции для получения теплофикационной воды является относительно простой задачей и не требует применения сложной технологии, приборов контроля или аппаратурного оформления (насосов, холодильников и др.). Вместе с тем использование теплофикационной воды носит ярок выраженный сезонный характер и не всегда востребовано на производстве.

Также тепло абсорбции может быть использовано для получения пара низкого давления. Варианты использования пара на предприятиях более разнообразны в сравнении с подогретой теплофикационной водой.

Помимо описанных в 3.1.4 вариантов утилизации тепла абсорбции с получением низкопотенциального пара, в России в настоящее время разрабатывается альтернативный вариант, заключающийся в реализации процесса конденсации серной кислоты и получения низкопотенциального пара в одном аппарате. Данное решение позволит существенно упростить процесс утилизации тепла абсорбции. В настоящее время предлагаемые технологические решения проходят стадию испытаний.

С целью повышения надежности и эффективности работы контактного узла сернокислотной системы возможно изменение режима его работы с адиабатического на квазиизотермический. Квазиизотермический процесс разработан и успешно внедрен на нескольких предприятиях в мире. В данном случае контактный аппарат представляет собой кожухотрубный агрегат, в трубках которого загружен катализатор (используется стандартный сернокислотный катализатор). Тепло, выделяющееся в процессе окисления сернистого ангидрида, непрерывно снимается охлаждающим агентом, циркулирующим в межтрубном пространстве. Тепло, снятое охлаждающим агентом, используется

для получения энергетического пара. К достоинствам данного технологического решения относятся:

- возможность переработки газов с высокой концентрацией SO_2 (выше 12 об. %);
- более высокий срок службы катализатора. В отличие от адиабатического режима, в квазиизотермическом режиме процесс отвода тепла из зоны реакции происходит непрерывно и позволяет поддерживать температуру катализатора в верхней части трубок ниже 600 °С, что увеличивает срок его службы;
- существенно меньшее количество загружаемого катализатора. Снижение количества катализатора достигается за счет более равномерного температурного режима в контактном аппарате;
- упрощение работы контактного узла за счет отсутствия необходимости вывода газа из контактного аппарата на охлаждение между слоями.

К недостаткам можно отнести:

- сложность и повышенную металлоемкость контактного аппарата;
- определенные ограничения по применению данных решений в технологических системах большой мощности (выше 200 000 т мнг/год).

К числу мероприятий по повышению надежности работы сернокислотных установок следует также отнести применение современных коррозионно-стойких сплавов, позволяющих отказатья от футерованного оборудования и снизить затраты на ремонт и обслуживание оборудоваапаратов, а также использование систем АСУТП на основе современной высокопроизводительной компьютерной техники.

3.5.3 Перспективная технология производства жидкого диоксида серы.

Перспективная технология производства жидкого сернистого ангидрида включает в себя узел плавления и фильтрации серы, серный насос, серную печь, совмещённую с конденсатором паров серы, линию подачи технического кислорода в серную печь, конденсатор диоксида серы, холодильную установку, насос жидкого диоксида серы и холодильники. Предложенное решение даёт снижение энергозатрат, исключает возможность кристаллизации жидкой серы в оборудовании и этим самым повышает надежность работы установки.

Работа установки заключается в следующем. Кислород подаётся в серную печь, совмещенную с конденсатором паров серы, заполненную слоем кипящей жидкой серы, где происходит её горение с недостатком кислорода. После серной печи, газообразный диоксид серы и пары серы поступают в конденсатор паров серы являющимся её продолжением. Охлаждение газовой смеси и конденсация паров серы в конденсаторе осуществляются кипящей котловой водой при избыточном давлении ~ 1,5 атм. при температуре от 120 °С до 125 °С. После конденсатора жидкий конденсат серы под действием силы тяжести возвращается в серную печь, в которую осуществляется дозировка жидкой серы. После конденсатора паров серы газообразный диоксид серы доохлаждается в холодильной установке и поступает в конденсатор диоксида серы, где происходит его конденсация. Из конденсатора транспортировка жидкого сернистого ангидрида осуществляется насосом через теплообменник. Незначительное количество газообразного сернистого ангидрида, содержащегося в сдувках инертных газов из конденсатора диоксида серы, улавливается в санитарной башне.

Отличительной особенность схемы является применение технического кислорода вместо воздушного дутья и использование в аппаратурной схеме изобретения серной печи и конденсатора паров серы, совмещённых в одном корпусе.

В представленной схеме на производство 1 тонны жидкого сернистого ангидрида требуются существенно меньшие энергозатраты, чем в схемах — прототипах, так как не требуется применение компрессора для сжатия газа до 7-8 атм. и энергозатратной холодильной установки с получением холода до минус 65 °С. Установка может быть реализована на любой производственной площадке без привязки к сернокислотному производству. Отходом производства здесь является небольшое количество образующегося при чистках плавилки и реактора серного кека, вывозимого в отвал. Газообразный диоксид серы, содержащийся в сдувках инертного газа из конденсатора диоксида серы, улавливается в санитарной башне, что делает эту установку экологически чистой.

Раздел 4. Производство фосфорной кислоты

4.1 Описание технологических процессов производства экстракционной фосфорной кислоты, применямых в настоящее время

Основным продуктом является упаренная фосфорная кислота с содержанием P_2O_5 42–53 %, на некоторых предприятиях — неупаренная фосфорная кислота с содержанием P_2O_5 24–37 %. После серной кислоты фосфорная кислота по объему выработки является наиболее важной минеральной кислотой.

Основными потребителями фосфорной кислоты в России являются производства фосфорсодержащих удобрений и кормовых фосфатов (более 95 % объема выпуска). Также фосфорная кислота используется в производстве технических фосфатов, в частности для получения солей натрия, калия, кальция и аммония, и для обработки поверхности металлов. В незначительных объемах фосфорная кислота пищевых марок потребляется для подкисления напитков и для получения пищевых фосфатных солей.

Мировая мощность производства фосфорной кислоты составляет более 40 млн т P_2O_5 в год, в том числе в России — около 3 млн P_2O_5.

Для производства фосфорной кислоты используются два способа с применением различного сырья:

- в термическом процессе используется элементный фосфор, получаемый из фосфатной руды, кокса и кремнезема в электрических печах;
- в экстракционных процессах природные фосфаты разлагаются кислотой.

В России в настоящее время доля производства фосфорной кислоты экстракционным способом составляет 100 %.

Существует три типа экстракционных процессов в зависимости от кислоты, применяемой для разложения, — азотной, соляной и серной. Основным способом производства ЭФК в России и за рубежом является сернокислотное разложение фосфатного сырья. Полученную на стадии разложения фосфатного сырья реакционную пульпу разделяют методом фильтрации с получением продукционной слабой ЭФК, а осадок суль-

фата кальция подвергают многократной противоточной промывке от остатков фосфорной кислоты. При необходимости ЭФК для переработки в конечные продукты концентрируют и очищают.

На предприятиях России в настоящее время преимущественно перерабатывается отечественное фосфатное сырье с нормированной степенью помола и влажностью — апатитовые концентраты магматического происхождения Хибинского и Ковдорского месторождений с содержанием основного компонента P_2O_5 около 39 % и 37 % соответственно. На ряде предприятий используются также фосфориты Каратау (Казахстан) с содержанием P_2O_5 25–30 % и другое импортное фосфатное сырье — фосфориты осадочного происхождения с содержанием P_2O_5 30–36 % и апатит (ЮАР, Фалаборва) с содержанием P_2O_5 около 36 % (см. таблицу 4.1).

Таблица 4.1 – Тип используемого фосфатного сырья для производства ЭФК на предприятиях России

Предприятие	Фосфатное сырье	
	Основное	Дополнительное
«Апатит» (ранее — «ФосАгро-Череповец»), АО	Хибинский (кировский) апатитовый концентрат, 39 % P_2O_5, 3 % F	—
«Апатит», АО, Балаковский филиал		
«Апатит», АО, Волховский филиал (ранее — «Метахим», ЗАО)		
«Воскресенские минеральные удобрения», АО		Фосфорит Каратау (Казахстан), 25 % P_2O_5
«ПГ Фосфорит», ООО	Ковдорский апатитовый концентрат, 37 % P_2O_5, 1 % F, хибинский (кировский) апатитовый концентрат, 39 % P_2O_5, 3 % F	Фосфорит Того, 35 % P_2O_5, 4 % F Апатит ЮАР, 36 % P_2O_5, 2 % F Фосфориты Каратау, 25–30 % P_2O_5, 2,0–3,0 % F
«Еврохим — Белореченские минудобрения», ООО	Ковдорский апатитовый концентрат, 37 % P_2O_5, 1 % F	Фосфориты Каратау, 25–30 % P_2O_5, 2,0–3,0 % F
«Титановые инвестиции», ООО, Армянский филиал	Сирийский фосфорит, 30 % P_2O_5, F — до 3 %	—

Основным фосфорсодержащим компонентом в минералах апатитовой группы является фторапатит $Ca_5(PO_4)_3F[3Ca_3(PO_4)_2 \cdot CaF_2]$.

Разложение фторапатита смесью серной и фосфорной кислот при ПГ или ДГ-методе производства ЭФК осуществляется по реакции:

$Ca_5(PO_4)_3F + 5H_2SO_4 + nH_3PO_4 + aq \rightarrow (n + 3)$;

$H_3PO_4 + 5CaSO_4 \cdot XH_2O + HF + aq + Q$, где X = 0,5 или 2.

В зависимости от условий процесса (температура, содержание P_2O_5 в жидкой фазе пульпы) кристаллизация сульфата кальция происходит в виде полугидрата ($CaSO_4 \cdot 0{,}5H_2O$) или дигидрата ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$).

Для производства ЭФК используется получаемая из элементной серы серная кислота с концентрацией 92,5–94,5 %, производимая преимущественно на этих же предприятиях. При необходимости приобретается дополнительный объем серной кислоты, в основном с предприятий цветной металлургии и нефте- или газооргсинтеза (сторонняя H_2SO_4) при условии осуществления входного контроля ее качества.

Качественный состав ЭФК преимущественно определяется содержанием примесей в фосфатном сырье. Количество примесей, поступающих в процесс вместе с H_2SO_4, как правило, низкое или незначительное по сравнению с вносимым с фосфатным сырьем.

Основными стадиями технологического процесса получения ЭФК являются:

1) прием и хранение фосфатного сырья и серной кислоты;

2) экстракция — разложение фосфатного сырья с кристаллизацией сульфата кальция в форме дигидрата либо полугидрата;

3) фильтрация — разделение реакционной пульпы на вакуум-фильтрах с многократной противоточной промывкой осадка;

4) концентрирование ЭФК;

5) хранение ЭФК, кремнефтористоводородной кислоты;

6) хранение фосфогипса;

7) абсорбционная очистка образующихся в процессе производства и хранения ЭФК фторсодержащих газов перед выбросом в атмосферу с получением кремнефтористоводородной кислоты.

Схема получения ЭФК с указанием стадий технологического процесса представлена на рисунке 4.1, общая информация об отдельных стадиях технологического процесса — в таблице 4.2.

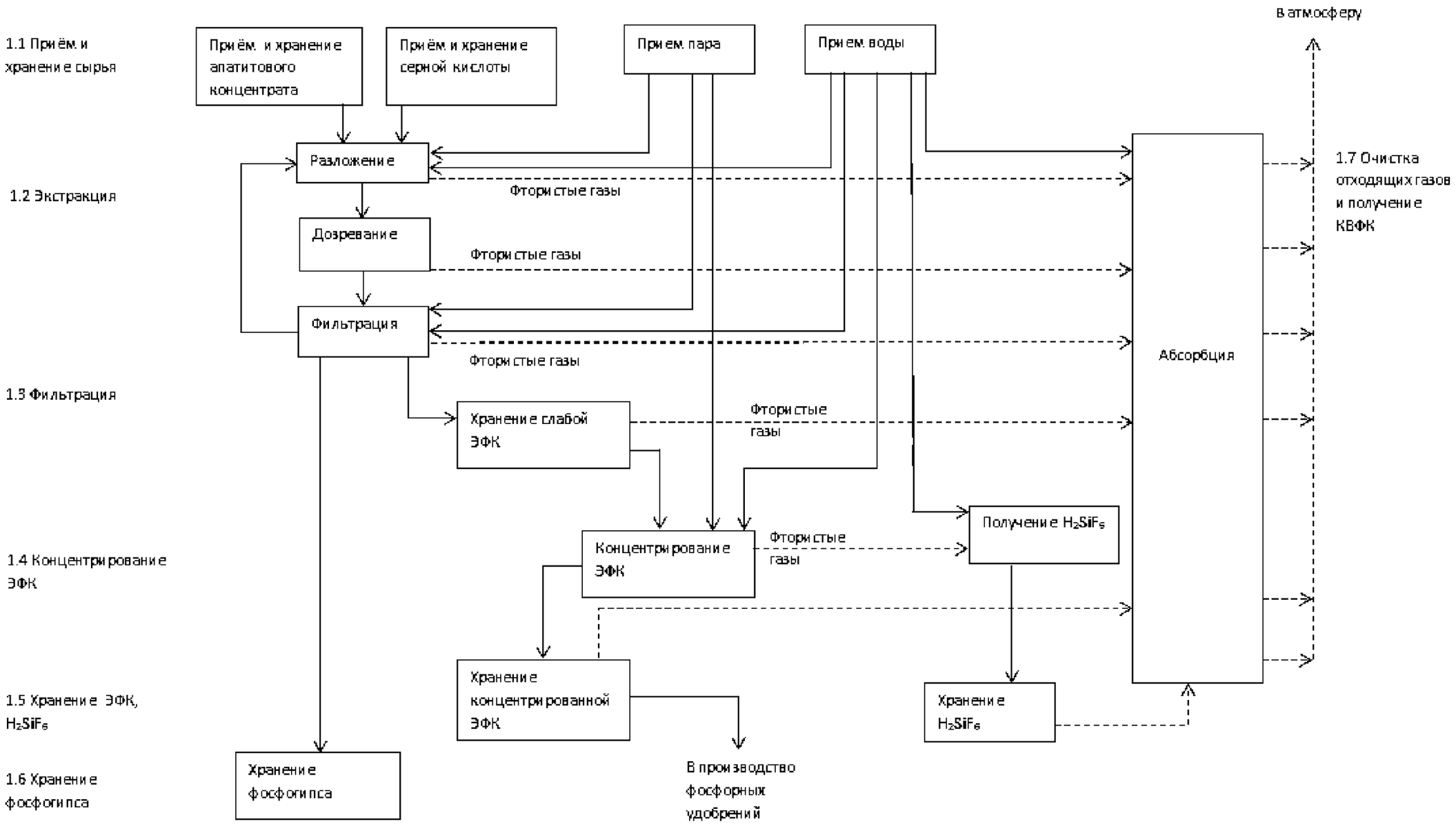


Рисунок 4.1 – Схема получения ЭФК по стадиям процесса

Таблица 4.2 – Табличная форма описания технологического процесса производства ЭФК

Входной поток	Стадия процесса	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии, отходы, побочные продукты
1. Фосфатное сырье 2. Серная кислота	1.1. Прием и хранение сырья	1. Фосфатное сырье 2. Серная кислота	1. Силосы, бункеры фосфатного сырья. 2. Хранилища H_2SO_4	Пыль фосфатного сырья
1.Фосфатное сырье 2. Серная кислота 3. Раствор разбавления с узла фильтрации	1.2. Экстракция	1. Реакционная пульпа 2. Фтористые газы на абсорбционную очистку	1. Реакторы разложения и дозревания. 2. Аппараты системы охлаждения пульпы	-
1. Реакционная пульпа 2. Вода 3. Пар на подогрев промывных растворов	1.3. Фильтрация	1. Слабая ЭФК 2. Фосфогипс 3. Фтористые газы на абсорбционную очистку	1. Вакуум-фильтры 2. Емкостное и насосное оборудование 3. Барометрические конденсаторы	Фториды газообразные Твердый побочный продукт — фосфогипс
1. Слабая ЭФК 2. Греющий пар 3. Охлажденная оборотная вода	1.4. Концентрирование ЭФК	1. Упаренная ЭФК 2. Фтористые газы на абсорбционную очистку 3. Конденсат сокового и греющего пара 4. Оборотная вода на охлаждение	1. Однокорпусные вакуум-выпарные установки 2. Емкостное и насосное	Нет
1. ЭФК 2. Кремнефтористоводородная кислота	1.5. Хранение ЭФК, кремнефтористоводородной кислоты	1. ЭФК 2. Кремнефтористоводородная кислота 3. Фтористые газы на абсорбционную очистку	1. Хранилища ЭФК 2. Хранилища кремнефтористоводородной кислоты	Нет
1. Фосфогипс	1.6. Хранение фосфогипса	1. Фосфогипс (использование см. 4.2.3.2)	Сухое складирование либо гидротехническое сооружение — гипсонакопитель	Пыль фосфогипса

1. Фтористые газы 2. Вода	1.7. Абсорбционная очистка фторсодержащих газов	1. Растворы кремнефто-ристоводородной кислоты на переработку в процессе ЭФК и на производство фторсолей 2. Очищенные газы в атмосферу	1. Абсорберы различных типов 2. Циркуляцион-ные сборники с насосами	Фториды газообразные с очищенными газами в атмосферу

В настоящее время в России применяется два процесса производства ЭФК с сернокислотным разложением фосфатного сырья: дигидратный (ДГ) и полугидратный (ПГ).

4.1.1 Дигидратный процесс

ДГ-процесс используется на всех выпускающих ЭФК предприятиях, за исключением АО «Воскресенские минеральные удобрения» (ПГ-процесс). Процесс позволяет получать ЭФК с содержанием P_2O_5 на уровне 24–28 %, характеризуется сравнительно высоким технологическим выходом P_2O_5 в ЭФК (по сравнению с ПГ-способом) и реализуется при относительно низких температурах — 75–85 °С. Недостатками способа являются сравнительно низкая интенсивность использования реакционного объема и поверхности узла фильтрации, низкое содержание P_2O_5 в ЭФК (в большинстве случаев ЭФК требуется концентрировать для переработки в конечные продукты, что существенно повышает энергозатраты), более высокий объем образования побочного продукта — фосфогипса (4,2–6,5 т/т P_2O_5 сухого дигидрата сульфата кальция).

Типовая технологическая схема ДГ-процесса с использованием для охлаждения пульпы вакуумного способа охлаждения представлена на рисунке 4.2.

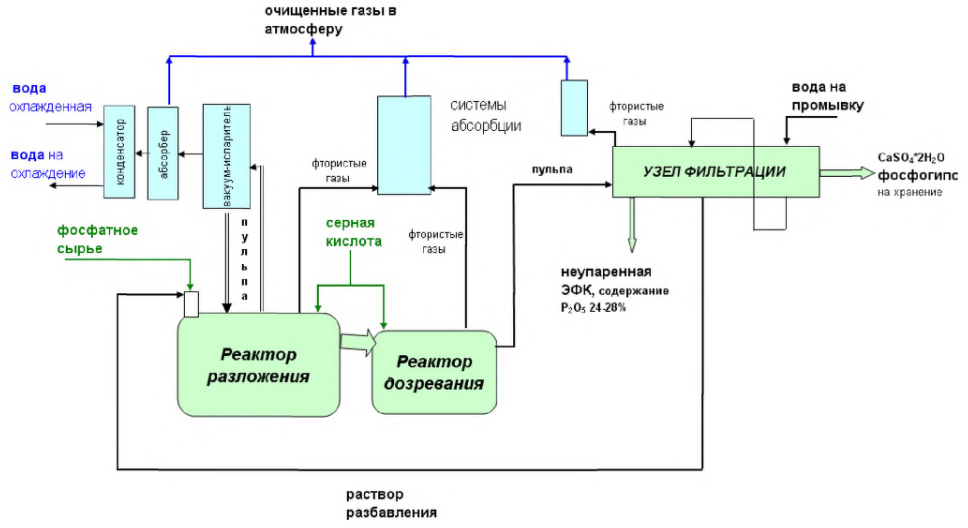


Рисунок 4.2 – Принципиальная технологическая схема ДГ-процесса производства ЭФК с вакуумным охлаждением пульпы

Разгрузка поступающего на предприятия железнодорожным транспортом фосфатного сырья осуществляется с использованием бункеров или траншей. В связи с нормированием поставщиком фракционного состава, удовлетворяющего требованиям производителей ЭФК, домол фосфата на предприятиях не производится. Для хранения тонкодисперсного фосфатного сырья используются преимущественно склады силосного типа, обеспечивающие многосуточный технологический запас, стабилизирующий работу производства ЭФК. Хранение в силосах предотвращает пылеунос и увлажнение сырья

атмосферными осадками. Прием фосфатного сырья в производство ЭФК осуществляется в приемные бункеры посредством механического либо пневмотранспорта. Узлы хранения и передачи фосфатного сырья оборудованы системами пылеочистки.

Серная кислота подается в процесс ЭФК из емкостей-хранилищ.

Подача фосфатного сырья и серной кислоты в экстрактор осуществляется с использованием устройств весового и объемного дозирования.

Реакционная система производства ЭФК представляет собой систему реакторов разложения и дозревания, оборудованных перемешивающими устройствами. Процесс сернокислотного разложения фосфатного сырья является экзотермическим. Для поддержания заданного температурного режима производится охлаждение реакционной пульпы методом испарения воды в специальных системах, включающих вакуум-испаритель, конденсатор смешения и узел создания вакуума.

Для обеспечения оптимальных условий осуществления процесса разложения фосфатного сырья и кристаллизации дигидрата сульфата кальция в реакторах разложения и дозревания поддерживается заданный режим по содержанию сульфатов в жидкой фазе пульпы. Заданное соотношение жидкой и твердой фаз в пульпе поддерживается за счет рециркуляции части фосфорной кислоты и промывных растворов (так называемого раствора разбавления) с узла фильтрации, содержание P_2O_5 в жидкой фазе пульпы — посредством поддержания балансового расхода воды в процесс через промывку осадка на узле фильтрации.

Разделение полученной на стадии разложения реакционной пульпы с многократной противоточной промывкой осадка от остатков кислоты производится на узле фильтрации с использованием вакуум-фильтров. Продуктом фильтрации является ЭФК, побочным продуктом — отмытый осадок дигидрата сульфата кальция (фосфогипс).

Фосфогипс является неизбежным побочным продуктом при сернокислотном экстракционном способе получения фосфорной кислоты, при получении 1 т P_2O_5 фосфорной кислоты образуется в зависимости от типа исходного фосфатного сырья и типа процесса 4,2–6,5 т гипса (в пересчете на сухой дигидрат сульфата кальция). В процессе производства ЭФК как ДГ, так и ПГ-способом примеси распределяются между ЭФК и фосфогипсом и содержатся в фосфогипсе в виде малорастворимых солей. Основное вещество фосфогипса и фосфополугидрата (ФПГ) (сульфат кальция) относится к широко распространенным природным минералам (гипс) и также является малорастворимым соединением. Фосфогипс используется для изготовления стройматериалов, в сельском хозяйстве, дорожном строительстве с соответствующей нормативной базой (см. 4.2.3).

Удаление фосфогипса к месту хранения (накопления) осуществляется сухим механическим транспортом (сочетание конвейерной передачи и автотранспорта) либо методом гидроудаления насосами по пульповым линиям с предварительной репульпацией. В зависимости от способа удаления хранилища фосфогипса представляют собой площадки сухого хранения либо гидротехнические сооружения — гипсонакопители.

В большинстве случаев технологически объекты хранения фосфогипса входят в состав производства ЭФК (иногда хранение фосфогипса может административно принадлежать к дргому производству или участку). При этом как на площадках сухого хранения, так и на гидротехнических сооружениях могут быть выделены технологические участки (карты) для подготовки фосфогипса к последующему размещению. При посто-

янстве технологического процесса и используемого фосфатного сырья состав фосфогипса также является постоянным и приводится в соответствующем разделе технологического регламента. Основным фосфатным сырьем, используемым в Российской Федерации для производства ЭФК, являются хибинский и ковдорский апатитовый концентрат с высоким содержанием P_2O_5 и низким содержанием минеральных примесей природного происхождения (может использоваться также фосфорит Каратау в чистом виде или в смеси с апатитом). В процессе производства ЭФК как ДГ, так и ПГ-способом примеси распределяются между ЭФК и фосфогипсом и содержатся в фосфогипсе в виде малорастворимых солей.

Одним из признаков НДТ является обработка или нейтрализация фосфогипса или ФПГ кальцийсодержащим агентом (мел, известь, известковое молоко и др.) или другими агентами с аналогичным действием либо иные способы, обеспечивающие повышение pH до значений 5÷8, перевод всех примесей в малорастворимые соли и отсутствие негативного воздействия на окружающую среду как при размещении на площадке сухого складирования, так и на гидротехнических сооружениях.

Концентрирование ЭФК ДГ-процесса до уровня содержания 42–53 % P_2O_5 осуществляется на однокорпусных вакуум-выпарных установках, которые включают в себя контур циркуляции и нагрева кислоты, вакуум-испаритель, систему абсорбции фтористых соединений, барометрический конденсатор, узел создания вакуума с насосами водокольцевого либо парозжекторного типов. В качестве побочного продукта на стадии концентрирования получают кремнефтористоводородную кислоту, которая передается на переработку во фтористый алюминий или другие фторсодержащие продукты, возвращается в экстрактор и частично нейтрализуется. На ряде предприятий, в частности АО « Апатит», БФ АО «Апатит» и ООО «ЕвроХим-БМУ», часть упаренной ЭФК подвергается очистке методом осветления.

Хранение слабой и упаренной ЭФК осуществляется в емкостях-хранилищах, оборудованных перемешивающими устройствами, объем и количество которых обеспечивают стабильную работу производства ЭФК и ее потребителей.

Процесс производства ЭФК сопряжен с выделением в газовую фазу части фтора, входящего в состав фосфатного сырья. Объем выделения зависит от исходного содержания в фосфатном сырье, а также от условий осуществления процесса — температуры и содержания P_2O_5 в ЭФК. Все основное реакционное, емкостное оборудование, а также вакуум-фильтры подключают к соответствующим технологическим и санитарным системам очистки. Метод очистки соединений фтора — абсорбция водой в специализированных аппаратах-абсорберах в режимах прямотока либо противотока. Очищенные газы от абсорберов всех стадий процесса объединяются и выбрасываются в атмосферу через выхлопную трубу. Полученные растворы слабой кремнефтористоводородной кислоты (за исключением полученной на стадии концентрирования ЭФК) полностью утилизируются в технологическом процессе производства ЭФК за счет использования в качестве промывных растворов на узле фильтрации.

4.1.2 Полугидратный процесс

ПГ-процесс получения ЭФК применяется на следующих предприятиях (мощность приведена по состоянию на 1 января 2019 г.):

- АО «Апатит», Череповец, — 2 технологические системы суммарной мощностью 830 тыс. т P_2O_5 в год;
- БФ АО «Апатит» — 2 системы суммарной мощностью 850 тыс. т P_2O_5 в год;
- ООО ПГ «Фосфорит», Кингисепп, — 1 система мощностью 400 тыс. т P_2O_5 в год;
- АО «Воскресенские минеральные удобрения» — 1 система мощностью 160 тыс. т P_2O_5 в год.

Практически все указанные технологические системы были реконструированы с переводом в ПГ-режим из ДГ по технологии одностадийного ПГ-процесса.

ПГ-процесс позволяет получать ЭФК с содержанием P_2O_5 на уровне 31–37 % в зависимости от типа фосфатного сырья. Способ несколько уступает ДГ по технологическому выходу P_2O_5 в ЭФК (95,0–96,5 %), однако имеет высокую интенсивность использования реакционного объема и поверхности фильтрации (в 2–3 раза выше, чем у дигидратных систем), а также позволяет существенно сократить расход энергоресурсов на концентрирование ЭФК.

ПГ-процесс принципиально имеет те же стадии, что и ДГ. Основные отличия — в аппаратурном оформлении.

Типовая технологическая схема ПГ-процесса с воздушным охлаждением пульпы представлена на рисунке 4.3.

Стадия приема и хранения фосфатного сырья и серной кислоты аналогична ДГ-производствам.

На стадии разложения фосфатного сырья с кристаллизацией полугидрата сульфата кальция применяются реакторы с рабочим объемом около 450 $м^3$ с интенсивными перемешиванием и внутренней циркуляцией пульпы. Экстрактор включает в себя преимущественно два реактора — разложения и дозревания.

В связи с повышенной по сравнению с ДГ-процессом температурой пульпы в ПГ-режиме (87–94 °С) применяется высокоэффективный воздушный способ охлаждения пульпы в режиме пенного слоя. Для реализации данного способа не требуется наличие громоздкой вакуумной системы и обеспечения охлаждающей водой. Отработанный воздух из аппарата воздушного охлаждения сбрасывается под крышку реактора и вместе с прочими газами поступает на очистку в систему абсорбции.

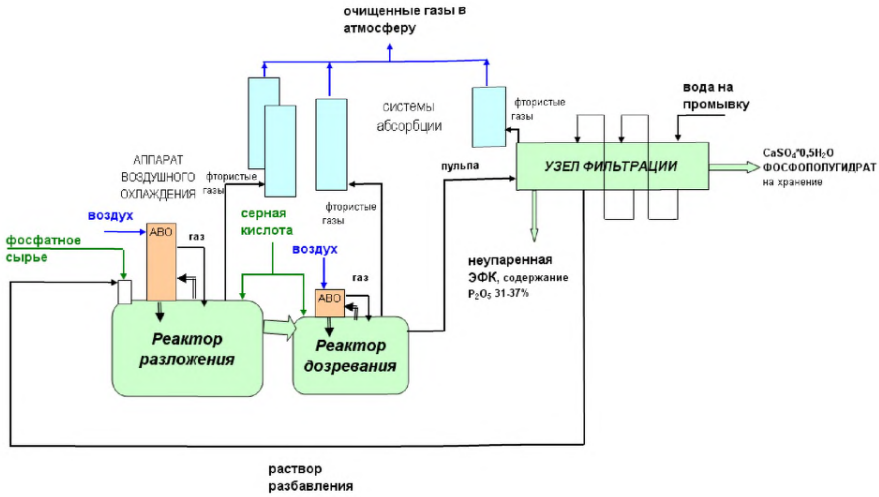


Рисунок 4.3 – Принципиальная технологическая схема ПГ-процесса производства ЭФК с воздушным охлаждением пульпы

Вследствие повышенной склонности к образованию инкрустирующих осадков на стадии фильтрации в ПГ-процессе преимущественно используются современные ленточные вакуум-фильтры, позволяющие обеспечить эффективную двухстороннюю отмывку фильтрующего полотна и сократить эксплуатационные затраты.

При переработке хибинского и ковдорского апатитовых концентратов объем образования ФПГ составляет 3,7–3,8 т/т P_2O_5 (сухой ФПГ на выходе с узла фильтрации). Аналогично фосфогипсу ФПГ имеет применение в промышленности и сельском хозяйстве (см. 4.2.3). Удаление ФПГ к месту хранения осуществляется либо механическим транспортом, либо методом гидроудаления в смеси с ДГ пульпой (на АО «Апатит» (Вологодская область)).

Концентрирование слабой ЭФК ПГ-процесса осуществляется на вакуум-выпарных установках однотипных с ДГ-процессом, но за счет более высокой концентрации исходной кислоты — в 2 раза большей единичной мощности.

Более высокие температуры и концентрация кислоты в ПГ-процессе обуславливают повышенное (в 2–2,5 раза по сравнению с ДГ-процессом) выделение фтора на стадии разложения фосфатного сырья. Вследствие этого абсорбционные системы в полугидратных производствах имеют несколько ступеней очистки. Свои особенности имеет также технологическое и аппаратурное оформление стадии абсорбции (повышенная производительность подачи абсорбционных растворов, наличие орошаемых газоходов, полых абсорберов предварительной очистки и др.). В процессе абсорбции образуются более концентрированные растворы кремнефтористоводородной кислоты, чем в ДГ-процессе, в связи с чем для некоторых видов фосфатного сырья отсутствует возможность их полной утилизации в технологическом процессе ЭФК.

4.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду

Расходные нормы сырья и основных энергоресурсов в производствах ЭФК представлены в таблице 4.3.

Наименьшие нормы расхода сырья имеют дигидратные производства ЭФК высокой единичной мощности (АО «Апатит», «ЕвроХим — Белореченские минудобрения»). Одновременно дигидратные производства характеризуются более высокими нормами расхода энергоресурсов (оборотная вода, электроэнергия, пар), что обусловлено более низкой концентрацией получаемой в процессе экстракции ЭФК по сравнению с ПГ-методом производства.

При необходимости фосфорная кислота может быть дополнительно очищена методами осаждения (добавление коагулянта и отстаивание), обессульфачивания (добавление небольших количество апатита для связывания серной кислоты и отделение твердой фазы), фильтрации (отделение осадка на фильтрах), обесфторивания (отделение фторсодержащих газов при нагревании и пропускании пара или реагентное обесфторивание с осаждением фторсодержащих соединений).

Обессульфачивание фосфорной кислоты (до значений ниже 0,6 % SO_3), осуществляется путем обработки продукционного первого фильтрата апатитовым концентратом.

Экстракционная фосфорная кислота подается в первый реактор узла обессульфачивания фосфорной кислоты. В этот же реактор подается апатитовый концентрат. Из реактора пульпа подается во второй реактор, где продолжается процесс обессульфачивания.

Далее пульпа поступает во флокулятор тонкослойного осветлителя, где смешивается с раствором флокулянта и затем поступает в нижнюю часть осветлителей, где поток пульпы поворачивается вверх и распределяется между наклонными параллельными пластинами, на которых происходит осаждение осадка фосфогипса. Далее твердые частицы сползают по наклонным пластинам в нижнюю часть осветлителя, откуда сгущенная пульпа через регулировочный клапан непрерывно поступает в бак сгущенной пульпы. Очищенная фосфорная кислота из верхней части тонкослойного осветлителя сливается в приемные емкости фосфорной кислоты.

Раствор флокулянта готовится на отдельной установке в периодическом режиме.

Для увеличения выхода товарной обессульфаченной осветленной фосфорной кислоты, снижения нагрузки на узел обессульфачивания и тонкослойные осветлители сгущенная пульпа («пески») после тонкослойного отстойника может разделяться на ленточном вакуум-фильтре.

Таблица 4.3 – Нормы расхода сырья и энергоресурсов в производстве ЭФК

Процесс	Вид сырья/энергоресурса	Норма расхода на 1 т P_2O_5	Примечание
ПГ	Апатитовый концентрат кировский, т P_2O_5	1,048–1,070	На выпуск упаренной ЭФК
	Апатитовый концентрат ковдорский + апатитовый концентрат кировский или импортный, т P_2O_5	1,047–1,060	На выпуск неупаренной ЭФК
	Смесь апатитового концентрата ковдорского и сырья фосфатно-го размолотого/фосфоритной муки ЕвроХим-Каратау	1,035–1,06	
	Апатитовый концентрат ковдорский, т P_2O_5	1,035–1,061	
ДГ	Апатитовый концентрат кировский, т P_2O_5	1,037–1,067	
	Апатитовый концентрат ковдорский, т P_2O_5	1,032–1,07	
	Смесь апатитового концентрата ковдорского и сырья фосфатного размолотого/фосфоритной муки ЕвроХим-Каратау	1,04–1,09	
	Фосфорит импортный, т P_2O_5	1,07–1,09	
ПГ	Серная кислота, т МНГ	2,46–2,48	ЭФК из апатитового концентрата
		2,500–2,630	ЭФК из смеси кировского, ковдорского и импортного апатитовых концентратов
		2,58-2,68	ЭФК из смеси апатитового концентрата ковдорского и сырья фосфатно-го размолотого/фосфоритной муки ЕвроХим-Каратау
		2,500–2,630	ЭФК из ковдорского апатитовго концентрата
ДГ		2,452–2,594	ЭФК из апатитового концентрата
		2,563–2,75	ЭФК из ковдорского АК, или из смеси ковдорского апатита и фосфоритной мука каратау

Процесс	Вид сырья/энергоресурса	Норма расхода на 1 т P_2O_5	Примечание
		3,040	ЭФК из фосфорита
		2,493–2,580	ЭФК из смеси кировского, ковдорского и импортного апатитовых концентратов
ПГ	Вода, $м^3$	1,2–4,6	Подпиточная в процесс
		53–90	Оборотная с учетом концентрирования ЭФК
ДГ		5	Подпиточная в процесс
		135–153	Оборотная с учетом концентрирования ЭФК
ПГ	Электроэнергия, кВтч	80–91	На выпуск неупаренной ЭФК
		100–160 (до 170 при выпуске очищенной кислоты)	На выпуск упаренной ЭФК
ДГ		85–230	На выпуск неупаренной ЭФК
		134–176	На выпуск упаренной ЭФК
ПГ	Пар, МДж	373–729	На выпуск неупаренной ЭФК
		2805–3038 (до 3332 при выпуске очищенной кислоты)	На выпуск упаренной ЭФК
ДГ		372–724	На выпуск неупаренной ЭФК
		2975–6908	На выпуск упаренной ЭФК

В процессе производства ЭФК в газовую фазу выделяются соединения фтора. В качестве побочных продуктов образуются фосфогипс и кремнефтористоводородная кислота. Отходы производства, размещаемые непосредственно в окружающую среду, в производстве ЭФК отсутствуют.

4.2.1 Выбросы в атмосферу

Основными вредными компонентами выбросов в атмосферу являются фторсодержащие газы. Данные по выбросам представлены в таблице 4.4.

Для очистки отходящих газов от фтора перед выбросом в атмосферу используются абсорбционные системы. Метод определения содержания фтора в отходящих газах — потенциометрический или фотометрический.

Эксплуатация производства предполагает наличие пусковых и переходных режимов (перед и после плановых и внеплановых ремонтов и т.п.) продолжительностью до 48 ч в год. Данные режимы работы могут сопровождаться незначительными выбросами загрязняющихъ веществ (порядка 0,5 % от суммарного годового выброса).

4.2.2 Обращение со сточными водами

В производстве ЭФК не образуются сточные воды, непосредственно сбрасываемые во внешние водоемы. Образующиеся растворы, содержащие фтор, P_2O_5 и другие компоненты, перерабатываются в цикле производства ЭФК или направляются на станцию нейтрализации, где нейтрализуются известковым молоком. Очищенные сточные воды после нейтрализации и отделения осадка повторно используются в водооборотных циклах цехов ЭФК и других производств.

Таблица 4.4 – Выбросы в атмосферу от производств фосфорной кислоты

Наименование загрязняющих веществ	Выбросы			Комментарии	
	Метод очистки	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т P_2O_5	Источник выброса	Процесс производства	Метод определения загрязняющих веществ
Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор (F)	Абсорбция	0,049 (0,024–0,125)	Выхлопная труба	ПГ	Потенциометрический ПНД Ф 13.1.45-2003, П-СЛ-05-14-А-5
	Абсорбция	0,11 (0,018-0,16)	Выхлопная труба	ДГ	Потенциометрический или фотометрический

4.2.3 Побочные продукты

Неизбежным побочным продуктом производства ЭФК сернокислотным способом является дигидрат либо полугидрат сульфата кальция, которые из-за наличия примесных соединений фосфора называют фосфогипсом и ФПГ соответственно.

При получении 1 т P_2O_5 в ЭФК образуется 4,2–6,5 т фосфогипса (в пересчете на сухой дигидрат сульфата кальция).

Содержащиеся в фосфатном сырье примеси распределяются между ЭФК, фосфогипсом и отходящими газами. Содержание в фосфогипсе примесных соединений, представленных в малорастворимой форме, зависит от технологии ЭФК и состава фосфатного сырья. Более подробные сведения о возможностях использования фосфогипса приведены в справочнике ИТС 19-2016 "Производство твердых и других неорганических веществ"

4.2.3.1 Транспортирование и хранение фосфогипса

Схема транспортирования фосфогипса предопределяет способ организации его хранения. Транспортировка фосфогипса осуществляется двумя способами:

- механический — фосфогипс удаляется с помощью системы ленточных конвейеров и автосамосвалов. Кроме автомобильного транспорта, также возможна эксплуатация других систем мехтранспорта — кабель-кранов, канатных дорог и др.;
- гидравлический — фосфогипс репульпируется водой, далее пульпа перекачивается в гидротехническое сооружение (шламонакопители, гипсонакопители и пр.), а осветленная жидкость используется для повторного транспортирования.

Отдельно выделяют комбинированный способ хранения, согласно которому фосфогипс в виде пульпы гидравлическим способом поступает по пульпопроводу в одну из

секций гидротехнического сооружения. После заполнения очередной секции осуществляется переход на следующую секцию, из которой ранее накопленный и обезвоженный фосфогипс был механическим способом перенесен на объект сухого складирования.

Выбор наиболее надежных и экономичных способов транспортирования и хранения фосфогипса осуществляется с учетом конкретных условий каждого предприятия.

4.2.3.2 Основные направления использования фосфогипса

В настоящее время проведено большое количество научно-исследовательских и опытно-промышленных работ по различным направлениям непосредственного использования фосфогипса и переработки его в другие продукты. Множество разработок получили промышленное внедрение и зарекомендовали себя с положительной стороны. В результате была доказана техническая возможность и целесообразность использования фосфогипса в народном хозяйстве вместо традиционных видов сырья.

Основные направления использования фосфогипса:

1) Производство гипсовых вяжущих и изделий из них:

а) высокопрочные и композиционные автоклавные гипсовые вяжущие на основе α-полугидрата сульфата кальция или ангидрита, которые используются:

- в строительстве: непосредственное использование вяжущих с добавками и без них, в качестве штукатурного и шпаклевочного материала, для наливных самонивелирующихся оснований под полы, для производства строительных изделий (перегородочные плиты и панели, акустические и декоративные плиты, кирпичи и блоки для наружного ограждения зданий и др.);

- в шахтах угольной и других отраслей промышлености: заполнение закрепного пространства и выкладка охранных полос при бесцеликовой добыче;

- в низкотемпературных скважинах в нефтегазовой промышленности и в геологии — изготовление тампонажного цемента;

б) обжиговые вяжущие на основе β-полугидрата сульфата кальция, которые используются в строительстве: в качестве штукатурного и шпаклевочного гипса, для производства строительных изделий (перегородочные плиты и панели, гипсокартонные листы, гипсоволокнистые и гипсостружечные плиты, звукопоглощающие и декоративные плиты и др.).

2) Цементная промышленность:

а) добавка к сырьевой смеси в качестве минерализатора;

б) добавка к цементному клинкеру перед его помолом в качестве регулятора сроков схватывания цемента (замена природного гипса).

3) Сельское хозяйство:

а) кальцийсероодержащее удобрение;

б) добавка при получении органоминеральных удобрений методом компостирования;

в) мелиорант для химической мелиорации солонцовых почв;

г) мелиорант в смеси с известковыми материалами для химической мелиорации кислых почв.

4) Производство серной кислоты с попутным получением ряда продуктов (цемент, известь, силикатные материалы).

5) Производство строительных изделий с использованием непереработанного фосфогипса:

а) блоки и панели, получаемые из смеси с летучей золой (из электрофильтров) и известью;

б) кирпичи, получаемые прессованием фосфогипса в смеси с гипсовым вяжущим;

в) изделия из фосфогипса и органических связующих (к примеру, карбамидной смолы).

6) Производство удобрений и солей:

а) сульфат аммония и мел;

б) NS-удобрения (в смеси с карбамидом или нитратом аммония);

в) комплексные NPS / NPKS / PKS-серосодержащие удобрения.

7) Применение в качестве наполнителя в различных отраслях промышленности: в производстве бумаги, в лакокрасочной промышленности, в производстве пластмасс и др.

8) Строительство автомобильных дорог, дамб.

Как было указано ранее, образование фосфогипса в больших количествах с учетом затрат на транспортировку и конкуренции с традиционно используемым природным гипсовым камнем приводит к ограниченности рынка сбыта фосфогипса.

При полной загрузке российских мощностей по производству ЭФК образуется 13,5 млн т фосфогипса в год (в пересчете на сухой дигидрат сульфата кальция). При этом с учетом реальной загрузки производств за последние годы (образование фосфогипса в 2013–2014 годах — 12,0–12,5 млн т) использование фосфогипса в России в среднем составило около 1 % от его образования. Распределение фосфогипса по направлениям использования в России в среднем за 2013–2014 годах приведено на рисунке 4.4.



Рисунок 4.4 – Распределение фосфогипса по направлениям использования в России (в среднем за 2013–2014 годы)

Наиболее перспективными направлениями с точки зрения использования и переработки фосфогипса в больших масштабах являются производство строительных материалов (цемент и гипсовые вяжущие) и мелиорация солонцовых почв.

Учитывая, что в России добывается около 11 млн т в год природного гипсового камня, который в основном идет на производство цемента, гипсовых вяжущих и изделий из них, частичная замена традиционного сырья на фосфогипс является многообещающей.

Фосфогипс как мелиорант внесен в Государственный каталог пестицидов и агрохимикатов, разрешенных к применению на территории Российской Федерации. Использование фосфогипса в качестве мелиоранта для химической мелиорации солонцовых почв в России сопряжено с необходимостью комплексного развития сельскохозяйственного производства. По неполным оценкам, в России солонцы и солонцеватые почвы занимают 31,4 млн га. При средней норме внесения гипсосодержащих материалов ~13 т/га для восстановления плодородия выявленных в России солонцовых почв требуется около 430 млн т фосфогипса. В зависимости от свойств мелиорируемых почв и применяемых приемов последствия мелиорации могут длиться 7–20 лет, после чего снова требуется проведение химической мелиорации.

Из вышеприведенного следует, что использование фосфогипса в экономике России имеет большие перспективы. Созданная нормативная база и практика использования фосфогипса в промышленности, сельском хозяйстве и строительстве при наличии соответствующей поддержки со стороны федеральных и региональных органов власти путем разработки целевых программ по использованию фосфогипса, позволит обеспечить необходимые условия его массового применения.

4.3 Определение наилучших доступных технологий для производства фосфорной кислоты в отрасли минеральных удобрений

В настоящее время основной объем ЭФК в Российской Федерации производится с использованием одностадийных сернокислотных способов разложения фосфатного сырья — ДГ и ПГ. На большинстве предприятий слабая ЭФК полностью либо частично подвергается концентрированию.

Основными видами фосфатного сырья являются хибинский и ковдорский апатитовые концентраты, фосфориты Каратау. Для производства ЭФК используется преимущественно серная кислота из элементной серы.

4.3.1 Дигидратный процесс

4.3.1.1 Описание

Основной особенностью ДГ-способа получения ЭФК является разложение фосфатного сырья смесью серной и фосфорной кислот с кристаллизацией сульфата кальция в виде стабильной фазы — дигидрата $CaSO_4 \cdot 2H_2O$. Типовая технологическая

схема ДГ-процесса представлена на рисунке 4.5. Существует несколько вариантов ДГ-процесса. Общими преимуществами ДГ-метода являются:

- практическое отсутствие ограничений по качеству используемого фосфатного сырья;
- высокие фонды рабочего времени технологических систем и отдельного оборудования;
- относительно низкие рабочие температуры рабочих сред;
- легко регулируемые пуск и остановка;
- относительно низкое выделение фтористых газов на стадиях экстракции-фильтрации;
- высокий выход побочного продукта — кремнефтористоводородной кислоты на стадии концентрирования.

Оптимальными условиями осуществления ДГ-процесса являются содержание P_2O_5 в жидкой фазе пульпы — 24–28 %, температура — 80 – 85 °С. Температура пульпы регулируется с помощью вакуумного и (реже) воздушного охлаждения.

Производительность

Минимум — 52,5 тыс. т P_2O_5 в год.
Максимум — 300 тыс. т P_2O_5 в год.

4.3.1.2 Выбросы загрязняющих веществ

Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор (F).— 0,02–0,12 кг/т P_2O_5 (зависит от используемого фосфатного сырья и эффективности работы абсорбционных систем).

4.3.1.3 Экологические аспекты и воздействие на различные компоненты окружающей среды

- Низкие рабочие температуры, сравнительно низкое выделение и эмиссия фтористых газов.
- Отсутствие сточных вод на нейтрализацию от стадий экстракции, фильтрации (образующиеся абсорбционные растворы перерабатываются в производстве ЭФК). Наличие сточных вод, подлежащих нейтрализации со стадии концентрирования ЭФК (если кремнефтористоводородная кислота не перерабатывается в товарные продукты или не утилизируется в процессе).
- Увеличение объема образования фосфогипса по сравнению с ПГ-процессом.
- Относительно слабая продукционная кислота (24–28 % P_2O_5), следовательно, высокий расход энергоресурсов на стадии концентрирования ЭФК или аммонизированной пульпы в производстве удобрений.

Эксплуатационные данные

- Технология является самой освоенной и распространенной в мире, нетребовательна к качеству фосфатного сырья.
- Достигаемый фонд времени работы технологической системы — 320–330 сут в год.

- Относительно низкий выход P_2O_5 в ЭФК: 96,0–97,7 %. Потери происходят, преимущественно за счет сокристаллизации P_2O_5 с сульфатом кальция.

- Минимальное образование инкрустационных отложений на стадии получения слабой ЭФК — минимальные трудозатраты на чистку/промывку оборудования.

- Возможность варьирования единичной мощности технологической линии.

- Наличие ограничений по применению воздушного метода охлаждения пульпы, большая единичная мощность системы может быть достигнута только при применении вакуумного способа охлаждения.

- Отсутствие инкрустационных забивок линий удаления фосфогипса при применении метода гидротранспорта.

- Сравнительно низкое качество ЭФК (как для слабой, так и для упаренной) — повышенное содержание сульфатов и взвесей по сравнению с полугидратной ЭФК (в расчете на 1 т P_2O_5). Может потребоваться очистка для переработки в конечные продукты (кормовые фосфаты и др.).

Движущая сила для внедрения технологии

- Экономическая и практическая целесообразность. Максимальная простота процесса.

- Возможность варьирования производительности, этапного наращивания уровня производства.

- Преимущество если для переработки в конечные продукты не требуется концентрирование ЭФК.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

- Технология характеризуется относительной простотой реализации и эксплуатации.

- ДГ-процесс экономически уступает ПГ аналогичной мощности, вследствие сравнительно высоких удельных капитальных затрат и расхода энергоресурсов.

- Технология экономически целесообразна в том случае, если не требуется высокое качество и концентрация ЭФК.

- Возможность получения максимального количества побочного продукта — кремнефтористоводородной кислоты для переработки в товарные продукты.

Усовершенствование ДГ-процесса для фосфатного сырья — хибинского апатитового концентрата заключается в:

- увеличении температуры процесса до 85–95 °С;

- применении алюминийсодержащей добавки-модификатора;

- сокращении времени пребывания пульпы в экстракторе до 2,5–3,5 ч (в обычном ДГ-процессе — 5–6 ч);

- повышении содержания P_2O_5 в ЭФК до 30–33 %;

- применении воздушного способа охлаждения реакционной пульпы.

Повышение содержания P_2O_5 в ЭФК позволяет существенно сократить энергозатраты на ее концентрирование. Средний технологический выход P_2O_5 в усовершенствованном процессе увеличивается до 97,5–97,7 %. Реализация процесса целесообразна на новых установках единичной мощностью около 300 тыс. т P_2O_5 в год.

Реализация модифицированного ДГ процесса на Волховском филиале АО «Апатит» завершена. Планируется реконструкция производства ПЭФК с увеличением выпуска до 450 тыс. т/год и переходом на ПГ процесс производства.

Модернизация существующих систем в большинстве случаев связана с необходимостью замены реакторов и абсорбционного оборудования (длительность реализации — 3–6 мес).

4.3.2 Полугидратный процесс

4.3.2.1 Описание

Процесс осуществляют с кристаллизацией сульфата кальция в виде метастабильной фазы — полугидрата $CaSO_4 \cdot 0{,}5H_2O$. Типовая технологическая схема ПГ-процесса представлена на рисунке 4.6. Процесс осуществляется при температурах 87–94 °С и содержании P_2O_5 в жидкой фазе пульпы 31–37 %.

Кристаллы полугидрата, полученного при переработке кировского и ковдорского апатитовых концентратов, обладают гораздо лучшей фильтрующей способностью по сравнению с кристаллами дигидрата сульфата кальция из аналогичного фосфатного сырья. Это позволяет достигать высокой эффективности отмывки (не менее 98 %) при сокращении расхода воды на промывку осадка на узле фильтрации (что обусловлено материальным балансом процесса).

По сравнению с ДГ-процессом ПГ-способ характеризуется повышенной склонностью к образованию накрустационных отложений на оборудовании, что обуславливает повышение трудозатрат на его обслуживание.

Технологический выход P_2O_5 в ЭФК в ПГ-процессе на 1,0–1,5 % ниже, чем в ДГ-процессе.

Вследствие повышенных температур и концентраций ЭФК в ПГ-процессе возрастает коррозионная активность, что обуславливает увеличение капитальных и эксплуатационных затрат на оборудование: требуются использование более дорогих материалов, увеличение частоты замены перемешивающих устройств, насосов и др. Одновременно повышенные температуры позволили реализовать эффективный способ воздушного охлаждения пульпы с исключением громоздких и затратных систем вакуумного охлаждения.

В настоящее время ПГ-процесс достаточно освоен, прост в эксплуатации и позволяет достигать фондов рабочего времени технологических систем на уровне ДГ-процесса — 320–330 сут в год.

Производительность

Минимум — 160 тыс. Т P_2O_5 в год.
Максимум — 450 тыс. Т P_2O_5 в год.

4.3.2.2 Выбросы загрязняющих веществ

Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор (F) — 0,024–0,125 кг/т P_2O_5 (зависит от используемого фосфатного сырья и эффективности работы абсорбционных систем).

4.3.2.3 Экологические аспекты и воздействие на различные компоненты окружающей среды

Высокие рабочие температуры и содержание P_2O_5 — сравнительно высокое выделение фтористых газов. Одновременно благодаря наличию современных схем и аппаратов абсорбции достигается высокая эффективность очистки, при которой уровень эмиссии фтора с отходящими газами сопоставим либо несколько превышает таковой в ДГ-процессе.

Эксплуатационные данные

- Технология является освоенной и распространенной в Российской Федерации и в мире.
- Достигаемый фонд времени работы технологической системы — 325 сут в год.
- Высокая интенсивность использования основного технологического оборудования — реакторов и вакуум-фильтров (в 2–3 раза выше, чем в ДГ-процессе).
- Высокое содержание P_2O_5 в ЭФК — 31–37 %, существенно снижаются энергозатраты при необходимости концентрирования ЭФК.
- Относительно низкий выход P_2O_5 – 95,0–96,5 %.
- Повышенное образование инкрустационных отложений на стадии получения слабой ЭФК — максимальные трудозатраты на чистку/промывку оборудования.
- Сравнительно высокое качество ЭФК (как для слабой, так и для упаренной) — пониженное содержание сульфатов и взвесей по сравнению с дигидратной ЭФК.
- Возможность варьирования единичной мощности технологической линии от 160 до 400 тыс. т P_2O_5 в год.
- Отсутствие ограничений по применению воздушного метода охлаждения пульпы.
- Наличие инкрустационных забивок линий удаления ФПГ при гидротранспорте.

Движущая сила для внедрения технологии

- Экономическая и практическая целесообразность.
- Возможность варьирования производительности, этапного наращивания уровня производства.
- Возможность существенного сокращения капитальных затрат.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

- Технология в целом применима. Ограниченное число источников фосфатного сырья, пригодного для промышленной переработки (апатитовые концентраты производства Российской Федерации полностью пригодны).
- Общий выход P_2O_5 зависит от типа фосфатного сырья.
- Более низкие капитальные, но более высокие эксплуатационные затраты по замене (ремонту) оборудования по сравнению с ДГ-процессом. Расход сырья может быть выше примерно на 1 %, энергоресурсов — ниже на 30–50 % по сравнению с ДГ-производствами аналогичной мощности.
- По общемировому опыту ПГ-процесс при наличии подходящего сырья имеет более высокую экономическую эффективность по сравнению с ДГ-процессом.
- ПГ-процесс благодаря его высокой интенсивности целесообразно применять как для реконструкции существующих ДГ-систем с наращиванием мощности (длительность

реализации — 3–6 мес), так и для создания новых технологических систем большой единичной мощности (срок строительства — около 1 года).

4.3.3 Извлечение и улавливание соединений фтора

4.3.3.1 Описание

Содержание фтора в фосфатном сырье, применяемом в Российской Федерации, составляет 1–3 %, т. е. 10–30 кг/т фоссырья, или примерно 27–77 кг/т P_2O_5 (при переработке апатитовых концентратов). Фторсоединения распределяются между продукционной кислотой, фосфогипсом, парами, образующимися в экстракторе и на стадии концентрирования кислоты. На начальной стадии в результате реакции соединения фтора выделяются в виде фторида водорода (HF), но в присутствии оксида кремния он легко взаимодействует с ним с образованием кремнефтористоводородной кислоты (H_2SiF_6). Также фтор в ЭФК связывается в комплексные соединения с магнием и алюминием. Кремнефтористоводородная кислота может при нагревании разлагаться с образованием летучих тетрафторида кремния (SiF_4) и фторида водорода.

В ДГ-процессе вследствие относительно низких температур и содержания P_2O_5 в жидкой фазе пульпы степень выделения фтора в газовую фазу на стадии экстракции обычно не превышает 8 %, а бóльшая часть фтора выделяется при концентрировании под вакуумом. В ПГ-процессе вследствие более высоких температур и концентраций P_2O_5 на стадии экстракции может выделяться 10–18 % фтора от прихода с фосфатным сырьем (в зависимости от условий и содержания в сырье), а выход фтора при концентрировании, соответственно, уменьшается. Общий выход фтора на стадиях экстракции и концентрирования вне зависимости от метода производства (ДГ, либо ПГ) является примерно одинаковым, зависит от содержания фтора в исходном фосфатном сырье и определяется конечной концентрацией упаренной ЭФК.

Перед выбросом в атмосферу фторсодержащие газы проходят обязательную абсорбционную очистку с целью максимального улавливания фтора. В качестве подпитывающей жидкости используется вода.

В связи с тем что отходящие газы от экстракторов, фильтров и баковой аппаратуры загрязнены, кроме фтора, прочими соединениями (следы фосфорной и серной кислот, реакционной пульпы, пыль фосфатного сырья) и имеют сравнительно низкую концентрацию (F не более 5 г/нм^3), продукционная кремнефтористоводородная кислота из них не получается.

Продукционную кремнефтористоводородную кислоты с концентрацией 7–20 % H_2SiF_6 в настоящее время получают только путем улавливания фтора из ПГС, образующейся при концентрировании ЭФК под вакуумом. Пары из вакуум-испарителей обычно сначала проходят сепаратор для отделения капель фосфорной кислоты, увлеченных парами, с целью минимизации загрязнения кремнефтористоводородной кислоты P_2O_5 или просто для минимизации загрязнения абсорбционных сточных вод. Далее из очищенных паров улавливают фтор в многоступенчатых противоточных системах абсорбции, орошаемых в рецикле растворами H_2SiF_6.

Если отсутствует необходимость получения продукционной кремнефтористоводородной кислоты, абсорбционные жидкости узла концентрирования направляются на нейтрализацию известковым молоком или возвращаются в экстрактор.

Кремнефтористоводородная кислота, полученная как побочный продукт, используется для получения фторида алюминия и других соединений фтора, в частности фторсиликатов натрия и (или) калия.

Производительность

Выход продукционного фтора на стадии концентрирования ЭФК при использовании кировского апатитового концентрата составляет:

- ПГ-процесс — до 35 кг F/т P_2O_5;
- ДГ-процесс — до 54 кг F/т P_2O_5.

Фактическая производительность установок определяется наличием мощностей по производству фтористого алюминия и фторсиликатов натрия и калия.

При переработке ковдорского АК, в котором содержится в 3 раза меньше фтора по сравнению с кировским апатитом, выход продукционного фтора снижается до 15–18 кг F/т P_2O_5. В связи с тем что производство фтористых солей характеризуется сравнительно высокими капитальными затратами и имеет определенный экономически обоснованный уровень минимальной мощности, организация производства товарной кремнефтористоводородной кислоты для фосфатного сырья с низким содержанием фтора в большинстве случаев является экономически нецелесообразной.

4.3.3.2 Выбросы загрязняющих веществ

Выбросы входят в общий объем выбросов производств ЭФК.

4.3.3.3 Экологические аспекты и воздействие на различные компоненты окружающей среды

- Эффективность систем улавливания фтора на большинстве предприятий превышает 99 %. На крупных установках ЭФК при регламентном уровне выбросов фтора 52–55 г/т P_2O_5 достигаются фактические выбросы 20–40 г/т P_2O_5, что не уступает уровню современных европейских установок.
- Извлечение кремнефтористоводородной кислоты (H_2SiF_6) с возможностью переработки в товарные продукты — фтористый алюминий, кремнефтористый натрий и калий.
- Дополнительное потребление воды и электроэнергии. С целью сокращения расхода воды и снижения затрат на АО «Апатит» (Вологодская область) внедрена схема с частичным использованием рециркулирующего маточного раствора от производства фторида алюминия в системах абсорбции вакуум-выпарных установок производства ЭФК.

Эксплуатационные данные

Возможность варьирования объема производства товарной H_2SiF_6 за счет сокращения / наращивания объема нейтрализуемой.

Движущая сила для внедрения технологии

Экономическая целесообразность, снижение себестоимости основного продукта — ЭФК за счет получения и переработки H_2SiF_6 в товарные продукты. Межотраслевое взаимодействие по согласованию планов производства с потребителями фторида алюминия — производителями алюминия. Применимо для производств ЭФК, перерабатывающих фосфатное сырье с высоким содержанием фтора в объемах, позволяющих

проводить его экономически эффективную переработку с учетом высоких капитальных затрат на создание производств фтористых солей.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

- Технология в целом применима.
- Получение товарной кремнефтористоводородной кислоты возможно при наличии систем концентрирования ЭФК, а также наличия рынка сбыта продуктов переработки H_2SiF_6.
- Реализация технологии может оказаться экономически нецелесообразной в случае использования фосфатного сырья с низким содержанием фтора, например ковдорского апатитового концентрата.

4.4 Наилучшие доступные технологии

В настоящее время существует возможность дальнейшей модернизации представленных в 4.3 технологических схем с приростом мощности, снижением себестоимости продукции и уменьшением воздействия на окружающую среду.

В составе представленных технологий рекомендуется по ряду подпроцессов технологической схемы в качестве частных НДТ проводить мероприятия, приведенные в таблицах 4.5–4.7.

Сводные технологические показатели для ДГ- и ПГ-процессов представлены в таблице 4.8.

Таблица 4.5 – Описание технологических мероприятий

№ п. п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэф-фективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
1	2	3	4	5	6	7	8
1	Внедрение ПГ-процесса производства ЭФК с воздушным охлаждением пульпы и интенсификацией гидродинамического режима в экстракторах за счет установки циркуляторов пульпы	ДГ-процесс		Увеличение мощности в 1,5–3 раза от исходной в ДГ-процессе	Сокращение удельных расходов энергоресурсов — на 30–50 % по сравнению с ДГ-процессом	Ограничено при использовании низкосортного импортного фосфатного сырья	Модернизированные реактора и системы абсорбции, карусельные и ленточные вакуум-фильтры

№ п. п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэф-фективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
1	2	3	4	5	6	7	8
2	Внедрение технических мероприятий по улучшению качества фосфогипса и ФПГ, с использованием одного или нескольких методов, включающих: - стабилизацию технологического режима, - увеличение количества воды на промывку, - обработку или нейтрализацию кальцийсодержащим агентом; - перекристаллизацию сульфата кальция; - повышение pH другими способами,	ДГ и ПГ-процесс	Снижение содержания примесей в фосфогипсе и ФПГ, реакция водной вытяжки, близкая к нейтральной	—	—	В зависимости от качества фосфатного сырья. Технико-экономическая целесообразность	Дозаторы, транспортеры, питатели, фильтры
3	Перевод на использование в качестве охлаждающей воды осветленной воды системы гидроудаления фосфогипса	ДГ и ПГ-процесс	—	Снижение потребления оборотной воды цикла охлаждения в градирне	—	Наличие системы гидротранспорта фосфогипса	—

№ п. п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэф-фективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
1	2	3	4	5	6	7	8
4	Использование охлажденной осветленной воды из гипсонакопителя для конденсации паров в системах создания вакуума экстракции-фильтрации	ДГ и ПГ-процесс	—	Снижение температуры воды во внутреннем оборотном цикле, сокращение энергозатрат	Сокращение расхода оборотной воды внешнего цикла	Нет	—
5	Организация дозирования флокулянта в ЭФК перед осветлением	ДГ и ПГ-процесс	—	Улучшение качества ЭФК (снижение взвесей), увеличение межпромывочного пробега установки концентрирования ЭФК, стабилизация технологического процесса		Не выявлено	—
6	Организация сбора воды после ВВН и возврат ее в водооборот	ДГ и ПГ-процесс	—	Снижение удельной нормы расхода промышленной воды на 1,9 $м^3/т$ P_2O_5		Не выявлено	—
7	Ввод в работу узла осветления фосфорной кислоты	ДГ и ПГ-процесс	—	Улучшение качества ЭФК (снижение взвесей), увеличение межпромывочного пробега		Нет	Отстойник Дорра
8	Замена эрлифта для циркуляции пульпы на циркулятор	ДГ и ПГ-процесс	—	Снижение расхода сжатого воздуха		—	Циркулятор

Таблица 4.6 – Описание технических мероприятий

№ п/п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
1	2	3	4	5	6	7	8
1	Модернизация узлов фильтрации с установкой ленточных вакуум-фильтров	ДГ и ПГ-процесс	—	Снижение потребления электроэнергии за счет повышения производительности	Сокращение потерь P_2O_5 за счет стабилизации работы узлов фильтрации	Нет	Ленточные вакуум-фильтры
2	Переход на использование частотных преобразователей для насосов и др. оборудования	ДГ и ПГ-процесс	—	Снижение расхода электроэнергии	—	Нет	Частотные преобразо-ватели
3	Реконструкция автоматизированных систем управления технологическим процессом	ДГ и ПГ-процесс	Снижение за счет стабилизации показателей процесса	Снижение расхода энергоресурсов	Нет данных	Нет	Системно-аппаратные комплексы
4	Замена пароэжекторных насосов на водокольцевые	ДГ и ПГ-процесс	—	Снижение нормы расхода пара на 10 %	—	Экономическая целесообразность	Водокольцевые вакуум-насосы
5	Реконструкция системы абсорбции газов от экстрактора	ДГ и ПГ-процесс	Снижение концентрации фтора в воздухе рабочей зоны	Нет данных	Нет данных	Нет	Абсорбер типа АПС

№ п/п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
1	2	3	4	5	6	7	8
6	Реконструкция системы аспирации	ДГ и ПГ-процесс	Снижение запыленности в воздухе рабочей зоны	Нет данных	Нет данных	Нет	Нет данных
7	Реконструкция склада и системы передачи фосфатного сырья с внедрением мехтранспорта вместо пневмоподачи	ДГ и ПГ-процесс		Минимизация потерь фосфатного сырья, исключение расхода сжатого воздуха на передачу апатита		Нет	Ленточные транспортеры, элеваторы
8	Модернизация системы пневмотранспорта	ДГ и ПГ-процесс	Нет данных	Минимизация потерь фосфатного сырья, снижение расхода сжатого воздуха		Нет	Нет данных
9	Замена дозаторов фосфатного сырья	ДГ и ПГ-процесс	Нет данных	Стабилизация технологического процесса, увеличение производительности систем, снижение потерь фосфатного сырья		Нет	Ленточные высокоточные весовые дозаторы
10	Замена перемешивающих устройств	ДГ и ПГ-процесс	—	Стабилизация технологического процесса, снижение потерь фосфатного сырья, удельного расхода электроэнергии		Нет	Мешалки
11	Использование рукавных фильтров	ДГ и ПГ-процесс		—	Уменьшение потерь фосфатного сырья	Нет	Рукавные фильтры

Таблица 4.7 – Описание организационных мероприятий

№ п/п	Описание меры	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Эксплуатационные затраты
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбере-жение, отн. ед.	
1	Разработка технических условий на требуемый вид области применения фосфогипса (строительство, сельское хозяйство и др.)	ДГ и ПГ-процесс	Расширение области применения фосфогипса	—	—	—
2	Обучение производственного персонала. Внедрение обучающих тренажеров	ДГ и ПГ-процесс	Стабилизация технологических показателей процесса, снижение технологических потерь			Нет данных

Таблица 4.8 – Технологические показатели

Продукт	Технология	Технологические показатели НДТ	Энергоэффективность, ресурсосбережение		
			Энергоэффективность	Ресурсосбережение	Образование побочных продуктов
ЭФК	ДГ-процесс	Выбросы: Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор (F) < 0,12 кг/т P_2O_5	Расход: оборотной воды — < 153 м^3/т P_2O_5; теплоэнергии — < 6327 МДж/т P_2O_5; электроэнергии — < 230 кВт·ч/т P_2O_5	Норма расхода: фосфатного сырья — до 1,100 т P_2O_5/т P_2O_5; серной кислоты — до 3,04 т МНГ/т P_2O_5; воды в процесс — до 5 м^3/т P_2O_5	Фосфогипс при переработке: апатитовых концентратов — до 4,5 т/т P_2O_5 (в пересчете на сухой); фосфоритов — до 6,5 т/т P_2O_5 (в пересчете на сухой)
ЭФК	Полугид-ратный процесс	Выбросы: Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор (F) < 0,049 кг/т P_2O_5	Расход: оборотной воды — < 90 м^3/т P_2O_5; теплоэнергии — < 3038 МДж/т P_2O_5; электроэнергии — < 160 кВт·ч/т P_2O_5	Норма расхода: фосфатного сырья — до 1,070 т P_2O_5/т P_2O_5; серной кислоты — до 2,586 т МНГ/т P_2O_5; воды в процесс — до 4,6 м^3/т P_2O_5	ФПГ при переработке апатитовых концентратов — до 3,8 т/т P_2O_5 (в пересчете на сухой на выходе из технологического процесса)

4.4.1 Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий по производству фосфорной кислоты

Экономические аспекты реализации НДТ при производстве фосфорной кислоты приведены в таблице 4.9.

Таблица 4.9 – Экономические аспекты реализации НДТ по ЭФК

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Внедрение ПГ-процесса производства ЭФК с воздушным охлаждением пульпы и интенсификацией гидродинамического режима в экстракторах за счет установки циркуляторов пульпы	1500 млн руб. (по данным ООО ПГ «Фосфорит»*)	Сокращение энергопотребления на выпуск упаренной ЭФК — примерно в 2 раза по сравнению с ЭФК ДГ-процесса	Двух-трехкратное увеличение мощности единичной установки производства ЭФК, повышение концентрации неупаренной ЭФК, снижение энергозатрат на концентрирование и переработку ЭФК в удобрения	*Увеличение мощности до 400 тыс. т P_2O_5 в год. В объем реконструкции вошла установка нового ленточного вакуум-фильтра и системы конвейерной передачи фосфогипса на хранение
Модернизация узлов фильтрации с установкой ленточных вакуум-фильтров	300 млн руб. (по данным БФ АО «Апатит»**)	Снижение потребления электроэнергии за счет повышения производительности на 10–20 %	Повышение единичной мощности оборудования и производительности технологической системы, снижение энергозатрат	** Установка ленточного фильтра с полезной площадью фильтрации 115 м^2
Замена перемешивающих устройств на стадии экстракции	61 млн руб. (по данным ООО «ЕвроХим — Белореченские минудобрения»)	Снижение потребления электроэнергии за счет повышения производительности на 5–10 %	Стабилизация и повышение эффективности использования фосфатного сырья, сокращение потребления электроэнергии	Капитальные затраты на замену перемешивающих устройств на полугидратных системах ниже примерно в 2 раза

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Перевооружение склада фосфатного сырья цеха ЭФК с заменой пневмотранспорта на механический транспорт	274,2 млн руб. (капитальные затраты на строительство); 293,5 млн. руб. (капитальные затраты на ввод в эксплуатацию и НИОКР)		Происходит экономия сжатого воздуха	

4.5 Перспективные технологии производства фосфорной кислоты

В настоящее время практически единственной перспективной технологией, пригодной для переработки основного вида российского фосфатного сырья — хибинского апатитового концентрата, является дигидратно-полугидратный (ДГ-ПГ) процесс с двухступенчатой фильтрацией. Данная технология реализована в промышленном масштабе за рубежом (установка мощностью 180 тыс. т P_2O_5 в год с использованием в качестве сырья хибинского апатитового концентрата, около 80 % образуемого фосфогипса отгружается производителям стройматериалов) и усовершенствована на основании отечественных лабораторных исследований.

Принципиальная схема усовершенствованного ДГ-ПГ-процесса с двухступенчатой фильтрацией представлена на рисунке 4.5. Разложение фосфатного сырья происходит в условиях ДГ-процесса. Часть ДГ-пульпы подвергается разделению на вакуумном фильтре с получением продукционной кислоты 31–33 % P_2O_5. Непромытый осадок с фильтра и остальная часть ДГ-пульпы подаются в реактор ПГ-стадии, где при изменении условий процесса (ввод дополнительного количества серной кислоты, повышение температуры) происходит перекристаллизация дигидрата сульфата кальция в полугидрат. ПГ-пульпа разделяется на вакуум-фильтре с противоточной промывкой осадка, промывной раствор в качестве раствора разбавления возвращается на дигидратную стадию процесса. Благодаря перекристаллизации ДГ-ПГ происходит переход сокристаллизованного и частично неразложенного на дигидртаной стадии P_2O_5 в ЭФК, что увеличивает технологический выход до 98,5–99,2 %.

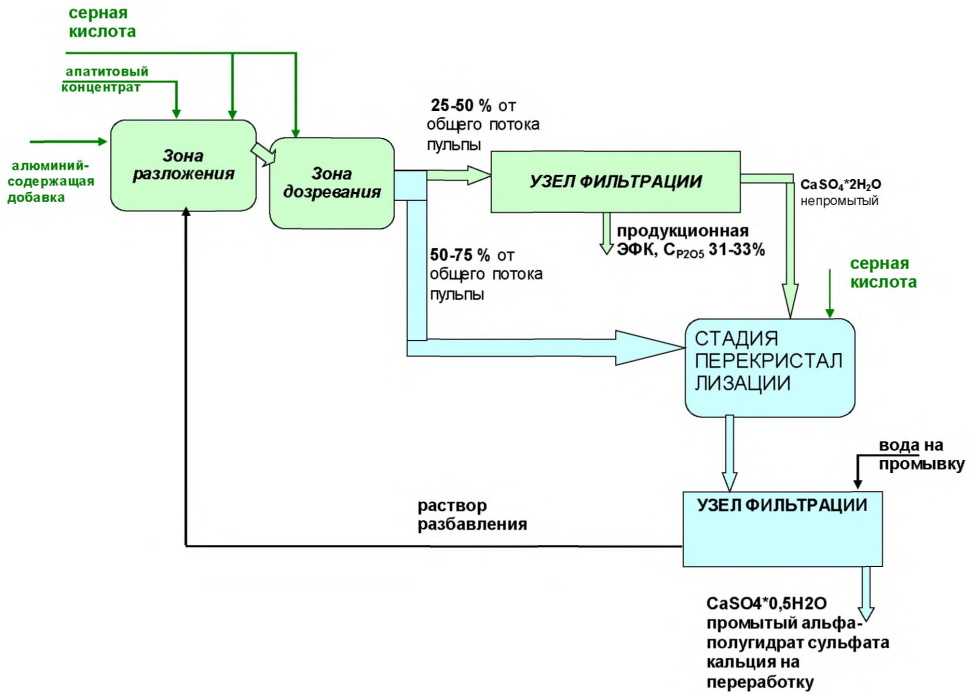


Рисунок 4.5 – Принципиальная схема ДГ-ПГ-процесса

При реализации ДГ-ПГ-процесса достигаются следующие экологические преимущества:

- получается относительно чистый побочный продукт — полугидрат сульфата кальция (содержание общего P_2O_5 — менее 0,5 %, водорастворимого фтора — менее 0,1 %);
- фосфогипс может применяться непосредственно для производства гипсовых вяжущих, гипсокартона или в качестве замедлителя схватывания цемента после ввода добавок (нейтрализующие агенты, ускорители регидратации) и естественной регидратации при хранении в отвале;
- высокий технологический выход P_2O_5 — 98,5–99,2 %.

Газовые эмиссии ДГ-ПГ-процесса находятся на уровне существующих для ДГ- и ПГ-процессов.

ДГ-ПГ-процесс применим для новых установок либо для коренной модернизации существующих с заменой основного оборудования, практически не имеет ограничений по типу используемого фосфатного сырья.

Экономические аспекты использования ДГ-ПГ-процесса:

- снижение себестоимости производства за счет реализации побочного продукта фосфогипса в качестве товарного после незначительной дообработки (сушка, домол, либо перекристаллизация в отвале);
- более высокие капитальные затраты по сравнению с одностадийными ДГ- и ПГ-процессами;
- снижение расхода сырья за счет увеличения выхода P_2O_5 в ЭФК по сравнению с одностадийными ДГ- и ПГ-процессами.

С учетом более высоких капитальных затрат реализация ДГ-ПГ-процесса требует обязательного выполнения технико-экономического обоснования с учетом транспортной составляющей. Внедрение ДГ-ПГ-процесса представляется экономически оправданным для регионов с развитой строительной индустрией и потреблением большого объема побочного продукта — ФПГ (наличие близлежащих цементных заводов, потребителей гипсовых вяжущих и т. п.), а также удаленных от источников фосфатного сырья, что требует его более глубокой переработки для повышения экономической эффективности основного производства. При положительных результатах технико-экономических расчетов срок реализации ДГ-ПГ-процесса со строительством новой системы может составить 1,5–2 года с учетом проектирования. По аппаратурному оформлению, используемому технологическому оборудованию и материалам ДГ-ПГ-процесс близок к успешно эксплуатируемому ПГ-процессу.

Принципиально в качестве перспективного возможно рассмотрение другого типа двойного процесса производства ЭФК — полугидратно-дигидратного (ПГ-ДГ). Данный процесс реализован за рубежом в промышленном масштабе и позволяет получать ЭФК с высоким содержанием P_2O_5 (40–52 %) непосредственно на стадии экстракции (без дополнительного концентрирования). Принципиальная схема ПГ-ДГ-процесса с двойной фильтрацией представлена на рисунке 4.6. Необходимость использования дополнительного фильтра и другого оборудования увеличивает затраты, но дает возможность сэкономить на упарке.

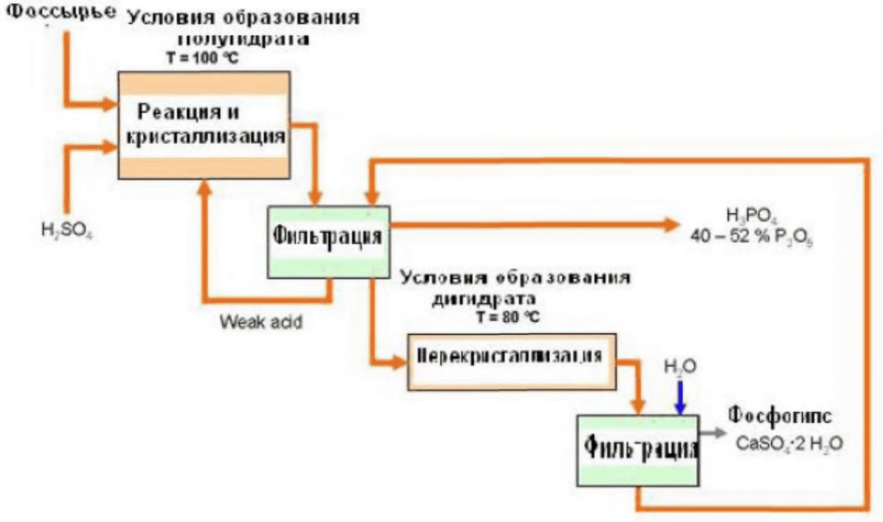


Рисунок 4.6 – Принципиальная схема ПГ-ДГ-процесса с двухступенчатой фильтрацией

Экономические аспекты реализации ПГ-ДГ-процесса:

- экономия энергии благодаря сокращению или исключению необходимости использования выпарного оборудования, если требуется концентрированная кислота для последующей переработки;

- высокий выход P_2O_5 — 98,5 %;
- высокие капитальные затраты.

ПГ-ДГ-процесс неприменим для основного типа фосфатного сырья, используемого в России, — хибинского апатитового концентрата. Вследствие наличия в сырье специфических примесей, существенно замедляющих процесс фазового перехода полугидрата в дигидрат сульфата кальция, экономически эффективная реализация ПГ-ДГ-процесса невозможна (требуется неприемлемо большой реакционный объем на стадии перекристаллизации). Для ковдорского апатитового концентрата применимость данного процесса требует уточнения с проведением комплекса лабораторных исследований. Для варианта переработки импортного фосфатного сырья (фосфоритов), ПГ-ДГ-процесс может иметь экономическую целесообразность по сравнению с одностадийными процессами, однако уступает ДГ-ПГ-процессу в части перспективного использования фосфогипса.

Очистка экстракционной фосфорной кислоты методом жидкостной экстракции трибутилфосфатом.

Способ используется для очистки экстракционной фосфорной кислоты (ЭФК) с получением очищенных фосфорных кислот (ОФК) различной квалификации, вплоть до пищевой. Технология основана на селективной экстракции фосфорной кислоты органическим экстрагентом, преимущественно, трибутилфосфатом (ТБФ).

В качестве исходной используется предварительно обессульфаченная до уровня содержания SO_4 0,3–0,4 % масс. и осветленная в тонкослойных отстойниках в присутствии флокулянта концентрированная экстракционная фосфорная кислота с содержанием P_2O_5 не менее 50 %. Суспензия после отстаивания возвращается в цикл производства слабой ЭФК, а осветлённая часть направляется на частичную аммонизацию и далее на очистку методом жидкостной экстракции циркулирующим в замкнутом цикле трибутилфосфатом в пульсационной колонне. Полученный экстракт (органическая фаза) разделяется на два потока: один используется для получения кислоты пищевого качества, другой — технического. Водная фаза (рафинат) с содержанием 22–24 % P_2O_5 смешивается с отработанным раствором после восстановления ТБФ и направляется для утилизации в производство фосфорсодержащих удобрений. Стадия промывки экстракта каждого потока осуществляется водой в пульсационных колоннах с получением промытого экстракта и промывной кислоты. Промытый экстракт направляется на стадию водной реэкстракции H_3PO_4, где образуются водный реэкстракт и ТБФ. Часть циркулирующего экстрагента (ТБФ) в количестве 2–4 % направляется на регенерацию аммонийсодержащим реагентом.

Реэкстракт узла технической кислоты (36–38 % P_2O_5) после смешения с промывной кислотой узла пищевой кислоты (28–32 % P_2O_5) концентрируется до 53–62,5 % P2O5 и отгружается в качестве технической ОФК.

Реэкстракт узла пищевой кислоты (28–32 % P_2O_5) концентрируется до 53–62,5 % P_2O_5 с одновременной доочисткой кислоты от остаточного фтора и ТБФ, после чего упаренная ОФК обесцвечивается с помощью перекиси водорода и/или активированного угля.

В зависимости от качества исходной ЭФК (содержания в ней примесей) возможны также дополнительные стадии очистки для удаления тяжелых металлов и фтора.

Технологическая схема очистки ЭФК является полностью безотходной, рафинат перерабатывается в производстве удобрений, предусматривается аспирация и абсорбционная водная очистка отходящих газов от соединений фтора. По продуктам очистки ЭФК методом жидкостной экстракции P_2O_5 обычно распределяется следующим образом: из 100 % P_2O_5, поступающих с исходной ЭФК, в виде технической ОФК образуется 60–62 %, в виде пищевой — около 7 %, с рафинатом выводится – 25 % P_2O_5.

Раздел 5. Производство азотной кислоты

Производство азотной кислоты как по общей мощности действующих производств, так и по объему выработки азотной кислоты — один из крупнейших в Российской Федерации комплексов химической промышленности.

В производствах азотных минеральных удобрений в настоящее время используется азотная кислота преимущественно с концентрацией 55–60 % и с концентрацией 46–49 % в относительно небольших количествах, которая вырабатывается на производствах, сооруженных более 50 лет назад и подлежащих выводу из эксплуатации.

Небольшая часть мощностей производств азотной кислоты предназначена для получения концентрированной азотной кислоты (98–99,5 % мнг. HNO_3) прямым синтезом или концентрированием разбавленной азотной кислоты с применением водоотнимающих веществ.

Сырьем для производства азотной кислоты служит аммиак, окисляемый в оксид азота NO кислородом атмосферного воздуха.

Разбавленная значительным количеством воды азотная кислота не подлежит транспортировке, является полупродуктом для переработки на общих с минеральными удобрениями предприятиях.

Водяной пар, вырабатываемый попутно при получении азотной кислоты с любой технологией, используется для собственных нужд и выдается в качестве энергетического потока для потребления другими производствами предприятия.

Производства азотной кислоты потребляют электроэнергию, питательную воду для котлов-утилизаторов, воду для подпитки водооборотных циклов и абсорбции оксидов азота, водяной пар, природный газ, АВС для пуска агрегатов и собственных нужд.

Производство азотной кислоты во всех агрегатах базируется на окислении газообразного аммиака кислородом воздуха на катализаторных сетках из сплава платины с родием и другими платиноидными металлами. В зависимости от примененного давления температура процесса окисления варьируется от 800 °С до 910 °С.

Процесс окисления аммиака происходит по основной реакции:

$4NH_3 + 5O_2 = 4NO + 6H_2O + 907{,}3$ кДж.

В зависимости от давления по основной реакции превращается в NO от 91 % до 97 % аммиака.

Побочные реакции:

$4NH_3 + 4O_2 = 2N_2O + 6H_2O + 1101$ кДж ;

$4NH_3 + 3O_2 = 4N_2 + 6H_2O + 1269$ кДж.

Далее в процессе получения азотной кислоты участвует NO.

Нитрозный газ охлаждается с 800–910 °С до не более 450 °С в котле-утилизаторе с выработкой водяного пара с давлением 1,667–3,923 МПа (абс.) и перегревом 250–440 °С.

До стадии абсорбции оксидов азота водой с образованием азотной кислоты нитрозный газ охлаждается до 40–50 °С в котлах-утилизаторах, холодильниках-конденсаторах и подогревателях выхлопного газа. В ходе охлаждения NO окисляется кислородом, содержащимся в нитрозном газе и добавочном воздухе, до NO_2 по реакции:

$2NO + O_2 = 2NO_2 + 123,5$ кДж.

Процесс кислотообразования идет в холодильниках-конденсаторах и абсорбционной колонне по реакции взаимодействия с водой:

$3NO_2 + H_2O = 2HNO_3 + NO + 148,8$ кДж.

Выделяющийся оксид азота (NO) окисляется кислородом нитрозного газа до диоксида NO_2 параллельно с образованием HNO_3, ступенчато, многократно повторяясь.

Выхлопной газ после абсорбционной колонны содержит до 0,05–0,15 об. % $NO + NO_2$ в зависимости от типа агрегатов и подвергается каталитической очистке от $NO + NO_2$ до содержания не более 0,005 об. %.

Процесс получения азотной кислоты сопровождается подпроцессами фильтрации атмосферного воздуха, газообразного аммиака, аммиачно-воздушной смеси, продувки азотной кислоты от растворенных оксидов азота перед подачей в складские хранилища, подготовки питательной воды перед подачей в котлы-утилизаторы.

В отрасли используются два типа технологии:

- с разными давлениями на стадиях окисления аммиака и абсорбции оксидов азота (индексы — агрегаты АК-72 и 1/3,5);
- с одним давлением на обеих стадиях (индекс — агрегаты УКЛ-7).

Отличительной особенностью отечественных технологий производства азотной кислоты в современных агрегатах УКЛ-7 средней мощности и крупнотоннажных АК-72 является применение природного газа.

Природный газ является одновременно топливом для выработки в агрегатах УКЛ-7 и АК-72 и источником дополнительного водяного пара.

В таблице 5.1 приведены сведения о предприятиях, производящих азотную кислоту в Российской Федерации, их названия, индексы агрегатов.

Таблица 5.1 – Предприятия — производители азотной кислоты

№ п/п	Наименование предприятия	Перечень используемых технологий								
		Агрегат индекс АК-72, годовая проектная мощность — 380 тыс. т HNO_3			Агрегат индекс УКЛ-7, годовая проектная мощность — 120 тыс. т HNO_3			Агрегат индекс 1/3,5, годовая проектная мощность — 45 тыс. т HNO_3		
		Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)
1	АО «Апатит» (Вологодская область)	—	—	—	3	1987	360 (44,4)	—	—	—
2	«Акрон», ПАО	2	1979 1984	900 (115)	5		600 (74)	—	—	—
3	«Дорогобуж», ПАО (Смоленская обл., Дорогобужский район, п. Верхнеднепровский)	2	1979 1981	760 (97)	3	1975 1983 1984	360 (14,4)	—	—	—
4	АО «НАК «Азот» (Тульская обл., г. Новомосковск)	—	—	—	9	1972 (1÷3) 1974 (4÷6) 1981 (7) 1982 (8, 9)	1080 (133,2)	11	1961 (1, 2) 1962 (3, 4) 1963 (5) 1965 (6, 7) 1970 (8÷11)	495 (58,85)
5	АО «Воскресенские минудобрения» (Московская обл., г. Воскресенск)	—	—	—	—	—	—	4*	1970	185 (21,4)
6	АО «Минудобрения» (Воронежская обл., г. Россошь)	2	1979 1984	760 (97)	—	—	—	—	—	—

№ п/п	Наименование предприятия	Перечень используемых технологий								
		Агрегат индекс АК-72, годовая проектная мощность — 380 тыс. т HNO_3			Агрегат индекс УКЛ-7, годовая проектная мощность — 120 тыс. т HNO_3			Агрегат индекс 1/3,5, годовая проектная мощность — 45 тыс. т HNO_3		
		Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)
7	АО «Невинномысский Азот» (Ставропольский край, г. Невинномысск)	—	—	—	10	1972 (3÷6) 1973 (1, 2) 1977 (7, 8) 2015 (9;10)	1200 (148)	7	1962(1–5) 1964 (7–8)	315 (37,45)
8	Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ» (Пермский край, г. Березники)	—	—	—	10	1975 (1÷4) 1984 (5÷8) 1987 (9÷10)	1200 (148)	—	—	—
9	КАО «Азот» (Кемеровская обл., г. Кемерово)	2	1980 1984	760 (97)	—	—	—	—	—	—
10	Филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» (Кировская обл., г. Кирово-Чепецк)	2	1982 1983	760 (97)	5	1978 (1) 1979 (2,3) 1988 (4,5)	600 (74)	—	—	—
11	ООО «Ангарский Азотно-туковый завод» (Иркутская обл., г. Ангарск-5)	—	—	—	—	—	—	5	1962	225 (26,75)
12	АО «Мелеузовские минеральные удобрения» (Республика Башкортостан, г. Мелеуз)	—	—	—	5	1982 (1, 2) 1985 (3÷5)	600 (74)	—	—	—

№ п/п	Наименование предприятия	Перечень используемых технологий								
		Агрегат индекс АК-72, годовая проектная мощность — 380 тыс. т HNO_3			Агрегат индекс УКЛ-7, годовая проектная мощность — 120 тыс. т HNO_3			Агрегат индекс 1/3,5, годовая проектная мощность — 45 тыс. т HNO_3		
		Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)
13	АО «Аммоний» (Республика Татарстан, г. Менделеевск)	—	—	—	3	1989	360 (14,4)	—	—	—
14	ПАО «КуйбышевАзот» (Самарская обл., г. Тольятти)	—	—	—	2	2017 2020	120 (15) 130 (16,25)**	11	1965	465 (55)

* Агрегаты выведены из работы.

** Агрегат будет введен в работу.

5.1 Описание технологических процессов, применяемых в настоящее время при производстве азотной кислоты

5.1.1 Агрегат АК-72

Схема технологического процесса производства азотной кислоты на агрегате АК-72 приведена на рисунке 5.1.

Сжатый воздух разделяется на два потока, из которых основной поток направляется в аппараты окисления аммиака, а второй поток в продувочную колонну.

Жидкий аммиак испаряется за счет тепла циркулирующей воды, затем очищается в фильтре, нагревается и смешивается с воздухом в смесителе, встроенном в контактный аппарат. Аммиачно-воздушная смесь подвергается дополнительной очистке в фильтре, встроенном в контактный аппарат.

Окисление аммиака осуществляется в контактном аппарате на катализаторных сетках.

Горячий нитрозный газ охлаждается последовательно в котле-утилизаторе, экономайзере, подогревателе химически очищенной воды, холодильнике-конденсаторе. Охлажденный нитрозный газ поступает в газовый промыватель, где отмывается от нитрит-нитратных солей и отделяется от сконденсировавшейся слабой азотной кислоты, направляется в нитрозный нагнетатель, сжимается, затем последовательно охлаждается в подогревателе питательной воды, холодильнике-конденсаторе и поступает в абсорбционную колонну. Абсорбционная колонна орошается очищенной водой и азотной кислотой из газового промывателя. Продукционная 60 %-ная азотная кислота поступает в продувочную колонну, где из нее воздухом отдувают растворенные оксиды азота, и далее самотеком направляется в хранилища склада.

Выхлопной газ из абсорбционной колонны направляется в подогреватель и далее поступает в реактор каталитической очистки, где на двухступенчатом катализаторе при избытке природного газа происходит восстановление оксидов азота до азота с одновременным нагревом выхлопного газа до 780 °С. Содержание NO_x в очищенном выхлопном газе после реактора не превышает 0,005 об. %. Горячий выхлопной газ направляется в рекуперационную газовую турбину. Энергия расширения горячего выхлопного газа расходуется на сжатие воздуха и нитрозного газа. Расширенный выхлопной газ из турбины поступает в подогреватель неочищенного выхлопного газа, охлаждается и выбрасывается через выхлопную трубу в атмосферу.

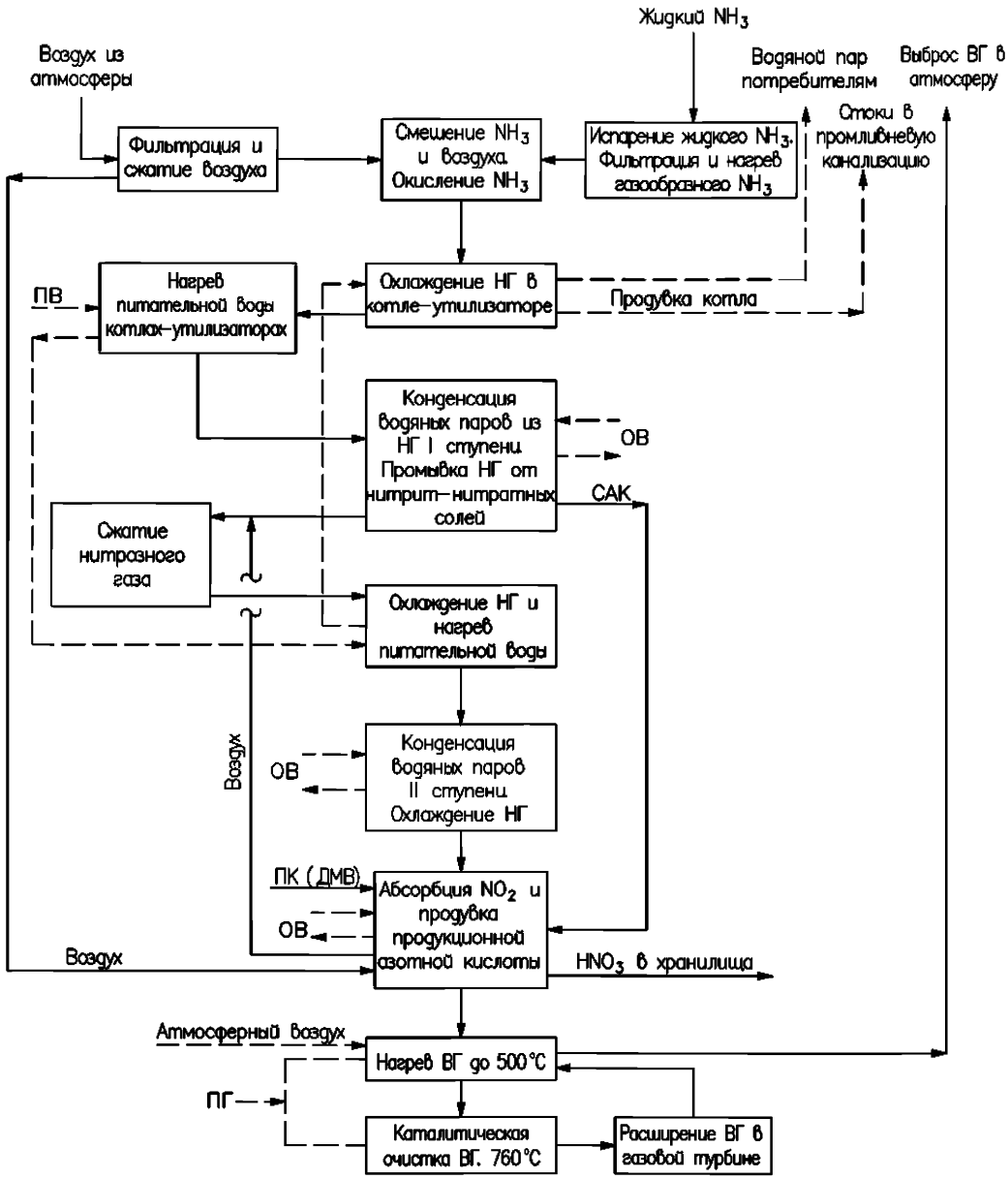


Рисунок 5.1 – Схема технологического процесса АК-72

Описание технологического процесса приведено в таблице 5.2, материальный баланс — в таблице 5.3, энергетический баланс — в таблице 5.4, перечень основного оборудования — в таблице 5.5.

Таблица 5.2 – Описание технологического процесса АК-72

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии (наименование)
Атмосферный воздух	Фильтрация и сжатие воздуха	Сжатый атмосферный воздух	Фильтр воздуха Осевой воздушный компрессор в составе ГТТ-12	Отработанные фильтровальные материалы Отработанное турбинное масло
Жидкий аммиак Сжатый воздух Охлажденная циркуляционная вода	Испарение жидкого аммиака под давлением Фильтрация от мехпримесей и нагрев газообразного аммиака	Газообразный аммиак Сжатый воздух Охлажденная вода	Испарители, фильтр, теплообменник	Отработанные фильтровальные материалы
Газообразный аммиак Сжатый воздух	Смешение аммиака и воздуха Окисление аммиака кислородом воздуха до NO	Нитрозный газ Содержание NO до 9,5 об. %	Реактор (контактный аппарат)	
Нитрозный газ Питательная вода	Охлаждение нитрозного газа в котле-утилизаторе и в экономайзере с выработкой водяного пара	Нитрозный газ Перегретый водяной пар	Котел-утилизатор Экономайзер	
Питательная химочищенная вода Нитрозный газ	Охлаждение нитрозного газа Нагрев питательной недеаэрированной воды	Нитрозный газ Питательная вода	Подогреватель химочищенной воды	—

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии (наименование)
Нитрозный газ Охлаждающая оборотная вода	Конденсация водяных паров нитрозного газа с образованием азотной кислоты Промывка кислоты нитрозным газом от аэрозолей нитрит-нитратных солей, отделение азотной кислоты от нитрозного газа	Нитрозный газ Слабая азотная кислота с концентрацией 35–37 об. %	Холодильник-конденсатор Газовый промыватель	—
Нитрозный газ	Сжатие нитрозного газа	Нитрозный газ	Нитрозный нагнетатель в составе комплексного машинного агрегата ГТТ-12	
Сжатый нитрозный газ Питательная деаэрированная вода	Охлаждение нитрозного газа и нагрев деаэрированной питательной воды	Нитрозный газ Питательная вода	Витой теплообменник Подогреватель питательной воды высокого давления	—
Нитрозный газ Охлаждающая оборотная вода	Охлаждение нитрозного газа (II ступень) Конденсация водяных паров с образованием азотной кислоты	Нитрозный газ Азотная кислота с концентрацией 58–60 % HNO_3 Оборотная вода	Кожухотрубчатый теплообменник	—
Нитрозный газ Конденсат HNO_3 Паровой конденсат Охлаждающая оборотная вода Сжатый воздух	Абсорбция NO_2 Продувка азотной кислоты	Выхлопной газ Продукционная 58–60 %-ная кислота Оборотная вода	Абсорбционная колонна Продувочная колонна	—

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии (наименование)
Выхлопной неочищенный газ Топочные газы Очищенный выхлопной газ из турбины	Нагрев выхлопного газа	Выхлопной неочищенный газ на каталитическую очистку Очищенный выхлопной газ в атмосферу	Двухзонный подогреватель с топкой и конвективным теплообменником	Выхлопной газ в атмосферу с содержанием NO_x до 0,008 об. %
Неочищенный выхлопной газ Природный газ АВС	Каталитическая очистка выхлопного газа около 760 °С природным газом	Очищенный выхлопной газ в газовую турбину	Высокотемпературный реактор с катализатором АПК-2	

Таблица 5.3 – Материальный баланс

Расход				Выход			
Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3		Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3	
		Мин.	Макс.			Мин.	Макс.
Технологический процесс получения азотной кислоты							
Аммиак	т	0,287	0,294	Азотная кислота, концентрация 60 масс. % HNO_3	т	1,667	1,667
Воздух	т	4,95	5,07				
Паровой конденсат на абсорбцию	т	0,326	0,340	Выхлопной газ после абсорбции	т	3,896	4,037
Всего		5,563	5,704	Всего		5,563	5,704
Процесс выработки водяного пара							
Питательная вода (химочищенная, обессоленная)	т	1,445	1,585	Водяной перегретый пар	т	1,4	1,5
				Непрерывная продувка в канализацию	т	0,045	0,085
Всего		1,445	1,585	Всего		1,445	1,585

Таблица 5.4 – Энергетический (тепловой баланс)

Приход тепла				Расход тепла			
Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3		Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3	
		Мин.	Макс.			Мин.	Макс.
Природный газ Энергетический эквивалент: теплотворная способность 1 ст. $м^3$ – 8000 ккал	$м^3$ тыс. ккал	83 664	85 680	Водяной перегретый пар	тыс. ккал	1105	1185
				Нагрев оборотной воды на 8 °С	тыс. ккал	960	1040
Тепло химических реакций	тыс. ккал	1915	1930	Выхлопной газ в атмосферу	тыс. ккал	230	250
Тепло питательной воды t=30 °С	тыс. ккал	54	57				
Тепло атмосферного воздуха	тыс. ккал	24,0	24,8	Азотная кислота t = 50 °С	тыс. ккал	68,0	68,0
				Испарение жидкого аммиака	тыс. ккал	86,0	88,0
Всего		2657	2692	Всего		2449	2631
				Потери		208 (7,8 %)	61 (2,3 %)

Таблица 5.5 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Фильтр атмосферного воздуха	Нестандартный аппарат Фильтрующие элементы	+	—	Очистка атмосферного воздуха от механических примесей	Фильтры грубой и тонкой очистки
Компрессор для сжатия воздуха	В составе ГТТ-12	+	—	Сжатие воздуха	Q = 200 тыс. $м^3$/ч
Испаритель жидкого аммиака	Теплообменник ИТГ-500	+	—	Испаритель жидкого аммиака	Трубчатый теплообменник
Реактор окисления аммиака (контактный аппарат)		+	—	Окисление NH_3 кислородом воздуха до NO Смешение и очистка аммиачно-воздушной смеси	Фильтрующий материал — комплексный фильтрующий пакет
Котел-утилизатор с экономайзером на нитрозном газе	Тип КН 80/40	+	—	Утилизация тепла нитрозного газа для выработки водяного пара	Производительность — 80 т/ч перегретого пара Секции котла-утилизатора расположены в силовом корпусе реактора окисления
Подогреватель химочищенной обессоленной воды	Нестандартный теплообменник	+	—	Утилизация тепла нитрозного газа в подогревателе питательной воды	Трубчатый теплообменник Нагрев питательной воды

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Холодильник-конденсатор I ступени	Нестандартный теплообменник	+	—	Охлаждение нитрозного газа оборотной водой Конденсация водяных паров нитрозного газа с образованием азотной кислоты	Горизонтальный трубчатый теплообменник В трубках — нитрозный газ, в межтрубном пространстве — оборотная вода
Промыватель нитрозного газа	Нестандартный аппарат	+	—	Промывка нитрозного газа от аэрозолей нитрит-нитратный солей циркулирующей азотной кислотой, образующейся в аппарате	Вертикальный аппарат, снабжен ситчатыми тарелками
Нитрозный нагнетатель	В составе ГТТ-12	+	—	Сжатие нитрозного газа	Центробежный компрессор с четырьмя ступенями Q = 190 тыс. $м^3$/ч Степень сжатия — 3,2
Подогреватель питательной воды	Нестандартный аппарат	+	—	Охлаждение нитрозного газа, нагрев питательной воды	Витой теплообменник В трубках — питательная вода, межтрубное пространство — нитрозный газ
Холодильник-конденсатор II ступени	Нестандартный теплообменник	+	—	Охлаждение нитрозного газа перед оборотной водой абсорбционной колонной	Горизонтальный трубчатый теплообменник В трубках — нитрозный газ, в межтрубном пространстве — оборотная вода
Абсорбционная колонна	Нестандартный аппарат	+	—	Абсорбция оксидов азота с образованием продукционной азотной кислоты	Колонна с $45^{b/o}$ ситчатыми тарелками, из них 25 — с охлаждающими оборотной водой змеевиками
Продувочная колонна	Нестандартный аппарат	+	—	Отдувка горячим воздухом растворенных в продукционной кислоте оксидов азота	Колонна с 4 тарелками ситчатого типа

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Подогреватель выхлопного газа	Нестандартный аппарат Тип ПВГ-1200	+	—	Нагрев выхлопного газа на входе в реактор каталитической очистки теплом очищенного, расширенного в газовой турбине выхлопного газа и природного газа, сжигаемого в топочной части	Двухзонный аппарат печного типа 1-я зона — нагрев неочищенного выхлопного газа в конвективном теплообменнике, обогреваемом очищенным выхлопным газом 2-я зона — радиальный теплообменник, обогреваемый топочными газами от 16™ горелок
Реактор каталитической очистки выхлопного газа	Нестандартный аппарат	+	+	Очистка выхлопного газа после абсорбции от остатков NO_x путем их восстановления природным газом на палладированном катализаторе АПК-2 при температуре около 780 °С	Горизонтальный реактор с внутренней корзиной для катализатора, с вертикальным смесителем выхлопного газа с природным газом и АВС при пуске
Газовая турбина	В составе ГТТ-12 Турбина высокого и низкого давления	+	—	Рекуперация энергии выхлопного газа, нагретого на входе до 780 °С, с раширением до давления, близкого к атмосферному	Турбина с разрезным валом

5.1.2 Агрегат АК-72М

Схема технологического процесса производства азотной кислоты на агрегате АК-72М приведена на рисунке 5.2.

Модернизация агрегата АК-72 осуществляется с целью повышения надежности оборудования и схемы в целом, уменьшения простоев и повышения степени утилизации тепла нитрозного газа.

Комплексное устранение недостатков в агрегате АК-72М достигается исключением из схемы высокотемпературной каталитической очистки выхлопного газа; осуществлением его нагрева от 50 °С до 780 °С в подогревателе теплом очищенного, расширенного в газовой турбине выхлопного газа и природного газа, сжигаемого в топочной части; применением селективной очистки выхлопного газа аммиаком; установкой паровых турбин на обоих валах газотурбинного агрегата.

В агрегате АК-72М достигается более глубокая абсорбция оксидов азота за счет использования холода испаряющегося жидкого аммиака для отвода тепла на верхних тарелках (с 10-й по 25-ю) вместо охлаждения нитрозного газа перед нагнетателем. Охлаждение 10–25-й тарелок абсорбционной колонны водой при температуре 16 °С позволяет снизить содержание оксидов азота в выхлопном газе после колонны.

Вследствие установки второго экономайзера в котле-утилизаторе и увеличения в 1,8 раза поверхности теплообмена подогревателя питательной воды достигается более глубокая утилизация тепла нитрозного газа; снижается потребление пара на внутренние нужды; соответственно, увеличивается выработка пара в агрегате и выдача его сторонним потребителям. Кроме того, примерно на 30 % снижается расход оборотной воды, а энергозатраты в целом снижаются на 15 %.

Описание технологического процесса приведено в таблице 5.6, материальный баланс — в таблице 5.7, энергетический баланс — в таблице 5.8, перечень основного оборудования — в таблице 5.9.

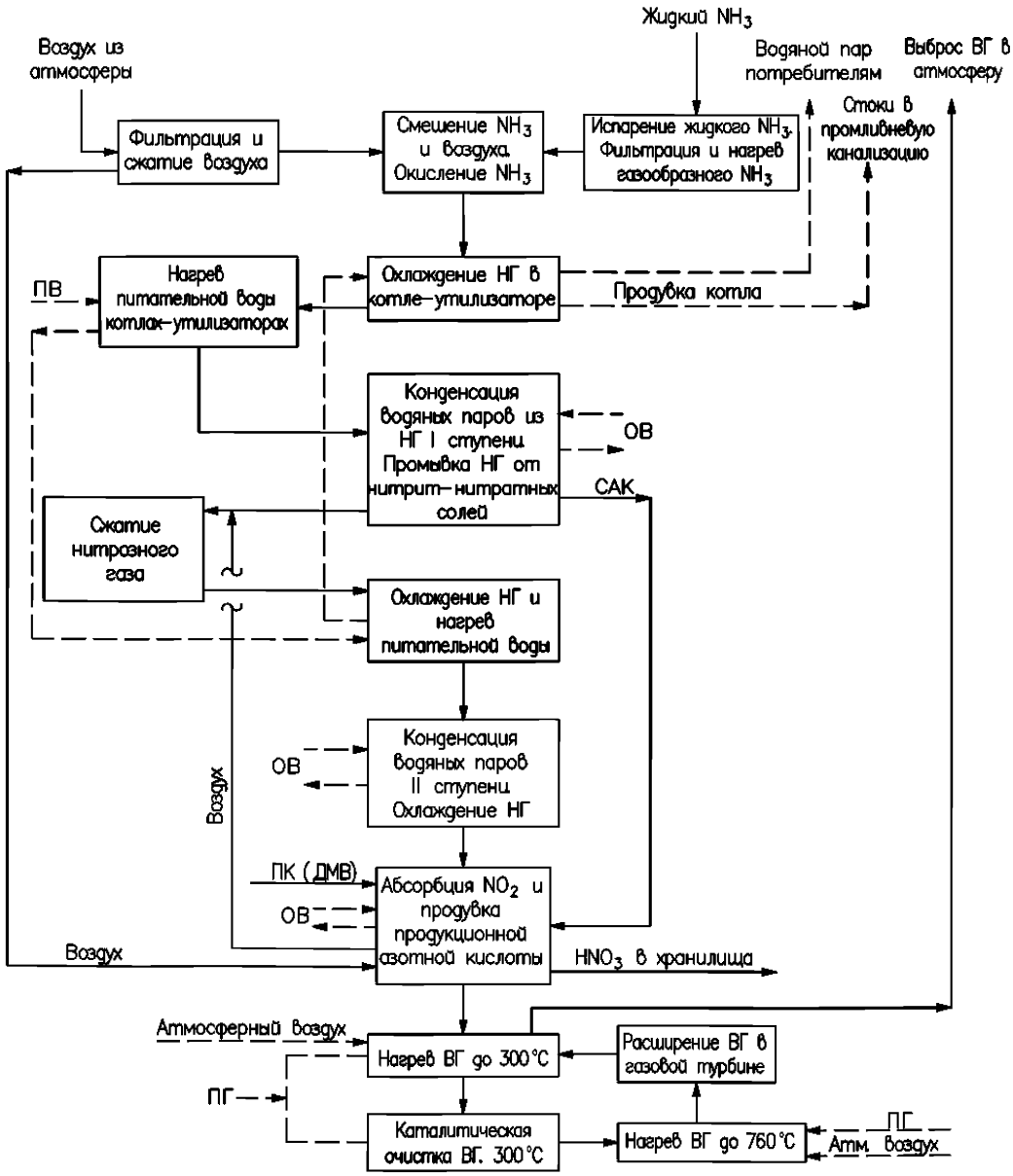


Рисунок 5.2 – Схема технологического процесса АК-72М

Таблица 5.6 – Описание технологического процесса АК-72М

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии и отходы (наименование)
Атмосферный воздух	Фильтрация и сжатие воздуха	Сжатый атмосферный воздух	Фильтр воздуха Осевой воздушный компрессор в составе ГТТ-12 (КМА-2)	Отработанные фильтровальные материалы Отработанное турбинное масло
Жидкий аммиак Сжатый воздух Охлажденная циркуляционная вода	Испарение жидкого аммиака под давлением Фильтрация от мехпримесей Нагрев газообразного аммиака	Газообразный аммиак Сжатый воздух Охлажденная вода	Испарители, фильтр, теплообменник	Отработанные фильтровальные материалы

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии и отходы (наименование)
Газообразный аммиак Сжатый воздух	Смешение аммиака и воздуха Окисление аммиака кислородом воздуха до NO	Нитрозный газ Содержание NO до 9,5 об. %	Реактор (контактный аппарат)	Катализаторные сетки
Нитрозный газ Питательная вода	Охлаждение нитрозного газа в котле-утилизаторе и в экономайзерах с выработкой водяного пара	Нитрозный газ Перегретый водяной пар	Котел-утилизатор Экономайзер	—
Питательная химочищенная вода Нитрозный газ	Охлаждение нитрозного газа Нагрев питательной недеаэрированной воды	Нитрозный газ Питательная вода	Подогреватель химочищенной воды	—
Нитрозный газ Охлаждающая оборотная вода	Конденсация водяных паров нитрозного газа с образованием азота Промывка кислоты нитрозным газом от аэрозолей нитрит-нитратных солей, отделение азотной кислоты от нитрозного газа	Нитрозный газ Слабая азотная кислота с концентрацией 35–37 об. %	Холодильник-конденсатор	—
Нитрозный газ	Сжатие нитрозного газа	Нитрозный газ	Нитрозный нагнетатель в составе комплексного машинного агрегата ГТТ-12 (или КМА -2)	—
Сжатый нитрозный газ Питательная деаэрированная вода	Охлаждение нитрозного газа и нагрев деаэрированной питательной воды	Нитрозный газ Питательная вода	Витой теплообменник Подогреватель питательной воды высокого давления	—
Нитрозный газ Охлаждающая оборотная вода	Охлаждение нитрозного газа Конденсация водяных паров с образованием азотной кислоты II ступень охлаждения нитрозного газа	Нитрозный газ Азотная кислота с концентрацией 60 % HNO_3 Оборотная вода	Кожухотрубчатый теплообменник	—

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии и отходы (наименование)
Нитрозный газ Конденсат азотной кислоты Паровой конденсат Охлаждающая вода Сжатый воздух	Абсорбция NO_2 Продувка азотной кислоты	Выхлопной газ на подогрев Продукционная 60 %-ная кислота Оборотная вода	Колонный аппарат (45 ситчатых тарелок, из них 25 охлаждаются водой)	—
Выхлопной неочищенный газ Природный газ Атмосферный воздух Очищенный выхлопной газ из турбины	Нагрев выхлопного газа	Выхлопной неочищенный газ на каталитичес-кую очистку Очищенный выхлопной газ в атмосферу	Двухзонный подогреватель с топкой и конвективным теплообменни-ком	Выхлопной газ в атмосферу с содержанием NO_x до 0,008 об. %
Неочищенный выхлопной газ из подогревателя Аммиак	Каталитическая очистка выхлопного газа аммиаком	Очищенный выхлопной газ на нагрев	Низкотемпературный реактор с катализатором АМЦ	Катализатор насыпной
Очищенный выхлопной газ в подогреватель Природный газ Атмосферный воздух	Нагрев выхлопного газа до 760 °С	Очищенный выхлопной газ в турбину		
Очищенный выхлопной газ из турбины	Охлаждение выхлопного газа	Выброс в атмосферу	Двухзонный подогреватель с топкой и конвективным теплообменником	

Таблица 5.7 – Материальный баланс

Расход				Выход			
Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3		Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3	
		Мин.	Макс.			Мин.	Макс.
Технологический процесс получения азотной кислоты							
Аммиак	т	0,287	0,294	Кислота азотная, концентрация 60 масс. % HNO_3	т	1,667	1,667
Воздух	т	4,95	5,07				
Паровой конденсат на абсорбцию	т	0,326	0,340	Выхлопной газ после абсорбции	т	3,896	4,037
Всего		5,563	5,704	Всего		5,56	5,704
Процесс выработки водяного пара							
Питательная вода (химочищен-ная, обессоленная)	т	1,445	1,575	Водяной перегретый пар	т	1,4	1,5
				Непрерывная продувка в канализацию	т	0,045	0,075
Всего		1,445	1,575	Всего		1,445	1,575

Таблица 5.8 – Энергетический (тепловой) баланс

Приход тепла				Расход тепла			
Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3		Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3	
		Мин	Макс			Мин	Макс
Природный газ Энергетичес-кий эквивалент: теплотворная способность 1 ст. $м^3$– 8000 ккал	$м^3$ тыс. ккал	83 664	85 680	Водяной перегретый пар	тыс. ккал	1127	1220
				Нагрев оборотной воды на 8 °С	тыс. ккал	984	1065
Тепло химических реакций	тыс. ккал	1915	1930	Выхлопной газ в атмосферу	тыс. ккал	247	260
Тепло питательной воды t=30 °С	тыс. ккал	54	57				
Тепло атмосферного воздуха	тыс. ккал	24,0	24,8	Азотная кислота *t* = 50 °С	тыс. ккал	75	74
				Испарение жидкого аммиака	тыс. ккал	94	94
Всего		2740	2776,8	Всего		2527	2713
				Потери		213 (7,8 %)	63,8 (2,3 %)

Таблица 5.9 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Фильтр атмосферного воздуха	Нестандартный аппарат Фильтрующие элементы	+	—	Очистка атмосферного воздуха от механических примесей	Фильтры грубой и тонкой очистки
Компрессор для сжатия воздуха	В составе КМА-2	+	—	Сжатие воздуха	Q=200 тыс. $м^3$/ч

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Испаритель жидкого аммиака	Теплообменник ИТГ-500	+	—	Испаритель жидкого аммиака	Трубчатый теплообменник
Реактор окисления аммиака (контактный аппарат)		+	—	Окисление NH_3 кислородом воздуха до NO Смешение и очистка аммиачно-воздушной смеси	Фильтрующий материал — комплексный фильтрующий пакет
Котел-утилизатор с экономайзерами на нитрозном газе	Тип КН 80/40	+	—	Утилизация тепла нитрозного газа для выработки водяного пара	Производительность — 80 т/ч перегретого пара Секции котла-утилизатора расположены в силовом корпусе реактора окисления
Подогреватель химочищенной обессоленной воды	Нестандартный теплообменник	+	—	Утилизация тепла нитрозного газа в подогревателе питательной воды	Трубчатый теплообменник Нагрев питательной воды
Холодильник-конденсатор I ступени	Нестандартный теплообменник	+	—	Охлаждение нитрозного газа оборотной водой Конденсация водяных паров нитрозного газа с образованием азотной кислоты	Горизонтальный трубчатый теплообменник В трубках — нитрозный газ, в межтрубном пространстве — оборотная вода
Промыватель нитрозного газа	Нестандартный аппарат	+	—	Промывка нитрозного газа от аэрозолей нитрит-нитратный солей циркулирующей азотной кислотой, образующейся в аппарате	Вертикальный аппарат, снабжен ситчатыми тарелками

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Нитрозный нагнетатель	В составе КМА-2	+	—	Сжатие нитрозного газа	Центробежный компрессор с четырьмя ступенями Степень сжатия — 3,2
Подогреватель питательной воды	Нестандартный аппарат	+	—	Охлаждение нитрозного газа, нагрев питательной воды	Витой теплообменник В трубках — питательная вода, межтрубное пространство — нитрозный газ
Холодильник-конденсатор II ступени	Нестандартный теплообменник	+	—	Охлаждение нитрозного газа оборотной водой перед абсорбционной колонной	Горизонтальный трубчатый теплообменник В трубках — нитрозный газ, в межтрубном пространстве — оборотная вода
Абсорбционная колонна	Нестандартный аппарат	+	—	Абсорбция оксидов азота с образованием продукционной азотной кислоты	Колонна с 45 ситчатыми тарелками, из них 25 — с охлаждающими оборотной водой змеевиками
Продувочная колонна	Нестандартный аппарат	+	—	Отдувка горячим воздухом растворенных в продукционной кислоте оксидов азота	Колонна с 4 тарелками ситчатого типа

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Подогреватель выхлопного газа	Нестандартный аппарат Тип БНГ-172	+	—	Нагрев выхлопного газа на входе в реактор каталитической очистки теплом очищенного, расширенного в газовой турбине выхлопного газа и природного газа, сжигаемого в топочной части	Двухзонный аппарат печного типа 1-я зона — нагрев неочищенного выхлопного газа в конвективном теплообменнике, обогреваемом очищенным выхлопным газом 2-я зона — радиальный теплообменник, обогреваемый топочными газами от 16 горелок
Реактор каталитической очистки выхлопного газа	Нестандартный аппарат	+	+	Очистка выхлопного газа после абсорбции от остатков NO_x путем их восстановления аммиаком на алюмомедьцинковом катализаторе АМЦ при 300 °С	Горизонтальный реактор с внутренней корзиной для катализатора, с вертикальным смесителем выхлопного газа с природным газом и АВС при пуске
Газовая турбина	В составе КМА-2 Турбина высокого и низкого давления	+	—	Рекуперация энергии выхлопного газа, нагретого на входе до 760 °С, с расширением до давления, близкого к атмосферному	Турбина с разрезным валом

5.1.3 Агрегат УКЛ-7–76

Схема технологического процесса производства азотной кислоты на агрегате УКЛ-7–76 приведена на рисунке 5.3.

Жидкий аммиак испаряется за счет тепла водяного пара в испарителе, проходит фильтр, нагревается водяным паром и далее направляется на смешение со сжатым очищенным от механических примесей воздухом.

Смешение аммиака с воздухом происходит в смесителе с фильтром. Здесь образуется аммиачно-воздушная смесь (АВС), которая подвергается дополнительной очистке от механических примесей.

Очищенная АВС поступает на катализаторные сетки контактного аппарата, где аммиак окисляется кислородом воздуха с образованием NO, паров воды и азота. Образующийся при окислении аммиака нитрозный газ поступает в котел-утилизатор, на котором установлен контактный аппарат. В котле-утилизаторе вырабатывается водяной пар.

После котла-утилизатора нитрозный газ проходит окислитель, где происходит окисление NO в NO_2, подогреватель «хвостового» газа, где он охлаждается за счет передачи тепла выхлопному газу перед каталитической очисткой, холодильники-конденсаторы, где он охлаждается и освобождается от основной массы реакционной влаги. Окисленный нитрозный газ из холодильников-конденсаторов поступает в нижнюю часть абсорбционной колонны. Азотная кислота с концентрацией не менее 55 % поступает в абсорбционную колонну самотеком.

Орошение тарелок абсорбционной колонны осуществляется чистой водой (конденсатом водяного пара, химочищенной водой, химобессоленной водой, конденсатом сокового пара из производства аммиачной селитры, кислым конденсатом из производства концентрированной азотной кислоты, при недостаточном количестве конденсата сокового пара, может дополнительно приниматься паровой конденсат из заводской сети). Тепло образования азотной кислоты отводится оборотной водой, которая циркулирует в змеевиках, расположенных на тарелках колонны.

Продукционная азотная кислота из абсорбционной колонны с концентрацией не менее 58 % HNO_3 самотеком направляется в продувочную колонну, где из кислоты воздухом выдуваются растворенные оксиды азота. Отбеленная азотная кислота из продувочной колонны попадает на склад азотной кислоты или на прямую в производство минеральных удобрений.

Смесь воздуха с оксидами азота после отдувки из продувочной колонны поступает в абсорбционную колонну.

Выходящий из абсорбционной колонны хвостовой газ направляется в подогреватели, где нагревается за счет тепла нитрозного газа, далее в него подается аммиак, и смесь поступает в реактор селективной каталитической очистки, где на алюмованадиевом катализаторе происходит восстановление остаточных оксидов азота до азота. Очищенный хвостовой газ поступает на окончательный подогрев в камеру сгорания турбины газотурбинного агрегата. Топочные газы, нагревающие очищенный хвостовой газ, образуются путем сгорания природного газа в токе воздуха. Смесь очищенного хвостового газа и топочных газов направляется в рекуперационную газовую турбину. Энергия расширения горячего хвостового газа расходуется на сжатие воздуха. Отработанный в тур-

бине газ направляется в котел-утилизатор для дальнейшего рекуперативного охлаждения. Котел предназначен для получения перегретого пара. Очищенный хвостовой газ, пройдя газовый тракт котла, выбрасывается через выхлопную трубу в атмосферу.

Описание технологического процесса приведено в таблице 5.10, материальный баланс — в таблице 5.11, энергетический баланс — в таблице 5.12, перечень основного оборудования — в таблице 5.13.

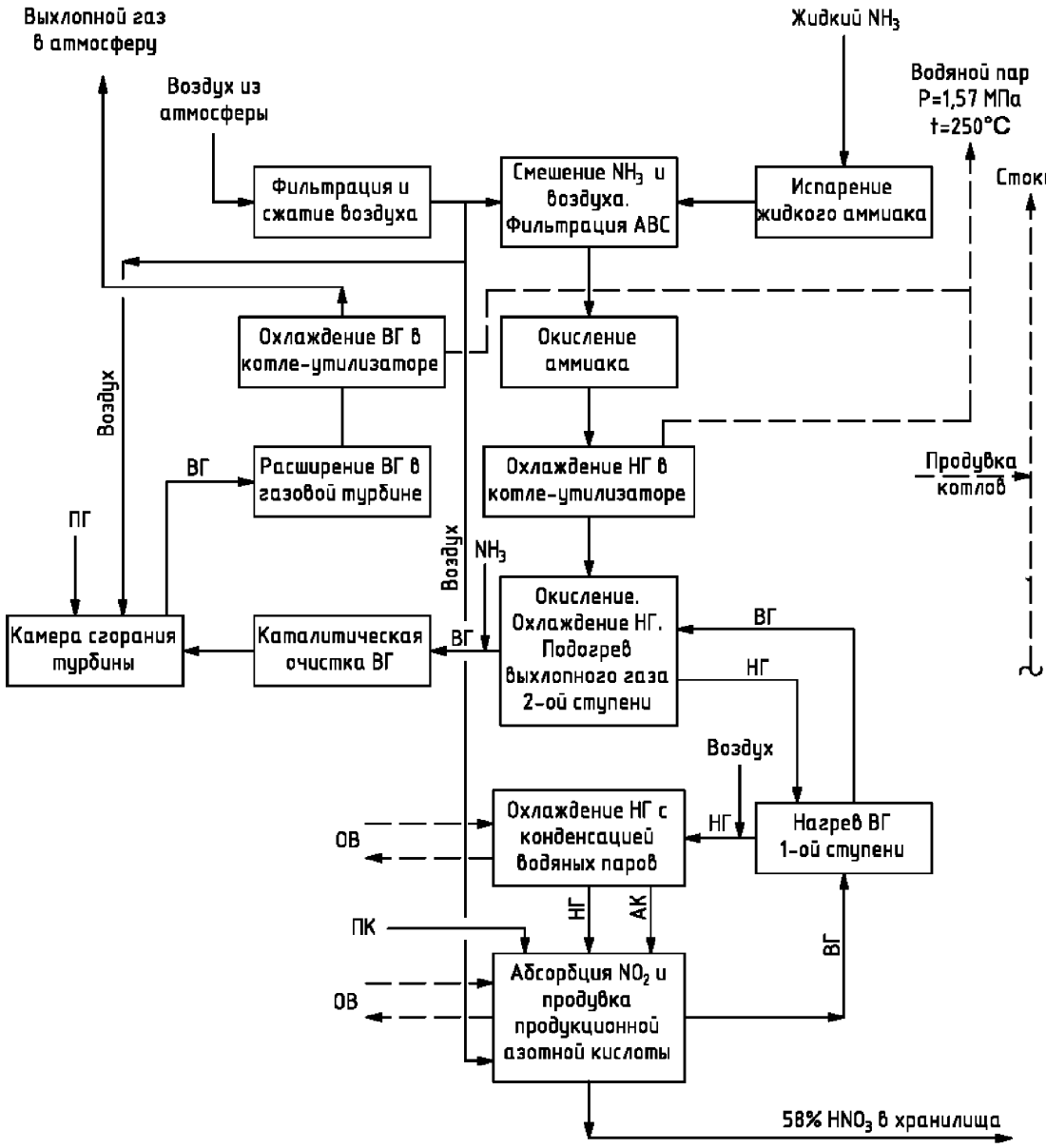


Рисунок 5.3 – Описание схемы технологического процесса в агрегате УКЛ-7–76 с селективной каталитической очисткой хвостового газа

Таблица 5.10 – Описание технологического процесса УКЛ-7

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии и отходы (наименование)
Атмосферный воздух	Фильтрация и сжатие воздуха	Сжатый атмосферный воздух	Фильтр воздуха Осевой воздушный компрессор в составе ГТТ-3М Нагнетатель	Отработанные фильтровальные материалы Отработанное турбинное масло
Жидкий аммиак Водяной пар	Испарение жидкого аммиака Фильтрация от мех. примесей Нагрев газообразного аммиака	Газообразный аммиак Паровой конденсат	Испаритель с паровым обогревом, фильтр, теплообменник с паровым обогревом	—
Газообразный аммиак Сжатый воздух	Смешение аммиака и воздуха, фильтрация аммиачно-воздушной смеси (АВС)	Аммиачно-воздушная смесь	Смеситель с фильтром АВС	Отработанные фильровальные материалы
Аммиачно-воздушная смесь (АВС)	Окисление аммиака кислородом воздуха до NO на платиновом катализаторе	Нитрозный газ	Реактор окисления аммиака (контактный аппарат)	
Нитрозный газ Питательная вода	Охлаждение нитрозного газа в котле-утилизаторе с выработкой перегретого водяного пара	Нитрозный газ Перегретый водяной пар	Горизонтальный котел-утилизатор, пароперегреватель	
Нитрозный газ Хвостовой газ	Окисление NO в NO_2 Охлаждение нитрозного газа Нагрев хвостового газа перед каталитической очисткой	Хвостовой газ, Нитрозный газ	Окислитель, подогреватель выхлопного газа	
Нитрозный газ Оборотная вода Сжатый воздух	Охлаждение нитрозного газа с конденсацией водяных паров и образованием азотной кислоты	Обезвоженный окисленный нитрозный газ Азотная кислота с концентрацией 55 % Оборотная вода	Вертикальные холодильники-конденсаторы с подачей воды в трубки	

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии и отходы (наименование)
Обезвоженный окисленный нитрозный газ Азотная кислота с концентрацией 55 % Сжатый воздух Конденсат водяного пара Оборотная вода	Абсорбция оксидов азота водой с образованием азотной кислоты	Продукционная азотная кислота с концентрацией 58 % HNO_3 Хвостовой газ	Абсорбционная колонна с ситчатыми тарелками, продувочная колонна	
Хвостовой газ Аммиак	Каталитическая очистка хвостового газа от остатков NO_x аммиаком	Очищенный хвостовой газ	Реактор каталитической очистки	
Очищенный хвостовой газ Природный газ Сжатый воздух	Нагрев очищенного хвостового газа в камере сгорания природного газа	Очищенный хвостовой газ	Камера сгорания	
Очищенный хвостовой газ	Рекуперация энергии сжатого хвостового газа для привода компрессора воздуха	Расширенный хвостовой газ	Газовая турбина в составе ГТТ-3М	
Хвостовой газ Питательная вода	Утилизация тепла расширенного хвостового газа для получения водяного пара	Очищенный хвостовой газ Перегретый водяной пар	Горизонтальный газотрубный котел-утилизатор с экономайзером	NO_x, NH_3

Таблица 5.11 – Материальный баланс

Расход				Выход			
Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3		Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3	
		Мин.	Макс.			Мин.	Макс.
Технологический процесс получения азотной кислоты							
Аммиак	т	0,300	0,304	Кислота азотная, концентрация 58 % HNO_3 масс	т	1,724	1,724
Сжатый воздух	т	5,23	5,27				
Паровой конденсат на абсорбцию	т	0,15	0,350	Хвостовой газ после абсорбции	т	3,956	4,20
Всего		5,68	5,924	Всего		5,68	5,924
Процесс выработки водяного пара							
Питательная вода (химочищенная, деминерализованная)	т	1,903	2,52	Водяной перегретый пар P = 1,57 МПа, t = 230–250 °С	т	1,803	2,08
				Непрерывная продувка в канализацию	т	0,10	0,44
Всего		1,903	2,52	Всего		1,903	2,52

Таблица 5.11 – Энергетический баланс

Приход				Расход			
Наименование	Ед. измере-ния	На 1 т мнг HNO_3		Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3	
		Мин.	Макс.			Мин.	Макс.
Природный газ Энергетичес-кий эквивалент: теплотворная способность 1 ст. $м^3$ — 8000 ккал	$м^3$ тыс. ккал	68 752	97 776	Водяной перегретый пар	тыс. ккал	1150	1370
				Нагрев оборотной воды на 8 °С	тыс. ккал	1100	1210
Воздух сжатый	тыс. ккал	6	6,097		тыс. ккал	260	274

Приход				Расход			
Наименование	Ед. измере-ния	На 1 т мнг HNO_3		Наименование	Единица измерения	На 1 т мнг HNO_3	
		Мин.	Макс.			Мин.	Макс.
Тепло химических реакций	тыс. ккал	2002	2028	Хвостовой газ после абсорбции			
Тепло питательной воды t=30 °С	тыс. ккал	63	66,0				
Тепло атмосферного воздуха	тыс. ккал	29	29,2	Азотная кислота t = 50 °С	тыс. ккал	60,0	64 ,0
				Всего		2730	2918
Всего		2920	3002,3	Потери	тыс. ккал	190	84,3

Таблица 5.12 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Фильтр атмосферного воздуха	Нестандартный аппарат Фильтрующие элементы	+	—	Очистка атмосферного воздуха от механических примесей	Фильтрующие элементы с неткаными материалами из ультратонких волокон
Газовый технологический турбокомпрессор	ГТТ-3М	+	—		Производительность до 87000 $м^3$/ч
Испаритель жидкого аммиака	Кожухотрубчатый теплообменник	+	—	Испаритель жидкого аммиака	Горизонтальный кожухотрубчатый теплообменник с U-образными трубками
Реактор окисления аммиака (контактный аппарат)		+	—	Окисление NH_3 кислородом воздуха до NO	Аппарат вертикальный цилиндрический с коническими днищами Внутри аппарата расположены катализаторные сетки из платиновых сплавов на поддерживающих устройствах

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Котел-утилизатор нитрозного газа	КУН-24, Г-335БП, Г-420БПЭ	+	—	Утилизация тепла нитрозного газа для выработки водяного пара	Горизонтальный двухходовой по газу цилиндрический аппарат с вынесенным паросборником
Окислитель с подогревателем выхлопного газа 2-й ступени				Утилизация тепла нитрозного газа	Вертикальный цилиндрический аппарат с U-образными трубками
Подогреватель выхлопного газа		+	—	Подогрев выхлопного газа нитрозным газом	Горизонтальный кожухотрубчатый теплообменник
Холодильник-конденсатор		+	—	Охлаждение нитрозного газа оборотной водой Конденсация водяных паров нитрозного газа с образованием азотной кислоты	Вертикальный одноходовой кожухотрубчатый теплообменник
Абсорбционная колонна	Нестандартный аппарат	+	—	Абсорбция оксидов азота с образованием продукционной азотной кислоты	Снабжена 47 ситчатыми тарелками
Продувочная колонна		+	—	Отдувка окислов азота из продукционной кислоты горячим воздухом	Снабжена 3 ситчатыми тарелками
Реактор каталитической очистки выхлопного газа	Нестандартный аппарат	+	+	Очистка выхлопного газа после абсорбции от остатков NO_x путем их восстановления аммиаком на катализаторе	Вертикальный цилиндрический аппарат
Котел-утилизатор на выхлопном газе	КУГ-66, Г-400ПЭ	+	—	Утилизация тепла очищенного хвостового газа для выработки водяного пара	Горизонтальный одноходовой котел

5.1.4 Агрегат 1/3,5

Схема технологического процесса производства азотной кислоты на агрегате 1/3,5 приведена на рисунке 5.4.

Воздух очищается от механических примесей в фильтре и поступает в воздуходувку. В нее же подается газообразный аммиак. Аммиачно-воздушная смесь (АВС) сжимается и подается в контактный аппарат, работающий под разрежением. Предварительно АВС нагревается нитрозным газом из котла-утилизатора, выходящим из подогревателя АВС.

Выход оксида азота от количества окисляемого аммиака составляет не менее 96 %.

Далее в процессе получения азотной кислоты участвует NO.

Нитрозный газ охлаждается в котле-утилизаторе с выработкой водяного пара. Далее нитрозный газ охлаждается в подогревателе газообразного аммиака и в холодильниках-промывателях. Одновременно с охлаждением нитрозного газа в холодильниках-промывателях происходит конденсация паров реакционной воды и частичное окисление окиси азота в двуокись. Охлажденный нитрозный газ сжимается в нагнетателе, после чего проходит окислитель части NO в NO_2 и затем поступает в подогреватели выхлопного газа, в которых охлаждается за счет нагревания выхлопного газа.

Процесс кислотообразования идет в холодильниках-конденсаторах и абсорбционной колонне. Выделяющийся оксид азота NO окисляется кислородом до диоксида NO_2 параллельно с образованием HNO_3, ступенчато, многократно повторяясь.

На нижней тарелке абсорбционной колонны кислота достигает концентрации не ниже 46 %. Полученная в колонне азотная кислота поступает на отдувку воздухом растворенных в ней оксидов азота. Содержание растворенных оксидов азота после продувки — не выше 0,15 %. Отбеленная кислота самотеком выдается в хранилища продукционной азотной кислоты.

Хвостовой газ после абсорбционной колонны подвергается процессу каталитической очистки от остатка NO + NO_2.

Описание технологического процесса 1/3,5 приведено в таблице 5.14, перечень основного оборудования — в таблице 5.15.

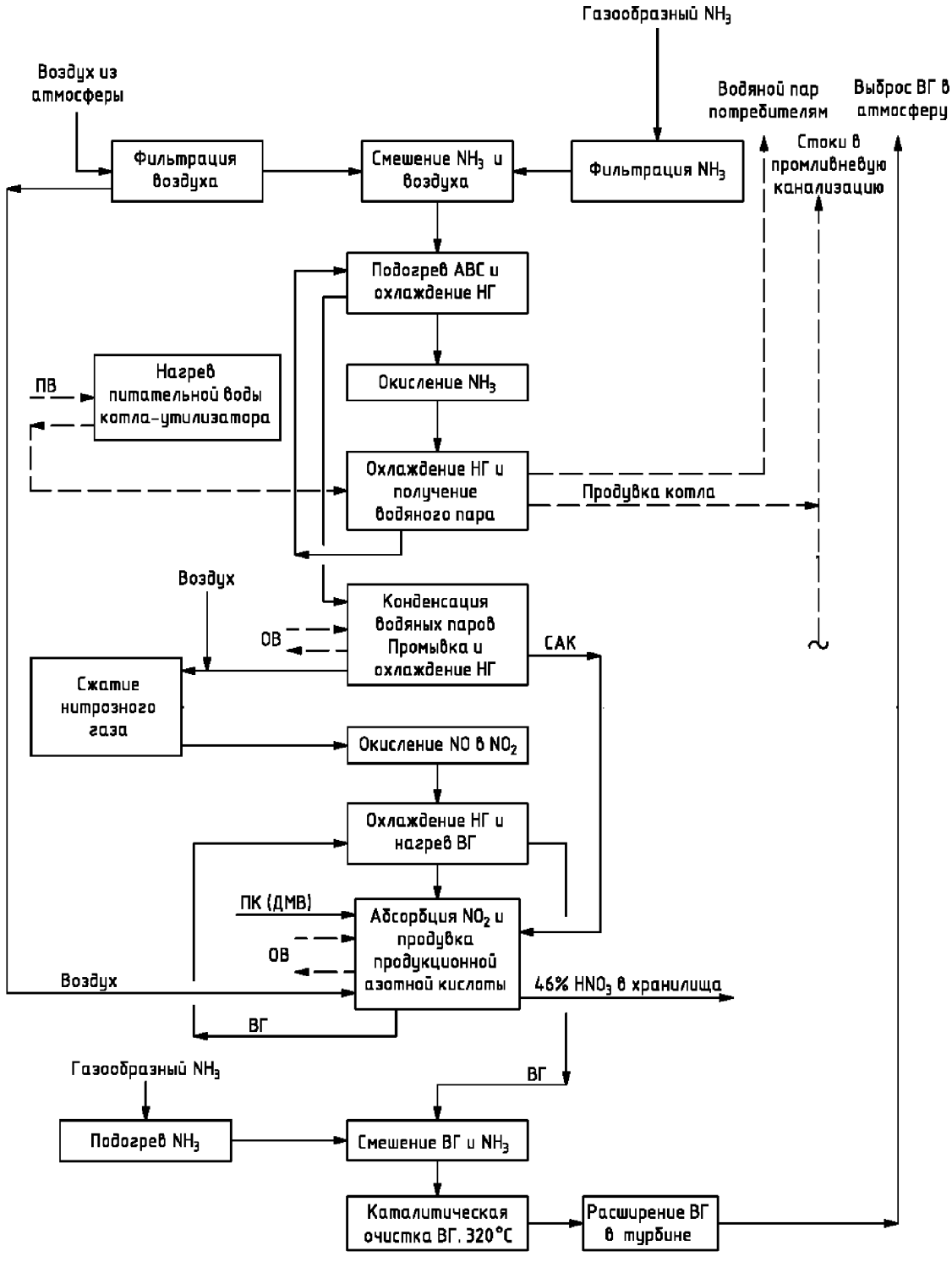


Рисунок 5.4 – Описание схемы технологического процесса в агрегате 1/3,5 с селективной каталитической очисткой хвостового газа

Таблица 5.13 – Описание технологического процесса 1/3,5

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии и отходы (наименование)
Атмосферный воздух	Очистка атмосферного воздуха	Атмосферный воздух, очищенный от механических примесей	Аппарат очистки воздуха	Отработанные фильтровальные материалы
Газообразный аммиак	Фильтрация аммиака	Газообразный аммиак, очищенный от механических примесей и масла	Фильтр аммиака	Отработанные фильтровальные материалы
Аммиачно-воздушная смесь	Окисление аммиака	Нитрозный газ	Контактный аппарат	—
Деаэрированная вода	Утилизация тепла реакции, получение пара	Перегретый пар	Котел-утилизатор	—
Аммиачно-воздушная смесь (АВС) Нитрозный газ	Нагрев АВС	АВС Нитрозный газ	Подогреватель аммиачно-воздушной смеси	—
Нитрозный газ	Охлаждение и промывка газа	Нитрозный газ Конденсат азотной кислоты	Газовый холодильник-промыватель	—
Нитрозный газ	Сжатие нитрозного газа	Нитрозный газ	Нагнетатель нитрозного газа (турбокомпрессор)	—
Нитрозный газ	Доокисление оксидов азота	Нитрозный газ	Окислитель	—
Нитрозный газ Питательная вода Конденсат азотной кислоты	Абсорбция оксидов азота водой	Азотная кислота, хвостовой газ	Абсорбционная колонна	—
Азотная кислота Воздух	Продувка азотной кислоты от оксидов азота	Азотная кислота	Продувочная колонна	—
Азотная кислота	Хранение азотной кислоты	Азотная кислота	Хранилище азотной кислоты	—

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии и отходы (наименование)
Аммиак Хвостовой газ	Каталитическая очистка хвостовых газов	Очищенный хвостовой газ	Реактор каталитической очистки	NO_x, NH_3

Таблица 5.14 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Аппарат для очистки атмосферного воздуха	Нестандартный аппарат	+	—	Очистка атмосферного воздуха от механических примесей	Состоит из тарельчатого пенного промывателя с 3 решетчатыми тарелками и рукавного матерчатого фильтра
Фильтр газообразного аммиака	Нестандартный аппарат	+	—	Очистка газообразного аммиака от механических примесей и масла	Состоит из 15 матерчатых секций, заключенных в общий кожух
Турбогазодувка	Тип ТГ-450–1,08	+	—	Транспортирование аммиачно-воздушной смеси в контактные аппараты	
Подогреватель аммиачно-воздушной смеси		+	—	Подогрев аммиачно-воздушной смеси перед контактными аппаратами за счет тепла нитрозного газа	Вертикальный кожухотрубный аппарат
Реактор окисления аммиака (контактный аппарат)	Нестандартный аппарат	+	—	Окисление NH_3 кислородом воздуха до NO на катализаторе	Комбинированный аппарат с картонным фильтром, установлен непосредственно на паровом котле-утилизаторе Контактный аппарат состоит из усеченных конусов, соединенных цилиндрической частью

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Паровой котел-утилизатор	Тип УС-2,6/39	+	—	Утилизация тепла нитрозного газа для выработки водяного пара	Состоит из двух экономайзеров, испарителя пароперегревателя и сепарационной системы
Газовый холодильник-промыватель		+	—	Охлаждение нитрозного газа и частичная конденсация водяного пара с образованием азотной кислоты, промывка нитрозного газа от аммонийных солей	В корпусе установлены 3 ситчатые тарелки, которые снабжены охлаждающими змеевиками
Турбокомпрессор нитрозного газа	Тип Н-540-41-1	+	—	Компримирование нитрозного газа перед подачей на абсорбционную колонну	Снабжен рекуперационной газовой турбиной
Окислитель		+	—	Окисление окиси азота в двуокись	Полый вертикальный аппарат цилиндрической формы
Подогреватель выхлопного газа		+	—	Охлаждение нитрозного газа перед абсорбционной колонной и подогрев хвостового газа перед рекуперационной турбиной	Кожухотрубчатый двухходовой подогреватель с U-образными трубками
Абсорбционная колонна	Нестандартный аппарат	+	—	Абсорбция оксидов азота из нитрозного газа с образованием продукционной азотной кислоты	Колонна с 40 ситчатыми тарелками, которые снабжены охлаждающими змеевиками для отвода тепла
Продувочная колонна	Нестандартный аппарат	+	—	Отдувка окислов азота, растворенных в продукционной кислоте	Вертикальный аппарат с 4 колпачковыми тарелками барботажного типа
Смеситель		+	—	Смешение аммиака и хвостового нитрозного газа перед подачей на реактор селективной очистки	Вертикальный цилиндрический аппарат

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Реактор каталитической очистки выхлопного газа	Нестандартный аппарат	+	+	Восстановление оксидов азота на ванадиевом катализаторе (АОК) до элементарного азота и воды. Восстановление непрореагировавшего аммиака на железохромовом катализаторе (СТК) до азота и воды	Вертикальный цилиндрический аппарат
Хранилище азотной кислоты		+	—	Хранение азотной кислоты	Цилиндрическая емкость

5.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду

5.2.1 Основные расходные коэффициенты

Основные расходные коэффициенты приведены в таблицах 5.16 и 5.17.

Таблица 5.15 – Расход сырья, материалов и энергоресурсов агрегатов АК-72; АК-72М; УКЛ-7; 1/3,5 на 1 т мнг HNO_3

Наименование	Единица измерений	АК-72		АК-72М		УКЛ-7		1/3,5	
		Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.
Аммиак	т	0,287	0,295	0,2865	0,292	0,300	0,306	0,286	0,293
Катализатор платиновый (безвозвратные потери)	г	0,062	0,125	0,120	0,125	0,090	0,15	0,034	0,047
Катализатор палладированный АПК-2 (безвозвратные потери палладия)	г	0,026	0,05	—	—	—	—	—	—
Алюмоцинкмедный катализатор АМЦ	г	—	—	5,8	14				
Алюмованадиевый катализатор	г	—	—	—	—	5	10	4,5	7
Неплатиновый катализатор	г (литр)	—	—	—	—	(0,00018)	—	0,352	2,5
Электроэнергия	кВт·ч	14,5	51	14,3	46	9	97	290	380
Газ природный, Q = 8000 ккал/ст. $м^3$	ст. $м^3$	83	87	36	82	68	115	—	—
Конденсат водяного пара на орошение абсорбционных колонн	т	0,340	0,370	0,34	0,35	0,15	2	0,67	1,2
Вода обессоленная	т	1,5	2,1	1,64	2,0	1,903	2,4	0,3	1,5
Оборотная вода	$м^3$	117	130	110	120	118,9	170	170	200
Водяной пар (выдача)	Гкал	1,0	1,09	0,974	1,244	1,0	1,54	0,05	0,1

Таблица 5.16 – Выход продукции агрегатов АК-72; АК-72М; УКЛ-7; 1/3,5 на 1 т мнг HNO_3

Наименование	Единица измерений	АК-72		АК-72М		УКЛ-7		1/3,5	
		Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.
Азотная кислота АК-72 (АК-72М): 58–60 % HNO_3 УКЛ-7: 55–58 % HNO_3 1/3,5: 46–48 % HNO_3	т	1,667	1,724	1,667	1,724	1,724	1,818	2,083	2,174

5.2.2 Выбросы в атмосферу

В действующих агрегатах АК-72, АК-72М УКЛ-7 и 1/3,5 кардинально решена проблема минимализации выброса оксидов азота с выхлопным/хвостовым газом. Все производства оснащены аппаратами каталитической очистки, обеспечивающими содержание NO_x не более 0,006 об. %, что в несколько раз ниже, чем в производствах большинства агрегатов стран Европейского союза и других стран. Сохранены выхлопные трубы с высотой не менее 100 м, что позволяет обеспечить рассеивание выхлопного/хвостового газа в случае аварийной остановки машинных агрегатов и по другим причинам.

5.2.3 Обращение со сточными водами

Постоянные сточные воды, загрязненные азотной кислотой, отсутствуют. Хранилища и другие емкости установлены в поддонах с объемом, предотвращающим попадание закисленных вод в объекты окружающей среды. Они откачиваются с возвратом в технологический процесс.

Постоянный сток — продувка котлов-утилизаторов — представляет собой горячую воду с содержанием минеральных солей природного происхождения, охлаждается и направляется на подпитку водооборотных циклов, сокращая потребление свежей воды. Часть продувки может сбрасываться в канализацию.

5.2.4 Отходы производства

Отработанные катализаторы в основной своей массе являются ценным сырьем, в связи с чем возвращаются поставщикам на аффинаж для извлечения драгоценных металлов (платины, палладия и др.) для повторного использования. Катализаторы не содержащие драгметаллов утилизируются либо захороняются.

Отработанные масла подлежат регенерации и используются повторно либо передаются на переработку.

Отработанные фильтровальные ткани подлежат обезвреживанию или захоронению, или передаче сторонним организациям.

Уровни эмиссий при производстве азотной кислоты приведены в таблицах 5.18–5.29.

Таблица 5.17 – Выбросы при производстве азотной кислоты на агрегатах АК-72

Выбросы										
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники выброса	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее			Минимальное	Максимальное	Среднее
Выхлопной газ: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т		—	—	Выхлопная труба	Высокотемпературная каталитическая очистка	0,27	1,15	0,65
Аммиак, (NH_3)							0,021	0,46	0,24

Таблица 5.18 – Обращение со сточными водами при производстве азотной кислоты на агрегатах АК-72

Сточные воды										
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники сброса	Направление сбросов (в водный объект, в системы канализации)	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее				Минимальное	Максимальное	Среднее
Промывные воды оборудования: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л				Оборудование, трубопроводы	Система канализации	Очистные сооружения		5 10	
Смывные воды: Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л				Отделение абсорбции	Система канализации	Очистные сооружения		10	

Таблица 5.19 – Отходы при производстве азотной кислоты на агрегатах АК-72

Отходы производства и потребления											
Наименование отходов	Класс опасности	Единица измерений	Объем и (или) масса образования отходов до очистки в расчете на тонну продукции			Источники образования	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса размещенных отходов в расчете на тонну продукции		
			Минимальное	Максимальное	Среднее			Минимальное	Максимальное	Среднее
Отработанные масла	3	кг/т	0,01	0,044	0,015	Масло системы агрегатов	Регенерация/утилизация			
Катализаторы и контактные массы отработанные	4	кг/т	0,00002	0,0214	0,011	Отделение очистки выхлопного газа, реактор каталитической очистки, контактный аппарат	Размещение и регенерация/переработка на специализированных предприятиях			

Таблица 5.20 – Выбросы при производстве азотной кислоты на агрегатах АК-72М

Выбросы									
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники выброса	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее взвешенное			Минимальное	Максимальное	Среднее
Выхлопной газ: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	—	—	—	Выхлопная труба	Селективная каталитическая очистка	0,123	0,541	0,332
Аммиак (NH_3)							0,074	0,162	0,111

Таблица 5.21 – Обращение со сточными водами при производстве азотной кислоты на агрегатах АК-72М

Сточные воды											
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники сброса	Направление сбросов (в водный объект, в системы канализации)	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее				Минимальное	Максимальное	Среднее взвешенное
Промывные воды оборудования: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л				Оборудование, трубопроводы	Система канализации	Очистные сооружения		5 10	
Смывные воды: Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л				Отделение абсорбции	Система канализации	Очистные сооружения		10	

Таблица 5.22 – Отходы при производстве азотной кислоты на агрегатах АК-72М

Отходы производства и потребления											
Наименование отходов	Класс опасности	Единица измерений	Объем и (или) масса образования отходов до очистки в расчете на тонну продукции			Источники образования	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса размещенных отходов в расчете на тонну продукции		
			Минимальное	Максимальное	Среднее			Минимальное	Максимальное	Среднее
Отработанные масла	3	кг/т	0,01	0,044	0,015	Масло системы агрегатов	Регенерация/утилизация			
Катализаторы и контактные массы отработанные	4	кг/т	0,00002	0,032	0,016	Отделение очистки выхлопного газа, реактор каталитической очистки, контактный аппарат	Размещение и регенерация/переработка на специализированных предприятиях			

Таблица 5.23 – Выбросы при производстве азотной кислоты на агрегатах УКЛ-7

Выбросы									
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники выброса	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее взвешенное			Минимальное	Максимальное	Среднее
Выхлопной газ: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx) Аммиак (NH_3)	кг/т	—	—	—	Выхлопная труба	Селективная низкотемпературная каталитическая очистка	0,151 0,03	1,212 0,782	0,88 0,406

Таблица 5.24 – Обращение со сточными водами при производстве азотной кислоты на агрегатах УКЛ-7

Сточные воды										
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники сброса	Направление сбросов (в водный объект, в системы канализации)	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее				Минимальное	Максимальное	Среднее
Химзагрязненные сточные воды: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	кг/т		0,05 2,12		Оборудование, трубопроводы	Система канализации	Очистные сооружения			
Промывные воды: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л				Оборудование, трубопроводы	Система канализации	Очистные сооружения		5 10	
Смывные воды: Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л				Отделение абсорбции	Система канализации	Очистные сооружения		10	

Таблица 5.25 – Отходы при производстве азотной кислоты на агрегатах УКЛ-7

Отходы производства и потребления											
Наименование отходов	Класс опасности	Единица измерений	Объем и (или) масса образования отходов до очистки в расчете на тонну продукции			Источники образования	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса размещенных отходов в расчете на тонну продукции		
			Минимальное	Максимальное	Среднее			Минимальное	Максимальное	Среднее
Отработанные масла	3	кг/т	0,009	0,039	0,02	Маслосистемы агрегатов	Регенерация/утилизация	—	—	—
Катализаторы железосодержащий отработанный	4	кг/т	0,002	0,002		Отделение конверсии, контактный аппарат	Утилизация или размещение (захоронение)	—	—	—
Катализатор на основе алюмосиликата/оксида алюминия ванадиевый отработанный	3	кг/т	0,005	0,0375	0,0065	Реактор селективной очистки	Утилизация или размещение (захоронение)	—	—	—

Таблица 5.26 – Выбросы при производстве азотной кислоты на агрегатах 1/3,5

Выбросы										
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники выброса	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее взвешенное			Минимальное	Максимальное	Среднее
Выхлопной газ:									
Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	13,7	32,5	14,0	Выхлопная труба	Селективная низкотемпературная каталитическая очистка	0,66	1,54	0,936
Аммиак (NH_3)		-	-	-			0,34	0,554	0,447

Таблица 5.27 – Обращение со сточными водами при производстве азотной кислоты на агрегатах 1/3,5

Сточные воды											
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники сброса	Направление сбросов (в водный объект, в системы канализации)	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее				Минимальное	Максимальное	Среднее взвешенное
Котловая вода от периодических продувок котлов										
Аммоний-ион (NH_4^+)	мг/л	0,06	7,5	2,5	Котлы	Промливневая канализация	—	—	—	—
Нитрат-анион (NO_3^-)		1,5	35,3	12						

Сточные воды											
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники сброса	Направление сбросов (в водный объект, в системы канализации)	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее				Минимальное	Максимальное	Среднее взвешенное
Химзагрязненные сточные воды: Нитрат-анион (NO_3^-)	кг/т	—	—	0,017	Оборудование производства азотной кислоты	Коллектор химзагрязненной канализации	Очистные сооружения	—	—	—
Промывные воды: Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л	32	1000	207	Промывка аппаратов	Коллектор химзагрязненной канализации	Очистные сооружения	—	Отс	—
Смывные воды: Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л	32	1000	207	Контактное, компрессорное и абсорбционное отделение	Коллектор химзагрязненной канализации	Очистные сооружения	—	Отс	—

Таблица 5.28 – Отходы при производстве азотной кислоты на агрегатах 1/3,5

Отходы производства и потребления										
Наименование отходов	Класс опасности	Единица измерений	Объем и (или) масса образования отходов до очистки в расчете на тонну продукции			Источники образования	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса размещенных отходов в расчете на тонну продукции		
			Минимальное	Максимальное	Среднее			Минимальное	Максимальное	Среднее
Отработанные масла	3	кг/т	0,008	0,081	0,01	Маслосистемы агрегатов	Регенерация/утилизация	—	—	—
Катализатор на основе алюмосиликата/оксида алюминия ванадиевый отработанный	3	кг/т	0,0045	0,01	0,006	Реактор каталитической очистки	Утилизация или размещение (захоронение)	—	—	—
Катализатор железосодержащий отработанный	4	кг/т	0,0025	0,005	0,0038	Контактные аппараты	Утилизация или размещение (захоронение)	—	—	—

5.3 Определение наилучших доступных технологий

Особенность производства азотной кислоты в промышленном масштабе заключается в том, что оно со времени изобретения способа получения оксидов азота методом окисления аммиака кислородом воздуха на платиновом катализаторе и их поглощения водой более ста лет назад базируется на этом общем единственном способе.

Все многочисленные попытки получить оксиды азота прямой фиксацией атмосферного азота в промышленном масштабе завершились неудачей.

В то же время действующие в мире производства азотной кислоты отличаются многообразием технических решений по технологическим схемам, конструкции оборудования, способов достижения глубины переработки оксидов азота (NO_x) в азотную кислоту и минимизации содержания их в выхлопном газе, выбрасываемом в атмосферу.

Технически прогресс в отрасли производства азотной кислоты зависел не только от научных достижений, но и от технических, экономических возможностей металлургической промышленности, химического и энергетического машиностроения, изготавливающего компрессорное оборудование для сжатия атмосферного воздуха и нитрозного газа.

В способе получения азотной кислоты заложено противоречие между оптимальным давлением на стадии окисления аммиака (при более низком выше степень окисления NH_3 в NO на платиновом катализаторе) и на стадиях окисления NO в NO_2 и их абсорбции водой (чем выше давление, тем на порядки меньше объемы аппаратуры и, соответственно, капиталовложения). Развитие процессов в металлургии в части поставки коррозионностойких в азотной кислоте сталей и сплавов, химического машиностроения в части изготовления сложного крупногабаритного оборудования из этих металлов, энергетического машиностроения в части поставки качественных турбокомпрессоров и газовых турбин, а также малогабаритных котлов-утилизаторов для выработки водяного пара с высокими энергетическими параметрами обусловило постепенную смену производства азотной кислоты под атмосферным давлением с большим количеством крупногабаритных башен до крупнотоннажных производств в одну технологическую линию с одной абсорционной колонной с мощностью, много большей, чем у предыдущих технологий.

В СССР замена производств началась в 1950-х годах строительством агрегатов малой мощности 45 тыс. т/год HNO_3 по схеме с двумя давлениями (индекс 1/3,5 ата), с конца 1960-х началось бурное строительство агрегатов средней мощности 120 тыс. т/год HNO_3 под одним давлением 0,7 МПа (индекс УКЛ-7), с конца 1970-х — агрегатов большой мощности 360–380 тыс. т/год под двумя давлениями 0,4/1,1 МПа (индекс АК-72).

Особенность агрегатов УКЛ-7 и АК-72 по сравнению с западными агрегатами с подобной мощностью и технологическими схемами заключалась в привлечении природного газа для каталитической очистки выхлопного газа на катализаторе при температуре 700 °С и 780 °С и подаче очищенного выхлопного газа в рекуперационные газовые турбины с той же температурой, что обусловило возможность получения всей энергии для сжатия воздуха (в агрегате УКЛ-7, а в агрегате АК-72 — еще и нитрозного газа) без уста-

новки дополнительных двигателей (паровых турбин, электродвигателей). Это техническое решение основывалось на теоретически более высоком КПД превращения тепла сгорания природного газа в механическую энергию по сравнению с паровыми турбинами.

Агрегаты АК-72, АК-72М, УКЛ-7, а также 1/3,5 эксплуатировались непрерывно и в переходные 1990-е годы продавались на внутреннем и внешнем рынке, обеспечивая выживаемость производства аммиачной селитры и NPK.

В настоящее время агрегаты УКЛ-7 и АК-72 эксплуатируются на уровне, близком к проектной производительности, и производят ~95 % всей вырабатываемой азотной кислоты в России.

В последние 10 лет агрегаты АК-72 и УКЛ-7 были модернизированы, улучшены их технико-экономические показатели. В агрегатах УКЛ-7 высокотемпературная каталитическая очистка выхлопного газа заменена на среднетемпературную, а также низкотемпературную селективную с помощью аммиака. В части агрегатов АК-72 и УКЛ-7 улучшены конструкции турбокомпрессорных машин ГТТ-12, что позволило увеличить выработку азотной кислоты.

Наряду с агрегатами АК-72 и УКЛ-7 на 4 предприятиях России эксплуатируются агрегаты малой мощности 1/3,5 ата. Эти агрегаты эксплуатируются более 50 лет и вследствие физического износа работают с пониженной производительностью и повышенными энергозатратами. Все агрегаты 1/3,5 модернизировались, они оборудованы установками селективной каталитической очистки выхлопного газа и глубокой очистки от оксидов азота. Себестоимость азотной кислоты, вырабатываемой в агрегатах 1/3,5, обеспечивает прибыльность, по экономическим показателям соответствует современному уровню.

Все технологии эксплуатирующихся производств азотной кислоты АК-72, УКЛ-7, 1/3,5 могут быть отнесены к НДТ с учетом того, что термин, включающий слово «наилучшие», не может носить абсолютного характера в отрыве от конкретных экономических реалий. Выделяя какую-то одну конкретную технологию в качестве «наилучшей», можно оставить без внимания действующие производства с хорошим качеством продукции и низкой себестоимостью, обеспечивающей ее сбыт не только на внутреннем, но и на внешнем рынке. Ясно, что технологии АК-72, УКЛ-7, 1/3,5, разработанные 45–55 лет назад, трудно назвать «наилучшими» по сравнению с западными, непрерывно совершенствовавшимися, в то время как в России по известным причинам 25 лет назад были прекращены научно-исследовательские работы в области технологии и оборудования для производств химической промышленности. Например, время показало, что применение природного газа в агрегатах АК-72 и УКЛ-7 усложнило их эксплуатацию, экономия энергоресурсов не достигнута. Еще в большей степени это относится к агрегатам по технологии 1/3,5 из-за высокого расхода энергоресурсов. Но все эти агрегаты, включая 1/3,5, по своим технико-экономическим и экологическим характеристикам отвечают требованиям Методических рекомендаций по определению технологии в качестве в качестве наилучшей доступной.

5.4 Наилучшие доступные технологии

5.4.1 Перечень наилучших доступных технологий

НДТ производства азотной кислоты являются:

- технология АК-72 для крупнотоннажного производства азотной кислоты с суточной мощностью 1100–1320 т мнг HNO_3;
- технология АК-72М для крупнотоннажного производства азотной кислоты с суточной мощностью 1200–1320 т мнг HNO_3;
- технология УКЛ-7 производства азотной кислоты средней мощности с суточной производительностью 350–420 т мнг HNO_3;
- технология 1/3,5 производства азотной кислоты малой мощности с суточной производительностью 120–150 т мнг HNO_3.

5.4.2 Описание наилучших доступных технологий

5.4.2.1 Технология АК-72

Технология АК-72 включает следующие процессы:

- фильтрация атмосферного воздуха на тканях;
- сжатие воздуха в осевом воздушном компрессоре;
- испарение жидкого аммиака в трубчатых теплообменниках циркулирующей обессоленной водой, нагретой теплом нитрозного газа на всасе нитрозного нагнетателя;
- фильтрация испаренного аммиака от капель, паров масла и механических примесей;
- нагрев газообразного аммиака теплом сжатого воздуха;
- смешение сжатого воздуха и газообразного аммиака с получением смеси (АВС), содержащей 9,5–10,5 об. % аммиака;
- окисление аммиака кислородом воздуха на катализаторных сетках из сплавов платины с добавками (родия, рутения, палладия) с получением нитрозного газа;
- охлаждение нитрозного газа (НГ) в котле-утилизаторе под катализаторными сетками с продуцированием перегретого водяного пара;
- дальнейшее охлаждение НГ в «кипящем» экономайзере котла-утилизатора и нагрева питательной воды котла до кипения и частичного испарения;
- охлаждение НГ в подогревателе питательной воды с нагревом питательной воды;
- охлаждение НГ в холодильнике-конденсаторе I ступени оборотной водой с конденсацией основной массы водяных паров и получением конденсата азотной кислоты; далее НГ с конденсатом азотной кислоты смешивается с продувочным нитрозным газом из продувочной колонны продукционной азотной кислоты и поступает в промыватель, в котором происходит дальнейшее окисление NO в NO_2 и укрепление концентрации циркулирующего конденсата азотной кислоты до 35–40 % HNO_3 и отмывка НГ от проскока аммиака и нитрит-нитратных аэрозольных частиц;
- сжатие НГ в центробежном нагнетателе;
- охлаждение сжатого НГ на входе в абсорбционную колонну последовательно в подогревателе деаэрированной питательной воды котла и в холодильнике-конденсаторе II ступени;

- абсорбция оксидов азота в абсорбционной колонне паровым конденсатом или химически обессоленной водой с образованием продукционной азотной кислоты (АК) с концентрацией 58-60 % HNO_3;

- отдувка продукционной АК от растворенных NO_x горячим сжатым воздухом до остаточного содержания оксидов в пересчете на N_2O_4 не более 0,05–0,08 масс. %; воздух с отдутыми NO_x направляется в промыватель НГ на всасе нагнетателя;

- выхлопной газ (ВГ) на выходе из абсорбционной колонны направляется через ловушку-подогреватель в аппарат нагрева теплом расширенного в газовой турбине ВГ и теплом сжигания природного газа в топочной части аппарата нагрева (ПВГ-1200); природный газ сжигается атмосферным воздухом;

- каталитическая очистка ВГ в реакторе от NO_x восстановлением до N_2 на палладированном катализаторе природным газом;

- очищенный ВГ направляется в газовую турбину — двигатель компрессора для сжатия атмосферного воздуха — и нагнетается для сжатия НГ;

- расширенный в турбине очищенный ВГ направляется в подогреватель ВГ после абсорбции и охлажденный в смеси с топочными газами выбрасывается в атмосферу через выхлопную трубу высотой 100–150 м;

- водяной пар, вырабатываемый в агрегате АК-72, в значительном количестве выдается в качестве побочного продукта в сети предприятия для использования.

5.4.2.2 Технология АК-72М

Технология АК-72М по большинству процессов не отличается от технологии АК-72 и затрагивает только изменения в процессах нагрева выхлопного газа до 780 °С и каталитической очистки.

В технологии АК-72М исключена функция реактора каталитической очистки ВГ как промежуточного нагревателя ВГ. Нагрев ВГ от выхода из абсорбционной колонны до 780 °С на входе в газовую турбину осуществляется в блоке теплообменников использования тепла сжигания всего количества природного газа воздухом из атмосферы и тепла охлаждения расширенного в турбине ВГ перед сбросом в атмосферу. Исключается подача природного газа в реактор каталитической очистки, переведенного на способ селективного восстановления NO_x до N_2 аммиаком.

Указанные решения имеют ряд значимых преимуществ (исключение использования палладированного катализатора, некоторое снижение расхода природного газа, исключение попадания катализаторной пыли в турбину и проскока природного газа в нее). Однако оно сопряжено с увеличением капитальных затрат в связи с применением дорогостоящих труб из жаростойких сплавов.

5.4.2.3 Технология УКЛ-7

Технология УКЛ-7 относится к действующим агрегатам УКЛ-7 с разными индексами (УКЛ-7-71, УКЛ-7-76), отображающими год разработки серии агрегатов с модификацией технологической схемы и оборудования.

После внедрения в этих агрегатах технологии селективной очистки выхлопного газа при температуре 240–280 °С и использованием аммиака в качестве восстановителя агрегаты сохранили индексы без изменения.

Ниже следует описание технологии УКЛ-7 с учетом селективной очистки выхлопного газа.

Технология УКЛ-7 включает следующие процессы:

- фильтрация атмосферного воздуха от механических примесей;
- сжатие воздуха в осевом воздушном компрессоре;
- испарение жидкого аммиака (NH_3) теплом конденсации водяного пара;
- фильтрация NH_3 от брызг жидкого и механических примесей, подогрев газообразного NH_3;
- подогрев сжатого воздуха;
- смешение NH_3 и воздуха с получением смеси (АВС), содержащей 10–10,5 об. % аммиака;
- окисление аммиака кислородом воздуха на катализаторных сетках из сплавов платины с добавками (родия, рутения, палладия);
- охлаждение нитрозного газа (НГ) в газотрубном котле-утилизаторе с продуцированием пара;
- окисление NO в окислителе;
- нагрев выхлопного газа до входа в реактор селективной очистки теплом охлаждения нитрозного газа, который остывает на входе в холодильник-конденсатор;
- охлаждение НГ в двух холодильниках-конденсаторах; при охлаждении образуется конденсат азотной кислоты с концентрацией 50–55 % HNO_3;
- абсорбция оксидов азота водой с образованием 58 % азотной кислоты; содержание O_2 — до 3 об. %;
- отдувка продукционной азотной кислоты от растворенных NO_x горячим воздухом; продувочный газ поступает в абсорбционную колонну;
- каталитическая очистка ВГ на алюмованадиевом катализаторе;
- подогрев ВГ в камере сжигания теплом сжигания природного газа в камере сгорания;
- расширение очищенного ВГ в газовой турбине КМА до давления, близкого к атмосферному;
- охлаждение ВГ в котле-утилизаторе перед сбросом в атмосферу; продуцируется перегретый пар;
- перегретый пар из обоих котлов-утилизаторов направляется в заводские сети для использования.

5.4.2.4 Технология 1/3,5 для производств малой мощности

Технология 1/3,5 для производств малой мощности включает следующие процессы:

- фильтрация атмосферного воздуха от механических примесей;
- фильтрация газообразного аммиака;
- смешение воздуха и аммиака;
- сжатие аммиачно-воздушной смеси (АВС);
- нагрев АВС;
- фильтрация АВС;
- окисление аммиака на катализаторной сетке из сплава платины с добавками (I ступень) и неплатиновом катализаторе (II ступень) под разрежением;

- охлаждение нитрозного газа (НГ) в котле-утилизаторе с продуцированием водяного пара;

- охлаждение нитрозного газа с нагревом АВС;

- охлаждение и конденсация водяных паров из нитрозного газа с образованием конденсата азотной кислоты с концентрацией 4–10 % HNO_3;

- смешение нитрозного газа с добавочным и продувочным газом на всасе нагнетателя под разрежением;

- сжатие нитрозного газа в центробежном нагнетателе;

- окисление NO в NO_2 с разогревом нитрозного газа;

- охлаждение нитрозного газа с нагревом выхлопного газа в трубчатых теплообменниках;

- охлаждение нитрозного газа оборотной водой на входе в абсорбционную колонну;

- абсорбция оксидов азота с образованием 46–48 %-ной азотной кислоты;

- продувка продукционной азотной кислоты атмосферным воздухом до остаточного содержания N_2O_4 не более 0,15 об. %;

- каталитическая очистка выхлопного газа на селективном алюмованадиевом катализаторе от NO_x аммиаком;

- расширение очищенного выхлопного газа в рекуперационной газовой турбине в составе нагнетателя и сброс в атмосферу.

В таблице 5.30 приведены технологические показатели НДТ производства азотной кислоты.

Таблица 5.29 – Технологические показатели НДТ производства азотной кислоты

Продукт	Технология	Технологические показатели НДТ
		Эмиссии
Азотная кислота	АК-72, АК-72М: каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при давлении 0,412 МПа (4,2 кгс/см^2) (абс) и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 1,0791 МПа (11 кгс/см^2) (абс)	Выбросы: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx) < 1,11 кг/т; Аммиак (NH_3) < 0,46 кг/т
	УКЛ-7: каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при давлении 0,716 МПа (7,3 кгс/см^2) (абс) и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 0,716 МПа (7,3 кгс/см^2) (абс)	Выбросы: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx) <1,14 кг/т Аммиак (NH_3) <0,76 кг/т
	1/3,5 ата: каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при атмосферном давлении и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 0,35 МПа (3,5 кгс/см^2) (абс.)	Выбросы: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx) <1,50 кг/т; Аммиак (NH_3) < 0,52кг/т
	Совместная эксплуатация двух технологий производства азотной кислоты (двух агрегатов УКЛ-7 и трех агрегатов 1/3,5) в составе одного объединенного производства	Выбросы: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx) < 1,31 кг/т; Аммиак (NH_3) < 0,554кг/т
	Совместная эксплуатация двух технологий производства азотной кислоты (состоящий из двух агрегатов УКЛ-7 и одиннадцати агрегатов 1/3,5) в составе одного объединенного производства	Выбросы: Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx) < 1,45 кг/т; Аммиак (NH_3) < 0,73 кг/т

5.4.3 Применение наилучших доступных технологий

Технологии АК-72, АК-72М, УКЛ-7 постоянно совершенствуются, существуют разработки и предложения по дальнейшей модернизации действующих агрегатов, что применимо при модернизации существующих и сооружения новых предприятий. В то же время требуется разработка проектов новых агрегатов без применения природного газа. Важно, чтобы они проектировались на отечественном оборудовании, так как в этом случае они будут иметь преимущество перед западными по капитальным и эксплуатационным затратам.

Технология 1/3,5 устарела, так как она применялась для агрегатов малой мощности, с чем связаны высокие удельные капиталовложения и расход электроэнергии. Действующие производства могут эксплуатироваться с учетом их проведенной модернизации (внедрение каталитической очистки выхлопного газа) до исчерпания экономической целесообразности.

В таблице 5.31 приведены технические и организационные мероприятия по решению этих задач, а также по замещению импорта фильтроэлементов для фильтрации воздуха, газообразного аммиака и их смеси.

Таблица 5.30 – Технические и организационные мероприятия по модернизации действующих агрегатов АК-72 и АК-72М

№ п/п	Наименование мероприятия	Конечная цель модернизации
1	Модернизация ГТТ-12 и КМА-2, повышение мощности ТВД с целью гармонизации производительности воздушного компрессора и нагнетателя нитрозного газа	Достижение суточной производительности агрегатов 1320 т/сут; доведение до проектных значений производительности по воздуху до 200–240 тыс. $нм^3$/ч с достижением давления сжатого воздуха до 0,412–0,451 МПа и нитрозного газа 1,08–1,18 МПа без дотации энергии
2	Модернизация экономайзера котла-утилизатора КН 80/40 с увеличением поверхности теплообмена	Повышение степени утилизации тепла нитрозного газа для увеличения выработки пара
3	Модернизация фильтров воздуха, аммиака и аммиачно-воздушной смеси с применением фильтров заводского изготовления	Импортзамещение. Установка отечественных фильтров заводского изготовления
4	Модернизация подогревателя выхлопного газа с увеличением поверхности теплообмена	
5	Переход на низкотемпературную селективную каталитическую очистку выхлопного газа (для агрегатов АК-72)	Исключение из процесса дорогостоящего алюмопалладиевого катализатора. Повышение надежности и безопасности агрегата. Снижение температуры нагрева выхлопного газа перед очисткой

№ п/п	Наименование мероприятия	Конечная цель модернизации
6	Изменение способа нагрева выхлопного газа перед очисткой с исключением из схемы подогревателя выхлопного газа ПВГ-1200 (АК-72) или БНГ-172 (АК-72М)	Снижение расхода природного газа. Повышение надежности и безопасности агрегата
7	Применение современных каталитических систем для окисления аммиака, в том числе с использованием нанесённых сетчатых катализаторов с пониженным содержанием драгоценных металлов	Снижение разовых вложений в металлы платиновой группы (МПГ) Сокращение безвозвратных потерь МПГ

5.4.3.1 Агрегаты по технологии УКЛ-7

Дальнейшая их модернизация лежит в области замены изношенных комплексных машинных агрегатов ГТТ-3М новыми с более совершенными конструкцией и эксплуатационными характеристиками. Существуют конкурирующие разработки отечественных машин с полнонапорным (одноступенчатым) сжатием воздуха в осевом компрессоре. Одна из этих конструкций (ГТУ-8) внедрена, и внедряется другая машина (ГТТ-3ПН) с более высокой производительностью.

Широкое внедрение новых машин продлит работоспособность агрегатов УКЛ-7 и повысит производительность на 10–15 %.

На базе машины с полнонапорным сжатием воздуха, но с видоизмененным приводом возможно создание следующего поколения агрегатов средней мощности с производительностью на 40 % выше, чем у УКЛ-7, и исключением применения природного газа.

В таблице 5.32 приведены технические и организационные мероприятия по модернизации действующих агрегатов УКЛ-7.

Таблица 5.31 – Технические и организационные мероприятия по модернизации действующих агрегатов УКЛ-7

№ п/п	Наименование мероприятия	Конечная цель модернизации
1	Замена изношенных ГТТ-3М комплексными машинными агрегатами с полнонапорными воздушными компрессорами	Увеличение производительности агрегатов и экономия энергоресурсов (природного газа, электроэнергии)
2	Повышение степени утилизации тепла нитрозного газа для нагрева выхлопного газа перед камерой сжигания природного газа до 280–300 °С	Снижение удельного расхода природного газа и высвобождения сжатого воздуха для увеличения выработки азотной кислоты
3	Модернизация фильтров воздуха и аммиачно-воздушной смеси с применением отечественных фильтров заводского изготовления	Импортозамещение. Повышение срока службы фильтроэлементов

№ п/п	Наименование мероприятия	Конечная цель модернизации
4	Применение современных каталитических систем для окисления аммиака, в том числе с использованием нанесённых сетчатых катализаторов с пониженным содержанием драгоценных металлов	Снижение разовых вложений в металлы платиновой группы (МПГ) Сокращение безвозвратных потерь МПГ

5.4.4. Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий

В таблицах 5.33 и 5.34 приведены данные по экономическим аспектам реализации НДТ для нового строительства и для модернизаций действующих производств.

Таблица 5.32 – Оценка стоимости реализации нового строительства

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Строительство агрегата УКЛ	2 008 млн руб. без НДС		Увеличение объемов производства неконцентрированной азотной кислоты	

Таблица 5.33 – Оценка стоимости реализации технологических мероприятий по модернизации действующих производств

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Модернизация газотурбинного технологического агрегата ГТТ-12	159,7 млн руб.	Энергоэффективность — 29181,9 Гкал	Увеличение производительности модернизированного турбоагрегата по воздуху на 10 %. Экономия тепловой энергии	1. Замена ТВД ГТТ-12 на модернизированную. 2. Модернизация осевого компрессора (модернизация ротора, замена рабочих лопаток ТНД, реконструкция узла опорно-упорного подшипника и т. д.). 3. Вынос маслобака

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Техническое перевооружение комплексного машинного агрегата КМА-2 АК-72	155,2 млн руб.		Повышение эффективности производства. Повышение показателей надежности комплексного машинного агрегата КМА-2. Увеличение выработка аммиачной селитры на 20 тыс. т/год	1. Техническое перевооружение осевого компрессора и газовой турбины низкого давления. 2. Замена газовой турбины высокого давления на модернизированную турбину. 3. Замена рабочих лопаток компрессора на высоконапорные с целью увеличения производительности компрессора на 10 % (по отношению к проектному) и, как следствие, агрегата по производству азотной кислоты в целом
Техническое перевооружение узла подготовки газообразного аммиака агрегатов АК-72	3,6 млн руб.	Энергоэффективность — 11532 Гкал	Уменьшение расхода пара на подогрев воды в отделении подготовки газообразного аммиака. Экономия тепловой энергии	Замена схемы обвязки кислотного контура
Перевод на АСУТП агрегатов АК-72	30 млн руб.		Ресурсосбережение	
Перевод на АСУТП агрегатов УКЛ-7	38,8 млн руб.		Ресурсосбережение	
Перевод на селективную очистку выхлопного газа агрегатов УКЛ-7	23 млн руб.		Ресурсосбережение. Улучшение экологических показателей	Перевод агрегатов УКЛ-7 на низкотемпературную селективную очистку выхлопного газа

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Техническое перевооружение ПВГ-1200	132,8 млн руб.	В связи с реконструкцией подогревателя снижение расходного коэффициента (природный газ (Q_H = 7900 ккал/м^3)) на 1 т азотной кислоты мнг — 2,98 нм^3/т	Повышение эффективности теплообмена в радиантной зоне	1. Установка конвективного теплообменника из гладких труб с расширением свободной поверхности межтрубного пространства. 2. Повышение эффективности теплообмена в радиантной зоне за счет установки труб двумя рядами вместо одного и повышения поверхности теплообмена на 11 %
Техническое перевооружение водооборотных циклов	452 млн руб.	Увеличение расходного коэффициента (электроэнергия) на 1 т азотной кислоты мнг — 5,89 кВт/т	Снижение объемов водопотребления на 8 %. Ресурсосбережение. Улучшение экологических показателей	Замена существующих насосных агрегатов с увеличением их производительности
Техническое перевооружение водяного экономайзера поз. Э-21	36,2 млн руб.		Повышение эксплуатационной надежности агрегата АК-72	Техническое перевооружение водяного экономайзера поз. Э-21 с заменой короба и теплообменных пакетов на нержавеющие с увеличенной площадью теплопередачи, устранением байпасов газа (увеличивается доля кипения воды, в экономайзере образуется дополнительно 3 т/ч пара)
Установка холодильников непрерывных продувок котлов-утилизаторов агрегатов АК-72	4 млн руб.		Ресурсосбережение. Улучшение экологических показателей	

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Монтаж колосниковых решеток в контактных аппаратах (агрегаты УКЛ-7, АК-72)	22 млн руб.	Сокращение эмиссий. Снижение норм расхода энергоресурсов		

5.5 Перспективные технологии

Перспективными технологиями для нового строительства производств азотной кислоты в Российской Федерации являются технологии без использования природного газа и не только для крупнотоннажных агрегатов с двумя давлениями, но и для агрегатов средней мощности с одним давлением.

Возврат к этим известным технологиям обусловлен техническими проблемами эксплуатации газовых турбин (700–780 °С) и технологических аппаратов.

Исключение природного газа предполагает отказ от применения такого оборудования, что позволит сооружать агрегаты с более высокой мощностью и технико-экономическими показателями.

Проектирование новых агрегатов, изготовления технологического оборудования для них возможно собственными силами и не требует каких-либо предварительных научно-исследовательских работ.

Для агрегатов средней мощности могут быть использованы турбокомпрессорные установки отечественной разработки. Для крупнотоннажных агрегатов в ближайшей перспективе потребуется закупка турбокомпрессорных установок по импорту.

5.5.1 Технология получения неконцентрированой азотной кислоты под единым давлением без использования природного газа (лицензиар — Kellogg, Root & Broun (США)

На дату разработки текущей редакции настоящего справочника с применением технологии Kellogg, Root & Broun (KBR) проектируется 2 агрегата мощностью 500 т мнг./сутки азотной кислоты на площадке КАО «Азот» (г. Кемерово).

Основным отличием данной технологии от применяемых в настоящее время, является отсутствие использования природного газа.

Основные стадии технологического процесса:

1) Испарение жидкого аммиака.

Жидкий аммиак поступает на установку по трубопроводу, проходит очистку в фильтрах для удаления взвешенных твердых частиц перед испарителем аммиака. В испарителе аммиака за счет тепла воды контура оборотного водоснабжения и тепла водяного пара жидкий аммиак переходит в газообразное состояние, нагревается и фильтруется.

2) Фильтрация и сжатие воздуха из атмосферы.

Атмосферный воздух, предварительно очищенный от пыли и механических примесей в фильтре, поступает в компрессор. В компрессоре происходит сжатие воздуха до требуемого давления. В результате компрессии (сжатия) воздух нагревается, избыточное тепло отводится оборотной водой.

3) Смешение аммиака и воздуха, фильтрация.

Очищенный воздух и очищенный аммиак смешиваются в определенном соотношении с получением аммиачно-воздушной смеси (АВС). Фильтрация АВС выполняется при необходимости для очистки от механических примесей.

4) Окисление аммиака на платиновом катализаторе.

АВС поступает в контактный аппарат (реактор окисления аммиака) в котором на поверхности платинового катализатора, происходит основная реакция окисления:

$4NH_3 + 5O_2 = 4NO + 6H_2O$.

Побочные реакции:

$4NH_3 + 4O_2 = 2N_2O + 6H_2O$;

$4NH_3 + 3O_2 = 4N_2 + 6H_2O$.

Аммиак окисляется кислородом воздуха до оксидов азота, воды и азота. Образовавшийся газ называют — нитрозным газом. Процесс сопровождается выделением большого количества тепла.

5) Охлаждение нитрозного газа в котле-утилизаторе.

Тепло нитрозного газа используется в процессе для получения водяного пара и нагрева хвостовых газов.

6) Окисление. Охлаждение нитрозного газа. Подогрев выхлопного газа.

Предусмотрена система утилизации тепла нитрозных газов и нагрева выхлопных газов в теплообменных аппаратах.

В ходе движения нитрозного газа происходит реакция его окисления до диоксида азота:

$2NO + O_2 = 2NO_2$

и образования азотной кислоты:

$3NO_2 + H_2O = 2HNO_3 + NO$.

Данные процессы также происходят с выделением тепла.

Тепло отводится на нагрев выхлопных газов, подогрев воздуха, часть тепла снимается оборотной водой.

Охлажденный газ имеет температуру, близкую к 40–50 °С.

Сконденсировавшаяся кислота и охлажденный нитрозный газ поступают на стадию абсорбции.

7) Абсорбция NO_2 и продувка продукционной кислоты.

Нитрозный газ поступает в абсорбционную колонну. Подача нитрозного газа осуществляется в среднюю часть колонны.

Абсорбция нитрозного газа осуществляется орошением абсорбционной колонны химочищенной (питательной) водой. Тепло образования азотной кислоты отводится оборотной водой, которая циркулирует в змеевиках, расположенных на тарелках колонны. Продукционная азотная кислота из абсорбционной колонны с концентрацией 60 % HNO3 направляется в нижнюю часть абсорбционной колонны, где с помощью воздуха из кислоты выдуваются растворенные оксиды азота. Отбеленная азотная кислота из колонны абсорбционной попадает на склад азотной кислоты.

8) Рекуперация энергии выхлопного газа в турбодетандере.

Выходящий из абсорбционной хвостовой газ направляется в подогреватели, где нагревается за счет тепла нитрозного газа, и далее направляется в турбодетандер воздушного компрессора, где происходит сброс давления газа. Энергия расширения выхлопного газа обеспечивает вращение вала компрессора.

9) Охлаждение и каталитическая очистка выхлопного газа.

Выхлопной газ охлаждается в котле-утилизаторе и поступает в реактор селективной каталитической очистки, где на ванадийсодержащем катализаторе происходит восстановление остаточных оксидов азота до азота. В качестве восстановителя используется газообразный аммиак.

Основные расходные коэффициенты и уровень эмиссий технологии KBR представлены в таблицах 5.35 и 5.36 соответственно.

Таблица 5.35 – Расход сырья, материалов и энергоресурсов на 1 т мнг HNO_3

Наименование	Единица измерения	Значение
Аммиак	т	0,288
Катализатор платиновый (безвозвратные потери)	г	0,103
Ванадийсодержащий катализатор	г	Срок службы 5 лет
Электроэнергия	кВт*ч	104,05
Газ природный,	ст. $м^3$	0
Конденсат водяного пара на орошение абсорбционной колонны	т	Не используется
Вода обессоленная	т	1,21
Оборотная вода	$м^3$	69,4
Водяной пар	Гкал	0,096
Водяной пар (выдача)	Гкал	0,741

Таблица 5.36 – Выбросы в атмосферу на 1 т мнг HNO_3

Выхлопной газ	Ед. изм.	Максимальная масса выбросов ЗВ после очистки
NOx	кг/т	0,163
NH3	кг/т	0,024

5.5.2 Технологии производства неконцентрированной азотной кислоты копании Thyssenkrupp Industrial Solutions (Uhde)

Технологии Uhde относятся к технологиям производства азотной кислоты без применения природного газа.

В настоящее время на российских предприятиях технологии азотной кислоты Uhde не используются, но с момента основания компании в мире было введено в эксплуатацию около 200 установок.

Технология Uhde по производству азотной кислоты под средним давлением

По этой технологии воздух, необходимый для окисления аммиака, поступает от воздушного компрессора без межступенчатых охладителей. Может применяться либо блок компрессоров, расположенных на одном валу, либо блок компрессоров с компактным редуктором и интегрированной турбиной хвостового газа.

Рабочее давление в зависимости от типа применяемого компрессора составляет 4–6 бар абс.

На установке с одним аппаратом окисления аммиака и одной абсорбционной колонной могут быть получены до 700 т/сутки азотной кислоты (100 % HNO_3). Давление процесса позволяет достичь производительности до 1000 т/сутки при наличии второй

абсорбционной колонны. Технологическая схема с использованием среднего давления рекомендуется, если приоритетным является максимальное энергосбережение.

Воздушный компрессор обычно имеет привод от турбодетандера хвостового газа и паровой турбины, работающей на паре, полученном в установке.

На установке такого типа можно получить либо один сорт азотной кислоты максимальной концентрацией 65 % или два сорта азотной кислоты разных концентраций, например, 60 % и 65 %.

Очистка хвостового газа от NOx осуществляется с помощью селективного каталитического восстановления хвостовых газов в присутствии катализатора из неблагородного металла и при использовании аммиака как восстановителя.

Технология производства азотной кислоты под средним давлением характеризуется высоким выходом по азоту, составляющим примерно 95,7 % или 95,2 % при очистке хвостового газа, а также низким расходом платины и большим количеством отводимого пара.

Принципиальная схема установки азотной кислоты под средним давлением представлена на рисунке 5.5.

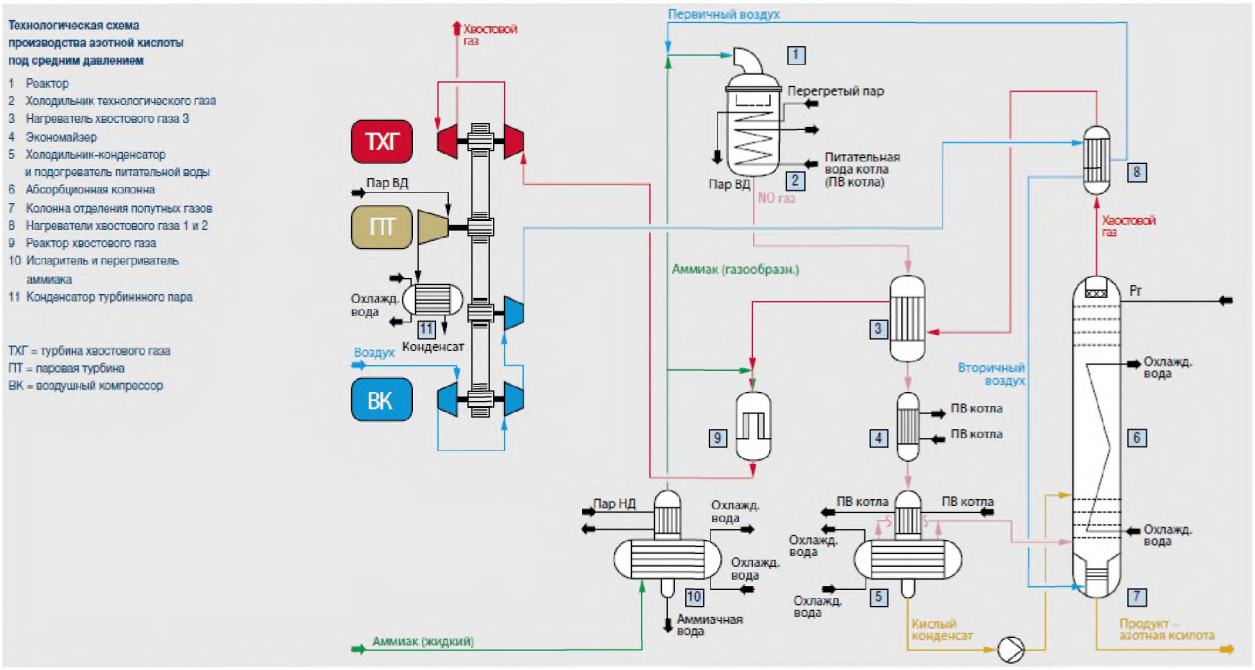


Рисунок 5.5–Принципиальная схема производства азотной кислоты под средним давлением

Технология Uhde по производству азотной кислоты под высоким давлением

По схеме высокого давления технологический воздух компримируется до конечного давления 7–12 бар абс. с помощью центробежного многоступенчатого компрессора с промежуточной секцией охлаждения.

Применение высокого давления позволяет использовать одну абсорбционную колонну, а также оборудование и трубопроводы меньшего размера. Такой тип установки рекомендуется, если важным моментом является быстрая окупаемость.

Данная технология может быть использована при мощности от 100 т/сутки до 1000 т/сутки (100 % HNO_3).

Получаемая концентрация азотной кислоты составляет до 67 %, что немного выше, чем при применении технологии среднего давления. Также возможно получить

два или более потоков продукции с разной концентрацией. Компрессор может иметь привод от паровой турбины или электродвигателя.

Концентрация NOx в хвостовом газе может быть сокращена до менее чем 200 ppm за счет дополнительной каталитической очистки хвостовых газов. Выход по азоту, достигаемый в технологии высокого давления, составляет примерно 94,5 %.

Принципиальная схема установки азотной кислоты под высоким давлением представлена на рисунке 5.6.

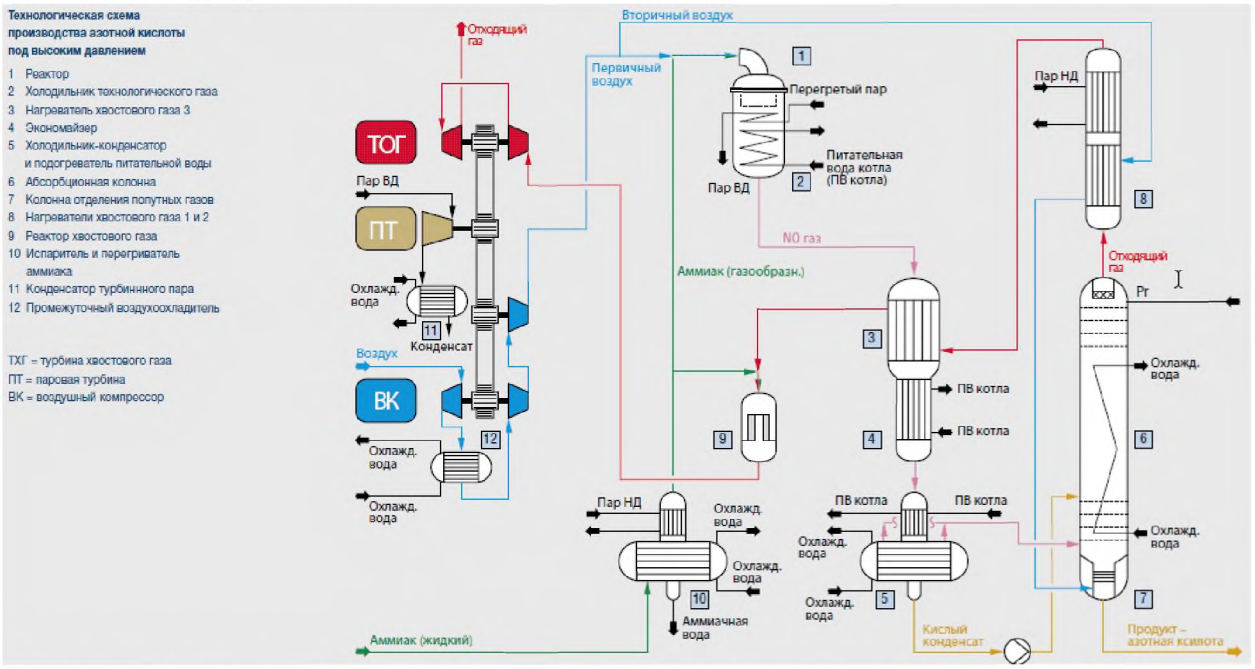


Рисунок 5.6 – Принципиальная схема производства азотной кислоты под высоким давлением

Технология Uhde по производству азотной кислоты с двумя ступенями давления

В данном процессе технологический воздух сжимается до конечного давления 4-6 бар абс.

Нитрозные газы из контактного аппарата охлаждаются в ряду последовательных теплообменников с получением пара и подогревом хвостового газа, после чего сжимаются до 10–14 бар абс. в компрессоре NOx. Конечное давление выбирается из расчета обеспечения оптимальной работы секции абсорбции для того, чтобы достичь требуемого содержания NOx в хвостовом газе и обеспечить компрессор с приводом от паровой турбины достаточным количеством пара из холодильника технологического газа.

Концентрация полученной кислоты может составлять более 68 %. Возможны и два или более потока продукции с разной концентрацией. Кроме того, при необходимости, в такой установке могут быть переработаны потоки слабой азотной кислоты (разной концентрации), поступающей от других производств.

При необходимости можно получить концентрацию NOx менее 25 ppm методом селективного каталитического восстановления в присутствии катализатора из неблагородного металла и аммиака в качестве восстановительного агента.

Технология с двумя ступенями давления экономично объединяет преимущества низкого давления в секции окисления аммиака и высокого давления в секции абсорбции. По такой схеме на одной линии могут быть получены до 1600 т/сутки азотной кислоты (100 %).

Принципиальная схема установки азотной кислоты с двумя ступенями давления представлена на рисунке 5.7.

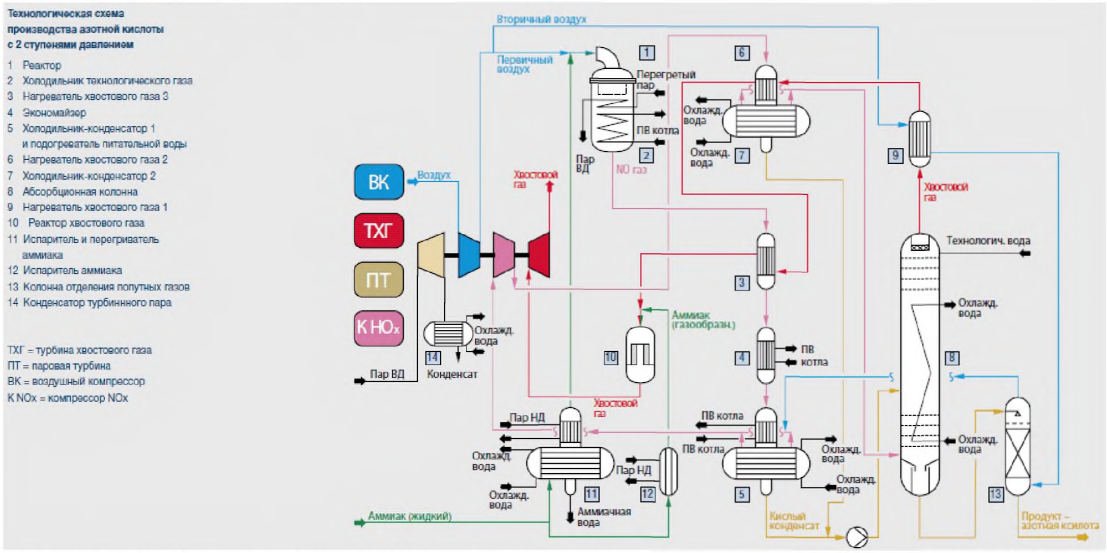


Рисунок 5.7 – Принципиальная схема производства азотной кислоты с двумя ступенями давления

Типовые расходные коэффициенты установок Uhde представлены в таблице 5.37.

Таблица 5.37 – Типовые показатели расхода сырья, материалов и энергоресурсов установок Uhde

Наименование	Ед. изм.	Технология среднего давления P = 5,8 бар абс.	Технология высокого давления P = 10,0 бар абс.	Технология с двумя давления P = 4,6/12,0 бар абс.
Аммиак	кг	284,0	286,0	282,0
Электроэнергия	кВт	9,0	13,0	8,5
Платина, первичные потери	г	0,15	0,26	0,13
Платина, потери при рекуперации	г	0,04	0,08	0,03
Охлаждающая вода (Δt = 10 K), включая воду для конденсатора паровой турбины	т	100,0	130,0	105,0
Технологическая вода	т	0,3	0,3	0,3
Греющий пар 8 бар, насыщенный	т	0,05	0,20	0,05
Пар ВД 40 бар (выдача)	т	0,76	0,55	0,65
Примечание: Расходные коэффициенты указаны для следующих условий: - установки оснащены компрессором с приводом от паровой турбины и блоком компрессоров на одном валу, - содержание NOx в хвостовом газе не более 50 ppm.				

Раздел 6. Производство комплексных удобрений

6.1 Описание технологических процессов, применяемых в настоящее время при производстве удобрений

6.1.1 Производство удобрений на основе сернокислотной переработки фосфатного сырья

Основными сырьевыми компонентами являются ЭФК, полученная сернокислотным разложением фосфатного сырья, аммиак, хлористый калий (при получении NPK).

Дополнительно могут быть использованы серная кислота, сульфат аммония, нитрат аммония, карбамид, сера, фосфогипс, конверсионный мел, фосфатное сырье, магнийсодержащее сырье, поташ, сода, микроэлементы, граншлак, порошок магнезитовый, сульфат натрия, при производстве водорастворимых очищенных удобрений в качесвте сырья могут быть использованы готовые формы удобрений — моноаммонийфосфат, сульфат калия и др.

6.1.1.1 Производство NP / NPS / NPK / NPKS-удобрения по схеме с использованием барабанного гранулятора-сушилки

NP / NPS / NPK / NPKS удобрения по схеме с использованием барабанного гранулятора-сушилки (БГС) производят АО «Апатит» (Вологодская область); Апатит, АО, Балаковский филиал; ООО «ПГ Фосфорит»; АО «Воскресенские минеральные удобрения»; «Титановые инвестиции», ООО, Армянский филиал. Возможны различные варианты схемы с БГС:

- САИ (скоростной аммонизатор-испаритель) — БГС;
- САИ — ТР (трубчатый реактор) — БГС с предварительной упаркой и без упарки аммонизированных пульп;
- ТР — БГС.

В некоторых схемах САИ может быть заменен на каскад емкостных нейтрализаторов-смесителей оборудованных перемешивающими устройствами.

По данной схеме могут быть получены удобрения следующих основных марок: МАФ 12:52, 10:48, ДАФ 18:46; NPS 14:34:0:8S, 16:20:0:12S, 20:20:0:14S, 19:38 и др.

Процесс основан на нейтрализации смеси ЭФК, серной кислоты и абсорбционных сточных вод аммиаком, описываемый следующими реакциями:

$H_3PO_4 + NH_3 = NH_4H_2PO_4$ (моноаммонийфосфат);

$NH_4H_2PO_4 + NH_3 = (NH_4)_2HPO_4$ (диаммонийфосфат);

$H_2SO_4 + NH_3 = (NH_4)_2SO_4$ (сульфат аммония).

Моноаммонийфосфат получают при мольном отношении (МО) $NH_3:H_3PO_4$, равном 1, диаммонийфосфат — при МО, равном 2. Степень аммонизации (мольное отношение), состав ЭФК и количество серной кислоты (или сульфата аммония) определяет вид выпускаемых удобрений.

Основные реакции нейтрализации протекают с большим выделением тепла, поэтому пульпа разогревается до температуры 110 °С и выше.

Сущность процесса гранулирования заключается в том, что при вращении БГС в зоне загрузки создается завеса из ретура, на которую напыляется пульпа. При этом мелкие частицы ретура укрупняются и при вращении барабана окатываются и подсушиваются. При сушке влажных гранул происходит два процесса: испарение влаги (массообмен) и перенос тепла (теплообмен).

Смесь фосфорной, серной (при необходимости) кислот и абсорбционной жидкости из кислотного сборника насосом подается в циркуляционную камеру реактора САИ.

Аппарат САИ состоит из реакционной камеры (трубы), снабженной патрубками для ввода кислоты и аммиака (газообразного или жидкого). При взаимодействии смеси фосфорной и серной кислоты с аммиаком в реакционной трубе выделяется тепло, пульпа вскипает и выбрасывается в сепаратор. Реакционная труба тангенциально входит в сепаратор, где происходит отделение паров воды, отсасываемых через верхний газоход. Ниже уровня пульпы расположен патрубок для ее отвода. Остальная пульпа стекает по циркуляционной трубе, где она смешивается с ЭФК (смесь фосфорной, серной кислот и абсорбционной жидкости) и далее вступает в реакцию с аммиаком. В некоторых конструкциях предусмотрены отдельные вводы серной кислоты и абсорбционной жидкости.

В результате многократной циркуляции пульпы происходит постепенная аммонизация до оптимального мольного отношения $NH_3:H_3PO_4$ = 1,0–1,17 (для аммофоса); $NH_3:H_3PO_4$ = 1,1–1,24 (для сульфоаммофоса); $NH_3:H_3PO_4$ = 1,2–1,45 (для ДАФ), что предотвращает бурное кипение и потери аммиака.

ПГС, образовавшаяся в САИ в результате реакции, подается в систему абсорбции САИ.

Режим нейтрализации должен быть таким, чтобы образующаяся в САИ пульпа обладала достаточной подвижностью. Вязкая пульпа трудно перекачивается насосами и плохо поглощает аммиак.

При получении ДАФ (и некоторых марок сульфоаммофоса) пульпа из САИ поступает в сборник пульпы и через раскачной бак насосом подается для донейтрализации в трубчатые смесители. Из трубчатых смесителей донейтрализованная пульпа (МО 1,65–1,80) поступает через распыливающие форсунки в БГС.

При производстве аммофоса и сульфоаммофоса пульпа из раскачного бака пульпового сборника САИ насосами через форсунку подается в БГС.

При производсте NPK и NPKS-удобрений в БГС по ленточноому конвейеру подается хлористый калий. Также в процесс через жидкий тракт или вместе с ретуром могут вводится другие добавки: фосфогипс, микроэлементы, сера, магнезиальная добавка и др.

Полученная в САИ пульпа из сборников пульпы насосами или из трубчатых смесителей (при производстве ДАФ) через распыливающие форсунки подается в аппарат БГС, где происходит гранулирование продукта и сушка образовавшихся гранул.

БГС представляет собой наклоненный в сторону выгрузки цилиндрический барабан и вращающийся со скоростью 3–5 об/мин на двух роликовых опорных станциях. Упорные ролики предотвращают осевые сдвиги барабана. Передача вращения от электродвигателя к барабану производится через шестеренчатую пару, состоящую из венцовой шестерни закрепленной на барабане, и малой подвенцовой шестерни, находящейся на валу редуктора. В головной части БГС размещена винтовая насадка, в средней

части — подъемно-лопастная насадка с обратным шнеком, заканчивающаяся подпорным кольцом, в хвостовой части БГС насадка отсутствует. При помощи обратного шнека в аппарате БГС циркулирует часть продукта (внутренний ретур). Внешний ретур (дробленая крупная фракция после дробилок и мелкая фракция с грохотов) подается через загрузочную камеру в горячий конец барабана. Внешний и внутренний ретур создают плотную завесу в головной части БГС.

На частицы ретура напыляется диспергированная пульпа. В хвостовой части БГС происходит досушка гранул.

Сушка продукта осуществляется топочными газами с заданной для каждого продукта температурой. Топочные газы образуются при сжигании природного газа в топочно-горелочном устройстве.

Температура топочных газов на входе в БГС регулируется изменением расхода в топку природного газа и воздуха на разбавление.

В случае использования неупаренной (разбавленной) ЭФК на некоторых производствах реализована дополнительная стадия упарки аммофосных пульп в выпарных аппаратах, установленных после аппаратов САИ. Для этого используются выпарные установки, состоящие из трехкорпусной выпарной батареи и доупаривателя (с использованием водяного пара) или погружные выпарные установки барботажного типа (с получением теплоносителя сжиганием природного газа в топочно-горелочных устройствах).

В случае использования упаренной фосфорной кислоты технологическая схема может быть сокращена. Стадия нейтрализации в этом случае состоит из трубчатого реактора после которого аммонизированная пульпа подается непосредственно на завесу продукта в аппарат БГС.

Отходящие газы, образовавшиеся при сушке продукта, направляются в систему абсорбции от БГС, где происходит очистка от аммиака, фтора и пыли. Высушенный продукт из БГС выгружается на ленточный конвейер (элеватор) и подается на рассев в двухситные грохоты. Крупная фракция с верхнего сита поступает в дробилки, откуда измельченный материал вместе с мелкой фракцией, прошедшей через нижнее сито, возвращается ретурным транспортером в аппарат БГС.

Товарная фракция (обычно размером 2–5 мм) поступает на охлаждение и кондиционирование в барабанный холодильник — кондиционер.

Барабанный холодильник — кондиционер представляет собой цилиндрический барабан, установленный под углом наклона к горизонтали и вращающийся на двух роликовых опорных станциях. В горячем конце барабана находится гладкостенная зона, ограниченная на входе подпорным кольцом, в средней части — подъемно-лопастная насадка, в холодном конце — продольная подъемная насадка, ограниченная на выходе подпорным кольцом. Гладкостенная зона служит для предотвращения пылеуноса, насадка — для перемешивания продукта с целью интенсификации процесса охлаждения в средней зоне и процесса кондиционирования в холодном конце. Кондиционирующая жидкость распыливается сжатым воздухом через форсунку на гранулы продукта на расстоянии 2 м от выхода из барабана.

Охлаждение удобрений осуществляется атмосферным воздухом в противоточном режиме. Воздух протягивается через барабан хвостовым вентилятором. Отработанный теплоноситель поступает в систему газоочистки.

В некоторых схемах стадии охлаждения и кондиционирования могут быть разделены. Например, охлаждение может быть организовано с использованием аппарата кипящего слоя (КС), а кондиционирование в барабане-кондиционере или на ленточном конвейере/пересыпке (кондиционирование на ленте или в узле пересыпки не является оптимальным решением и применяется в случае невозможности организовать отдельный узел кондиционирования).

Для интенсификации процесса охлаждения удобрения может быть использована система охлаждения воздуха в процессе испарения жидкого аммиака. Охлажденный воздух с температурой ниже температуры атмосферного воздуха подается на охлаждение удобрений в барабанные холодильники или аппараты КС, испаренный аммиак — на стадию аммонизации смеси кислот (ограничением использования данного способа является необходимость дальнейшего использования газообразного аммиака с низким давлением).

Охлажденное и кондиционированное удобрение подается на склад готовой продукции, откуда забирается на контрольный пересев и далее на погрузку в ж/д-вагоны или в автотранспорт. При необходимости в производстве удобрений возможны вторая и третья стадии кондиционирования, организованные перед складом готовой продукции и перед погрузкой продукта в вагоны.

Часть удобрений из отделения дообработки и подготовки подается в бункер отделения фасовки, где производится фасовка продукта в мягкие специализированные контейнеры МКР (500–1500 кг) или в мешки по 25/50 кг.

ПГС, выделяющаяся в результате реакции взаимодействия аммиака и фосфорной кислоты от САИ, подается на очистку от аммиака в двухступенчатую установку, орашаемую частично аммонизированным раствором фосфорной кислоты и водой.

Газы, выходящие из аппарата БГС, содержащие пыль удобрений, аммиак и фтор, проходят очистку в скруббере «Вентури», полой башне и брызгоуловителе, затем хвостовым вентилятором выбрасывается в высотную выхлопную трубу.

Сточные воды абсорбции используются в технологическом процессе.

Конденсаты водяного пара, образующиеся на стадии испарения жидкого аммиака и упарки аммофосной пульпы в многокорпусной выпарной установке, а также конденсаты, образующиеся на стадии очистки отходящих от САИ газов (при работе в конденсационном режиме с использованием охлаждающей воды), в дальнейшем используются в технологическом процессе либо на смежных производствах (производство ЭФК, серной кислоты).

Очищенный газ хвостовым вентилятором выбрасываются в выхлопную трубу.

Запыленный воздух технологического оборудования, узла рассева, дробления и транспортеров вентилятором протягивается через циклон в абсорбер. Уловленная пыль подается на ретурный конвейер и возвращается в процесс, абсорбционные сточные воды используются в процессе. Для очистки «сухих» запыленных газов могут быть также использованы рукавные фильтры (имеются ограничения по составу пыли и влагосодержанию газового потока).

Очищенный воздух выбрасывается в атмосферу.

Принципиальные схемы представлены на рисунках 6.1 и 6.2.

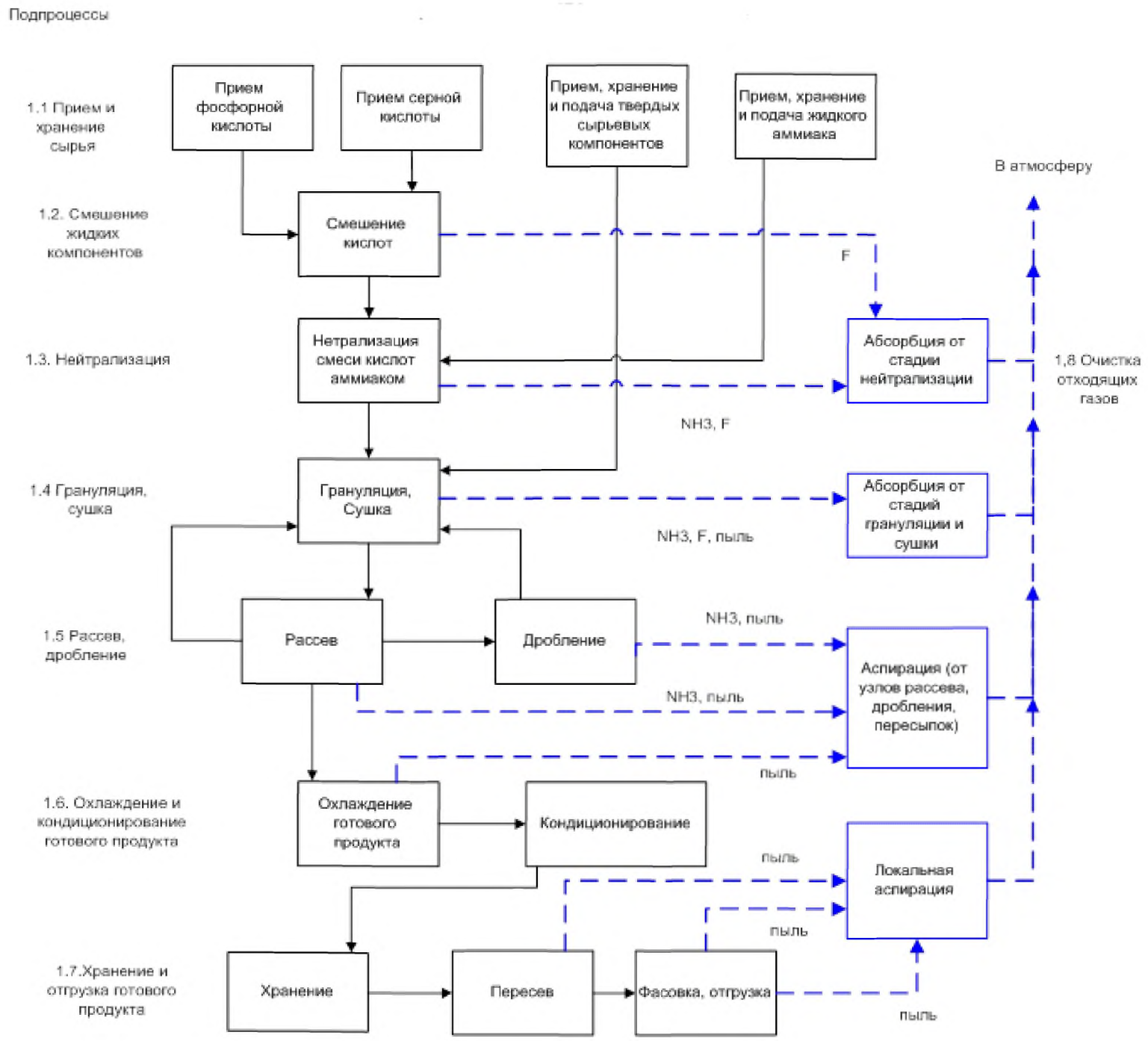


Рисунок 6.1 – Схема производства удобрений с использованием аппаратов САИ – БГС / САИ – ТР – БГС / ТР – БГС

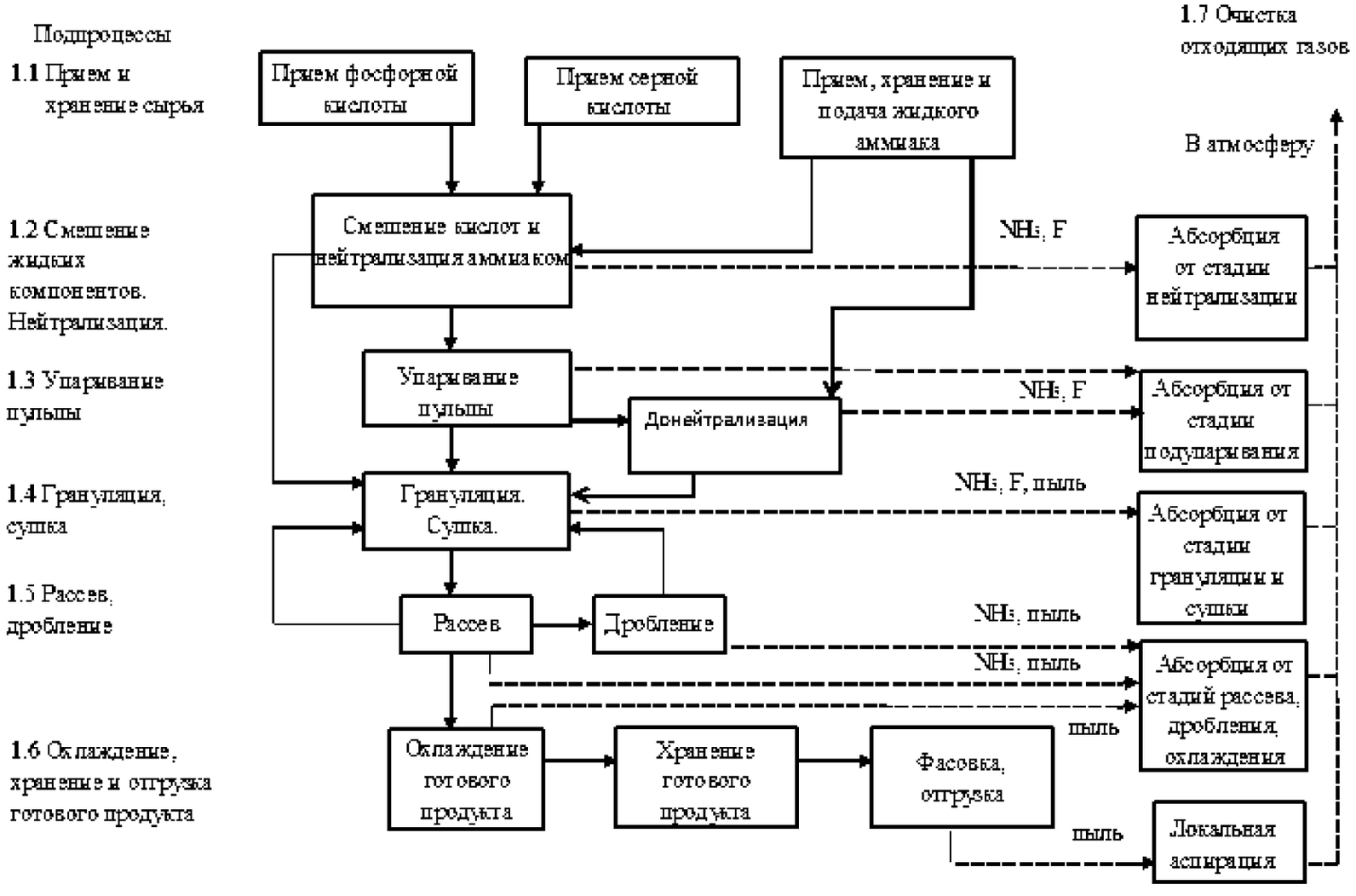


Рисунок 6.2 – Схема производства удобрений по схеме с БГС с упаркой аммофосных пульп

6.1.1.2 Производство NP / NPS / NPK-удобрений по схеме ТР — АГ — СБ

NP / NPS / NPK удобрения по схеме ТР — АГ — СБ производят АО «Апатит» (Вологодская область); ЕвроХим — Белореченские минудобрения, ООО; Мелеузовские минеральные удобрения, АО.

Сущность производства получения минеральных удобрений заключается в нейтрализации смеси фосфорной, серной (при необходимости) кислот и абсорбционных сточных вод, жидким аммиаком в трубчатых смесителях-нейтрализаторах с получением пульпы фосфатов аммония, последующей доаммонизацией и гранулированием в АГ с использованием внешнего ретура, сушкой в СБ, классификацией гранул, охлаждением и кондиционированием готового продукта. При производстве NPK-удобрений через ретурный цикл осуществляется подача концентрата «Сильвин», сульфата аммония, инертных добавок, микроэлементов в зависимости от номенклатуры выпускаемой продукции.

Процесс нейтрализации фосфорной кислоты жидким аммиаком осуществляется в трубчатых смесителях-нейтрализаторах, в которые подаются основные компоненты процесса: жидкий аммиак и частично аммонизированная фосфорная кислота. Для выпуска продукта установленной марки предусмотрена дозировка серной кислоты в необходимом объеме в исходную фосфорную кислоту или, как вариант, в трубчатый смеситель.

При нейтрализации фосфорной кислоты образуется пульпа фосфатов аммония. Степень аммонизации (МО NH_3:H_3PO_4) определяет вид выпускаемых удобрений. Пульпа фосфатов аммония из смесителей-нейтрализаторов поступает по пульпопроводам и распыляется в АГ на ретур, который подается в АГ элеватором.

В АГ происходит доаммонизация фосфатов аммония жидким аммиаком до необходимого МО NH_3:H_3PO_4 с одновременным гранулированием продукта.

При производстве NPK-удобрений ретур в процесс подается в смеси с хлористым калием и сульфатом аммония (для некоторых марок).

При использовании в процессе производства удобрений технических добавок (граншлака, фосфогипса, микроэлементов и др.) их подача осуществляется в АГ также вместе с ретуром.

Шихта, полученная в АГ, поступает в СБ. Сушка продукта осуществляется за счет подачи топочных газов, получаемых при сжигании природного газа в топочно-горелочном устройстве.

Высушенный продукт подается конвейером на двухситные грохоты узла рассева. Крупная фракция с верхних сит поступает в дробилки, затем — на ретурный конвейер, на который также поступает мелкая фракция из под нижних сит грохотов.

Основная фракция с грохотов делится на два потока. Один поток направляется в контрольный грохот, другой — на конвейер ретурного цикла. Товарная фракция после контрольного рассева поступает на охлаждение атмосферным воздухом в холодильники КС и (или) барабанные холодильники.

Охлажденный продукт поступает на узел кондиционирования. Кондиционирующая смесь из сборников через пневматические форсунки распыливается на готовый продукт в барабане-кондиционере.

Кондиционированный продукт направляется на склад готового продукта для хранения навалом. Со склада продукт поступает на фасовку или отгрузку навалом.

Для очистки отходящих газов в производстве предусматриваются две схемы абсорбции.

Схема малой абсорбции включает очистку отходящих газов от АГ, сборников серной кислоты, сборников отделения абсорбции, от элеваторов и др. Аппаратурное оформление данной стадии может состоять из комплекса абсорбционного оборудования: форабсорбера, где газы очищаются от пыли и частично аммиака, полого абсорбера, где улавливается основное количество аммиака, абсорбера (АПС) и т. п.

Схема большой абсорбции предусматривает очистку пылевоздушной смеси от СБ, холодильников, воздуха от системы аспирации.

Пылевоздушная смесь из СБ и холодильника КС проходит предварительно сухую очистку от пыли и затем мокрую очистку в абсорбере АПС.

Схема производства NP / NPS / NPK-удобрений по схеме ТР — АГ — СБ приведена рисунке 6.3.

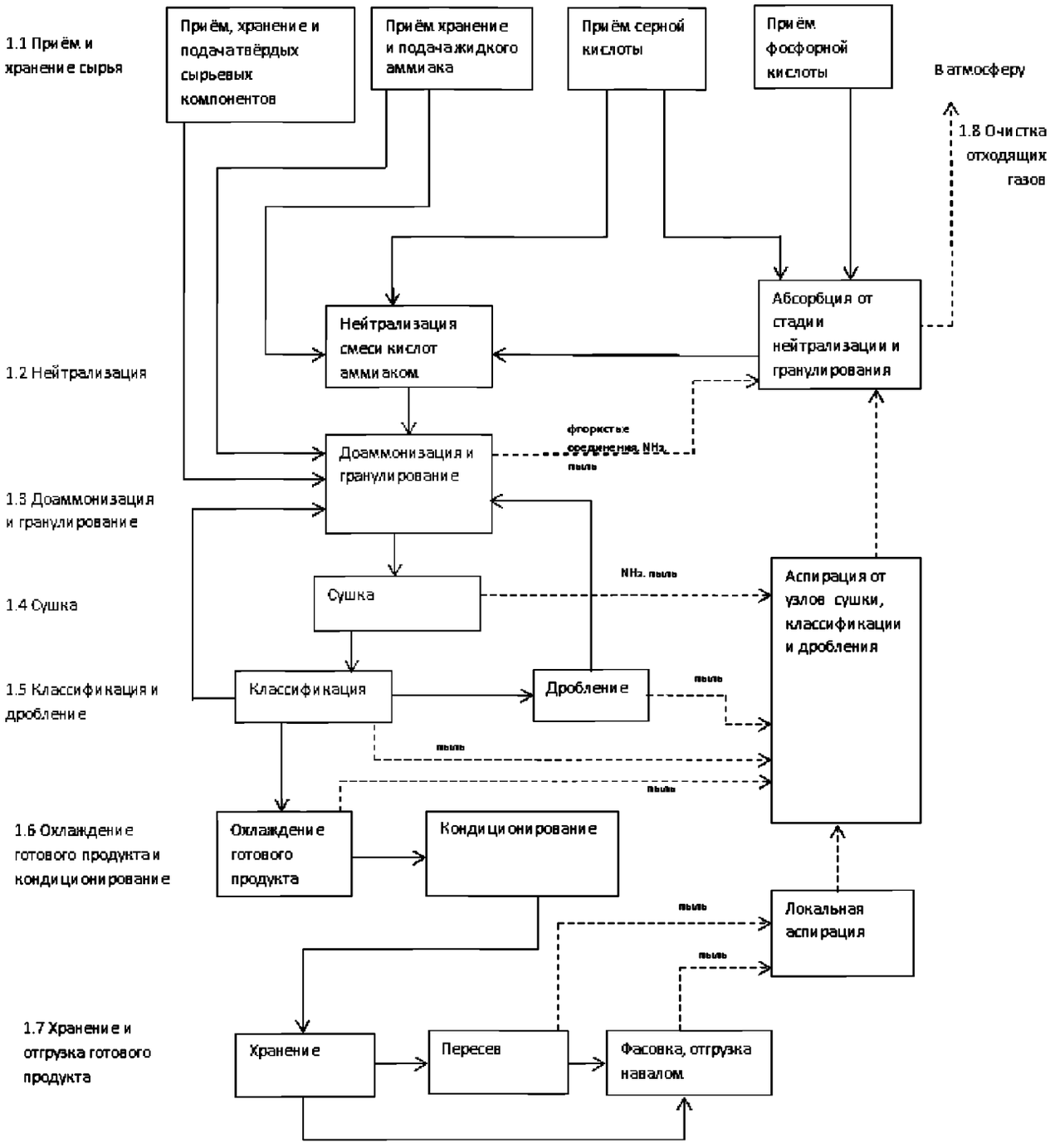


Рисунок 6.3 – Схема производства NP / NPS / NPK-удобрений по схеме ТР – АГ – СБ

6.1.1.3 Производство NP / NPS / NPK / NK-удобрений на основе фосфорной кислоты и плава аммиачной селитры по схеме с каскадом реакторов — нейтрализаторов, аппаратом БГС (или аппаратами АГ – СБ)

Данная технология реализована на АО «Невинномысский Азот».
Производство состоит из двух технологических линий (ниток).

Процесс производства сложных минеральных удобрений реализован с применением каскада реакторов на стадии нейтрализации, на стадии гранулирования и сушки с совместным применением барабана гранулятора-аммонизатора (БГА) и барабана грунулятора-сушилки (БГС).

Ввод хлористого калия в систему реализован по «мокрому» варианту — через узел нейтрализации.

Технологический процесс производства сложных минеральных удобрений (далее по тексту СМУ) слагается из следующих стадий:

1. Прием и хранение сырья и полуфабрикатов:
   - раствора аммиачной селитры;
   - газообразного аммиака;
   - жидкого аммиака;
   - фосфорной кислоты;
   - серной кислоты;
   - хлористого калия;
   - порошка магнезитового каустического;
   - масла индустриального;
   - антислеживающей добавки.

2. Подготовка полуфабрикатов.

2.1 Выпаривание раствора аммиачной селитры с целью получения плава аммиачной селитры с концентрацией не менее 90 %.

2.2 Приготовление и нейтрализация сульфатной пульпы.

2.3 Получения пульпы сложных минеральных удобрений (далее СМУ) необходимого качественного и количественного состава. Данная стадия включает в себя:

2.3.1 Получение азотно-калийной пульпы в результате взаимодействия плава аммиачной селитры с хлористым калием;

2.3.2 Получение пульпы фосфатов и сульфатов аммония в результате нейтрализации экстракционной фосфорной и серной кислот газообразным аммиаком;

2.3.3 Получение пульпы СМУ смешиванием азотно-калийной пульпы с пульпой фосфатов и сульфатов аммония, доаммонизацией полученной пульпы.

2.3.4 Грануляция и сушка полученной пульпы в барабанном оборудовании.

2.3.5 Классификация и дробление.

2.3.6 Охлаждение и кондиционирование продукта.

2.3.7 Хранение и отгрузка готового продукта.

2.3.8 Очистка отходящих газов.

Прием и хранение сырья и полуфабрикатов

Раствор аммиачной селитры концентрацией не менее 80 % поступает в цеховые емкости-хранилища по трубопроводу.

Газообразный аммиак со склада жидкого аммиака по трубопроводу поступает в отделитель-испаритель жидкого аммиака, где происходит испарение жидкого аммиака, сопутствующего газообразному, и отделение масла. Газообразный аммиак далее подается в цеховой коллектор.

Жидкий аммиак с давлением 13–17 кгс/см^2 подается в цех по трубопроводу со склада жидкого аммиака и разделяется на потоки. Часть жидкого аммиака подается в

самоохладитель, откуда поступает на доаммонизацию продукта в аммонизатор-гранулятор (ГА). Другая часть жидкого аммиака используется для охлаждения воздуха, подаваемого на установки охлаждения продукта «кипящего» слоя.

Экстракционная фосфорная кислота поступает по эстакаде из отделения фосфорной кислоты в приемный бак, оборудованный мешалкой. Из приемного бака фосфорная кислота насосами подается на узлы нейтрализации первой и второй технологических ниток. Часть фосфорной кислоты подается в баки узла абсорбции для поддержания pH абсорбционной жидкости.

Серная кислота поступает из отделения фосфорной кислоты в приемный бак, откуда насосами подается на узлы нейтрализации и самотеком — в баки узла абсорбции для поддержания pH абсорбционной жидкости.

Хлористый калий поступает в железнодорожных вагонах бункерного типа и выгружается в приемные бункеры. Из приемных бункеров хлористый калий системой конвейеров подается на элеватор и поступает в чашу склада хлористого калия или на систему конвейеров подачи в приемные бункеры главного корпуса.

Порошок магнезитовый каустический (ПМК) перекачивается пневмотранспортом в емкости-хранилища и затем — в приемный бункер.

Масло индустриальное поступает в цех в ж/д- и автоцистернах и перекачивается на узел приготовления раствора антислеживающего реагента.

Антислеживающая добавка поставляется в пастообразном виде в бочках по 200 л или гранулированном виде в мешках.

Подготовка полуфабрикатов

2.1 Выпаривание раствора аммиачной селитры.

Раствор аммиачной селитры концентрацией не менее 80 % из емкостей-хранилищ насосами подается через напорный бак в выпарной аппарат на распределительную тарелку и тонкой пленкой стекает по внутренней поверхности трубок в нижнюю часть аппарата.

Плав аммиачной селитры с температурой не выше 170 ^{0}С и концентрацией не менее 90 % после выпарного аппарата распределяется по бачкам плава аммиачной селитры первой и второй технологических ниток, из которых плав селитры насосами подаётся в баки-нейтрализации.

2.2 Приготовление и нейтрализация сульфатной пульпы.

Для улучшения свойств сложных минеральных удобрений в процессе грануляции используется капсулирование гранул сульфатной пульпой, представляющей собой смесь сульфатов магния и аммония.

Сульфатную пульпу получают из ПМК и серной кислоты в баке с перемешивающим устройством и насосом подают в баковый нейтрализатор сульфатной пульпы, где нейтрализуют газообразным аммиаком. Для приготовления сульфатной пульпы может использоваться шлам брусита, который завозится на узел абсорбции в специальных контейнерах.

При закачке пневмотранспортом порошка магнезитового каустического в бункер включается в работу аспирационная установка.

Воздух, отсасываемый от бункера, очищается от пыли магнезита в рукавном фильтре и вентилятором выбрасывается в атмосферу. Пыль из рукавного фильтра сбрасывается в бак приготовления сульфатной пульпы.

Получение пульпы СМУ

Получение пульпы проводят в трех баках (реакторах) — нейтрализаторах, соединенных переливными желобами и снабженных перемешивающими устройствами рамного типа.

В нейтрализаторах протекают процессы нейтрализации серной и фосфорной кислот и химическое взаимодействие между нитратом аммония и хлористым калием с образованием нитрата калия и хлорида аммония. Поддержание уровня pH пульпы осуществляется подачей газообразного аммиака в реакционную массу через барботеры.

Азотно-калийная пульпа из первого нейтрализатора по переливу перетекает во второй нейтрализатор, куда подаются отдельными потоками фосфорная и серная кислоты и газообразный аммиак. Во второй нейтрализатор может подаваться нейтрализованная сульфатная пульпа.

Пульпа из второго нейтрализатора по переливу самотеком поступает в третий нейтрализатор, здесь происходит ее доаммонизация и гомогенизация.

Температура в баках нейтрализации поддерживается за счет подачи острого пара. Парогазовая смесь от баков нейтрализации поступает на узел «малой» абсорбции для очистки от аммиака и оксидов азота

Пульпа из третьего нейтрализатора насосом подается на узел грануляции и сушки.

Грануляция и сушка

Для увеличения производительности нитки грануляцию пульпы продукта осуществляют одновременно в двух аппаратах: БГА и БГС.

Пульпа из третьего нейтрализатора подается двумя раздельными независимыми потоками в БГА и БГС.

Пульпа в БГА подается на слой продукта (ретура) через форсунки. При необходимости для аммонизации продукта под слой гранулированной массы может подаваться жидкий аммиак.

Процесс гранулирования в БГА осуществляется путем накатывания жидкой фазы (пульпы) на твердую (ретур). Частицы ретура являются центрами гранулирования (кристаллизации).

Для регулирования размера гранул на приводе БГА установлен частный преобразователь, позволяющий изменять скорость вращения барабана.

Образующийся после БГА гранулированный продукт с влажностью до 2 % по бункеру-течке направляется в БГС.

Для предотвращения запыленности и загазованности зоны обслуживания в БГА поддерживается разрежение путем отсоса газов вентилятором.

В БГС совмещены процессы гранулирования и сушки. БГС представляет собой реконструированный сушильный барабан.

Пульпа из третьего бака нейтрализации насосом подается на форсунку, через которую при помощи пара или воздуха напыляется и кристаллизуется на завесе ретура в БГС.

Завеса ретура создается за счет внешнего ретура поступающего из БГА, а также за счет внутреннего ретура.

Процесс сушки в БГС. Топочные газы для сушки образуются в результате сжигания природного газа в топке. Атмосферный воздух на сжигание природного газа и разбавление дымовых газов подается отдельными вентиляторами.

Генератор горячего газа (топка) и БГС работают под разрежением, создаваемым вентиляторами, подающими загрязненный воздух на очистку в групповые циклоны и далее — на узел «большой» абсорбции.

БГС на выходе продукта оборудованы классификаторами, которые разделяют высушенный продукт на два потока:

- гранулы размером менее 50 мм поступают на конвейер, подающий продукт на классификацию;
- гранулы размером более 50 мм подаются на молотковую дробилку и после дробления — на конвейер, подающий продукт на классификацию.

Классификация и дробление

Классификацию продукта проводят на просеивающих установках. Просеивающие установки состоят из загрузчика и двух просеивающих машин. Продукт подается в зону подачи загрузчика, откуда через сужающиеся распределительные щитки по средствам вибрации равномерно распределяется в обе стороны загрузчика и подается в зону подачи двух просеивающих машин. В просеивающих машинах продукт разделяется на три фракции:

- крупная, гранулы размером более 5 мм;
- товарная, гранулы размером от 2 до 5 мм;
- мелкая, гранулы размером менее 2 мм.

Мелкая фракция из-под нижних сит грохотов поступает в бункер-течку и возвращается в ретурный цикл (на конвейер подачи ретурва в БГА).

Товарная фракция с нижних сит грохотов поступает на на узел охлаждения продукта.

Крупная фракция с верхнего сита грохота через течки поступает на цепные двухроторные дробилки, где дробится и возвращается в ретурный цикл.

Охлаждение и кондиционирование продукта

Товарная фракция готового продукта с температурой до 100 °С после просеивающих установок поступает на узел охлаждения для снижения температуры продукта до 35 °С и далее на узел кондиционирования для обработки охлажденных гранул антислеживающими веществами.

Охлаждение продукта проводят в теплообменнике фирмы «Solex». Теплообменник представляет собой кондуктивный трехсекционный пластинчатый теплообменник сборного типа, и включает в себя несколько секций: загрузочный бункер в верхней части аппарата, три теплообменные секции в центре аппарата и секцию разгрузочного устройства (бункеры).

Охлаждение продукта (от 100 °С до 40°С) осуществляется кондуктивным способом (за счет теплообмена между нагретым продуктом, проходящим между стенкой пластинчатого теплообменника (термопластинами) и хладагентом (деминерализованная вода), которая циркулирует по термопластинам). Циркуляция воды осуществляется насосным модулем.

Охлажденный продукт из теплообменника «Solex» подается в барабан-кондиционер.

Барабан-кондиционер представляет собой полый вращающийся аппарат, оборудованный насадкой. Насадка позволяет продвигать продукт внутрь барабана и перемешивать с кондиционирующими добавками.

Обработка кондиционирующими добавками предназначена для снижения слеживаемости продукта при хранении.

В качестве кондиционирующей добавки применяется раствор органического амина в масле индустриальном И-20А.

Продукт, обработанный кондиционирующими добавками по системе конвейеров, выводится на склады.

Хранение и отгрузка готового продукта

Готовый продукт на складах хранится навалом. Хранение осуществляется в двух корпусах.

В корпусе А продукт хранится в чаше. Готовый продукт со склада забирается при помощи полупортальных кратцер-кранов, установленных по обеим сторонам чаш склада.

В корпусе Б продукт храниться в шести секциях раличного объема. Разгрузка склада осуществляется ковшовыми погрузчиками через откатные ворота, предусмотренные для каждой секции хранения.

Перед отгрузкой продукт проходит дополнительную классификацию в вибрационных грохотах.

Очистка отходящих газов

Очистка запыленного воздуха после перекачивания ПМК

При закачке пневмотранспортом ПМК в бункер включается в работу аспирационная установка.

Воздух, отсасываемый от бункера, очищается от пыли магнезита в рукавном фильтре и вентилятором выбрасывается в атмосферу.

Пыль из рукавного фильтра сбрасывается в сборник приготовления магнезиальной добавки.

Мокрая очистка пылегазовых смесей от основного оборудования

Очистка образующихся в процессе производства пылегазовых смесей перед выбросом в атмосферу осуществляется абсорбцией, в качестве абсорбента применяется абсорбционная жидкость, представляющая собой смесь оборотной воды, химзагрязненных стоков, парового конденсата, при необходимости подкисленная фосфорной или серной кислотой.

Очистка газов, выходящих из нейтрализаторов, гранулятора-аммонизатора и выпарного аппарата — «*малая*» *абсорбция*

Газовоздушная смесь от баков нейтрализации первой и второй технологических ниток, аммонизатора-гранулятора, выпарного аппарата, емкостей-хранилищ раствора аммиачной селитры, емкости фосфорной кислоты и сборников абсорбционных растворов абсорбции поступает в узел «малой» абсорбции.

Узел «малой» абсорбции состоит из двух ступеней (нижней и верхней).

Нижняя ступень представлена полым абсорбером. В верхней части абсорбера установлены две центробежные форсунки производительностью 160 $м^3$/ч каждая, по оси аппарата в два яруса с подачей жидкости на них от двух насосов ТХИ-160/29. Слив жидкости из абсорбера в бак осуществляется через нижний штуцер.

В нижней части абсорбера установлена щелевая Т-образная провальная решетка свободным сечением 50 %. Плотность орошения абсорбера (320 $м^3$/ч) составит 70 $м^3/м^2$ч, что является достаточной величиной для эффективной работы полого абсорбера с провальной решеткой при наличии необходимой высоты орошения с учетом дополнительного контакта жидкости и газа на решетке. Свободное сечение решетки 50 % при скорости газа 3 м/с (50000 $м^3$/ч) и указанной плотности орошения обеспечит работу решетки в режиме провала жидкости без захлебывания.

Верхняя ступень «малой» абсорбции представлена аппаратом АПС.

Аппарат работает следующим образом. Газ входит в абсорбер через газовый штуцер и проходит в контактный патрубок. Жидкость из бака от насоса поступает в абсорбер на тарелку через штуцер и через циркуляционные трубы попадает в контактный патрубок, где при контакте с газом образуется газожидкостной слой, который поднимается вверх, проходит между лопатками завихрителя, закручивается и отбрасывается к стенке корпуса. Жидкость отделяется от газа, стекает вниз и повторно направляется через циркуляционные трубы в контактный патрубок на контакт газом, а газ уходит из абсорбера. Вывод жидкости с тарелки производится через штуцер, с нижнего конуса через штуцер по трубам указанного диаметра в бак. Абсорбер АПС работает с внутренней циркуляцией жидкости в режиме прямотока фаз в контактном патрубке. Плотность орошения в контактном патрубке определяется сечением циркуляционных труб и высотой переливного штуцера (уровнем жидкости на тарелке).

Слив жидкости из газохода осуществляется в нижнюю часть абсорбера АПС.

Подача жидкости в АПС осуществляется из бака насосом (ТХИ-160/29) по трубе Ду150, на форсунку в газоход (от места развилки) по трубе Ду100. Расход жидкости на форсунку не регулируется, а определяется характеристиками форсунки. На линии подачи жидкости в АПС устанавливается клапан и расходомер.

Нижняя ступень орошается циркулирующей жидкостью, подаваемой насосами из баков нижней ступени. Избыток абсорбционной жидкости из баков нижней ступени «малой» абсорбции по переливному желобу перетекает в баки нижней ступени «большой» абсорбции.

Баки нижней ступени «малой» абсорбции подпитываются абсорбционной жидкостью из баков верхней «большой» абсорбции с линии нагнетания насосов.

Орошение верхней ступени «малой» абсорбции и циркуляция абсорбционной жидкости осуществляется насосами из баков верхней ступени «малой» абсорбции.

Баки верхней ступени «малой» абсорбции подпитываются оборотной водой, химзагрязненными стоками, паровым конденсатом. Избыток абсорбционной жидкости из баков верхней ступени «малой» абсорбции по переливному желобу перетекает в баки верхней ступени «большой» абсорбции.

Для поддержания в заданных пределах pH абсорбционной жидкости в баки верхней ступени «малой» абсорбции подается фосфорная и серная кислота.

Очистка газов, выходящих из БГС и от оборудования ретурного цикла — *«большая» абсорбция*

Газы, выходящие из БГС, содержат пыль, аммиак, F-соединения и оксиды азота. Основная очистка от пыли происходит в групповых циклонах. Улавливаемая в циклонах пыль поступает на конвейеры, подающие хлористый калий на узел нейтрализации-смешивания.

Очищенная от пыли газовоздушная смесь вентиляторами подается на «большие» абсорберы.

Орошение нижней ступени «больших» абсорберов и циркуляция абсорбционной жидкости осуществляется насосами из баков нижней ступени. Насосы нижней ступени имеют раздельные коллекторы нагнетания и подают абсорбционную жидкость на орошение нижних ступеней абсорберов через форсунки, расположенные на разной высоте.

Из баков нижней ступени осуществляется постоянный отбор абсорбционной жидкости на узлы нейтрализации первой и второй технологических ниток.

Подпитываются баки нижней ступени абсорбционной жидкостью из баков верхней ступени через баки нижней ступени «малой» абсорбции.

Орошение верхней ступени «большого» абсорбера и циркуляция абсорбционной жидкости осуществляется насосами верхней ступени из баков верхней ступени.

Часть абсорбционной жидкости с нагнетания насосов верхней ступени отбирается на подпитку баков нижней ступени через баки нижней ступени «малой» абсорбции.

Подпитываются баки верхней ступени абсорбционной жидкостью из баков верхней ступени «малой» абсорбции.

Очищенный воздух проходит брызгоуловители и через высотную выхлопную трубу выбрасывается в атмосферу.

Уловленная в брызгоуловителях абсорбционная жидкость и жидкость из коллекторов высотной выхлопной трубы стекает в баки верхней ступени.

Очистка запыленного воздуха узла рассева и ретурного цикла.

Воздух, отсасываемый из шахт элеваторов ретурного цикла, грохотов, укрытий конвейеров, элеваторов ретурного цикла очищается от пыли в групповых циклонах и затем подается в «большой» абсорбер.

Пыль, уловленная в циклонах, через двойные пылевые затворы ссыпается на ретурные конвейеры.

Пыль, уловленная в циклонах, ссыпается на конвейеры подачи хлористого калия в процесс.

В скрубберах производится мокрая очистка запыленного воздуха при помощи

Очищенный от пыли воздух выбрасывается в атмосферу через высотную выхлопную трубу.

Очистка запыленного воздуха узла дообработки готового продукта

Воздух, отсасываемый из шахт элеваторов узла дообработки, кессонов вибрационных грохотов, конвейеров узла дообработки, очищается от пыли в циклонах встречно-закручивающегося потока и вентиляторами подается в «большой» абсорбер.

Пыль, уловленная в циклонах, через двойные пылевые затворы ссыпается на конвейеры узла дообработки и далее подается в ретурный цикл.

Блок-схема технологического процесса производства СМУ с каскадом реакторов — нейтрализаторов и аппаратом БГС приведена на рисунке 6.4, описание технологического процесса с аппаратом БГС и с аппаратами АГ — СБ — в таблице 6.1.

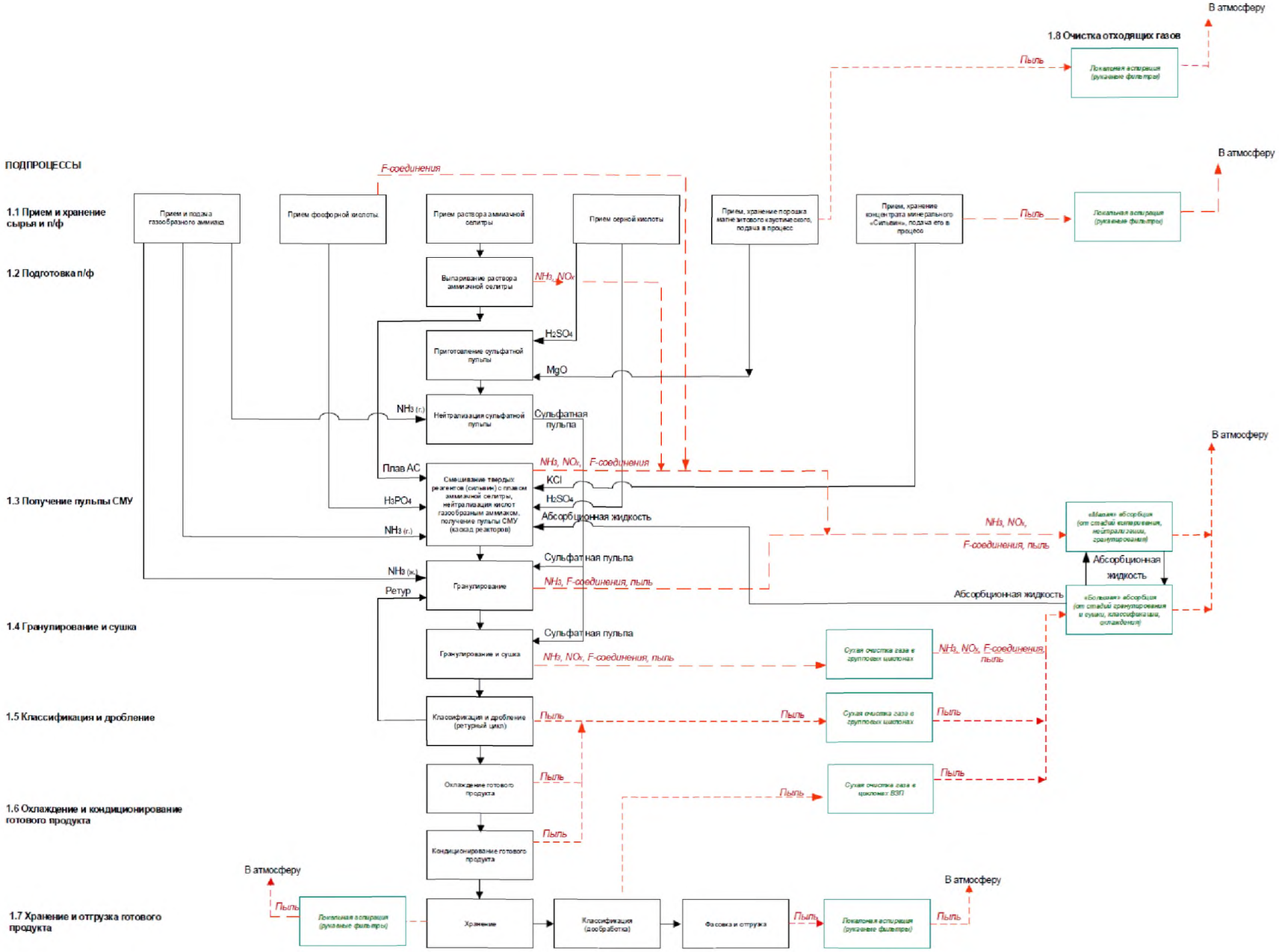


Рисунок 6.4 – Блок-схема технологического процесса производства СМУ по схеме с каскадом реакторов — нейтрализаторов и АГ — СБ

Таблица 6.1 – Описание технологического процесса с аппаратом БГС и с аппаратами АГ — СБ

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	ЭФК NH_3 H_2SO_4 Кондиционер Добавки	Прием сырья	ЭФК NH_3 H_2SO_4 Кондиционер Добавки	Хранилища кислот, склады, дозаторы	Пыль, проливы
1.2	ЭФК NH_3 H_2SO_4 Сточные воды абсорбции	Нейтрализация	Пульпа	САИ, трубчатый реактор	NH_3, соединения фтора в пересчете на фтор,
1.3*	NP пульпа	Упарка пульп	NP пульпа, Паро-газовая смесь	Многокорпусные выпарные аппараты (обогрев паром). Погружные выпарные аппараты (сжигание природного газа)	NH_3, соединения фтора в пересчете на фтор,
1.4*	NP пульпа	Донейтрализация	NP пульпа	Трубчатый реактор	NH_3, соединения фтора в пересчете на фтор
1.5*	NP пульпа, KCl, Добавки	Смешение компонентов	NP / NPK пульпа	Емкостное оборудование	NH_3, соединения фтора в пересчете на фтор,
1.6	Пульпа, KCl, сульфат аммония, добавки	Грануляция, сушка	Гранулы удобрений	Барабангранулятор сушилка или (АГ — СБ)	NH_3, соединения фтора
1.7	Гранулы удобрений	Рассев, дробление	Гранулы удобрений, ретур	Грохоты, дробилки	Пыль, NH_3,
1.8**	Гранулы удобрений	Охлаждение	Гранулы удобрений	Аппараты КС, барабан-холодильник, холодильник кондуктивного типа	NH_3, пыль
1.10**	Гранулы удобрений	Кондиционирование	Гранулы удобрений	Барабан-кондиционер	Пыль

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.11	Гранулы удобрений	Транспортировка	Гранулы удобрений	Транспортеры, элеваторы	Пыль
1.12	Гранулы удобрений	Складирование готового продукта	Гранулы удобрений	Транспортеры, кратцер -краны, погрузчики, элеваторы, бункеры	Пыль
1.13	Гранулы удобрений	Пересев ГП	Гранулы удобрений	Грохоты	Пыль
1.14*	Гранулы удобрений	Кондиционирование ГП перед отгрузкой	Гранулы удобрений	Барабан-кондиционер, форсунки, узел пересыпки конвейеров	Пыль
1.15	Гранулы удобрений	Отгрузка ГП, фасовка ГП	Гранулы удобрений	Транспортеры, элеваторы, бункеры, упаковочные машины	Пыль
* Данные стадии могут отсутствовать на некоторых технологических схемах. ** На некоторых схемах данные стадии могут быть объединены.					

6.1.1.4 Очистка отходящих газов при производстве комплексных удобрений на основе сернокислотной переработке фосфатного сырья

Очистка образующихся в процессе производства пылегазовых смесей перед выбросом в атмосферу осуществляется абсорбцией, в качестве абсорбента применяется абсорбционная жидкость, представляющая собой смесь оборотной воды, химзагрязненных сточных вод, парового конденсата, при необходимости подкисленная фосфорной или серной кислотой.

Очистка газов, выходящих из нейтрализаторов, аммонизатора-гранулятора и выпарного аппарата — «малая» абсорбция

Газовоздушная смесь от баков нейтрализации первой и второй технологических ниток, АГ, выпарного аппарата, емкостей-хранилищ раствора аммиачной селитры, емкости фосфорной кислоты и сборников абсорбционных растворов абсорбции поступает в «малый» абсорбер.

«Малый» абсорбер состоит из двух ступеней (нижней и верхней), перегородкой между ступенями служит глухая тарелка со штуцерами для прохода газа. Абсорбер объединен по газовому потоку и разделен по орошающей жидкости. Движение газов и жидкости в абсорбере осуществляется противотоком.

Для поддержания в заданных пределах pH абсорбционной жидкости в баки «малой» абсорбции подаются фосфорная и серная кислоты.

Очищенный воздух проходит брызгоуловитель, где улавливаются капли абсорбционной жидкости, уносимые с газом из «малого» абсорбера, и вентиляторами выбрасывается через выхлопную трубу в атмосферу.

Уловленная в брызгоуловителях абсорбционная жидкость стекает в баки «малой» абсорбции.

Очистка газов, выходящих из БГС и СБ, — «большая» абсорбция

Газы, выходящие из БГС и СБ, содержат пыль, аммиак, F-соединения. Основная очистка от пыли происходит в групповых циклонах. Улавливаемая в циклонах пыль через двойные пылевые затворы поступает на ретурные конвейеры.

Очищенная от пыли газовоздушная смесь вентиляторами подается на «большие» абсорберы.

Очищенный воздух проходит брызгоуловители и через высотную выхлопную трубу выбрасывается в атмосферу.

Уловленная в брызгоуловителях абсорбционная жидкость и жидкость из коллекторов высотной выхлопной трубы стекает в баки верхней ступени.

Очистка запыленного воздуха

Воздух, отсасываемый из шахт элеваторов ретурного цикла, кессонов вибрационных грохотов, укрытий конвейеров ретурного цикла, очищается от пыли в групповых циклонах и затем подается в скрубберы.

Пыль, уловленная в циклонах, через двойные пылевые затворы ссыпается на ретурные конвейеры.

Воздух, отсасываемый из шахт элеваторов подачи ретура в БГС и СБ, укрытий конвейеров, проходит очистку от пыли в одиночных циклонах и подается в скрубберы.

Пыль, уловленная в циклонах, ссыпается на конвейеры подачи ретура в БГС и СБ через двойные пылевые затворы.

В скрубберах производится мокрая очистка запыленного воздуха при помощи скрубберной жидкости, представляющей собой смесь оборотной воды, химзагрязненных сточных вод, парового конденсата. Орошение скрубберов и циркуляция скрубберной жидкости осуществляются насосами.

Излишек скрубберной жидкости и насыщенная пылью продукта скрубберная жидкость сливаются в баки верхней ступени «большой» абсорбции.

Очищенный от пыли воздух выбрасывается в атмосферу через высотную выхлопную трубу.

Подпитка скрубберов осуществляется абсорбционной жидкостью насосами из бака-сборника сточных вод.

Очистка запыленного воздуха узла дообработки готового продукта

Воздух, отсасываемый из шахт элеваторов узла дообработки, кессонов вибрационных грохотов, конвейеров узла дообработки, очищается от пыли в циклонах встречно-закручивающегося потока и вентиляторами подается в скруббер первой технологической нитки.

Пыль, уловленная в циклонах, через двойные пылевые затворы ссыпается на конвейеры узла дообработки и далее подается в ретурный цикл.

Очистка запыленного воздуха узла кондиционирования

Воздух от барабанов-кондиционеров и укрытий конвейеров очищается от пыли в рукавных фильтрах и вентиляторами выбрасывается в атмосферу через пылевые трубы.

Производство PKS / NPKS-удобрений на основе фосфатов кальция

PKS / NPKS-удобрения на основе фосфатов кальция производит Волховский филиал АО «Апатит».

Метод производства заключается в нейтрализации смеси фосфорной и серной кислот карбонатом кальция, смешении нейтрализованной пульпы с азотсодержащим компонентом (для NPKS-удобрения) и хлоридом калия с последующим гранулированием и сушкой в БГС, классификацией высушенных гранул, кондиционированием и очисткой отходящих газов.

Получение фосфатно-сульфатной пульпы. Процесс нейтрализации смеси кислот конверсионным мелом осуществляется в емкостных реакторах, оборудованных перемешивающими устройствами. Для поддержания текучести пульпы в реактор подается абсорбционный раствор со стадии очистки отходящих газов.

Нейтрализованная в первом реакторе пульпа поступает во второй реактор, где смешивается с хлористым калием. При получении NPKS-удобрений в реактор 2 подается азотсодержащий компонент.

Полученная смесь поступает в емкостной реактор 3, из которого подается в БГС, где осуществляется гранулирование и сушка продукта. Для улучшения процесса гранулирования в БГС подается ретур (мелкий продукт после рассева, раздрбленая крупная фракция, пыль, некондиционный материал).

Полученный в БГС гранулированный продукт поступает в элеватор и далее направляется на грохота для классификации.

Крупная фракция продукта с верхних сит поступает в дробилку, затем на ретурный конвейер. Фракция с нижних сит ссыпается на ретурный конвейер и возвращается в БГС для улучшения грануляции. Продукционная фракция с грохота подается на кондиционирование индустриальным маслом и далее на фасовочный комплекс.

Отходящие газы от стадии нейтрализации проходят очистку в системе абсорбции.

Отходящие газы после БГС поступают в конический циклон для очистки от пыли. Уловленная пыль направляется в ретур.

После циклона газы направляются в систему абсорбции, после чего выбрасываются в атмосферу.

Для очистки запыленных аспирационных газов от элеваторов, грохотов и укрытий конвейеров последовательно устанавливаются циклон и рукавный фильтр, после которого газ вентилятором выбрасывается в атмосферу.

Уловленная пыль поступает на ретурный конвейер и подается в БГС.

Процесс производства NPKS –удобрений по схеме с БГС

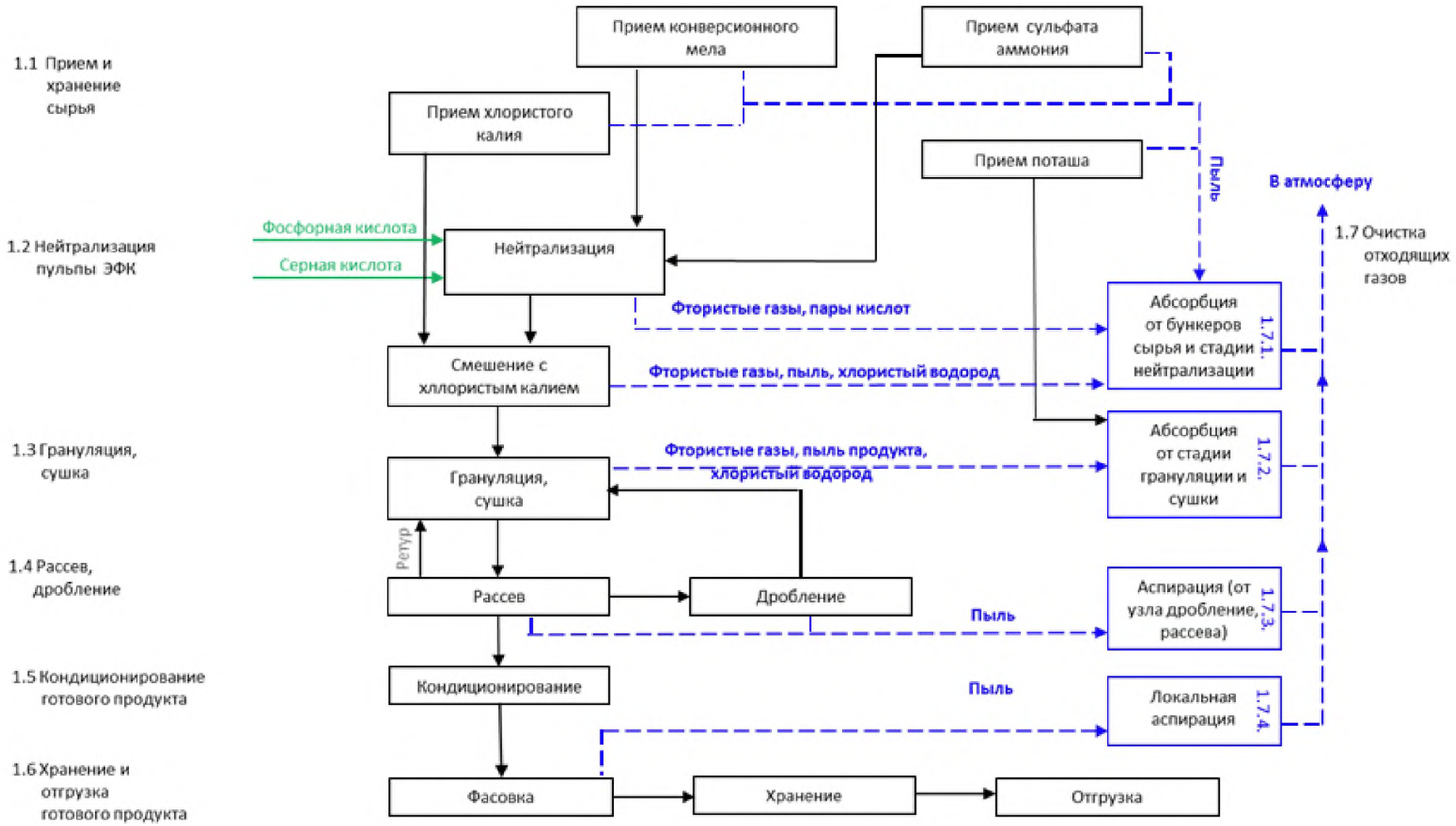


Рисунок 6.5 – Производство PKS / NPKS-удобрений

Таблица 6.2 – Описание технологического процесса

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	$CaCO_3$, KCl, K_2CO_3, NH_3 , $(NH_4)_2SO_4$	Прием сырья	$CaCO_3$, KCl,, NH_3 , $(NH_4)_2SO_4$	Емкости, дозаторы, бункера	Пыль
1.2	H_3PO_4, H_2SO_4 $CaCO_3$, $((NH_4)_2SO_4)$ KCl,	Нейтрализация Смешение с хлористым калием	NPKS-пульпа	Реакторы-смесители (3 шт.)	соединения фтора в пересчете на фтор
1.3	NPKS-пульпа	Грануляция, сушка	NPKS-удобрения	БГС, топочно-горелочное устройство, вентилятор	соединения фтора в пересчете на фтор, пыль готового продукта
1.4	NPKS-удобрения	Рассев, дробление	NPKS-удобрения	Грохот, дробилка, элеватор	Пыль готового продукта
1.5	NPKS-удобрения	Кондиционирование	NPKS-удобрения	Сборник кондициони-рующей смеси, форсунка	Пыль готового продукта
1.6	NPKS-удобрения	Хранение и отгрузка готового продукта	NPKS-удобрения	Бункер готового продукта, фасовочная машина	Пыль готового продукта
1.7	Отходящие газы с различных стадий процесса	Очистка отходящих газов	Очищенные отходящие газы	Абсорбер АПС, Циклон, абсорбер «Вентури», Фильтр рукавный, вентиляторы	Пыль сырья, фтористые газы

6.1.1.5 Описание производства жидких комплексных удобрений

Данная технология реализована на АО «Апатит» (Вологодская область).

ЭФК поступает на склад кислот из отделения производства ЭФК. При необходимости кислота подогревается до 60–80 °С и поступает на смешение с магнезитом и (или) аммиачной селитрой. Далее ЭФК поступает на упаривание, которое осуществляется под вакуумом в выпарном аппарате с принудительной циркуляцией. Упаривание кислоты осуществляется до массовой доли P_2O_5 68–72 %.

Полученную суперфосфорную кислоту нейтрализуют газообразным аммиаком с последующим разбавлением образующегося плава фосфатов аммония водой (при необходимости для некоторых марок) и его донейтрализацией до pH 6–7. Нейтрализация суперфосфорной кислоты осуществляется в трубчатом реакторе, донейтрализация — в баке-нейтрализаторе. В полученный после донейтрализации раствор для разбавления подается вода.

Полученное жидкое комплексное удобрение охлаждают в теплообменнике оборотной водой и направляют на склад.

Система очистки отходящих газов предусмотрена от стадий концентрирования ЭФК до суперфосфорной кислоты и от стадии нейтрализации суперфосфрной кислоты аммиаком.

Очистка газов со стадии концентрирования ЭФК. ПГС из испарителя с помощью вакуум-системы протягивается через поверхностный конденсатор, в котором за счет охлаждения этой смеси оборотной водой из газа конденсируется влага и улавливаются соединения фтора.

Образующиеся в конденсаторе «кислые» растворы с температурой не более 40 °С сливаются в бак «кислых» конденсатов, откуда перекачиваются в сборник.

Газы после конденсатора поступают в двухступенчатую вакуум — эжекционную установку, включающую эжектора и промежуточные конденсаторы.

В эжекторы подается пар среднего давления 1,08–1,47 МПа (11–15 кгс/см^2).

Для охлаждения газов в конденсаторы подается оборотная вода.

Не сконденсировавшиеся газы после вакуум-эжекционной установки выбрасываются в атмосферу.

Для улавливания аммиака, выделяющегося при нейтрализации суперфосфорной кислоты, используют речную воду, которая орошает промывную башню. На эту ступень также можно подать охлажденные ЖКУ. Образующиеся сточные воды используются для разбавления ЖКУ.

Схема производства ЖКУ приведена на рисунке 6.6, описание технологического процесса — в таблице 6.3.

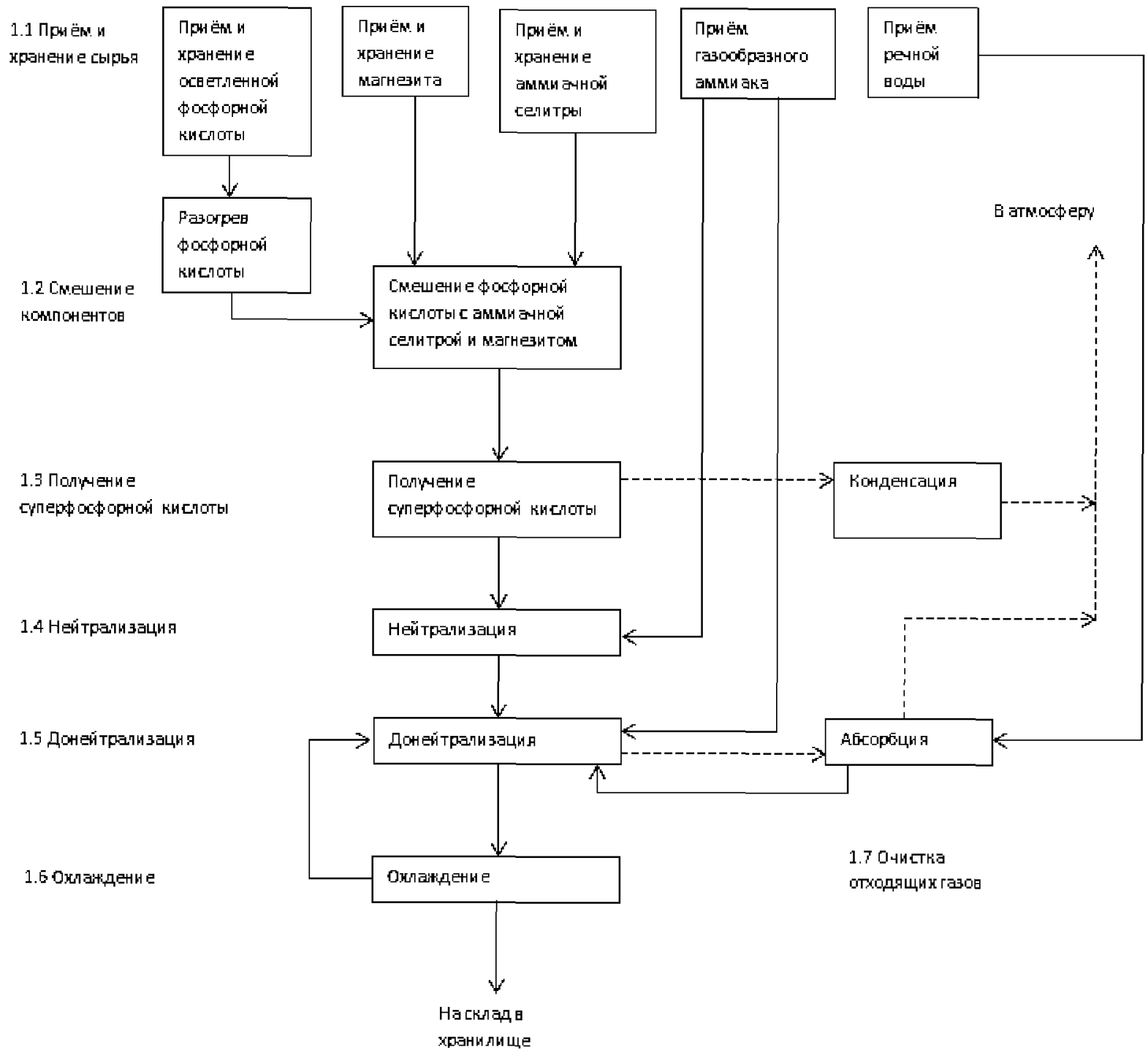


Рисунок 6.6 – Схема производства ЖКУ

Таблица 6.3 – Описание процесса производства ЖКУ

№ под-процесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наимено-вание)
1.1	Осветленная упаренная ЭФК, магнезит, аммиачная селитра	Прием и хранение сырья	Осветленная упаренная ЭФК, магнезит, аммиачная селитра	Сборники, бункер	Пыль магнезита
1.2	Осветленная упаренная ЭФК, магнезит, аммиачная селитра	Смешение компонентов	Смесь фосфорной кислоты, магнезита и аммиачной селитры	Сборник	Пыль магнезита
1.3	Смесь фосфорной кислоты, магнезита и аммиачной селитры	Упарка	Суперфосфорная кислота	Выпарной аппарат (Сепаратор, циркуляционный насос, выносной теплообменник)	H_2O, брызги фосфорной кислоты, фтористые соединения,
1.4	Супер-фосфорная кислота, аммиак	Нейтрализация	Плав пульпы	Трубчатый реактор	—
1.5	Плав пульпы, речная вода, товарное ЖКУ	Донейтрализация	Готовое жидкое комплексное удобрение	Бак-нейтрализатор	Аммиак, брызги
1.6	Готовое жидкое комплексное удобрение	Охлаждение	Готовое жидкое комплексное удобрение	Теплообменник	Брызги
1.7	Отходящие газы и пары, речная вода	Очистка отходящих газов	Речная вода	Поверхностный конденсатор, эжектор, абсорбер	Брызги

6.1.2 Производство удобрений на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья

Комплексные удобрения на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья производятся ПАО Акрон, ПАО Дорогобуж, ; филиал «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке; АО; Минудобрения, г. Россошь.

6.1.2.1 Азотнокислотное разложение фосфатного сырья с отделением тетрагидрата нитрата кальция вымораживанием, аммонизацией

полученного азотнофосфорнокислого раствора, упариванием пульпы, смешением с хлористым калием и грануляцией в барабанном грануляторе-сушилке

Исходным сырьем для получения NPK (NPKS)-удобрений является апатит, из которого производится пульпа аммонизированного азотно-фосфорного раствора (ААФР) с различным соотношением азота к фосфору в зависимости от марки сложного удобрения и хлористый калий (концентрат минеральный «Сильвин»).

Производство ААФР включает в себя следующие стадии (см. рисунок 6.7):

- азотно-кислотное разложения апатита;
- осветление азотно-кислотной вытяжки апатита (АКВ);
- кристаллизация и фильтрация нитрата кальция;
- приготовление стандартного азотно-фосфорнокислого раствора (АФР) и аммонизированного азотнофосфорного раствора (ААФР) для производства СМУ и азотофосфата.

Основной целью процесса азотнокислотного разложения апатита является перевод в водорастворимое состояние соединений фосфора и кальция путем его вскрытия азотной кислотой, содержащейся в азотнокислых оборотных растворах.

В результате разложения апатита азотнокислыми оборотными растворами образуется АКВ, представляющая собой суспензию с отношением твердых и жидких фаз, равным 1:45÷1:50. Жидкая фаза представляет водный раствор фосфорной и азотной кислот, нитратов кальция, фтороводорода, примесных соединений причем степень вскрытия соединений ценных элементов практически равна доле разложившегося апатита. Твердая фаза состоит из нерастворимых в кислотах минералов — ильменита ($FeTiO_3$), сфена ($CaTiSiO_5$), титаномагнетита ($Fe_3O_4 \cdot FeTiO_3 \cdot TiO_2$) и др.

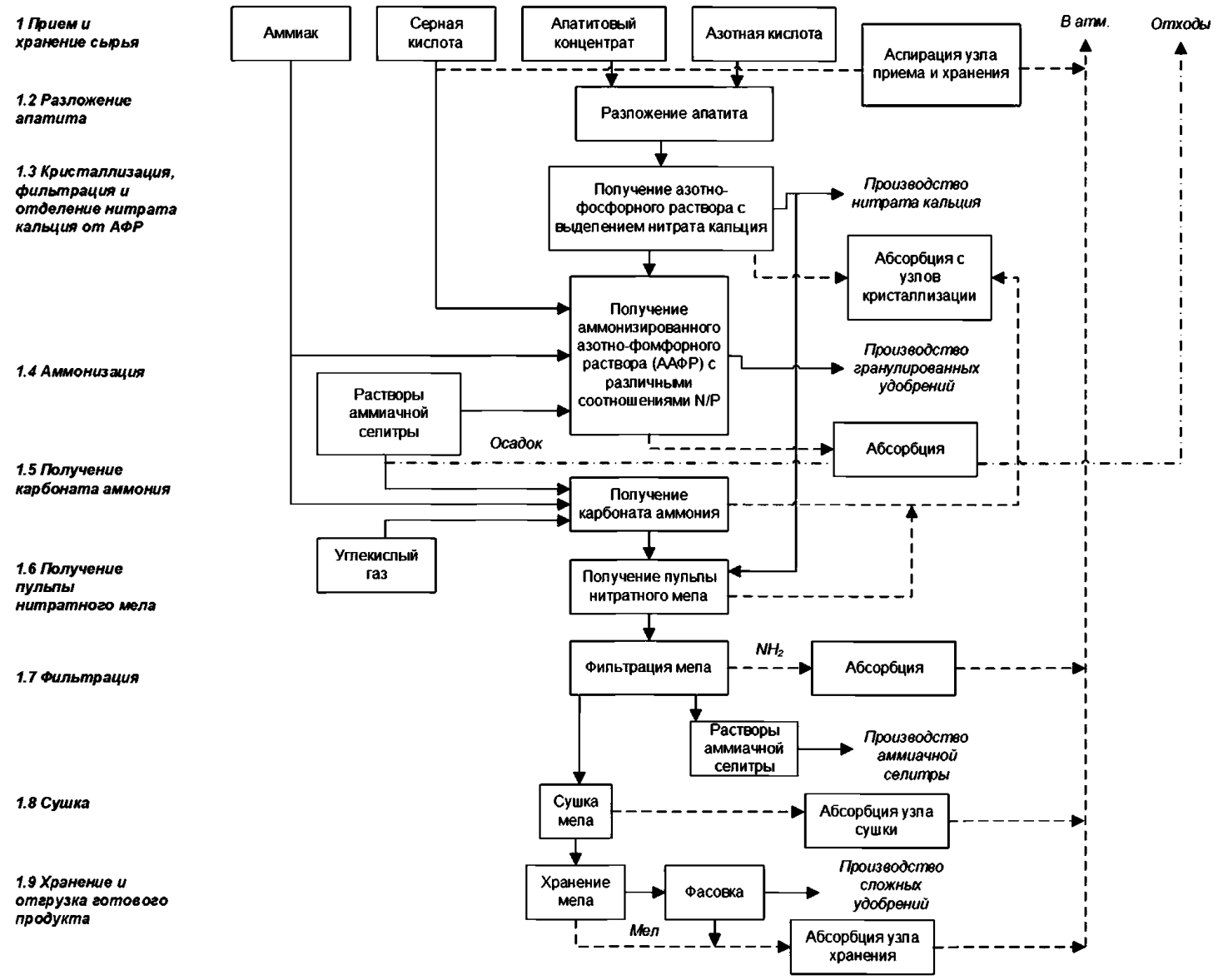


Рисунок 6.7 – Схема получения ААФР

АКВ со стадии разложения апатита направляется на стадию осветления. Осветление АКВ осуществляется в сгустителях, представляющих собой вертикальный цилиндрический аппарат (V = 700 м^3) с коническим днищем и гребковой мешалкой.

Осветленный раствор из сгустителя направляется в узел кристаллизации тетрагидрата нитрата кальция (ТГНК).

Кристаллизация, фильтрация и отделение нитрата кальция от азотно-фосфорного раствора

Основная цель данной стадии — перевод содержащегося в АКВ нитрата кальция из жидкой фазы в твердую для его последующего отделения от азотно-фосфорного раствора (АФР). Это необходимо для получения в дальнейшем удобрений, содержащих фосфаты в усвояемой для растений форме.

Процесс основан на уменьшении растворимости нитрата кальция в АКВ с понижением температуры (кристаллизация), т. е. на фазовом переходе нитрата кальция из растворенного состояния в кристаллическую форму в виде кристаллов ТГНК ($Ca(NO_3)_2 \cdot 4H_2O$).

Процесс кристаллизации осуществляется последовательно в трех кристаллизаторах непрерывного действия, хладоагентами являются охлажденные рассолы с производства получения холода и выдачи аммиака, переработки и выдачи углекислого газа (с индивидуальной для каждой ступени температурой).

Получение азотно-фосфорного раствора с выделением нитрата кальция

На данной стадии осуществляется процесс отделения кристаллического ТГНК (твердая фаза) от маточного раствора — АФР (жидкая фаза). Процесс основан на разделении суспензии на фильтрующей перегородке (фильтровальной сетке). Движущей силой процесса является перепад давления до 0,5 кгс/см^2, создаваемый работой вакуум-насосов.

Суспензия после стадии кристаллизации разделяется на барабанном вакуум-фильтре. Маточный раствор (АФР) направляется на стадию приготовления стандартного АФР. Кристаллы ТГНК с целью уменьшения потерь фосфора подвергаются распульповке охлажденной азотной кислотой и повторной фильтрации полученной суспензии. Фильтрат после нее направляется на вскрытие апатита, а кристаллы ТГНК подвергаются плавлению паром ($t_{пл}$ = +42,7 °С).

Далее нитрат кальция в виде водного раствора направляется на стадию его конверсии в карбонат кальция и нитрат аммония.

Газоочистка предназначена для очистки газов из реакторов разложения апатита от окислов азота, фтористых соединений, паров азотной и фосфорной кислот, для очистки от загрязняющих веществ газов, выделяющихся из технологического оборудования. В газоходах на входе в скрубберы установлено по четыре форсунки центробежного распыления, через которые производится циркуляция орошающего раствора. В качестве орошающей жидкости используется оборотная вода. Орошающий раствор возвращается в производство ААФР.

Аммонизация

Получение ААФР с различными соотношениями N/P_2O_5 в зависимости от марки удобрения

Приготовленный на предыдущей стадии стандартный АФР подвергается двухступенчатой аммонизации (нейтрализации аммиаком).

На первой стадии АФР аммонизируется газообразным аммиаком в скоростных трубах — аммонизаторах.

На второй стадии осуществляется коррекция pH ААФР путем подачи 15 %-ной аммиачной воды. Кроме того, в ААФР вводится серная кислота с целью улучшения условий грануляции в производстве СМУ. Химические реакции, протекающие при аммонизации АФР, описываются следующими уравнениями:

$HNO_3 + NH_3 \rightarrow NH_4NO_3 + Q_1$;

$H_3PO_4 + NH_3 \rightarrow NH_4H_2PO_4 + Q_2$;

$2NH_4H_2PO_4 + Ca(NO_3)_2 \rightarrow Ca(H_2PO_4)_2 + 2NH_4NO_3 + Q_3$;

$NH_4H_2PO_4 + NH_3 \rightarrow (NH_4)_2HPO_4 + Q_4$;

$Ca(H_2PO_4)_2 + Ca(NO_3)_2 + 2NH_3 \rightarrow 2CaHPO_4 + 2NH_4NO_3$.

Кремнефтористо-водородная кислота, содержащаяся в АФР, при нейтрализации аммиаком переходит в кремнефторид аммония или фторид кальция и силикат кальция:

$H_2SiF_6 + 2NH_3 \rightarrow (NH_4)_2SiF_6 + Q_5$;

$4Ca(NO_3)_2 + H_2SiF_6 + 8NH_3 + 3H_2O \rightarrow 3CaF_2 + CaSiO_3 + 8NH_4NO_3$.

Нитраты железа и алюминия при нейтрализации переходят в осадок в виде фосфатов:

$2H_3PO_4 + Fe(NO_3)_3 + 4NH_3 \rightarrow FePO_4 + 3NH_4NO_3 + NH_4H_2PO_4$.

Абсорбция от узла аммонизации

Газо-воздушная смесь местных отсосов от технологических аппаратов поступают по общему коллектору в газоочистку. В кубовую часть скруббера подается НКСП и 58 %-ная азотная кислота. Орошающий раствор возвращается в производство НК.

Получение карбоната аммония

Раствор карбоната аммония, применяемый для осуществления конверсии нитрата кальция, получается путем абсорбции газообразных аммиака и диоксида углерода водным раствором аммиачной селитры. Процесс протекает в абсорбционной колонне по реакции:

$2NH_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow (NH_4)_2CO_3 + 40775$ ккал/кг·моль.

Получение пульпы нитратного мела

Переработка нитрата кальция (НК) осуществляется его конверсией в карбонат кальция и нитрат аммония путем обработки 33 % ÷ 39 % раствором карбоната аммония.

Процесс конверсии НК описывается следующим уравнением реакции:

$Ca(NO_3)_2 + (NH_4)_2CO_3 \rightarrow CaCO_3 + 2NH_4NO_3 + 170$ кДж/кмоль $Ca(NO_3)_2$.

Образующаяся в результате конверсии нитрата кальция пульпа мела в растворе аммиачной селитры из реакторов откачивается в производство получения карбоната кальция (мела) и конверсионных растворов аммиачной селитры.

Фильтрация мела и получение конверсионных растворов

Пульпа мела поступает на фильтровальные полотна ковшей карусельного вакуум-фильтра (КВФ), где происходит разделение жидкой и твердой фаз, а также промывка мела скрубберными растворами, поступающими из отделения газоочистки.

Газоочистка предназначена для очистки от аммиака газовоздушного потока, отводящегося от карусельных вакуум-фильтров и реакторов. Газовоздушный поток вентилятором протягивается через скруббер, орошаемый циркуляционным раствором (НКСП или оборотной водой)» или раствором азотной кислоты и выбрасывается в атмосферу через выхлопную трубу.

Сушка мела

Сушка и охлаждение карбоната кальция предназначены для получения товарного продукта из влажного кека, поступающего с узла фильтрации. Сушка производится в СБ при контакте кека с сушильным агентом (горячим теплоносителем), который образуется

при сжигании природного газа. Отработанный теплоноситель, содержащий пыль карбоната кальция, отводится на узел газоочистки. Высушенный карбонат кальция охлаждается во вращающемся барабанном холодильнике, после чего карбонат кальция поступает в бункеры для последующей пневмотранспортировки в силосы-хранилища. Узел газоочистки предназначен для очистки пылегазовоздушного потока от продуктов сгорания природного газа, окислов азота, аммиака, пыли карбоната кальция. Очистка осуществляется в две стадии. На первой стадии отработанный газ проходит через батарейные циклоны, где под действием центробежной силы большая часть содержащейся в отработанном газе пыли карбоната кальция по стенкам циклонов оседает в их нижнюю часть, а далее через бункер и шнековый питатель ссыпается в приемный бункер узла пневмотранспортировки мела. На второй стадии отработанный газ проходит через скрубберы. В основе очистки лежит метод мокрой очистки (абсорбции), при этом пыль карбоната кальция, окислы азота и аммиак поглощаются орошающим циркуляционным раствором (НКСП или оборотной водой) и в виде суспензии выводятся из скруббера. Избыток образующейся суспензии направляется на узел фильтрации мела.

Производство сложных минеральных NPK (NPKS)-удобрений включает следующие стадии:

1) Прием пульпы ААФР и нитратных солей.

2) Упаривание ААФР до остаточной влажности NP-пульпы 9 % ÷ 15 % в трехкорпусной выпарной батарее с доупаривателе.

3) Выгрузка и передача хлористого калия посредством поточно-транспортной системы конвейеров в производство или для промежуточного хранения в склад насыпью.

4) Смешивание упаренной NP-пульпы с хлоридом калия в реакторах смесителях с получением NPK (NPKS)-пульпы.

На узле смешивания предусмотрено выполнение следующих технологических операций:

- прием калийсодержащего сырья из склада в бункер;
- получение NPK-пульпы определенной влажности и с заданным соотношением основных компонентов (N, P, K) и подачи ее в аппараты БГС;
- прием раствора аммиачной селитры (РАС) из производства в емкость.

Передача хлористого калия или сульфата калия из склада в бункер осуществляется поточно-транспортной системой.

Для получения NPK-пульпы установка оборудована:

- бункером для приема и промежуточного хранения калийсодержащего сырья;
- виброситом для рассева калийсодержащего сырья;
- ленточным дозатором для дозированной подачи калийсодержащего сырья в реактор смешивания;
- реактором смешивания.

Из бункера калийсодержащее сырье подается на рассев и далее через ленточный дозатор и вибросито поступает в реактор. Для обеспечения равномерной подачи хлорида (сульфата) калия в реактор-смеситель бункер оборудован пневмовибратором и колотушкой.

На бункере дополнительно установлен электровибратор.

Упаренная NP-пульпа подается в реактор.

При производстве азофоски в реактор подается также РАС.

Прием РАС в емкость ведется из производства аммиачной селитры. Трубопровод приема РАС для исключения в нем кристаллизации снабжен пароспутниками обогрева, в которые подается пар с давлением 8 кгс/см^2 и температурой +200 °С.

В реакторе упаренная NP-пульпа (при выпуске азофоски — упаренная пульпа и РАС) смешиваются работающей мешалкой с определенным количеством хлорида калия, также подаваемым в указанный реактор. NPK-пульпа из реактора насосом подается в аппарат БГС для получения гранул NPK-удобрений.

Газовая фаза из реакторов направляется в газоочистку.

При выпуске азофоски 27:6:6:2 в целях безопасности процесса для создания инертной подушки в емкости приема РАС в реакторы смешения с узла редуцирования подается азот.

5) Упаривание балластных хлоридсодержащих растворов в автономной однокорпусной выпарной установке с подогревателем и утилизация полученной пульпы в реакторах-смесителях при получении NPK (NPKS)-пульпы.

6) Грануляция и сушка полученной массы гранул удобрений в БГС. Сушка гранул удобрений осуществляется горячими топочными газами, смешанными с воздухом для получения теплоносителя заданной температуры.

7) Выделение готового продукта из полученной массы гранул методом классификации, охлаждения его в аппарате КС низкого кипящего слоя, обработка антислеживающей добавкой.

8) Транспортировка готового продукта поточно-транспортной системой транспортеров и элеваторов для хранения на склад насыпью или для расфасовки и отправки потребителю.

Установлено несколько систем абсорбции для очистки газов, выделяющихся от технологического оборудования.

Система газоочистки после аппарата БГС (стадия грануляции-сушки) включает в себя аппарат ВЗП, скруббер, насос, дымосос. Пылегазовоздушная смесь из аппарата БГС дымососом протягивается через циклон ВЗП, скруббер, орошаемый подкисленным конденсатом сокового пара (КСП), и выбрасывается в атмосферу через выхлопную трубу высотой 180 м. Аппарат ВЗП работает по принципу двух встречных закрученных потоков. При вращательном движении газовых потоков внутри аппарата происходит взаимное гашение скоростей потоков, и взвешенные частицы осаждаются в коническую часть аппарата ВЗП. Из конической части уловленная пыль передается по течке в элеватор. Частично обеспыленный газовоздушный поток поступает в скруббер для очистки от соединений аммиака, окислов азота и оставшейся пыли. Газовоздушный поток и раствор орошения (КСП) подаются в скруббер противотоком, при этом оставшаяся пыль и вредные соединения из газовой фазы переходят в раствор орошения. Процесс абсорбции происходит в псевдоожиженном слое. Орошение скруббера осуществляется КСП, подаваемым через форсунки в верхнюю часть скруббера. Циркуляция орошающего раствора осуществляется насосом. В верхней части скруббера встроен брызгоуловитель, служащий для отделения капель раствора, уносимых с воздушным потоком. Уловленный в брызгоуловителе раствор по внешнему трубопроводу самотеком сливается в нижнюю часть скруббера, а очищенный воздушный поток выбрасывается в атмосферу. Отработанный раствор из скруббера сливается в сборник скрубберных растворов.

Абсорбция с узла выпаривания

Газоочистная система предназначена для очистки газов от аммиака, поступающих от вакуум-насосов и емкостного оборудования, поверхностного конденсатора. Очищаемые газы протягиваются вентилятором через конический скруббер. Из скруббера очищенные от аммиака газы поступают в каплеуловитель, в котором происходит отделение капель раствора орошения, унесенного потоком газа из скруббера. Жидкость по линии слива возвращается в кубовую часть скруббера, из каплеуловителя — в реактор. Очищенные газы вентилятором направляются через выхлопную трубу в атмосферу. Скруббер орошается раствором азотной кислоты (раствор орошения). Раствор орошения подается циркуляционным насосом в верхнюю часть скруббера. Газовая смесь и раствор орошения движутся в скруббере противотоком.

В процессе абсорбции из газовой смеси раствором орошения абсорбируются аммиак. Для поддержания pH = 1÷5 раствора орошения в скруббер из реактора установки сорбционной очистки КСП подается 10–12 %-ный раствор азотной кислоты. Отработанный раствор орошения из кубовой части скруббера поступает реакторы-нейтрализаторы установки сорбционной очистки КСП.

Сбор НКСП

НКСП из отделений выпаривания поступает в сборники НКСП через теплообменники, где охлаждается оборотной водой до температуры не более +40 °С.

Очистка НКСП

Технологический процесс очистки НСКП основан на его обессоливании методом непрерывного ионного обмена в импульсных противоточных колоннах (ИПК) напорного типа с подвижным слоем сорбента и состоит из следующих основных стадий:

- сорбция катионов;
- сорбция анионов;
- десорбция катионов;
- десорбция анионов;
- промывка катионита;
- промывка анионита.

Отработаннные регенерационные растворы сливаются в реактор-нейтрализатор, откуда передаются на узел аммонизации АФР или в реактор смывов отделения выпаривания.

Абсорбция с узла очистки НКСП

Система газоочистки предназначена для очистки газов, поступающих от оборудования узла очистки НКСП и местных отсосов с оборудования отделения выпаривания от аммиака, оксидов азота. Газо-воздушная смесь от оборудования дымососом протягивается через скруббер, орошаемый 10 % ÷ 12 %-ной азотной кислотой, поступает в каплеуловитель и выбрасывается в атмосферу. Жидкость из каплеуловителя самотеком возвращается в кубовую часть скруббера. В скруббере установлена пенная провальная ре-

шетка и стабилизатор пены сотового типа. Орошающий раствор из кубовой части скруббера подается насосом через форсунку в верхнюю часть скруббера для орошения решетки. Отработанный раствор орошения из кубовой части скруббера по переливу самотеком поступает в реакторы-нейтрализаторы.

ОКСП (очищенный конденсат сокового пара) передается в производство химочищенной воды.

Газоочистная установка системы аспирации. Газоочистная установка производит очистку газов от пыли, отсасываемых от следующего оборудования: классификатор, элеватор, конвейеры, дробилка, бункер приема сырья. Система газоочистки включает в себя скруббер, насос, дымосос. Пылевоздушная смесь от местных отсосов указанного оборудования протягивается дымососом через насадку скруббера, орошаемую подкисленным КСП и выбрасывается в атмосферу через выхлопную трубу. Пылевоздушная смесь и раствор орошения (КСП) подаются в скруббер противотоком, при этом пыль продукта из пылевоздушного потока улавливается раствором орошения. Орошение скруббера осуществляется КСП, подаваемым через форсунки в верхнюю часть скруббера. Циркуляция орошающего раствора осуществляется насосом. В верхней части скруббера встроен брызгоуловитель, служащий для отделения капель раствора, уносимых с воздушным потоком. Уловленный в брызгоуловителе раствор по внешнему трубопроводу самотеком сливается в нижнюю часть скруббера, а очищенная воздушная смесь выбрасывается в атмосферу через выхлопную трубу.

Газоочистная установка после холодильника КС. Система газоочистки предназначена для улавливания пыли и включает в себя скруббер, насос, дымосос. Пылевоздушная смесь из аппаратов КС дымососом протягивается через насадку противоточного скруббера, орошаемую подкисленным КСП, и выбрасывается в атмосферу через выхлопную трубу. Орошение скруббера осуществляется конденсатом сокового пара (КСП), подаваемым через форсунки в верхнюю часть скруббера. Циркуляция орошающего раствора осуществляется насосом. В верхней части скруббера встроен брызгоуловитель, служащий для отделения капель раствора, уносимых с воздушным потоком. Уловленный в брызгоуловителе раствор по внешнему трубопроводу самотеком сливается в нижнюю часть скруббера, а очищенная воздушная смесь выбрасывается в атмосферу через выхлопную трубу.

Схема получения NPK-удобрений приведена на рисунке 6.8, а описание процесса получения АФФР и NP / NPK-удобрений — в таблицах 6.4 и 6.5 соответственно.

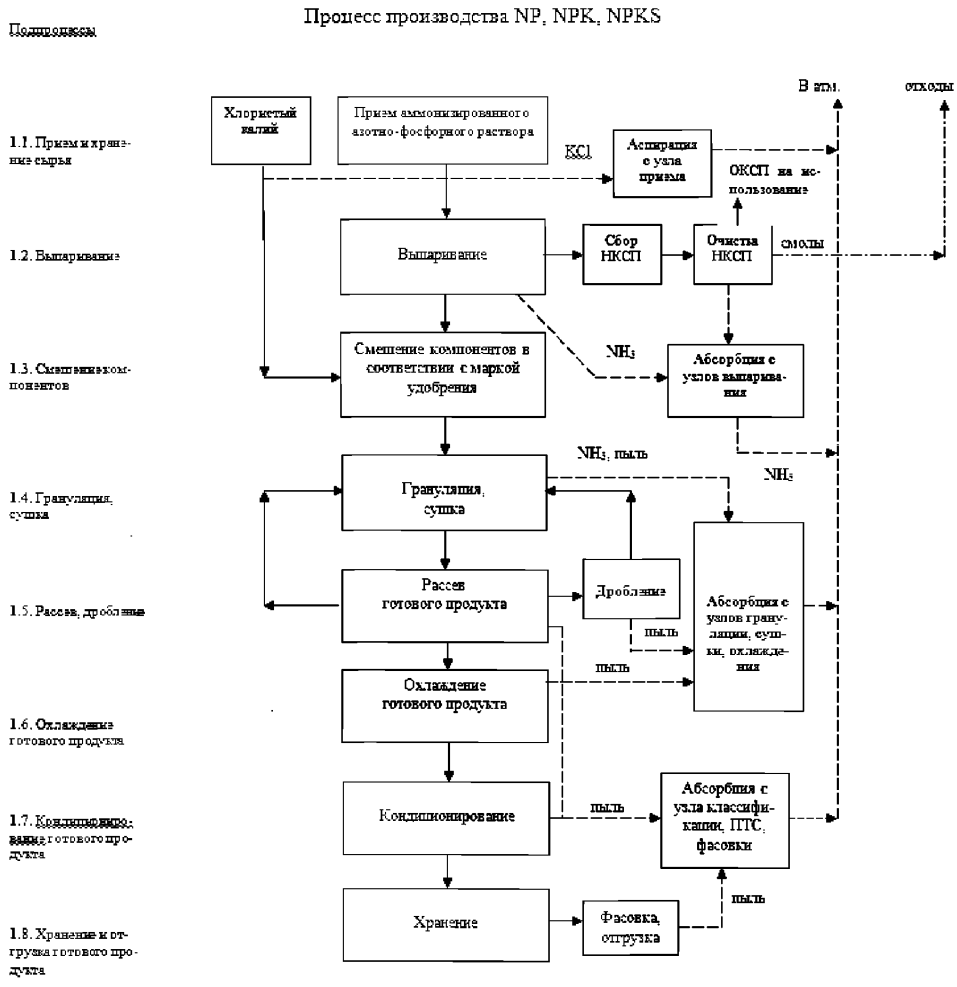


Рисунок 6.8 – Получение NP / NPK / NPKS-удобрений

Таблица 6.4 – Описание процесса получения ААФР

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Апатитовый концентрат Серная кислота	Прием и хранение сырья	Апатитовый концентрат Серная кислота	Ж/д-транспорт Силоса Бункеры Емкостное оборудование	
1.2	Апатитовый концентрат Азотная кислота	Разложение апатита	Азотнокислотная вытяжка апатита	Реактора Сгуститель	NO_x Соединения фтора (в пересчете на F)

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.3	Азотнокислотная вытяжка апатита	Кристаллизация, фильтрация АКВ и отделение НК от АФР	АФР Производство НК ПНМ	Кристаллизатор Барабанный вакуум-фильтр	NO_x Соединения фтора (в пересчете на F)
1.4	АФР Аммиак Серная кислота РАС	Аммонизация	Производство ААФР для СМУ РАС	Аммонизатор Реактора	NH_3, NH_4NO_3
1.5	РАС Углекислый газ Аммиак	Получение карбоната аммония	Карбонат аммония	Абсорбционная колонна	NH_3, NH_4NO_3
1.6	НК Карбонат аммония	Получение пульпы нитратного мела	ПНМ	Реактора	
1.7	ПНМ	Фильтрация мела и получение конверсионных РАС	РАС, влажный мел	Карусельные фильтры	NH_3, NH_4NO_3
1.8	Влажный мел Газ природный	Сушка мела	Мел	Сушильная печь	NH_3,
1.9	Мел	Хранение и отгрузка готового продукта	Мел	Силоса Меловоз	

Таблица 6.5 – Описание процесса получения NP / NPK-удобрений

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Растворы ААФР, KCl	Прием и хранение сырья	Растворы ААФР	Емкостное оборудование	Пыль KCl
1.2	Растворы ААФР Пар Оборотная вода Смолы ионообменные	Выпаривание	Растворы ААФР НКСП ОКСП	Выпарная установка Колонны сорбции и десорбции	Аммиак
1.3	Хлористый калий Растворы ААФР	Смешение компонентов	Смесь растворов ААФР и хлористого калия в соотношении в зависимости от марки удобрения	Реактор	
1.4	Смесь растворов ААФР и хлористого калия Газ природный Воздух сжатый	Грануляция, сушка	Гранулированный продукт	Барабанный-гранулятор-сушилка	NH_3 NO_x
1.5	Гранулированный продукт	Рассев, дробление	Гранулированный продукт	Грохот, дробилка	
1.6	Гранулированный продукт	Охлаждение	Гранулированный продукт	Аппарат КС	
1.7	Гранулированный продукт	Кондиционирование	Гранулированный продукт	Емкость, насос высокого давления, форсунка	
1.8	Гранулированный продукт	Хранение	Гранулированный продукт	Склад насыпью	
1.9	Отходящие газы	Очистка отходящих газов	Очищенные отходящие газы	Циклоны, скруберы, Абсорбционные колонны, Каплеуловители, фильтры	NH_3 NO_x

На основе данной схемы может быть также получен широкий ассортимент удобрений: NP / NPK / NS-удобрения различных марок, нитрат кальция, кальцийазотосульфат, известково-аммиачная селитра и др.

6.1.2.1.1 Производство кальцийазотосульфата

Производство кальцийазотосульфата включает следующие стадии:

- производство пульпы кальцийазотосульфата;
- упаривание пульпы кальцийазотосульфата;
- смешение пульпы с карбонатом кальция;
- грануляция и сушка в БГС и далее по принятой схеме (описано выше)

Производство NS-пульпы для кальцийазотосульфата основано на переработке нитрата кальция, нитратных (минеральных) солей, раствора сульфата аммония, получаемого из серной кислоты и аммиачной воды и смешении с 90 %-ным раствором аммиачной селитры.

Технология получения включает следующие основные стадии:

- получение раствора сульфата аммония;
- смешение растворов сульфата аммония, нитрата кальция и аммиачной селитры для получения NS-пульпы с заданным соотношением N:S и Ca:S;
- выпаривание пульпы кальцийазотосульфата.

Процесс выпаривания пульпы осуществляется в каскаде из четырех выпарных аппаратов до остаточной влажности 9 % ÷ 15 %. Обогрев греющих камер 1-го выпарного аппарата и доупаривателя производится водяным паром с температурой 190–200 °С.

Упаренная NS-пульпа из доупаривателя передается на узел смешивания самотеком или насосом.

Выпаривание скрубберных и промывных растворов

При производстве CaNS скрубберные и промывные растворы поступают в реактор смывов. Смывы из реактора насосом передаются в реактор приема пульпы, где смешиваются с исходной пульпой и далее подаются на выпарные установки.

Для получения кальцийазотосульфата карбонат кальция или смесь карбоната кальция с мелкой фракцией удобрений поступает в реактор. Для обеспечения равномерной подачи карбоната кальция на дозатор бункер оборудован пневмовибратором и колотушкой. Ленточный конвейер и ленточный дозатор оборудованы местными отсосами, которые заведены в систему газоочистки.

Упаренная пульпа CaNS подается в реактор, где смешивается с определенным количеством карбоната кальция или смеси карбоната кальция с мелкой фракцией удобрений.

Пульпа из реактора насосом подается в аппарат БГС по одному из двух трубопроводов (один — рабочий, второй — резервный).

Пылегазовая фаза из реакторов направляется в газоочистку.

После БГС продукт направляется на классификацию, охлаждение его в аппарате КС низкого кипящего слоя и обработку антислеживающей добавкой по принятой схеме.

Процессы получения пульпы и продукта представлены на рисунках 6.9 и 6.10.

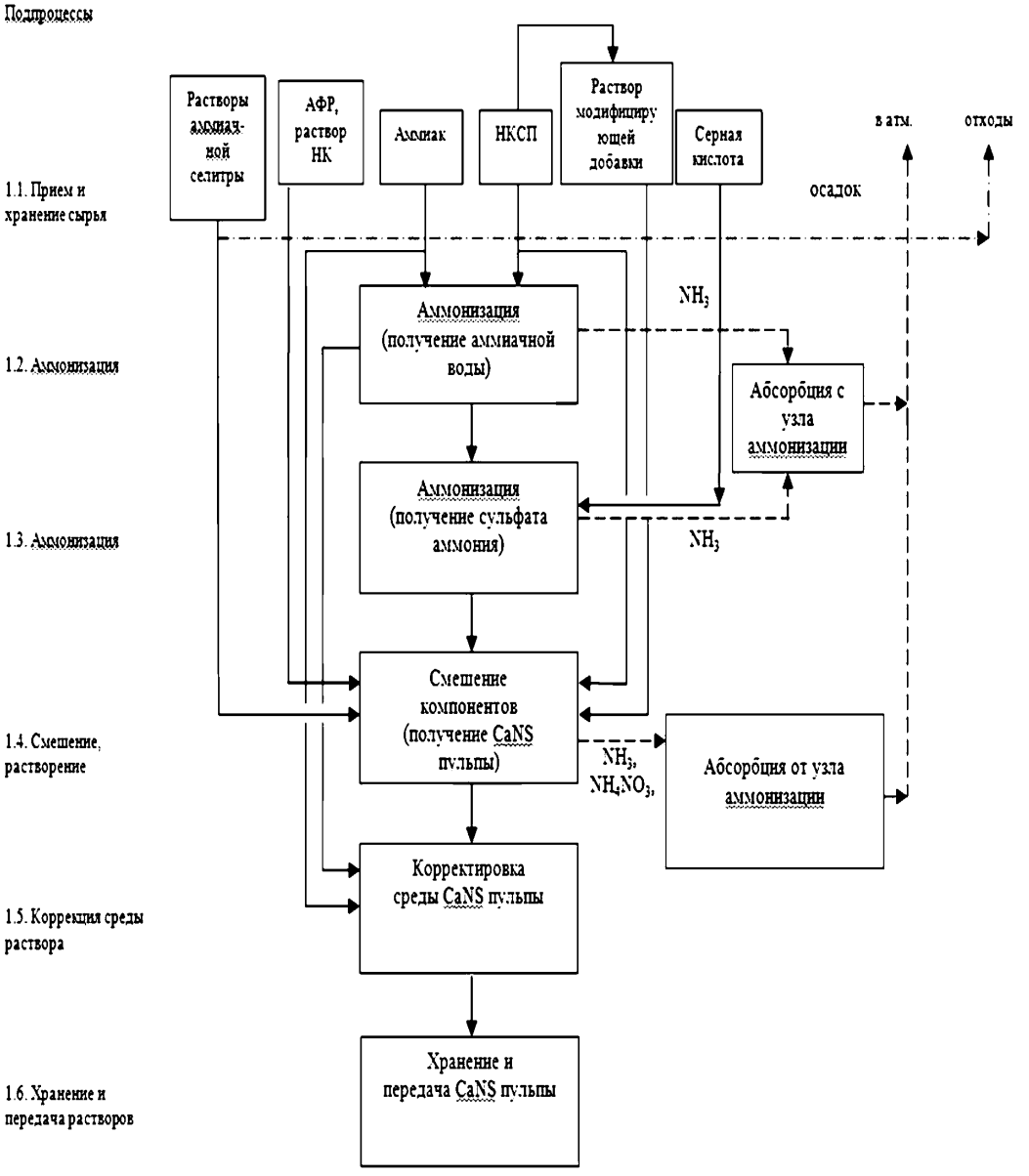


Рисунок 6.9 – Приготовление пульпы кальцийазотосульфата

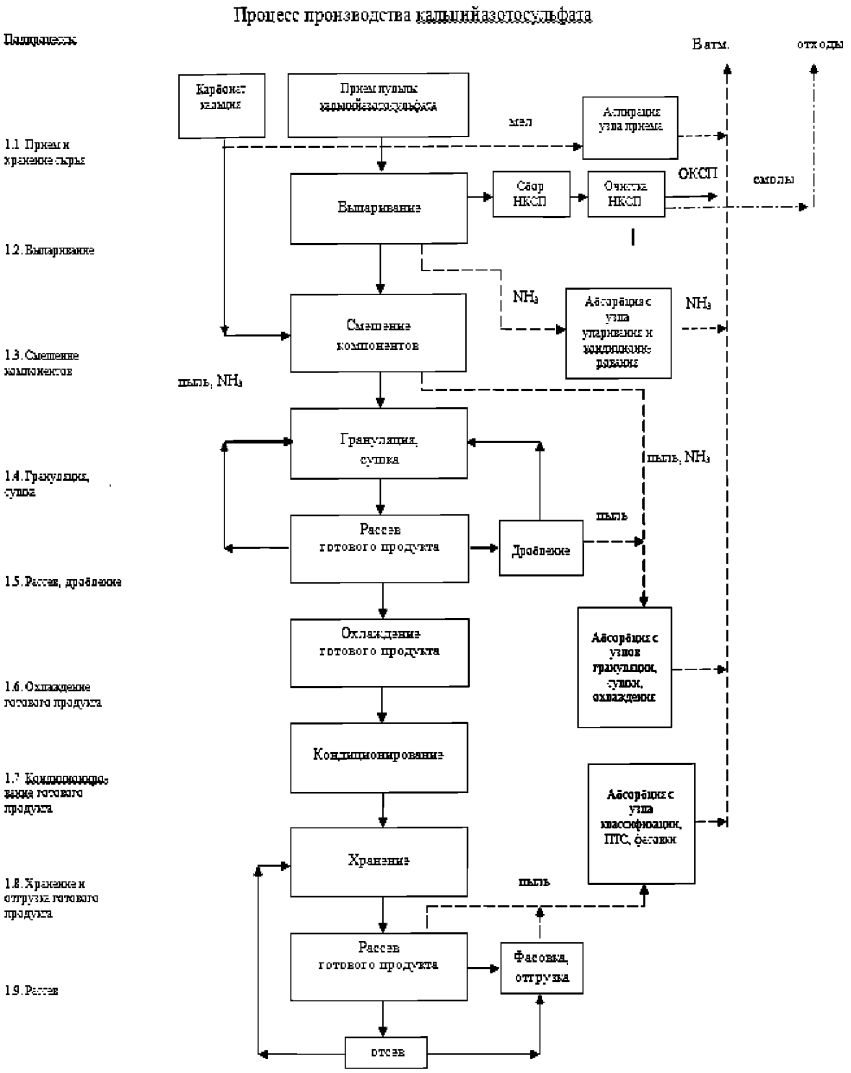


Рисунок 6.10 – Принципиальная схема получения кальцийазотосульфата

6.1.2.1.2 Производство нитрата кальция

Производство основано на разложении (репульпации) карбоната кальция (мела) азотной кислотой в каскаде реакторов с дальнейшим отделением нерастворимых соединений от водного нитрата кальция на пресс-фильтре. Возможна технология переработки нитрата кальция непосредственно с узла фильтрации производства фосфорной кислоты и нитратных солей.

Очищенный раствор нитрата кальция направляется на гранулирование в аппарат КС, в котором распыленный раствор нитрата кальция обезвоживается и кристаллизуется.

Увеличение размера гранул нитрата кальция происходит за счет напыления последующих слоев нитрата кальция на витающие в КС мелкие кристаллы нитрата кальция. При достижении критической массы гранулы нитрата кальция под действием силы тяжести выгружаются из гранулятора в переточный охладитель.

В переточном охладителе гранулы охлаждаются до заданной температуры и далее направляются на классификацию, упаковку и отгрузку потребителю.

Схема процесса представлена на рисунке 6.11.

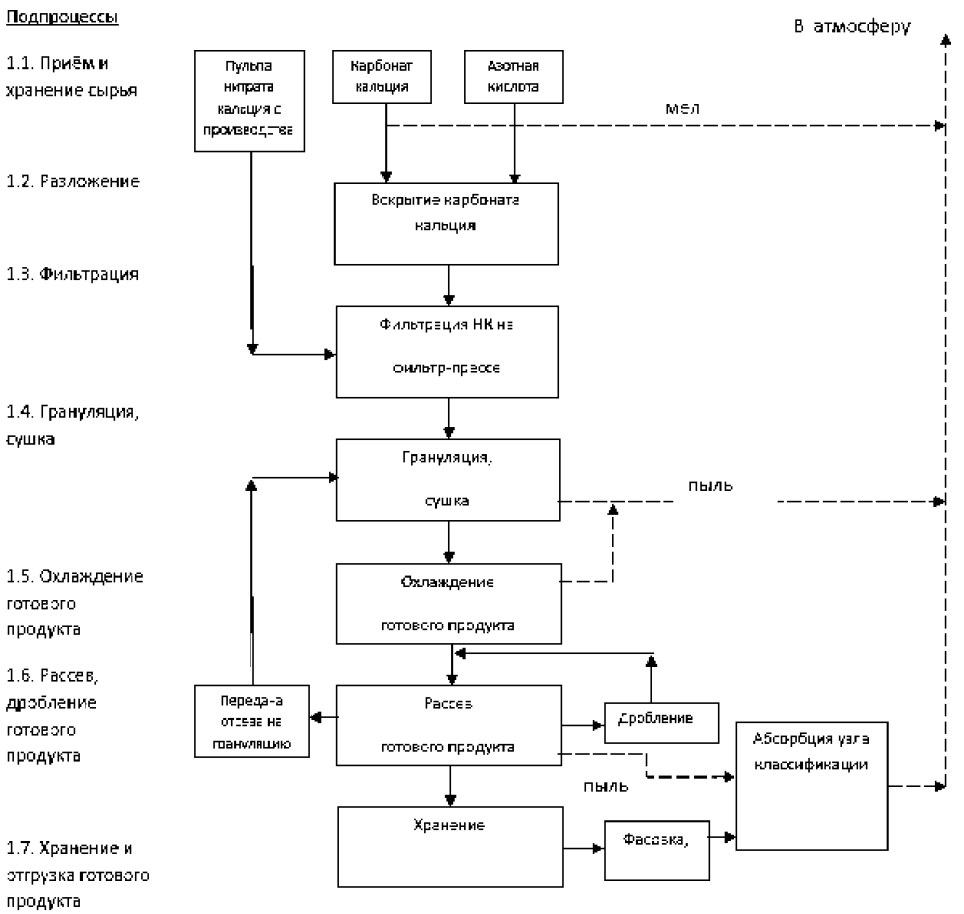


Рисунок 6.11 – Процесс производства нитрата кальция

6.1.2.1.3 Производство азотосульфата (сульфонитрата)

Производство NS-пульпы для азотосульфата основано на приготовлении раствора сульфата аммония, получаемого путем смешения серной кислоты и аммиачной воды, приготовлении добавки — раствора сульфата алюминия, получаемой путем растворения сухого сульфата алюминия в НКСП и смешения с 90 %-ным раствором аммиачной селитры.

Технология получения включает в себя следующие основные стадии:

- получение раствора сульфата аммония;
- получение раствора сульфата алюминия;
- смешение растворов сульфата аммония, сульфата алюминия и аммиачной селитры для получения NS-пульпы с заданным соотношением N:S;
- упаривание пульпы в выпарных установках;
- грануляция пульпы NS = 30:7 и сушка гранул удобрений в БГС;
- транспортировка готового продукта NS = 30:7 на склад (хранение навалом) или на фасовку и отправку потребителю (после обработки антислеживателем до и после склада). Удобрения NS = 30:7 «вылеживаются» на складе в течение суток с ворошением продукта.

Для получения СМУ улучшенного грансостава предусмотрена контрольная классификация продукта перед отправкой потребителю.

Схема получения пульпы азотосульфата представлена на рисунке 6.12.

Получение товарной фракции азотсульфата происходит по аналогии с получением кальцийазотосульфата (см. рисунок 6.10) и включает упаривание пульпы, грануляцию и сушку в аппарате БГС, классификацию, охлаждение и кондиционорование готового продукта.

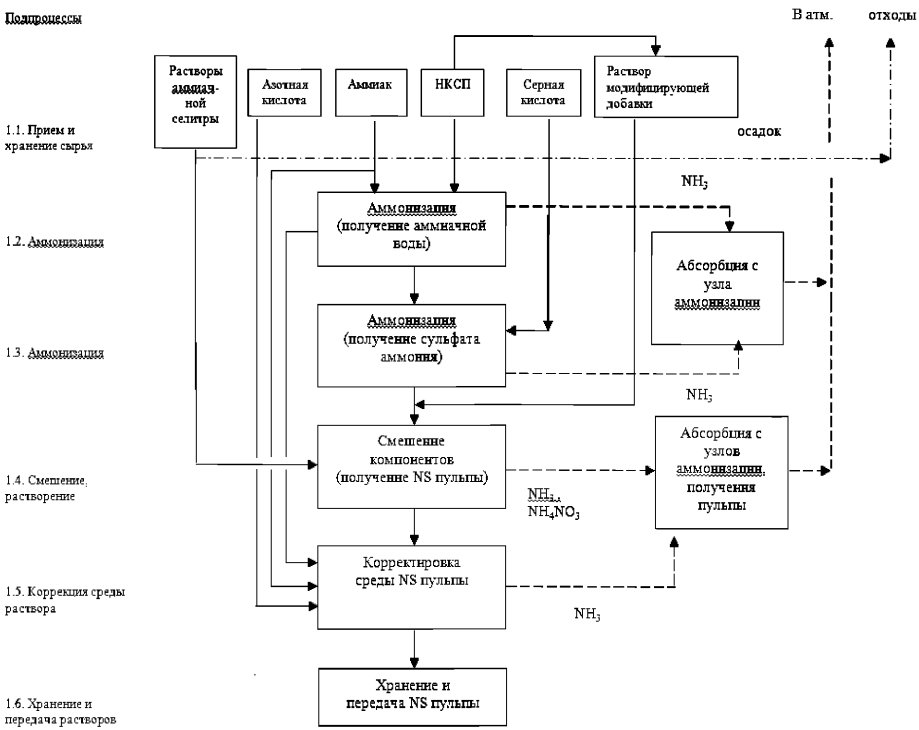


Рисунок 6.12 – Процесс производства пульпы азотосульфата (сульфонитрата)

6.1.2.1.4 Производство сульфат-нитрата аммония

Метод производства удобрения азотного серосодержащего марки N: S (26: 13) (Сульфат-нитрат аммония — СНА) состоит в получении водного раствора аммиачной селитры концентрацией 78 % масс. путём нейтрализации неконцентрированной азотной кислоты концентрацией не менее 56 % масс. под давлением газообразного аммиака с дальнейшим упариванием аммиачной селитры до концентрации 97,5 % масс., смешиванием плава с мелкокристаллическим сульфатом аммония (СА) и переработкой полученной пульпы СНА в готовый продукт.

Технология получения включает в себя следующие основные стадии:

- синтез раствора нитрат аммония;
- концентрирование раствора нитрат аммония до 97,5 % мас.;
- получение суспензии сульфат-нитрат аммония;
- очистка технологического конденсата;
- гранулирование и осушка сульфат-нитрат аммония;
- сортировка продукта на ситах (грохочение), охлаждение продукта;
- охлаждение воздуха;
- обработка антислёживающими добавками.

1 Синтез раствора аммиачной селитры

Синтез раствора аммиачной селитры (нитрата аммония) осуществляется в нейтрализаторе при температуре 177 — 182 °С и давлении 0,27 — 0,39 МПа взаимодействием перегретого газообразного аммиака и азотной кислоты по реакции:

$NH3 + HNO3 \rightarrow NH4NO3 + H2O + Q$.

В результате протекания экзотермической реакции нейтрализации образуется 78 % масс. раствор аммиачной селитры и технологический пар.

Азотная кислота с концентрацией 57 % масс. поступает на установку сульфат-нитрата аммония (СНА) из сети предприятия с давлением 0,9 МПа и температурой 20–50 °С и подается в среднюю часть реакционной зоны нейтрализатора через распылитель.

Газообразный аммиак с расходом с давлением 0,5–0,6 МПа и с температурой 60–80 °С поступает из пароперегревателя и направляется в нижнюю часть реакционной зоны нейтрализатора также через распылитель.

Взаимодействие азотной кислоты и аммиака осуществляется в нейтрализаторе, который состоит из двух частей: верхней — сепарационной и нижней — реакционной.

Реакционная часть представляет собой длинный вертикальный цилиндрический корпус, внутри которого имеется термосифон типа «труба в трубе» и распылители реагентов.

В результате экзотермического эффекта реакции происходит испарение части реакционной воды с образованием технологического пара.

Интенсивное перемешивание между реагентами в зоне протекания реакции происходит за счет функционирования естественного термосифона. Тепло и пар, вырабатываемые в нижней части трубы термосифона создают тепловую циркуляцию в реакционной части нейтрализатора как по внутреннему, так и по наружному участкам. Такая конструкция позволяет осуществлять интенсивное противоточное перемешивание потоков реагентов и раствора аммиачной селитры, что гарантирует постоянные условия протекания реакции нейтрализации.

Раствор нитрата аммония с концентрацией 78 % масс и температурой 180 °С из нейтрализатора подается в испаритель для концентрирования.

Раствор аммиачной селитры (АС) на выходе из нейтрализатора должен иметь небольшой избыток аммиака для обеспечения безопасности процесса синтеза нитрата аммония.

Образующийся в процессе синтеза нитрата аммония технологический (соковый) пар с давлением 0,27–0,39 МПа и температурой до 182 °С, пройдя предварительно каплеуловитель, выводится через верхний штуцер нейтрализатора и направляется внутренним потребителям производства СНА (АС):

- в пароперегреватель для подогрева газообразного аммиака;
- в испаритель для выпаривания раствора АС;
- в бак пароохладителя установки очистки технологического конденсата.

Избыток технологического пара направляется в конденсатор технологического пара.

2 Концентрирование раствора аммиачной селитры

Раствор АС с концентрацией 78 % масс с давлением 0,27–0,39 МПа и температурой 177–182 °С из нейтрализатора подается в испаритель через регулирующий клапан, при прохождении которого происходит дросселирование потока до давления 0,032 МПа абс. Образующаяся парожидкостная смесь подается в испарительную емкость испарителя, где за счет образующегося при сбросе давления перегрева раствора АС происходит его частичное упаривание до примерно 84 % масс. и сепарирование сокового пара и раствора АС.

Частично упаренный раствор нитрата аммония с концентрацией около 84 % масс. из испарительной емкости испарителя направляется самотеком — в теплообменник испарителя с падающей пленкой, представляющий собой вертикальный кожухотрубный теплообменник. Раствор нитрата аммония равномерно распределяется по трубам с помощью распределительного устройства на верхней трубной решетке. Процесс выпаривания раствора АС в теплообменнике испарителя происходит при вакууме (абсолютное давление 0,032 МПа при температуре 130–135 °С) до концентрации 97,5 % масс.

В качестве теплоносителя в межтрубное пространство теплообменника испарителя подается технологический (соковый) пар с давлением 0,27–0,39 МПа и температурой 177–182 °С, образующийся в нейтрализаторе.

Образующийся в межтрубном пространстве теплообменника технологический конденсат отводится через конденсатоотводчик в узел сбора технологического конденсата (в хвостовую трубу конденсатора).

Инертные газы, содержащиеся в технологическом паре, отводятся из межтрубного пространства теплообменника в скруббер по двум выходящим сверху и снизу аппарата вентиляционным трубопроводам, на которых установлены ограничительные диафрагмы.

Поток сокового пара с каплями раствора АС из нижней части теплообменника направляется через тангенциальный ввод в сепаратор испарителя. В сепараторе за счет действия центробежных и гравитационных сил происходит отде-ение капель раствора АС от потока сокового пара, который через каплеуловитель направляется в конденсатор испарителя, объединяясь с потоком пара из испарительной емкости.

Днище сепаратора оборудовано наружным подогревателем для предотвращения образования тумана нитрат аммония. В качестве теплоносителя используется водяной пар низкого давления с температурой 170 °С.

Необходимое давление 0,032 МПа абс в испарителе поддерживается за счет конденсации сокового (технологического) пара в конденсаторе испарителя. Откачивание инертных газов и не сконденсировавшихся паров из конденсатора производится пароструйным эжектором с использованием пара низкого давления.

Концентрированный раствор нитрата аммония (97,5 % масс) из теплообменника испарителя и сепаратора направляется самотеком в первый резервуар перемешивания через барометрическую трубу, позволяющую герметизировать испаритель и поддерживать в нем требуемый вакуум. Для предотвращения кристаллизации раствора АС трубопровод оснащен паровой рубашкой. В качестве теплоносителя для подачи в рубашки используется пар низкого давления давлением 0,7 МПа и температурой 170 °С.

3 Получение суспензии сульфат-нитрата аммония. Получение суспензии сульфат-нитрата аммония

Получение суспензии СНА представляет собой процесс последовательного смешивания концентрированного раствора АС с мелкокристаллическим сульфатом аммония в резервуарах перемешивания с добавкой наполнителя (доломитовой муки). Процесс осуществляется с дополнительным подогревом суспензии для поддержания ее в текучем состоянии и контролем pH, образующейся суспензии.

Резервуары перемешивания представляют собой вертикальные емкостные аппараты, оборудованные внутренним змеевиком обогрева и механическими мешалками пропеллерного типа. Днище аппаратов дополнительно оборудовано внешним змеевиковым подогревателем. В качестве теплоносителя используется пар низкого давления (0,7 МПа, 170 °С).

В первый резервуар перемешивания поступают следующие потоки:

- 97,5 %-ный раствор АС из испарителя;
- мелкая фракция сульфата аммония от дозатора мелкой фракции;
- наполнитель (доломитовая мука) от дозатора наполнителя;
- промывная вода от нагнетания насоса скруббера;
- газообразный аммиак из пароперегревателя аммиака для корректировки pH суспензии СНА (периодически);
- 40–50 %-ный раствор СНА (АС) (периодически).

Мешалка обеспечивает интенсивное перемешивание всех потоков, поступающих в резервуар с получением однородной смеси — суспензии СНА. Кроме того, постоянное перемешивание содержимого аппарата необходимо для поддержания частиц кристаллов сульфата аммония (СА) в растворе АС во взвешенном состоянии и предотвращения расслоения суспензии СНА.

Для транспортирования мелкой фракции СА из отделения гранулирования в отделение синтеза предназначена система пневмотранспорта СА в составе: пневмокамерный насос, циклон-разгрузитель, бункер приемный, фильтры рукавные и поворотный клапан (шлюзовый питатель). Мелкая фракция сульфата аммония в стадию синтеза подается пневмокамерным насосом под действием сжатого воздуха из бункера мелкой фракции СА по материалопроводу в циклон-разгрузитель. В циклоне-разгрузителе, поступающая смесь кристаллов СА и воздуха, разделяется на отдельные потоки: сульфат

аммония поступает в первое отделение приемного бункера, а запыленный воздух по специальным воздуховодам отводится во второе отделение приемного бункера, откуда поступает в рукавные фильтры, очищается в них от пыли сульфата аммония и отводится в атмосферу. Фильтры имеют встроенную систему очистки фильтрующих элементов продувкой осушенным сжатым воздухом давлением 0,5–0,6 МПа. Периодическая продувка элементов осуществляется автоматически по таймеру системы управления очисткой. Пыль, стряхиваемая с рукавов при продувке, собирается во втором отделении приемного бункера.

Подача мелкой фракции СА в приемный бункер из отделения гранулирования происходит циклически.

На конусной части приемного бункера установлены аэродинамические побудители (аэраторы) для улучшения выгрузки материала и предотвращения образования пробок.

Из бункера мелкая фракция СА через шлюзовый питатель непрерывно поступает на дозатор мелкой фракции, которым сульфат аммония дозируется в первый резервуар перемешивания.

Из бункера наполнитель (доломитовая мука) комплектным шлюзовым питателем непрерывно подается на дозатор, которым наполнитель дозируется в первый резервуар перемешивания.

В бункер для наполнителя доломитовая мука транспортируется пневмокамерными насосами по материалопроводу из узла приема, хранения и подачи доломита. Бункер оборудован рукавным фильтром для очистки воздуха, поступающего с наполнителем, перед отводом его в атмосферу.

Из первого резервуара перемешивания суспензия СНА поступает самотеком во второй резервуар перемешивания. Также в в этот резервуар дополнительно поступают следующие потоки:

- дробленый сульфат аммония и пыль СНА;
- промывная вода от нагнетания насоса скруббера;
- суспензия СНА от нагнетания насоса (рециркуляция);
- газообразный аммиак из пароперегревателя аммиака для корректировки pH суспензии СНА.

Режим работы резервуара аналогичен режиму работы первого резервуара перемешивания.

Воздух с парами и пылью сульфата аммония и доломита из резервуаров перемешивания отводится для очистки в скруббер. Суспензия СНА из резервуара с температурой около 145 °С поступает на всас насоса и далее подается в гранулятор-осушитель.

Насос резервуара перемешивания — центробежный насос с гидродинамическим уплотнением вала, оснащен паровой рубашкой для обогрева и системой промывки корпуса насоса и уплотнения паровым конденсатом.

Для улучшения физико-химических свойств гранулированного СНА в первый резервуар перемешивания дозируется раствор сульфата алюминия с концентрацией 48 — 50 % масс (в расчете на кристаллогидрат $Al2(SO4)3·14H2O$). Данный реагент в виде водного раствора доставляется автопогрузчиком со склада реагентов в кубитейнерах по 1 м³ в отделение гранулирования. Далее с помощью самовсасывающего насоса раствор сульфата алюминия перекачивается в резервуар сульфата алюминия.

Из резервуара раствор сульфата алюминия подается дозировочными насосами в первый резервуар перемешивания.

Для поддержания температуры раствора сульфата алюминия в резервуаре в требуемых пределах 65–85 °С аппарат снабжен внутренним змеевиком.

4 Охлаждение технологического пара и сбор технологического конденсата

Технологический пар, образующийся в испарителе, направляется в межтрубное пространство конденсатора, представляющего собой горизонтальный кожухотрубный теплообменник. В происходит конденсация вторичного пара с образованием технологического конденсата, который отводится в резервуар технологического конденсата через барометрическую трубу, что позволяет герметизировать конденсатор и поддерживать в нем вакуум. За счет конденсации сокового пара в конденсаторе поддерживается вакуум в испарителе. Инертные газы и несконденсировавшиеся пары из конденсатора откачиваются из межтрубного пространства конденсатора эжектором с использованием пара низкого давления и направляются в скруббер для очистки перед выбросом в атмосферу.

Избыток технологического пара, образующегося в нейтрализаторе, через регулирующий клапан отводится в конденсатор, работающий под атмосферным давлением, где пар конденсируется. Образующийся технологический конденсат стекает по трубопроводу в резервуар технологического конденсата.

Технологический конденсат, образующийся в теплообменнике испарителя, пароперегревателе аммиака и в испарителе (от нагнетания насосов) направляется в хвостовую трубу конденсатора, где давление конденсата падает до атмосферного давления. Получающийся в результате расширения вторичный пар направляется непосредственно в конденсатор, где конденсируется.

Резервуар технологического конденсата состоит из 2-х отделений. В первое отделение А, используемое как гидрозатвор, поступает по барометрической трубе технологический конденсат из конденсатора. Уровень в отделении А постоянный и конденсат из него поступает во второе основное отделение В через перелив. Технологический конденсат из конденсатора отводится в отделение В.

Предусмотрено дозирование азотной кислоты в резервуар с помощью регулирующего клапана для нейтрализации остатков свободного аммиака в конденсате и поддержания pH в диапазоне от 3 до 5,5.

Неконденсируемые газы (инерты) из конденсатора совместно с парами из резервуара направляются в скруббер для очистки перед выбросом в атмосферу.

В качестве хладоагента в теплообменном оборудовании данного узла используется оборотная вода.

Оборотная вода на установку получения СНА подается из сети промплощадки с температурой 28 °С.

Обратная оборотная вода после теплообменного оборудования с температурой до 35 °С направляется в испаритель узла подготовки аммиака.

Очистка технологического конденсата

Очистка технологического конденсата, образующегося при конденсации технологического пара из нейтрализатора и испарителя осуществляется посредством выпаривания конденсата в 4-ступенчатой прямоточной выпарной установке. В процессе выпа-

ривания технологического конденсата образуются два потока: слабый раствор АС с концентрацией 30 % масс и очищенный технологический конденсат с содержанием АС до 50 мг/кг, который представляет собой конденсат вторичного пара. В первой ступени установки выпаривание ведется под избыточным давлением, а во второй, третьей и четвертой ступени в условиях вакуума. Для работы установки используется только остаточный технологический пар установки СНА.

Подлежащий очистке технологический конденсат с температурой 85 °С и концентрацией около 1,6 % масс NH_4NO_3 насосами подается в пластинчатый подогреватель, в котором нагревается до температуры 99,4 °С и поступает в верхнюю часть (в трубное пространство) испарителя первой ступени, представляющий собой вертикальный кожухотрубный теплообменник.

В процессе упаривания технологического конденсата в пленочном режиме под давлением 0,017 МПа часть воды испаряется и концентрация АС в растворе увеличивается примерно до 2,1 % масс.

Далее слабый раствор АС с концентрацией ~ 2,1 % масс и температурой 104 °С насосами подается в трубное пространство испарителя второй ступени через регулирующий клапан. Рециркуляция раствора осуществляется с целью обеспечения минимальной степени орошения трубок испарителя. Регулирование расхода слабого раствора АС в испаритель осуществляется в пределах 677–915 кг/ч.

В качестве теплоносителя в первой ступени испарительной установки используется технологический пар из нейтрализатора с давлением 0,27–0,39 МПа и температурой 177–182 °С, который в количестве 1350–2250 кг/ч подается в бак пароохладителя. В бак пароохладителя также самотеком поступает технологический конденсат из межтрубного пространства испарителя первой ступени.

В пароохладителе технологический пар расширяется до давления конденсации в испарителе, за счет интенсивного барботирования через слой конденсата охлаждается до температуры 118 °С и в насыщенном состоянии направляется в межтрубное пространство испарителя.

Конденсат технологического пара из бака пароохладителя насосами п подается в пластинчатый подогреватель, где используется в качестве теплоносителя для подогрева технологического конденсата, поступающего на очистку, и далее — в хвостовую трубу конденсатора узла сбора технологического конденсата.

Вторичный пар, образующийся в трубном пространстве испарителя первой ступени, для отделения от потока пара капель раствора поступает в сепаратор по тангенциально расположенному штуцеру. Сепарация капель раствора АС и вторичного пара происходит за счет действия центробежной силы и резкого снижения скорости пара в пространстве сепаратора. Для дополнительного улавливания капель раствора АС сепаратор оборудован каплеуловителем. Из сепаратора вторичный пар вместе с неконденсируемыми инертами из межтрубного пространства испарителя направляется в межтрубное пространство испарителя второй ступени в качестве теплоносителя, где конденсируется при давлении 0,117 МПа абс и температуре 104 °С.

Процесс последующего упаривания слабого раствора АС на второй ступени протекает аналогично первой ступени.

При упаривании 2,1 %-ного раствора АС из первой ступени в испарителе второй ступени под вакуумом 0,065 МПа абс и температуре 88 °С образуется раствор АС с концентрацией примерно 2,9 % масс, который насосами подается в трубное пространство испарителя третьей ступени.

Конденсат вторичного пара, образующийся в межтрубном пространстве испарителя второй ступени при давлении 0,117 МПа абс и температуре 104 °С поступает в первый бачок для конденсата через дроссельное устройство. За счет снижения давления часть конденсата испаряется и образующийся пар с температурой 88 °С направляется в межтрубное пространство испарителя. Из бачка конденсат вторичного пара подается во второй бачок конденсата.

Вторичный пар, образующийся в трубном пространстве испарителя второй ступени поступает в сепаратор, снабженный каплеуловителем. Из сепаратора вторичный пар вместе с неконденсируемыми инертами из межтрубного пространства испарителя направляется в межтрубное пространство испарителя третьей ступени в качестве теплоносителя, где конденсируются при давлении 0,065 МПа абс и температуре 88 °С.

В трубном пространстве испарителя третьей ступени под вакуумом 0,03 МПа абс и температуре 69 °С 2,9 %-ный раствор АС упаривается до концентрации примерно 5 % масс и насосами подается через регулирующий клапан в испаритель четвертой ступени.

Конденсат вторичного пара, образующийся в межтрубном пространстве испарителя третьей ступени при давлении 0,065 МПа абс и температуре 88 °С самотеком поступает в первый бачок для конденсата, откуда конденсат подается во второй бачок для конденсата через дроссельное устройство. За счет снижения давления часть конденсата испаряется и образующийся пар с температурой 69 °С направляется в межтрубное пространство испарителя. Из бачка конденсат вторичного пара самотеком подается в бачок для очищенного конденсата.

Вторичный пар, образующийся в трубном пространстве испарителя третьей ступени поступает в сепаратор, снабженный каплеуловителем. Из сепаратора вторичный пар вместе с неконденсируемыми инертами из межтрубного пространства испарителя направляется в межтрубное пространство испарителя четвертой ступени в качестве теплоносителя, где конденсируются при давлении 0,030 МПа абс и температуре 69 °С.

В трубном пространстве испарителя четвертой ступени под вакуумом 0,0124 МПа абс и температуре 50 °С 5 %-ный раствор АС упаривается до концентрации примерно 30 % масс и насосами подается на рециркуляцию в испаритель четвертой ступени через регулирующий клапан и отводится в резервуар скруббера.

Конденсат вторичного пара, образующийся в межтрубном пространстве испарителя четвертой ступени при давлении 0,03 МПа абс и температуре 69 °С самотеком поступает во второй бачок для конденсата, откуда конденсат подается в бачок для очищенного конденсата. Из бачка конденсат вторичного пара с содержанием АС до 50 мг/кг поступает на всас насосов очищенного технологического конденсата п.

Вторичный пар, образующийся в трубном пространстве испарителя четвертой ступени поступает в сепаратор, снабженный каплеуловителем.

Из сепаратора вторичный пар вместе с неконденсируемыми инертами из межтрубного пространства испарителя направляется в межтрубное пространство конденсатора, где конденсируется при давлении 0,0124 МПа абс за счет охлаждения оборотной водой с температурой до 28 °С из сети промплощадки.

Конденсат вторичного пара из конденсатора отводится в бак очищенного конденсата по барометрической трубе. Отработанная оборотная вода с температурой до 35 °С возвращается в сеть.

Инертные примеси и пары из конденсатора второй ступени установки п отводятся в скруббер для очистки перед сбросом в атмосферу. Паровой конденсат из конденсатора первой ступени установки отводится по барометрической трубе в бак очищенного конденсата, а из конденсатора второй ступени в резервуар скруббера п. В качестве хладоагента в конденсаторы подается оборотная вода из сети. Рабочим агентом в пароструйных эжекторах является пар низкого давления из сети промплощадки с давлением 0,7 МПа.

Конденсат вторичного пара с содержанием АС до 50 мг/кг с температурой примерно 60 °С из бака насосами подается в пластинчатый холодильник, где охлаждается до температуры 50 °С оборотной водой.

Обратная оборотная вода с температурой до 35 °С направляется в узел подготовки аммиака производства СНА (АС) для использования в системе испарения аммиака.

Охлажденный технологический конденсат вторичного пара с максимальным содержанием NH4NO3 до 50 мг/кг после холодильника выдается в сеть промплощадки для дальнейшего использования в производстве азотной кислоты (для орошения абсорбционных колонн). Предусмотрена подача конденсата для разбавления стоков.

5 Отделение гранулирования. Измельчение и подача сульфата аммония в отделение синтеза

Кристаллический сульфат аммония (СА) поступает в производственный корпус или на существующий склад.

Поступающий на производство СНА кристаллический сульфат аммония разделяется посредством классификации на две фракции: мелкую фракцию СА с размером частиц до 0,8 мм и крупную фракцию СА с размером частиц от 0,8 до 2 мм. Мелкая фракция СА сразу направляется в первый резервуар перемешивания, а крупная фракция кристаллов СА сначала подвергается измельчению в дробилке, а затем подается во второй резервуар перемешивания. Измельчение СА проводится для поддержания высокой скорости растворения частиц СА в концентрированном растворе АС и степени однородности получаемой суспензии СНА. Отделение мелкой фракции от основного потока позволяет сократить затраты электроэнергии на измельчение СА.

В производственный корпус кристаллический сульфат аммония поступает по конвейеру и подается через питатель в грохот сульфата аммония для классификации кристаллов. В процессе классификации частицы СА мельче 0,8 мм направляются в бункер мелкой фракции СА, а более крупные частицы подаются в бункер кристаллов СА.

Крупная фракция СА из бункера дозируется в дробилку СА.

В дробилке кристаллы крупной фракции СА подвергаются измельчению до размера частиц не более 200 мк. Дробилка входит в состав комплектной установки измельчения кристаллов СА. Кроме дробилки в установку измельчения входят: ленточный питатель СА, поворотный клапан, мешочный фильтр кристаллов СА, экстрактор СА, поворотный клапан, вытяжной вентилятор мешочного фильтра СА и система смазки мельницы.

Дробилка представляет собой валковую мельницу, внутри которой измельчение материала происходит под действием сжимающих и срезающих усилий между размольными валиками и размольным кольцом. Измельчаемый материал, поступающий в дробилку, подается специальными лопастями от днища в область между размольными валиками и размольным кольцом. Из дробилки измельченный материал выносится потоком воздуха в радиальный классификатор, расположенный в верхней части дробилки. В классификаторе под действием центробежной силы разделяются мелкие и крупные частицы СА, мелкие частицы увлекаются потоком воздуха из дробилки в мешочный фильтр, а крупные возвращаются в нижнюю часть дробилки для доизмельчения. Электродвигатели привода ротора дробилки, на котором установлены размольные валки и привод классификатора имеют частотные регуляторы, с помощью которых соответственно осуществляется управление производительностью дробилки и степенью помола кристаллов СА. Номинальная производительность дробилки составляет 18 — 20 т/ч.

При работе дробилки в ее корпусе поддерживается разряжение в 4,5–6 кПа за счет работы вытяжного вентилятора мешочного фильтра СА. Основной поток воздуха поступает в дробилку через патрубок в нижнем корпусе дробилки по циркуляционному воздуховоду. Дополнительный объем воздуха за счет разряжения засасывается из помещения по специальным гибким воздуховодам для продувки и охлаждения классификатора и продувки маятников.

В процессе измельчения материала происходит выделение тепловой энергии, за счет чего циркулирующий через дробилку воздух подогревается до 15–65 °С. Также в процессе измельчения происходит испарение влаги из измельчаемого сульфата аммония в результате чего возрастает влажность воздуха, циркулирующего через дробилку.

Измельченные частицы сульфата аммония отделяются от потока циркуляционного воздуха в мешочном фильтре посредством фильтрации через фильтрующие элементы, изготовленные из синтетического материала в виде мешков или рукавов. Очищенный воздух поступает из фильтра на всас вентилятора, а частицы СА падают в нижнюю бункерную часть фильтра откуда встроенным шнековым транспортером дробленный сульфат аммония подается через поворотный клапан в ковшовый элеватор.

Дробленный сульфат аммония от поворотного клапана по пересыпке поступает в ковшовый элеватор, поднимается им на отметку +21,0 м и подается в бункер дробленного сульфата аммония.

Бункеры сульфата аммония снабжены рукавными бункерными фильтрами малой производительности, для очистки запыленного воздуха, вытесняемого из бункеров. Фильтры оснащены пневматической системой очистки сжатым осушенным воздухом.

Из бункера дробленный СА комплектным шлюзовым питателем непрерывно подается на дозатор дробленного СА, которым сульфат аммония дозируется во второй резервуар перемешивания.

Дробленый СА из бункера дозатором подается в элеватор. Далее дробленый СА подается в резервуар для приготовления суспензии СНА.

Мелкая фракция СА из бункера транспортируется в отделение синтеза в первый резервуар перемешивания с помощью системы пневмотранспорта СА.

В систему пневмотранспорта СА входят пневмокамерный насос, циклон-разгрузитель, бункер приемный, фильтры рукавные и поворотный клапан (шлюзовый питатель).

Конструкция насоса реализует пневмотранспорт с загрузкой сверху и выгрузкой материала снизу и позволяет осуществлять пневмотранспортирование материалов в плотном слое, что существенно снижает потребление сжатого воздуха.

Гранулирование и осушка гранул СНА

Суспензия СНА подается насосом из второго резервуара перемешивания в гранулятор-осушитель с давлением 0,63–0,88 МПа и температурой 140–150 °С через систему распределения воздуха и суспензии и распылительную систему.

Гранулятор-осушитель представляет собой вращающийся барабан, разделенный на две части (гранулятор и осушитель) круговой переливной перегородкой. Каждая часть оснащена специально спрофилированными подъемными устройствами (лопатками), которые крепятся болтами к корпусу. При необходимости их можно регулировать и заменить в случае поломки. При вращении барабана, с помощью этих подъемных лопаток, создается сплошная завеса из частиц продукта, через которую движется поток воздуха и на которую направляются факелы от распылителей суспензии. Барабан гранулятора-осушителя установлен с небольшим уклоном (1 %), что обеспечивает постепенное продвижение сыпучего продукта к выходу из барабана при его вращении. На выходе из барабана установлена переливная перегородка — разгрузочный порог. Время пребывания продукта внутри барабана можно регулировать изменением высоты разгрузочного порога (предусмотрено 2 позиции).

Принцип гранулирования в грануляторе-осушителе заключается в многократном наслаивании мелко распыленной суспензии СНА на поверхности частиц, подаваемых в гранулятор в качестве потока рециркуляции. В результате многократного повторения процесса образования тонких слоев на поверхности частиц их размер постепенно увеличивается, а форма приближается к сферической. Таким образом, формируются гранулы продукта с определенным распределением по размерам. Параллельно с процессом формирования гранул происходит процесс сушки, из-за испарения влаги содержащейся в суспензии СНА из тонкого слоя суспензии покрывающей гранулы. Процесс сушки гранул продолжается во второй части барабана.

Для мелкодисперсного распыления суспензии СНА в барабане гранулятора-осушителя предназначена распылительная система, состоящая из пяти распылителей, установленных на входном коробе барабана. Распылители изготовлены из нержавеющей стали и снабжены специальными форсунками из керамики, что позволяет избежать как коррозии, так и абразивного износа. К каждому из распылителей подводится по гибким трубопроводам суспензия СНА и сжатый горячий воздух от системы распределения воздуха и суспензии.

Запыленный воздух из гранулятора-осушителя направляется для предварительной очистки от пыли в циклоны гранулятора-осушителя и после них поступает на всас вытяжного вентилятора, которым воздух для окончательной очистки направляется в скруббер.

Поток гранулированного продукта из гранулятора-осушителя направляется через выходной короб на ленточный конвейер гранулятора-осушителя и подается им в ковшовый загрузочный элеватор, которым гранулы СНА поднимаются и подаются на ленточный конвейер. Конвейером поток гранул подается для сортировки в первые грохоты.

Запыленный воздух собирается в общий коллектор и направляется для предварительной очистки от пыли в циклоны и после них поступает на всас вытяжного вентилятора, которым воздух для окончательной очистки направляется в скруббер.

Для регулирования разряжения в местах отсоса воздуха на аспирационных воздуховодах оборудования установлены дисковые заслонки, а для предотвращения отложений пыли в воздуховодах из-за ее увлажнений и налипания в аспирационные воздуховоды подается горячий воздух от подогревателя.

6 Сортировка и охлаждение гранул продукта

Поток гранул СНА из гранулятора-осушителя подается на сортировку в первые грохоты СНА, работающие параллельно. На входе грохотов установлены питатели способствующие равномерному распределению потока гранул на сетках грохотов.

Деление потока гранул продукта на два производится направляющим устройством, установленным на пересыпке. С помощью направляющего устройства поток гранул СНА может распределяться между грохотами для обеспечения равномерной нагрузки обоих аппаратов или полностью перенаправляться на один из грохотов (в период очистки сеток второго грохота или при работе установки СНА на минимальной производительности).

В грохотах гранулы СНА просеиванием сортируются на три фракции:

- мелкую фракцию с размером гранул менее 2,9 мм;
- среднею фракцию с размером гранул от 2,9 до 4,25 мм (фракция готового продукта);
- крупную фракцию с размером гранул более 4,25 мм.

Грохоты, представляют собой инерционные просеивающие агрегаты с непосредственным колебанием ситовых тканей. Непосредственное колебание сеток происходит возбуждением их подбитчиками (расположенными под сеткой) за счет передачи колебаний от дисбалансных вибродвигателей, прифланцованных снаружи к просеивающему агрегату. Каждый грохот имеет собственный вибропитатель, предназначенный для равномерного распределения сыпучего материала в зоне подачи грохота.

Крупная фракция СНА из грохотов подается для измельчения в валковую дробилку крупной фракции. Для предотвращения налипания продукта в дробилку при ее работе постоянно подается горячий воздух, а запыленный воздух отводится по системе воздуховодов в циклоны скруббера. Для регулирования потока воздуха на воздуховодах установлены дисковые заслонки.

Мелкая фракция СНА из, направляется на ленточный конвейер (дозатор рециркуляции).

Средняя фракция СНА (фракция готового продукта) из грохотов подается по пересыпке через питатель во второй грохот СНА. Во втором грохоте средняя фракция гранул СНА сортируется на две фракции:

- мелкую фракцию готового продукта с размером гранул от 2,9 до 3,2 мм;
- крупную фракцию готового продукта с размером гранул от 3,2 до 4,25 мм.

Мелкая фракция готового продукта поступает для охлаждения в барабанный холодильник. Крупная фракция готового продукта подается по пересыпке специальной конструкции на ленточный конвейер рециркулирующего потока СНА.

Сортировка фракции готового продукта в грохоте на две фракции необходима для регулирования расхода потока рециркуляции мелкой фракции гранул СНА в гранулятор-осушитель.

Общий поток рециркуляции складывается из потоков, поступающих на ленточный конвейер (дозатор рециркуляции): мелкой фракции СНА от грохотов, потока дробленных гранул СНА и потока крупной фракции готового продукта.

С помощью затаривателя мелкая фракция, поступающая из грохота, затаривается в биг-бэги из термостойкого материала. Затариватель оборудован вентилятором для раздува биг-бэгов, пневматическим зажимным устройством для фиксации горловины биг-бэга и аспирационной системой. Загрязненный пылью воздух, вытесняемый при загрузке из биг-бэгов откачивается в рукавный фильтр аспирационной системы встроенным вентилятором и после очистки сбрасывается в атмосферу. Фильтр оборудован пневматической системой очистки. Пыль продукта, задерживаемая в фильтре, накапливается в съемном бункере и периодически очищается. Затаренные биг-бэги с мелкой фракцией автопогрузчиком транспортируются на склад готовой продукции.

При работе оборудования для предотвращения попадания загрязненного пылью воздуха в помещение, из мест пылеобразования через предусмотренные штуцеры откачивается запыленный воздух. Запыленный воздух собирается в общий коллектор и направляется для предварительной очистки от пыли в циклоны и после них в скруббер. В воздуховоды системы аспирации подается горячий воздух с температурой для предотвращения конденсации влаги в них, как следствие, слипание частиц пыли и засорения воздуховодов.

Продукционные гранулы СНА с температурой 90 °С конвейером подаются в барабанный холодильник.

Барабанный холодильник представляет собой вращающийся барабан, оснащенный внутренними подъемными устройствами (лопатками), которые крепятся болтами к обечайке барабана. При вращении барабана, гранулы продукта поднимаются с низа барабана лопатками и высыпаются в поток охлаждающего воздуха, движущегося в барабане противотоком по отношению к продукту. Вследствие контакта горячих гранул с охлаждающим воздухом температура продукта в холодильнике снижается с 90 до 30–40 °С.

Охлажденные гранулы продукта СНА из холодильника подаются в ковшовый элеватор и далее в подается в барабан для нанесения покрытия.

Воздух для охлаждения гранул СНА поступает в барабанный холодильник из блока обработки воздуха, входящего в состав комплектного узла обработки атмосферного воздуха. Узел обработки атмосферного воздуха включает в себя компрессорно-ресиверный блок и блок обработки воздуха.

Узел обработки атмосферного воздуха предназначен для кондиционирования атмосферного воздуха, подаваемого в качестве охлаждающего в холодильник. Кондиционирование воздуха заключается в его охлаждении в теплое время года и в снижении относительной влажности воздуха.

В зимний период года охлаждение воздуха не производится, а снижение его относительной влажности достигается его подогревом.

7 Описание узла обработки атмосферного воздуха

Узел обработки атмосферного воздуха предназначен для кондиционирования атмосферного воздуха, подаваемого в качестве охлаждающего агента в холодильник. Кондиционирование воздуха заключается в его охлаждении до 8 °С в теплое время года, отделении капельной влаги и снижении относительной влажности воздуха до значения ниже гигроскопической точки продукта при его подогреве до 18 °С.

Узел обработки атмосферного воздуха состоит из двух блоков:

- компрессорно-ресиверный блок аммиачной холодильной системы (АХС);
- блок обработки воздуха.

Блок обработки воздуха включает следующие основные элементы:

- секция подогрева первой ступени (паровой калорифер), в которой наружный атмосферный воздух подогревается до положительной температуры в холодное время года;
- секция фильтрации атмосферного воздуха;
- секция охлаждения (аммиачный испаритель), в которой происходит отвод теплоты от атмосферного воздуха;
- секция отделения капельной влаги;
- секция подогрева второй ступени, в которой происходит дополнительный нагрев атмосферного воздуха.

Получение воздуха сжатого технологического и воздуха сжатого осушенного с установкой ресиверов сжатого воздуха

Для обеспечения потребностей установки СНА сжатым технологическим и осушенным воздухом (и воздухом КИП) предусмотрена автономная установка получения сжатого воздуха и его осушки, размещаемая в отдельном помещении, а также наружная установка ресиверов сжатого воздуха.

В состав установки входит следующее оборудование:

- компрессоры воздушные винтовые;
- системы осушки воздуха с фильтрами сжатого воздуха;
- фильтры сжатого воздуха.

В состав наружной установки ресиверов сжатого воздуха входят три ресивера с узлами регулирования давления сжатого воздуха.

Компрессоры — стационарные безмасляные винтовые компрессоры двухступенчатого сжатия с сухим винтом и воздушным охлаждением, оборудованы микропроцессорной системой управления и контроля (предусматривающей автоматическое управление нагрузкой/разгрузкой, переход в холостой ход, режим ожидания или временное отключение). Для снижения шума компрессоры закрыты звукопоглощающим корпусом. Двухступенчатое сжатие воздуха происходит последовательно в двух винтовых блоках низкого и высокого давления. Промежуточное охлаждение воздуха происходит во встроенных воздушных охладителях, оснащенных автоматическими конденсатоотводчиками.

Компрессоры при работе нагнетают сжатый воздух в общий коллектор, от которого воздух распределяется по ресиверам сжатого воздуха, в зависимости от отбора потребителями сжатого воздуха из ресиверов. Постоянно в работе находятся два компрессора, третий предусматривается в качестве резервного.

Сжатый воздух от нагнетания компрессоров с давлением 0,7 — 0,9 МПа и температурой до 40 °С поступает через механические фильтры в ресивер сжатого воздуха и в системы осушки воздуха, подключенные параллельно.

Из ресивера сжатый технологический воздух через регулирующий клапан подается в подогреватель для получения горячего сжатого технологического воздуха и на продувку оборудования и трубопроводов установки получения СНА.

Подача воздуха в системы осушки осуществляется в адсорбционных осушителях с горячей регенерацией, благодаря процессу поглощения влаги адсорбентом. Производительность каждой системы осушки составляет 2160 нм³/ч. Осушители обеспечивают осушение воздуха до точки росы минус 40 °С. В качестве адсорбента используется оксид алюминия. В каждой системе осушки по две колонны осушителей, работающих попеременно. Регенерация колонн осуществляется с использованием воздуходувки, которая всасывает атмосферный воздух, подогревает его и подает в колонну для регенерации адсорбента. Сжатый воздух для регенерации адсорбента не используется. Переключение колонн с работы в режиме осушки в режим регенерации и обратно осуществляется в автоматическом режиме. На входе и на выходе систем осушки установлены фильтры механической очистки воздуха.

Осушенный воздух с давлением 0,65–0,85 МПа поступает в ресиверы. Ресивер используется как буферная емкость для обеспечения воздухом систем контроля, управления и ПАЗ установки СНА воздухом КИП, а другой ресивер для снабжения осушенным сжатым воздухом систем пневмотранспорта наполнителя (доломита) и мелкой фракции сульфата аммония, для регенерации фильтров в отделении синтеза и гранулирования.

Из ресивера сжатый осушенный воздух подается следующим потребителям:

- для питания системы пневмотранспорта наполнителя (доломита) через регулятор давления прямого действия;
- для питания системы пневмотранспорта мелкой фракции сульфата аммония и регенерации фильтров в отделении синтеза через регулятор давления прямого действия;
- в отделение гранулирования для регенерации фильтров.

8 Финальная обработка гранул СНА и выдача готового продукта на склад

При финальной обработке гранул продукта происходит обработка их специальными реагентами, улучшающими свойства полученных продуктов сохранять рассыпчатость при транспортировке и хранении. В качестве реагентов для обработки используются антислеживающий покрывающий реагент на основе минерального масла и парафинов, с добавками ПАВ и тонко помолотый тальк. Финальная обработка гранул продукта проводится в барабане для нанесения покрытий.

В барабан для нанесения покрытия гранулы СНА подаются из холодильника.

Во входном желобе барабана гранулы СНА смешиваются с порошком талька.

В барабане на гранулы СНА, перемешанные с тальком распыляется покрывающий реагент из форсунки, установленной в передней части барабана и направленной на слой продукта. За счет вращения барабана слой продукта постоянно перемешивается, благодаря чему достигается высокая равномерность покрытия гранул пленкой антислеживателя.

Обработанные в барабане гранулы СНА (готовая продукция) подаются на узел фасовки продукта в биг-бэги или на существующий склад.

Покрывающий реагент в производственный корпус поступает со склада реагентов по трубопроводу в расплавленном состоянии. Реагент подается с температурой 80–95 °С и давлением до 0,25 МПа в резервуар покрывающего реагента.

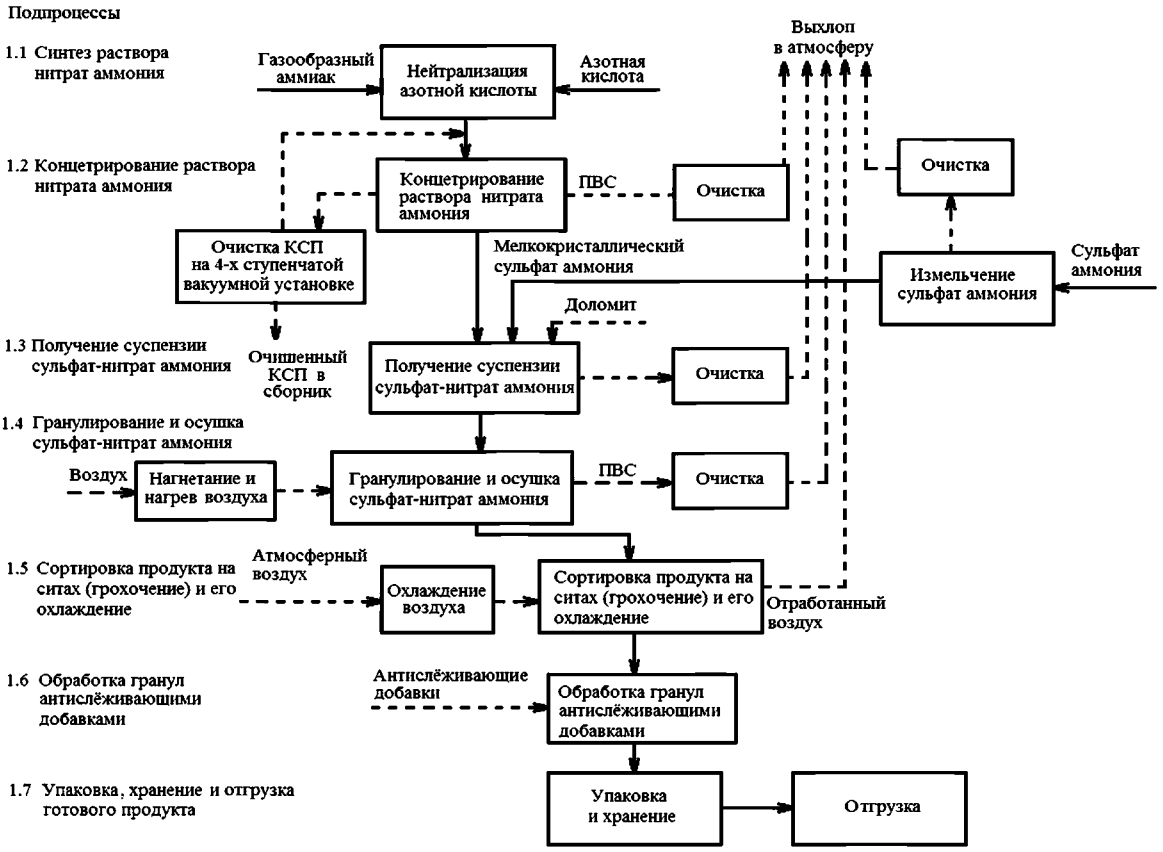


Рисунок 13 – Процесс производства сульфат-нитрат аммония

6.1.2.2 Азотнокислотное разложение фосфатного сырья с отделением тетрагидрата нитрата кальция вымораживанием, аммонизацией полученного азотнофосфорнокислого раствора, упариванием пульпы, смешением с хлористым калием и грануляцией в грануляционной башне

6.1.2.2.1 Производство азофоски (нитроаммофоски)

Производство азофоски (нитроаммофоски) состоит из следующих стадий:

1) Получение нитроаммофоски:

а) разложение апатитового концентрата азотной кислотой;

б) кристаллизация нитрата кальция;

в) регенерация (охлаждение) хладагента;

г) фильтрация и промывка кристаллов нитрата кальция (CN);

д) нейтрализация раствора нитрофосфата аммиаком;

е) упаривание раствора нитроаммофоса (NP);

ж) подготовка хлористого калия (KCl) и других добавок (сульфат аммония, доломит, магнезит, микроэлементы и др.)

з) гранулирование нитроаммофоски;

и) рассев, охлаждение и кондиционирование готового продукта.

2) Конверсия нитрата кальция (CN):

а) приготовление раствора карбоната аммония;

б) конверсия кальциевой селитры;

в) фильтрация карбоната кальция ($CaCO_3$);

г) сушка карбоната кальция ($CaCO_3$);

д) упарка растворов аммиачной селитры (NH_4NO_3);

е) склад раствора аммиачной селитры.

3) Очистка газовых выбросов:

а) очистка газов, содержащих аммиак;

б) очистка газов, содержащих фториды газообразные и окислы азота;

в) очистка газов, содержащих пыль $CaCO_3$ и аммиак.

4) Очистка сточных вод:

а) очистка конденсата сокового пара;

б) сборник сточных вод;

в) очистка промывной воды;

г) система технологической воды (PW).

Схема технологического процесса представлена на рисунке 6.14, а описание процесса — в таблице 6.6.

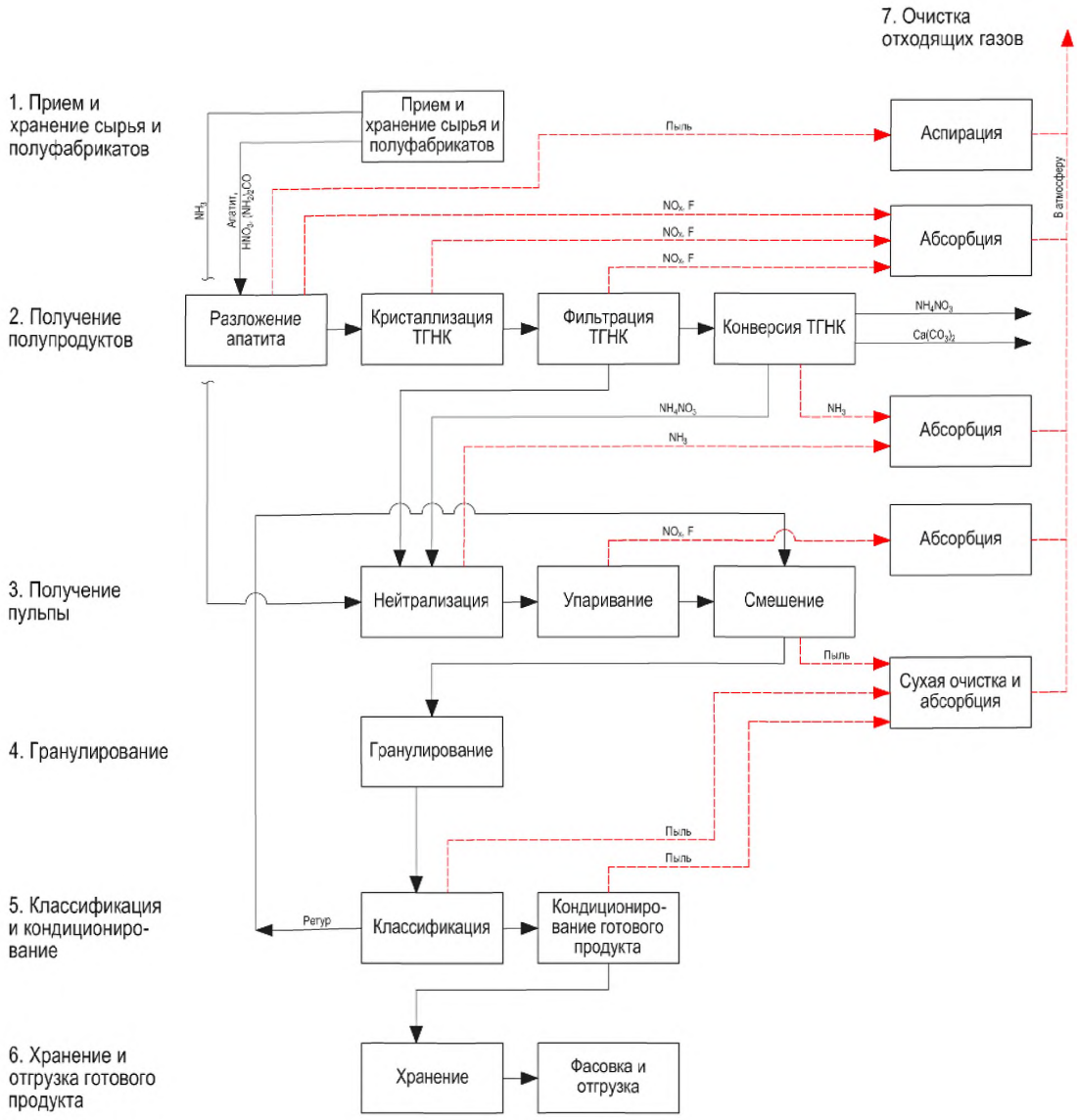


Рисунок 6.14 – Схема получения NP / NPK-удобрений с грануляционной башней

Таблица 6.6 – Описание процесса производства NP / NPK-удобрений по схеме с башней прилирования

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Апатит Сильвин Азотная кислота Карбамид Добавки	Прием и хранение сырья	Апатит Сильвин Азотная кислота Карбамид Добавки	Силосы; бункеры; емкости	NO_x
1.2	HNO_3 Апатит Карбамид	Разложение апатитового концентрата азотной кислотой	Раствор разложения	Реакторы разложения; емкость для питания кристаллизаторов бункер апатита; ленточный весовой дозатор	NO_x; Соединения фтора (в пересчете на F)
1.3	Раствор разложения	Кристаллизация нитрата кальция	Суспензия	Кристаллизаторы	NO_x
1.4	Суспензия	Фильтрация нитрата кальция	Маточный раствор; Тетрагидрат нитрата кальция Промывная азотная кислота	Ротационные барабанные фильтры; Плавильный бак нитрата кальция с нагревательным элементом Емкость маточного раствора Емкость для промывной кислоты Емкость для тетрагидрата нитрата кальция	NO_x

1.5	Маточный раствор	Нейтрализация маточного раствора нитрофосфата газообразным аммиаком	Раствор нитрофосфата	Нейтрализаторы Бак для питания выпарного аппарата	NH_3
2.1	Аммиак Углекислый газ Амселитра	Приготовление карбоната аммония	Карбонат аммония	Абсорбционная колонна	NH_3
2.2	Нитрат кальция Карбонат аммония	Конверсия кальциевой селитры	Суспензия (мел + амселитра)	Реактор конверсии	NH_3
2.3	Суспензия	Фильтрация мела	Амселитра Мел	Барабанные вакуум-фильтры	NH_3
2.4	Мел влажный	Сушка мела	1 %; 6 % мел	СБ	NH_3
2.5	Раствор амселитры (57 %)	Выпаривание раствора амселитры	Плав амселитры (89–93 %)	Выпарные аппараты	NH_3
3.1	Раствор нитрофосфата	Выпаривание раствора нитроаммофоса	Плав нитрофосфата (99,8 %)	Выпарные аппараты	NH_3
3.2	Плав нитрофосфата (99.8 %)	Нейтрализация плава нитроаммофоса газообразным аммиаком	Плав нитрофосфата (99,8 %)	Гидрозатвор второго выпарного аппарата	NH_3
3.3	Сильвин	Сушка хлористого калия в сушилке дымовыми газами от сжигания природного газа в топке	Сильвин	СБ	
3.4	Плав нитрофосфата Ретур NPK Пигмент Хлористый калий Добавки	Смешение плава нитроаммофоса с KCl, добавками и ретуром NPK в баках-смесителях	Плав NPK	Баки-смесители	NH_3
3.5	Плав NPK	Гранулирование азофоски, рассев, охлаждение, кондиционирование	Гранулы NPK	Конвейеры; грохоты; холодильник гранул Припудривающий барабан	

3.6	Гранулы NPK Мел	Хранение и отгрузка гото-вого продукта	Гранулы NPK Мел	Силосы; бункеры	
4.0	NO_x Пыль KCl. Пыль апатита пыль NPK NH_3 Пыль мела. Фтор	Очистка отходящих газов	Раствор амселитры Пыль	Скрубберы; циклоны; ру-кавные фильтры	

6.1.2.2.1.1 Разложение апатитового концентрата азотной кислотой

В аппарат для разложения подается азотная кислота после подогревателя, а также промывная кислота после промывки кристаллов нитрата кальция на ротационных (барабанных) сдвоенных фильтрах.

Расход азотной кислоты в аппаратах для разложения регулируется с пульта ЦПУ в зависимости от результатов анализов раствора разложения (азотнокислотной вытяжки), выполняемых для поддержания отношения: от 1,27 до 1,6 т HNO_3 (мнг) на 1 т апатита.

Разложение апатитового концентрата азотной кислотой осуществляется непрерывно в двух последовательно установленных аппаратах для разложения, снабженных мешалками, при температуре от 50 °С до 70 °С и атмосферном давлении в соответствии основной реакцией:

$Ca_5F(PO_4)_3 + (10 + x)\ HNO_3 \rightarrow 3H_3PO_4 + 5Ca(NO_3)_2 + 2HF + xHNO_3$.

Для обеспечения наиболее полного перехода всех компонентов апатита в раствор и поддержания оптимального режима разложения апатитового концентрата процесс разложения проводится с избытком азотной кислоты (не менее 10 % по отношению к стехиометрическому расходу).

Аппараты для разложения имеют объем, достаточный для необходимого времени пребывания компонентов, обеспечивающего максимальную степень разложения апатитового концентрата.

При разложении апатита азотной кислотой в газовую фазу выделяется незначительное количество HF, SiF_4, а также оксиды азота (NO_x) и водяные пары по реакции:

$4HF + SiO_2 \rightarrow SiF_4 + 2H_2O$;

$SiF_4 + 2HF \rightarrow H_2SiF_6$.

Газы направляются на очистку в скруббер.

Азотно-кислотная вытяжка (раствор разложения), содержащая в своем составе фосфорную кислоту, нитрат кальция, свободную азотную кислоту и некоторое количество фтористых соединений (в основном H_2SiF_6), самотеком поступает в буферную емкость для питания кристаллизаторов.

6.1.2.2.1.2 Кристаллизация нитрата кальция

Процесс выделения нитрата кальция из раствора разложения основан на уменьшении растворимости нитрата кальция при понижении температуры раствора.

Нитрат кальция кристаллизуется в виде тетрагидрата ($Ca(NO_3)_2 \cdot 4H_2O$). Теплота кристаллизации составляет 712 кДж/кг (170 ккал/кг).

Для получения готового продукта (NPK) с содержанием водорастворимой формы P_2O_5, соответствующим техническим условиям, необходимо удалить из раствора от 80 % до 85 % кальция от общего количества, вводимого с апатитовым концентратом.

Это требование обеспечивается при конечной температуре охлажденного раствора от минус 3 °С до минус 12 °С и при использовании для разложения 56–58 % азотной кислоты.

Показателем полноты выделения нитрата кальция из раствора разложения является отношение $Ca:P_2O_5$ в маточном (нитрофосфатном) растворе, которое должно составлять не более 0,22. Отношение $Ca:P_2O_5$ определяется аналитически.

Кристаллизация ведется в 15 аппаратах периодического действия, но организован процесс таким образом, что обеспечивается непрерывная работа предыдущей и последующей операции (разложение и фильтрация). Отвод тепла производится через змеевики, вмонтированные в кристаллизатор. Для лучшего теплообмена установлены мешалки.

Раствор разложения с температурой от 50 °С до 70 °С из емкости для питания кристаллизаторов насосом подается в любой кристаллизатор.

Для устойчивости работы насоса в промежутке между заполнениями кристаллизаторов производится постоянная циркуляция раствора разложения обратно в емкость.

Кристаллизаторы работают под небольшим разрежением от 50 до 150 мм вод. ст., регулируемым ручным шибером. Отсасываемые газы направляются в скруббер для очистки.

Продолжительность цикла в одном кристаллизаторе — 5–6 ч.

В качестве хладагента используется водный раствор аммиака с массовой долей 18–22 % и начальной температурой от минус 20 °С до минус 15 °С, а конечной — от 15 °С до 35 °С.

Регенерация (охлаждение «теплого») хладагента осуществляется за счет холода, полученного при испарении аммиака, используемого для процесса нейтрализации раствора нитрофосфата и получения карбоната аммония и дополнительного охлаждения на фреоновой установке.

Охлажденный хладагент (с температурой минус 20 °С) поступает в кристаллизатор с самой низкой температурой суспензии, наиболее близкой к конечной, и затем последовательно передается из кристаллизатора в кристаллизатор, постепенно нагреваясь до конечной температуры на выходе из последнего в технологической цепочке кристаллизатора. Пройдя все кристаллизаторы поступает в тот, куда залит свежий раствор разложения, т. е. движение хладагента осуществляется противотоком к охлаждаемому раствору, что обеспечивает уменьшение разности температуры между раствором и хладагентом и, следовательно, способствует снижению инкрустации теплообменной поверхности. Но так как инкрустация все же имеет место, очистка змеевиков происходит при заполнении кристаллизаторов «горячим» раствором разложения, в котором осевшие на поверхности змеевиков кристаллы растворяются.

Система трубопроводов обеспечивает работу кристаллизаторов в определенной последовательности, но вместе с тем каждый из кристаллизаторов может быть как первым, так и последним в охлаждаемой цепочке кристаллизаторов. При нормальной работе всех кристаллизаторов операции по заполнению их раствором разложения, сливу суспензии, циркуляции и отвода хладагента полностью автоматизированы. В случае выхода из строя какого-либо кристаллизатора переход через него производится вручную с ЦПУ, последующие кристаллизаторы продолжают работать в автоматическом режиме.

6.1.2.2.1.3 Регенерация (охлаждение) хладагента

Регенерация (охлаждение от плюс 35 °С до минус 20 °С) циркулирующего хладагента (водного раствора аммиака с массовой долей 20 %) осуществляется за счет теплообмена с испаряющимся аммиаком в испарителях, а затем на фреоновой холодильной установке.

Необходимо правильно регулировать расход хладагента. Поддерживанием постоянной температуры хладагента обеспечивается постоянное время охлаждения суспензии в каждом кристаллизаторе и, следовательно, получение кристаллов заданного размера.

6.1.2.2.1.4 Фильтрация и промывка кристаллов нитрата кальция (CN)

Из кристаллизаторов суспензия (раствор с выпавшими в осадок кристаллами нитрата кальция) самотеком поступает в расходный бак, из которого также самотеком, через донные клапана направляется на фильтрацию.

Фильтрация должна обеспечить максимально возможное отделение раствора нитрофосфата от нитрата кальция, а промывка — регламентированное содержание P_2O_5 и свободной азотной кислоты в нитрате кальция. Качественная фильтрация и промывка снижают потери P_2O_5 с кристаллами $Ca(NO_3)_2 \cdot 4H_2O$, создают нормальные условия для образования кристаллов карбоната кальция, получаемого из нитрата кальция при его конверсии, и способствуют ведению процесса конверсии в пределах норм технологического процесса.

Процессы фильтрации и промывки твердой фазы нитрата кальция осуществляются на сдвоенных барабанных вакуум-фильтрах. На первом барабане твердая фаза нитрата кальция отфильтровывается, а на втором промывается азотной кислотой и водой с образованием промывной кислоты.

Для дальнейшей транспортировки и переработки кристаллический тетрагидрат нитрата кальция переводится в расплав.

Для создания вакуума и отдувки осадка каждый фильтр оснащен вентиляторами, а для отделения жидкости — четырьмя сепараторами (по два на каждый барабан), в сепараторах на первом барабане отделяется раствор нитрофосфата, на втором отделяется промывная кислота в сепараторах.

Разрыхление осадка осуществляется продувкой воздухом под давлением (от 400 до 450 мм вод. ст.) от 3,92 до 4,41 кПа от вентиляторов для сдувки осадка.

Давление воздуха для регенерации сетки — 0,98 кПа (100 мм вод. ст.).

Фильтруемая суспензия поступает в лоток первого барабана. Для предотвращения расслоения суспензии в лотках имеются качающиеся мешалки.

В процессе фильтрации кристаллы нитрата кальция оседают на фильтрующей поверхности. По мере вращения барабана происходит отделение раствора нитрофосфата, а кристаллы поступают в зону съема осадка, где происходит разрыхление, отдувка осадка и снятие при помощи скребка.

Отфильтрованный нитрофосфатный раствор из сепараторов по барометрическим трубкам поступает в сборник, откуда насосами направляется на нейтрализацию через теплообменник, в котором охлаждается азотная кислота, используемая для промывки нитрата кальция.

За счет проскока через фильтровальную сетку твердой фазы в нитрофосфатный раствор попадают мелкие кристаллы нитрата кальция и большая часть нерастворившихся при разложении примесей.

Нитрат кальция смывается с ножа первого барабана промывной кислотой и поступает в лоток второго барабана. Промывная кислота подается из сборника.

На второй ступени фильтра кристаллы нитрата кальция, находясь во взвешенном состоянии в циркулирующей промывной кислоте, отделяются на фильтре, затем сначала промываются свежей азотной кислотой, после чего небольшим количеством очищенной промывной воды.

Азотная кислота, поступающая на промывку, отбирается от потока, предназначенного для разложения, а вода — с установки очистки промывных вод.

Количество свежей азотной кислоты, промывной кислоты для промывки и воды должно быть минимальным, чтобы уменьшить количество растворившихся кристаллов нитрата кальция, которые с промывной кислотой возвращаются в аппарат для разложения I.

Температура азотной кислоты и воды, подаваемых на промывку кристаллов нитрата кальция, должна быть как можно ниже, чтобы уменьшить количество растворившихся кристаллов нитрата кальция. Азотная кислота охлаждается в холодильнике до температуры не более 25 °С холодным раствором нитрофосфата (маточным раствором).

Вода для промывки отбирается после холодильника очищенной воды с температурой не более 15 °С.

Кристаллы нитрата кальция, после фильтра вместе с циркулирующим раствором нитрата кальция поступают в плавильный бак нитрата кальция.

Кристаллы нитрата кальция ($(CaNO_3)_2 \cdot 4H_2O$) расплавляются в плавильном баке, снабженном паровым змеевиком. Температура плавления чистого нитрата кальция — 43 °С, однако содержание кислоты и воды в кристаллах снижает фактическую точку плавления на 10–20 °С. Температура в плавильном баке 50 °С регулируется за счет подачи пара в змеевик.

Расходный бак имеет объем, обеспечивающий 6-часовой запас плава нитрата кальция, и является буферной емкостью на случай остановки или нарушения режима в отделении конверсии нитрата кальция.

Из расходного бака раствор нитрата кальция (CN) насосом подается в отделение конверсии нитрата кальция.

6.1.2.2.1.5 Нейтрализация раствора нитрофосфата аммиаком

Маточный раствор (нитрофосфат) из емкости маточного раствора питательным насосом подается на нейтрализацию.

Раствор нитрофосфата проходит холодильник, где охлаждает азотную кислоту до 20–25 °С, используемую в качестве промывной кислоты на фильтрах, и поступает в первый нейтрализатор.

Нейтрализация раствора нитрофосфата, содержащего азотную и фосфорную кислоты, некоторое количество кремнефтористоводородной кислоты, растворимый нитрат кальция, небольшое количество растворимых соединений железа, алюминия, кремния и взвешенных нерастворимых примесей, осуществляется в две ступени газообразным аммиаком. При нейтрализации раствора нитрофосфата аммиаком кальций и большая часть растворенных примесей осаждается в виде фторидов и фосфатов, а нитрат аммония и фосфаты аммония остаются в растворе.

Основные реакции нейтрализации:

- Первая ступень нейтрализации при pH от 2,2 до 3,0:

$HNO_3 + NH_3 \rightarrow NH_4NO_3$ + 138,38 кДж/моль;

$H_3PO_4 + NH_3 \rightarrow NH_4H_2PO_4$ + 75,362 кДж/моль — моноаммонийфосфат;

$Ca(NO_3)_2+2H_3PO_4 + 2NH_3 = 2NH_4NO_3 + Ca(H_2PO_4)_2$ + 284,2 кДж/моль — монокальцийфосфат;

$Ca(NO_3)_2 + 2HF + 2NH_3 = 2NH_4NO_3 + CaF_2$.

- Вторая ступень нейтрализации при pH от 5,6 до 6,0:

$Ca(H_2PO_4)_2 + NH_3 \rightarrow CaHPO_4+NH_4H_2PO_4$ + 94,74 кДж/моль — дикальцийфосфат и моноаммонийфосфат;

$NH_4H_2PO_4 + NH_3 \rightarrow (NH_4)_2 HPO_4$ + 96,296 кДж/моль;

$3CaHPO_4 + 2NH_3 \rightarrow (NH_4)_2HPO_4 + Ca_3(PO_4)_2$ — (нежелательная реакция).

За счет тепла реакции в процессе нейтрализации испаряется значительное количество воды.

Процесс нейтрализации осуществляется при температуре от 115 °С до 130 °С под атмосферным давлением.

В составе агрегата установлено две параллельно работающих нитки, состоящие из двух последовательно работающих нейтрализаторов I и II.

Частично нейтрализованная жидкость из нейтрализатора I с pH от 2,6 до 3,0 по желобу перетекает в нейтрализатор II, где нейтрализуется до pH от 5,6 до 6,0.

Для обеспечения эффективного перемешивания и абсорбции аммиака, газообразный аммиак подается в нейтрализатор I — через 7 барботажных труб и в нейтрализатор II — через 6 труб.

Аммиак подается после испарителя аммиака, а также с установки отпарки аммиака от дифлегматоров.

Примерно 75 % от общего расхода аммиака на нейтрализацию подается в нейтрализатор I, 25–в нейтрализатор II.

Процесс нейтрализации чувствителен даже к небольшому отклонению от регулируемых значений pH или изменению состава раствора. При нарушениях нормального режима работы образуются нерастворимые соединения фосфатов, жидкость становится весьма вязкой за счет кристаллизации моноаммонийфосфата.

Следовательно, регулирование pH в I и II ступенях нейтрализации очень важно. Количество подаваемого газообразного аммиака зависит от расхода маточного раствора и задаваемого pH в реакторе.

Для получения готового продукта с заданным соотношением $N:P_2O_5$ = 1:1 в нейтрализатор I из расходного бака раствора аммиачной селитры насосом подается раствор аммиачной селитры.

В расходный бак поступают растворы аммиачной селитры:

- растворы из скрубберов улавливания фтора после упарки раствора нитроаммофоса;
- раствор из скруббера отходящих газов нейтрализации;
- раствор из отделения упарки раствора амселитры.

В расходном баке поддерживается температура от 80 °С до 130 °С.

В нейтрализатор I поступает до 75 % общего количества раствора аммиачной селитры; остальное количество (до 25 %) подается в бак для питания выпарного аппарата.

Нейтрализованный раствор нитроаммофоса с pH от 5,6 до 6 из нейтрализатора II самотеком поступает в бак для питания выпарного аппарата. Для поддержания pH от 5,8 до 6 в бак подведен газообразный аммиак.

Температура в баке поддерживается от 105 °С до 130 °С, газы из нейтрализаторов подаются на очистку в колонну.

Бак для питания выпарного аппарата имеет объем, обеспечивающий запас нейтрализованного раствора на 4 ч, и является буферной емкостью при кратковременных остановках отделения упарки и гранулирования.

Из бака раствор нитроаммофоса насосом перекачивается в отделение упарки раствора нитроаммофоса, размещенное в верхней части грануляционной башни.

6.1.2.2.1.6 Упаривание раствора нитроаммофоса (NP)

Раствор нитроаммофоса насосами подается на упаривание в двухступенчатую выпарную систему через подогреватель раствора нитроаммофоса. Температура раствора нитроаммофоса на выходе из подогревателя (115–135 °С) регулируется изменением расхода пара при помощи регулятора.

На первой ступени осуществляется вакуум-выпарка раствора с массовой долей нитрофосфата от 80 % до 98 % при температуре от 170 °С до 190 °С.

Соковый пар отделяется в аппарате, после чего упаренный раствор перетекает по U-образному гидрозатвору (утке) во второй выпарной аппарат, где происходит упаривание под вакуумом до массовой доли нитрофосфата не менее 99,5 % при температуре от 170 °С до 190 °С.

Соковый пар отделяется в сепараторе, а упаренный раствор (плав) нитроаммофоса поступает в гидрозатвор.

Нагрев раствора в выпарных аппаратах осуществляется подачей пара в межтрубное пространство. Температура в выпарных аппаратах не должна превышать 190 °С во избежание разложения аммиачной селитры.

Интенсивное разложение с выделением азотосодержащих газов может начаться при температуре выше 200 °С и при понижении pH раствора до 4, а также в случае попадания хлоридов в раствор нитроаммофоса.

Для улучшения качества продукта и его стабильности при хранении, а также для предотвращения разложения продукта в гидрозатвор подается аммиак для нейтрализации плава до pH 4,7–4,9.

Газообразный аммиак подогревается в подогревателе до 150 °С. Температура аммиака регулируется подачей пара.

Плав нитроаммофоса из гидрозатвора 2-го выпарного аппарата направляется в баки-смесители.

Соковый пар из сепаратора 1-го выпарного аппарата, содержащий аммиак и фтор, поступает в скруббер фтора I ступени, орошаемый циркулирующим раствором аммиачной селитры (AN).

Соковый пар из скруббера после очистки от фтора поступает в конденсатор I ступени, где большая часть его конденсируется; при этом 90 % аммиака, содержащегося в соковом паре, переходит в конденсат. Конденсат сокового пара с температурой от 50 °С до 60 °С отводится в гидрозатвор через брызгоотделитель I ступени, из которого подается на установку отпарки аммиака.

Несконденсировавшиеся пары и газы из брызгоотделителя отводятся при помощи эжектора I ступени, который создает разрежение в 1-м выпарном аппарате. Разрежение регулируется подачей пара на эжектор с помощью регулятора.

Пар после эжектора I ступени поступает в конденсатор вакуумного эжектора.

Соковый пар из сепаратора 2-го выпарного аппарата поступает на очистку от фтора в скруббер фтора II ступени. Схема очистки аналогична схеме очистки сокового пара после 1-го выпарного аппарата. Скруббер орошается циркулирующим раствором аммиачной селитры с массовой долей не более 60 %.

Технологический конденсат после I и II конденсаторов 2-й ступени, конденсатора вакуумного эжектора и скруббера аммиака, содержащий аммиак, собирается в гидрозатвор конденсатора II ступени, после которого по переливу объединяется с конденсатом от I ступени выпаривания из гидрозатвора и самотеком направляется на установку отпарки аммиака в колонну.

Таким образом, почти весь аммиак, содержащийся в соковом паре после выпарных аппаратов, регенерируется в очистных скрубберах.

На входе в конденсатор I ступени, а также 1-й и 2-й конденсаторы II ступени, фторид кремния, выделившийся в соковый пар при упарке, реагирует с водным раствором аммиака по реакции

$SiF_4 + 4NH_4OH \rightarrow SiO_2 + 4NH_4F + H_2O$.

Кремнезем (SiO_2) может оседать на стенах трубок конденсаторов II ступени, так как количество воды, конденсирующейся на этой ступени, намного меньше, чем количество воды, конденсирующейся на I ступени, и стенки трубок могут легко оказаться сухими.

Для предотвращения осаждения кремнезема поддерживается постоянная циркуляция небольшого количества конденсата через 1-й и 2-й конденсаторы II ступени и гидрозатвор для конденсатора II ступени, обеспечивающий смывание осевшего кремнезема.

Газы и пары после скруббера аммиака вместе со сбросами от воздушников гидрозатворов поступают в конечный скруббер аммиака, орошаемый закисленной промывной водой с pH от 1 до 2 от насоса установки очистки сточных вод, что облегчает абсорбцию аммиака.

Газы после конечного скруббера аммиака сбрасываются в атмосферу газодувкой для вытяжки на гранбашне, а промывная вода возвращается на установку очистки промывной воды.

6.1.2.2.1.7 Подготовка хлористого калия (KCl)

Хлористый калий подается из отделения хранения, дозирования и обработки KCl в бункер питательным конвейером-весами.

Для исключения зависания KCl в бункере к нижней части его подведен осушенный воздух для аэрации и установлены вибраторы.

Из бункера KCl дозируется в сушилку KCl.

Сушка хлористого калия осуществляется топочными газами и подогретым ими воздухом. Топочные газы образуются за счет сжигания природного газа в топке.

Массовая доля воды не более 0,15 % в KCl после сушки поддерживается путем автоматического регулирования температуры выходящего газа после сушилки.

Топочные газы из сушилки отсасываются вентилятором через два параллельно работающих циклона горячего газа и рукавный фильтр, где очищаются от пыли хлористого калия, после чего выбрасываются в атмосферу. Пыль KCl выгружается в конвейер.

В рукавном фильтре осуществляется также очистка от пыли аспирационных отсосов, от транспортного оборудования подачи KCl.

Для обеспечения подъема хлористого калия на высоту грануляционной башни установлено четыре ковшовых элеватора (два рабочих и два резервных), два элеватора работают последовательно (с первого элеватора на отметке 60 м KCl перегружается во второй элеватор).

Хлористый калий от элеваторов подается в бункер.

Пыль хлористого калия с элеваторов, конвейеров и бункера отсасывается вентилятором и очищается в рукавных фильтрах.

Из бункера заданное количество KCl дозируется ленточными весами на ретурный конвейер, из которого хлористый калий вместе с ретуром подается в смеситель.

6.1.2.2.1.8 Гранулирование нитроаммофоски

Упаренный до массовой доли нитрофоаммофоса не менее 99,5 % плав после 2-го выпарного аппарата через гидрозатвор поступает в бак-смеситель, в котором смешивается с хлористым калием, и добавками (при необходимости), ретуром в соотношении, обеспечивающем получение готового продукта азофоски (нитроаммофоски) заданного состава.

Время смешения NP с KCl и ретуром — 20–30 с. За это время от 50 % до 60 % хлористого калия вступает в реакцию:

$NH_4NO_3 + KCl \rightarrow KNO_3 + NH_4Cl$.

Ретур плавится.

Бак-смеситель снабжен перемешивающим устройством.

Установлено два бака-смесителя, работающих поочередно.

Смесь плава нитроаммофоса и хлористого калия из бака-смесителя подается во вращающийся гранулятор, которым распыляется в верхней части грануляционной башни.

Вращение гранулятора осуществляется от электродвигателя управляемого электроприводом комплектным теристорным, обеспечивающим плавное регулирование скорости вращения вала электродвигателя от 200 до 1000 об/мин.

При падении по высоте башни капли плава охлаждаются встречным потоком воздуха и кристаллизуются в виде гранул.

Охлаждающий воздух входит в нижнюю часть башни через проемы в стволе башни и отсасывается вентиляторами, установленными в вытяжных трубах на гранбашне. Производительность одного вентилятора — до 208 тыс. $м^3$/ч. Для равномерного распределения воздуха по сечению башни установлено от 6 до 16 вентиляторов.

Гранулометрический состав готового продукта зависит от температуры смеси, подаваемой в грануляторы, и от скорости вращения гранулятора.

Получение продукта с заданным гранулометрическим составом достигается регулированием скорости вращения гранулятора.

В промежуток времени от 1,0 до 1,5 ч проводится промывка вращающегося гранулятора.

Температура в баке смесителе поддерживается в пределах от 140 °С до 160 °С.

Гранулирование NP / NPK удобрений также может осуществляться в барабанных грануляторах сушилках.

Упаренная пульпа с влажностью не более 15 % подаётся на пневматические форсунки аппарата БГС.

Характерной особенностью аппарата БГС является то, что процессы грануляции и сушки сложных удобрений в нём совмещены. Сушка гранул в БГС производится прямотоком сушильным агентом, полученным от сжигания природного газа в калорифере и протягиваемым через БГС хвостовым вентилятором узла газоочистки.

БГС представляет собой вращающийся барабан длиной 16000–22000 мм, диаметром 3500–4500 мм. Угол наклона 3^0, число оборотов — 4,5 в минуту. Внутри барабана в передней части имеется отбойно-винтовая насадка для распределения ретура. За ней следует подъёмно-лопастная насадка для перемещения и подъёма гранул.

При вращении аппарата БГС находящийся в нем сухой материал захватывается подъёмно-лопастной насадкой и просыпается вниз, создавая плотную равномерную "завесу". Плотность и равномерность создаваемой "завесы" зависит от конструкции подъёмно-лопастной насадки, угла её наклона к радиусу аппарата, числа оборотов и коэффициента заполнения аппарата БГС ретуром.

Для создания постоянного коэффициента заполнения аппарата БГС порядка 15 ÷ 20 %, его конструкцией предусмотрены подпорные кольца.

Ретурность процесса сушки-гранулирования сложных удобрений в аппарате БГС обеспечивается:

* закрытым обратным шнеком, транспортирующим ретур из зоны подпорного кольца в переднюю часть барабана (внутренний ретур);

* ленточным конвейером, транспортирующим мелочь после инерционного классификатора, а также пыль из аппарата встречных закрученных потоков (ВЗП) узла газоочистки (внешний ретур).

Соотношение готового продукта и ретура поддерживается в пределах 1:0,5÷1,5.

Пульпа продукта в диспергированном состоянии, попадая на "завесу" из ретура, обволакивает гранулы, после чего просушивается сушильным агентом, протягиваемым дымососом узла газоочистки. Таким образом, мелкая фракция укрупняется и, по мере движения внутри БГС, окатывается, приобретая сферическую форму, и сушится. Поскольку БГС имеет угол наклона от загрузочной камеры к разгрузочной, то гранулы при вращении БГС перемещаются и попадают в зону выгрузки. На выходе из БГС влажность продукта не более 1,0 % и контролируется аналитически.

Диспергирование пульпы, подаваемой в аппарат БГС, осуществляется через форсунки при помощи сжатого воздуха.

Тепло, необходимое для сушки, нужно, преимущественно, просушиваемому слою гранул. Таким образом, сушка распылённой пульпы на ретуре происходит быстро, причём, тепло поступает одновременно изнутри гранул и от окружающих её горячих газов. Поскольку от гранул отнимается тепло для испарения влаги, то температура их понижается, что позволяет избежать опасного перегрева в зоне распыления.

Полученные гранулы продукта (грансостав контролируется аналитически) проходят предварительную классификацию в "беличьем колесе", установленном в конце аппарата БГС, где гранулы размером менее 8÷10 мм проваливаются через решётку колеса и поступают по течке, а куски продукта и крупные гранулы захватываются «беличьем колесом» и передаются в бункер крупной фракции и далее по течке в молотковую дробилку. Дробленный продукт из молотковой дробилки по течке поступает в элеватор узла классификации.

Сушильный агент вместе с пылью продукта из БГС хвостовым вентилятором протягивается через аппарат ВЗП и скруббер, где очищается от пыли, соединений аммиака и окислов азота и выбрасывается в атмосферу через выхлопную трубу.

6.1.2.2.1.9 Рассев, охлаждение и кондиционирование готового продукта (NPK)

Гранулы азофоски (NPK) выводятся из нижней части грануляционной башни при помощи поворотного днища гранбашни.

На колосниках отделяются комки, которые подаются в дробилку. Продукт после колосников и дробилки распределяется на грохоты для отсортировки крупной фракции затем на грохоты для отсортировки мелкой фракции.

Крупная нестандартная фракция азофоски (от 4 до 6 мм) подается на дробилку, после чего возвращается в качестве ретура и снова поступает на рассев.

Мелкая фракция азофоски (от 0 до 1,5 мм) с грохота системой конвейеров и элеватором подается в бак-смеситель.

Товарная фракция азофоски (от 1 до 4 мм) после грохотов подается в холодильник гранул, где осуществляется охлаждение гранул от 80 °С до 40 °С в псевдоожиженном слое, также могут использоваться кондктивные пластинчатые холодильники и барабанные холодильники.

Во избежание увлажнения гранул воздух, подаваемый на псевдоожижение в две секции холодильника нагнетательными вентиляторами, подогревается в воздушных подогревателях паром вторичного вскипания.

Воздух из холодильника гранул, содержащий пыль NPK, отсасывается воздуходувками через систему циклонов.

Воздух от транспортных систем и грохотов после очистки в рукавном фильтре выбрасываются в атмосферу.

Кондиционирование

Гранулированный продукт из холодильника гранул направляется на кондиционирование (опудривающий барабан/барабан кондиционер) для обработки поверхностно-активной добавкой лиламин, флотигам (или другими кондиционерами).

Установки кондиционирования предназначены для обработки сложных минеральных удобрений кондиционирующим раствором (антислеживателем) с целью предотвращения их слёживаемости в процессе транспортировки и хранения. Для обработки используется кондиционирующий раствор лиламина в масле, составы на основе третичных аминов, парафинов и т.д.

Кондиционирование в барабане

В основе процесса обработки лежит нанесение аминомасляной смеси (АМС) путём распыления форсункой в барабане кондиционере (БК) на гранулы удобрений, которые поступают из аппаратов КС на установку обработки гранул.

Готовый продукт подаётся на узел обработки гранул в аппарат барабанный кондиционер (БК). Обработанные гранулы готового продукта из БК по поточно-транспортной системе перемещаются на склад.

Пылевоздушная смесь от БК направляется на газоочистную установку.

От узла приготовления кондиционирующей смеси готовый кондиционер насосами подаётся на установку обработки гранул в ёмкость. Кондиционирующая смесь из ёмкости подаётся на поверхностную обработку гранул в барабан БК. Для очистки раствора от механических примесей перед всасом насосов установлен фильтр. Для возможности чистки фильтра предусмотрена байпасная линия. Ёмкость и насосы расположены в специально выгороженном противопожарном помещении. Кондиционирующая смесь из ёмкости насосом подаётся на пневмоакустическую форсунку в БК на поверхностную обработку гранул.

Для равномерной обработки гранул на пневмоакустическую форсунку через фильтр подаётся предварительно подогретый сжатый воздух с температурой 85 ÷ 100 ^{0}С. Подогрев сжатого воздуха осуществляется насыщенным паром в пластинчатом теплообменнике.

Во время распыления кондиционирующей смеси и покрытия гранул удобрения, микрокапли кондиционирующей смеси охлаждаются и вновь приобретают твёрдую консистенцию. При движении продукта во вращающемся барабане происходит перемешивание гранул, и аминомасляная смесь равномерно распределяется по поверхности всех гранул.

Склад готовой продукции

На установке кондиционирования склада предусмотрены следующие технологические операции:

- приём минерального масла и кондиционирующих добавок;
- приготовление кондиционирующих растворов и передача их для кондиционирования (обработки) сложных удобрений;
- кондиционирование (обработка) сложных удобрений до склада.

Реактор предназначен для приготовления и поддержания заданной температуры кондиционирующего раствора 75 ÷ 95 ^{0}С и снабжён мешалкой, паровой рубашкой.

Процесс нанесения кондиционирующего раствора на гранулы минеральных удобрений осуществляется механически форсунками, которые вмонтированы на площадке над конвейерами, транспортирующими продукт на склад.

Подача раствора на механические форсунки осуществляется с помощью шлангов высокого давления.

Для очистки кондиционирующего раствора от механических примесей перед всасом насосов подачи на форсунки установлен фильтр.

Для продувки форсунок предусмотрена подача сжатого воздуха на всас насосов.

Для исключения кристаллизации кондиционирующего раствора установлены паровые спутники, теплоизолированные совместно с трубопроводами кондиционирующего раствора.

Отвод отходящих газов и паров готового раствора от форсунок и производственной зоны осуществляется вентилятором.

Корпус отгрузки готового продукта.

В некоторых случаях узел отгрузки готового продукта также может быть оборудован узлом кондиционирования. На установке кондиционирования в корпусе предусмотрены следующие технологические операции:

- приём готового кондиционирующего раствора;
- кондиционирование (обработка) сложных удобрений;

- передача кондиционирующего раствора на склад готового продукта.

Обработка (опрыскивание) гранул сложных удобрений кондиционирующими растворами осуществляется форсунками, которые установлены над конвейерами. Подача готового раствора из ёмкости на форсунки осуществляется насосом, избыток раствора по контуру циркуляции возвращается в ёмкость. Для очистки раствора от механических примесей перед всасом насосов установлен фильтр-ловушка.

Для отвода отходящих газов и паров кондиционирующих растворов от форсунок установлен вентилятор, выброс из которого выведен в атмосферу вне производственного помещения.

Хранение, фасовка и отгрузка готовой продукции

Транспортировка сложных минеральных удобрений осуществляется поточно-транспортной системой (ПТС) из производства на склад насыпью или транзитом на расфасовку и упаковку.

Подача готового продукта на склад насыпью осуществляется барабанными сбрасывающими тележками.

Забор готового продукта из склада для хранения сложных удобрений насыпью производится кратцер-кранами.

Для улучшения качества грансостава готового продукта, отгружаемого со склада насыпью предусмотрены узлы классификации.

В участке расфасовки предусмотрена подача готового продукта на установку затарки мягких контейнеров.

Для исключения попадания спёкшихся гранул размером более 6 мм в погрузку готового продукта, предусмотрено вибросито. Весь отсеянный продукт поступает на дробилку и по технологической цепочке, после дробления, возвращается в погрузку либо затаривается в мягкие контейнеры.

Подача готового продукта в бункеры осуществляется с помощью пересыпного устройства. Для предотвращения зависания (залипания) продукта в бункерах используется ручная механическая колотушка.

Транспортной схемой предусмотрена возможность одновременной подачи готового продукта на расфасовку, упаковку и отгрузку из производства и со склада насыпью.

Узел классификации

Узел классификации включается в работу во время погрузки готового продукта со склада насыпью и при передаче продукта на погрузку транзитом из производства. Отсев фракции гранул продукта размером до 2 мм и более 6 мм осуществляется классификатором.

Классификатор предназначен для рассева готового продукта на фракции по размерам гранул.

На узел классификации продукт может поступать со склада при его разгрузке и непосредственно с потока из производства.

Отсеянный продукт (крупная и мелкая фракция) после классификатора возвращается на склад или в производство, или идёт на растворение в ёмкость, куда для распульповки подается КСП.

Расфасовка и упаковка готового продукта в клапанные мешки, мягкие контейнеры

Готовый продукт из приёмных бункеров поступает на весодозирующие устройства самозагружающих упаковочных полуавтоматов. Мешки с готовым продуктом после затарки на СУП по склизам подаются на мешкопогрузочные машины, с помощью которых производится их погрузка в железнодорожные вагоны и в автотранспорт.

Погрузка готового продукта в ЖДВ насыпью

Погрузка готового продукта в ЖДВ производится из приёмных бункеров.

Готовый продукт из бункера через загрузочные устройства поступает в железнодорожные вагоны, установленный на вагонных весах.

Контроль за количеством отгруженного продукта осуществляется по показаниям вагонных весов.

6.1.2.2.1.10 Конверсия нитрата кальция (CN)

Приготовление раствора карбоната аммония. В качестве абсорбирующей жидкости используется 56–60 %-ный раствор аммиачной селитры с удельной плотностью 1,3 кг/дм^3.

Для полноты реакции диоксид углерода подается с избытком от 5 % до 10 % от стехиометрии. Реакция экзотермична.

На выходе из колонны должен получиться раствор карбоната аммония с соотношением NH_3:CO_2 = 0,8–0,9.

Аммиак и диоксид углерода абсорбируются циркулирующим раствором аммиачной селитры в абсорбционной колонне с образованием карбоната аммония по реакции

$$CO_2 + 2NH_3 + H_2O \rightarrow (NH_4)_2CO_3 + Q$$

Диоксид углерода из межцеховых коммуникаций поступает через сепаратор на всас компрессора для дополнительного компримирования с последующим охлаждением на теплообменнике и влагоотделением на сепараторе.

После компрессора диоксид углерода с давлением до 0,20 МПа (2 кгс/см^2) через концевой холодильник и брызгоотделитель с температурой от 35 °С до 55 °С поступает в абсорбционную башню.

Газообразный аммиак поступает в абсорбционную колонну из испарителя аммиака с давлением от 0,12 до 0,20 МПа (от 1,2 до 2,0 кгс/см^2).

Для отвода тепла и полной абсорбции NH_3 и CO_2 циркулирующий раствор аммиачной селитры из абсорбционной колонны насосами подается через систему холодильников. Температура циркулирующего раствора после теплообменников (не более 50 °С) поддерживается путем изменения расхода охлаждающей оборотной воды.

С целью более полного улавливания газов верхняя часть абсорбционной колонны орошается свежим раствором аммиачной селитры, охлажденным в холодильнике до температуры 45–50 °С.

Раствор аммиачной селитры, содержащий карбонат аммония, с температурой не более 45 °С после 3-го холодильника подается в реактор конверсии.

Конверсия кальциевой селитры. Раствор нитрата кальция из напорного бака подается в реактор конверсии.

Процесс конверсии нитрата кальция в аммиачную селитру и карбонат кальция осуществляется при температуре от 55 °С до 70 °С и атмосферном давлении по реакции

$$Ca(NO_3)_2 + (NH_4)_2CO_3 = 2NH_4NO_3 + CaCO_3 + Q$$

Объем реактора рассчитан на время пребывания реакционной смеси (суспензии) в реакторе до 20 мин, после чего суспензия, состоящая из AN и кристаллического карбоната кальция, перетекает в емкость для корректировки.

На размер образующихся при конверсии кристаллов $CaCO_3$ оказывают влияние:

- pH в реакторе конверсии;
- массовая доля P_2O_5 в плаве CN;
- массовая доля карбоната аммония в растворе АС, подаваемом в реактор;
- температура реакции.

Оптимальный размер кристаллов достигается путем проведения реакции конверсии при pH 7,9.

6.1.2.2.1.11 Фильтрация карбоната кальция ($CaCO_3$)

Суспензия из сосуда для корректировки питательными насосами подается на ротационные фильтры, где происходит отделение карбоната кальция ($CaCO_3$) от раствора аммиачной селитры.

Предусмотрена промывка осадка на фильтрах технологической водой, а также подача технологического воздуха для отдувки и лучшего съема осадка с поверхности фильтра и для регенерации фильтровальной ткани.

Осадок с фильтра с массовой долей воды от 8 % до 16 % системой ленточных конвейеров транспортируется на загрузку автотранспорта или полувагонов.

Раствор амселитры насосами подается на фильтры для удаления мелких частиц. Для промывки предусмотрена подача технологической воды и слабой азотной кислоты с массовой долей 10 %.

Раствор амселитры после фильтров поступает в сосуд для регулировки pH с мешалкой, где pH раствора от 6,0 до 8,5 регулируется подачей азотной кислоты.

Затем раствор амселитры перетекает в расходный резервуар аммиачной селитры, из которого насосом подается на верх гранбашни на орошение скрубберов.

Часть раствора из расходного резервуара аммиачной селитры насосом подается на орошение абсорбционной колонны, а остальное количество раствора амселитры подается в отделение упарки амселитры (AN).

6.1.2.2.1.12 Сушка карбоната кальция ($CaCO_3$)

Сушка карбоната кальция производится до массовой доли воды не более 1,5 %.

Влажный карбонат кальция конвейерами подается в сушилку, где сушится до массовой доли воды не более 1,5 % и отправляется на отгрузку.

Сушка карбоната кальция осуществляется паром с давлением от 0,49 до 0,59 МПа (от 5 до 6 кгс/см^2), подаваемым во встроенную трубчатую теплообменную часть барабанной сушилки $CaCO_3$.

6.1.2.2.1.13 Упарка растворов аммиачной селитры (AN)

Раствор аммиачной селитры с массовой долей от 56 % до 60 % NH_4NO_3 из расходного резервуара насосом через подогреватель подается в выпарной аппарат.

Температура раствора после подогревателя (от 90 °С до 110 °С) регулируется подачей пара в подогреватель.

Упарка раствора амселитры до массовой доли от 89 % до 93 % NH_4NO_3 осуществляется в выпарном аппарате с выносным кипятильником. Технологией предусмотрена работа как одного так и совместно двух (работают параллельно) выпарных аппаратов.

Температура в выпарном аппарате раствора аммиачной селитры должна быть от 115 °С до 135 °С и регулируется подачей пара в кипятильник.

Соковый пар из выпарных аппаратов, содержащий аммиак и аммиачную селитру, поступает в брызгоуловитель, орошаемый циркулирующим раствором аммиачной селитры.

После улавливания брызг раствора и туманообразной аммиачной селитры в брызгоуловителе соковый пар конденсируется в конденсаторе.

Конденсат сокового пара из гидрозатвора перекачивается в установку очистки промывных вод для регенерирования содержащегося в нем аммиака.

Несконденсированные пары и газы поступают в струйный конденсатор через эжектор, после чего направляются на окончательную очистку в колонну.

6.1.2.2.1.14 Склад раствора амселитры

Упаренный раствор аммиачной селитры с массовой долей от 89 % до 93 % поступает из отделения упарки в склад раствора аммиачной селитры.

Предусмотрен контроль за температурой раствора в нескольких точках по высоте хранилища.

Из хранилища раствор аммиачной селитры с температурой от 115 °С до 130 °С насосами перекачивается в действующее производство аммиачной селитры АС-72 или для корректировки отношения $N:P_2O_5$ в нитроаммофосфате.

6.1.2.2.1.15 Очистка газовых выбросов

Схемой предусмотрена раздельная очистка отходящих газов:

- содержащих аммиак;
- содержащих фтор и окислы азота;
- содержащих пыль $CaCO_3$ и NH_3.

Очистка газов, содержащих аммиак. Отходящие газы из нейтрализации, конверсии CN и др., содержащие в основном аммиак, поступают на очистку в скруббер отходящих газов нейтрализатора, состоящий из двух частей.

Газы поступают в нижнюю часть скруббера с насадкой, которая орошается циркулирующим раствором аммиачной селитры, подаваемым насосом.

В циркулирующий раствор дозируется азотная кислота для поддержания pH циркулирующего раствора от 4,5 до 6,5.

Большая часть аммиака, содержащегося в отходящих газах, абсорбируется в нижней части скруббера:

$NH_3 + HNO_3 = NH_4NO_3 + Q$.

Газы из нижней части скруббера поступают в его верхнюю часть на окончательную очистку от аммиака. Верхняя часть скруббера орошается циркулирующим раствором амселитры, в который дозируется азотная кислота, также на верхнюю часть колонны подается технологическая вода для разбавления раствора. pH циркулирующего раствора контролируется и регулируется в пределах от 2 до 3,5.

Очищенные газы отсасываются вентилятором и направляются по газоходу в вытяжную трубу.

Очистка газов, содержащих фтор и окислы азота. Отходящие газы из отделения разложения апатитового концентрата и из отделения фильтрации нитрата кальция (CN), содержащие в основном окислы азота (NO_x), а также фтористые соединения, поступают в нижнюю часть тарельчатого скруббера, где промываются циркулирующей очищенной водой, поступающей из расходного резервуара очищенной промводы, для улавливания HF, SiF_4, NO_x. Хемосорбцию водой можно описать следующими уравнениями:

$3NO_2 + H_2O = 2HNO_3 + NO$;

$SiF_4 + H_2O = SiO_2 + HF$;

$2HF + SiF_4 = H_2SiF_6$.

pH циркулирующей очищенной воды низа колонны поддерживается в пределах от 1 до 2,5. Расход циркулирующей очищенной воды на низ колонны должен быть от 400 до 500 $м^3$/ч.

Затем газы поступают в среднюю часть скруббера, которая также орошается циркулирующей очищенной промводой. pH циркулирующей воды в средней части скруббера контролируется и регулируется в пределах от 1,5 до 3,0. Расход циркулирующей воды в средней части скруббера должен быть от 400 до 500 $м^3$/ч.

Затем газы поступают в верхнюю часть тарельчатого скруббера. В верхней части тарельчатого скруббера газы подвергаются окончательной очистке циркулирующей водой. На верхнюю тарелку скруббера дозируется очищенная промвода с расходом от 4 до 5 т/ч.

Очищенные газы из верхней части скруббера вентилятором отходящих газов направляются в вытяжную трубу отходящих газов.

Очистка газов, содержащих пыль $CaCO_3$ и аммиак. Отходящие газы из сушки карбоната кальция ($CaCO_3$), содержащие аммиак, водяные пары и пыль $CaCO_3$, направляются в скруббер отходящих газов сушилки $CaCO_3$, состоящий из двух частей. В нижней части скруббера газ промывается циркулирующим технологическим конденсатом с целью улавливания пыли $CaCO_3$.

Циркуляционный конденсат охлаждается водой в холодильнике циркулирующей жидкости с целью отвода тепла конденсации водяных паров, содержащихся в газе.

В верхней части скруббера газ промывается циркулирующим раствором амселитры, в который дозируется азотная кислота для обеспечения более полного улавливания аммиака. В верхнюю часть скруббера подается также технологическая вода для разбавления циркулирующего раствора с расходом 80–120 кг/ч. В циркулирующем растворе поддерживается pH от 2,0 до 4,0.

Очищенный газ после скруббера отсасывается вентилятором отходящих газов сушилки $CaCO_3$ и направляется в вытяжную трубу отходящих газов.

Выхлопная труба оборудована дренажем для отвода конденсата, содержащего аммиачную селитру и пробоотборной точкой для отбора проб газа.

6.1.2.2.1.16 Очистка сточных вод

Очистка конденсата сокового пара. Технологический конденсат (конденсат сокового пара) из отделения упарки раствора амселитры, содержащий аммиак, поступает

в 1-й нагреватель конденсата, где подогревается до температуры не более 75 °С за счет тепла очищенного конденсата.

Затем конденсат подается в верхнюю часть 1-й колонны отпарки конденсата на 4-ю тарелку, далее конденсат перетекает с тарелки на тарелку (всего 28 ситчатых тарелок, снабженных переливными устройствами, поддерживающими уровень конденсата на тарелках), где аммиак отгоняется из конденсата за счет тепломассообмена с ПГС барботирующего через слой конденсата на каждой тарелке. В процессе отпарки аммиака технологический конденсат, поступая с верхней части колонны в нижнюю, очищается от аммиака, ПГС, проходя через кондесат, насыщается аммиаком. После 28-й ситчатой тарелки конденсат поступает на «глухую» тарелку, откуда подается на кипятильник 1-й колонны отпарки подогреваемый паром и поступает в нижнюю кубовую часть колонны, ПГС поступает под глухую тарелку и далее в верхнюю часть колонны, проходя через ситчатые тарелки. Температура конденсата в кубовой части колонны должна быть от 130 °С до 140 °С.

Очищенный конденсат выдается в 1-й сборник отходящих жидкостей для подачи в участок нейтрализации промышленно-сточных вод.

Орошение верхней части колонны осуществляется циркулирующим конденсатом при помощи оросительных насосов 1-й колонны отпарки из сборника флегмы 1-й колонны отпарки. Аммиак и водяной пар из верхней части колонны охлаждается оборотной водой до температуры 120–130 °С в конденсаторе, где водяной пар частично конденсируется, и полученный конденсат поступает в сборник флегмы.

Из сборника флегмы технологический конденсат насосами подается на орошение верхней части колонны на первую тарелку, а аммиак вместе с несконденсированными водяными парами в состоянии ПГС, отделившись от конденсата в сборнике флегмы, направляется в нейтрализаторы.

Очистка конденсата сокового пара (технологического конденсата) со стадии упарки раствора нитроаммофоса осуществляется по аналогичной схеме.

Конденсат, содержащий аммиак и небольшое количество соединений фтора, подается во 2-й нагреватель конденсата, где подогревается до температуры не более 75 °С за счет тепла очищенного конденсата выдаваемого из кубовой части колонны.

Затем конденсат подается в верхнюю часть 2-й колонны отпарки конденсата, где аммиак отгоняется из конденсата за счет тепломассообмена с ПГС, проходящей через конденсат на ситчатых тарелках.

Конденсат, поступающий от «глухой» тарелки средней части колонны, подогревается в кипятильнике 2-й колонны отпарки конденсата и поступает в кубовую часть 2-й колонны отпарки конденсата. Температура конденсата на выходе из колонны должна быть не более 140 °С.

Аммиак и водяные пары из верхней части колонны охлаждаются оборотной водой до температуры не более 110 °С в конденсаторе, где водяной пар частично конденсируется, после чего поступает в сборник флегмы 2-й колонны отпарки.

Из сборника флегмы технологический конденсат оросительным насосом 2-й колонны отпарки подается на орошение верхней части колонны, а аммиак вместе с несконденсированными водяными парами направляется в нейтрализаторы.

Часть очищенного конденсата из кубовой части колонны применяется в качестве технологической воды.

Сборник сточных вод. Сборник сточных вод представляет собой заглубленное железобетонное хранилище с двумя отсеками для раздельного сбора технологического конденсата.

В первый отсек поступает конденсат после упарки раствора аммиачной селитры.

Во второй отсек поступает конденсат после упарки раствора нитроаммофоса.

Технологический конденсат после 1-й колонны отпарки конденсата с массовой концентрацией аммонийного азота не более 0,09 г/дм^3, нитратного азота не более 0,1 г/дм^3 и pH от 5 до 9 направляется на участок нейтрализации промышленно-сточных вод. При превышении данных параметров конденсат подается в сборник сточных вод, из которого насосом возвращается для использования в технологических целях или на дополнительную очистку.

Конденсат после упарки нитроаммофоса и очистки его во 2-й колонне отпарки конденсата с массовой концентрацией аммонийного азота не более 0,3 г/дм^3, фтора не более 0,012 г/дм^3 и pH от 5 до 9 направляется через сборник насосами на участок нейтрализации промышленно-сточных вод. При превышении данных параметров конденсат подается в сборник, откуда насосом подается для использования в технологических целях или на дополнительную очистку.

Очистка промывной воды. Проектом предусмотрена замкнутая система очистки промывной воды, применяемой для промывки оборудования, емкостей, смывки полов. После очистки вся промывная вода возвращается в процесс и используется для технологических нужд.

6.1.3 Производство NK-удобрений

Калиевую селитру производят ОХК Уралхим, Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Березники и МХК «ЕвроХим» АО «Невинномысский Азот» г. Невинномысск..

6.1.3.1 Производство нитрата калия из хлористого калия и нитрата натрия

Производство калиевой селитры состоит из следующих стадий (см. рисунок 6.15 и таблицу 6.7):

- растворение хлористого калия в растворе нитрата натрия;
- обменное разложение (конверсия);
- отделение хлористого натрия;
- первичная кристаллизация;
- вторичная кристаллизация;
- сушка калиевой селитры;
- упаковка калиевой селитры и погрузка;
- погрузка хлористого натрия;
- улавливание и конденсация паров после стадии конверсии;
- улавливание и конденсация паров после стадий кристаллизации;
- очистка запыленного воздуха.

Технологический процесс производства калиевой селитры конверсионным методом состоит из следующих стадий:

- Растворение хлористого калия в растворе нитрата натрия, фильтрация полученного раствора.

Раствор нитрата натрия с массовой концентрацией $NaNO_3$ не менее 280 г/дм^3 поступает периодически в сборник нефильтрованного раствора, из которого центробежным насосом подается в растворитель хлористого калия.

Хлористый калий поступает в гидротранспортер, захватывается раствором нитрата натрия, подаваемым насосом, и подается в растворитель. Растворитель хлористого калия снабжен мешалкой.

Процесс растворения протекает при температуре раствора 80–90 °С, поддерживаемой подачей пара в рубашку растворителя.

Приготовленный раствор хлористого калия и нитрата натрия из растворителя хлористого калия центробежным насосом подается на фильтр-пресс для удаления механических примесей. Отфильтрованный от механических примесей и шлама раствор хлористого калия и нитрата натрия поступает в сборник фильтрованного раствора, где поддерживается температура 40–90 °С за счет подачи пара в рубашку сборника.

Предусмотрена возможность накопления раствора нитрата натрия, раствора хлористого калия и нитрата натрия в хранилищах щелоков.

- Обменное разложение (конверсия) хлористого калия и нитрата натрия в выпарном аппарате.

Исходный раствор из сборника насосом непрерывно подается в выпарной аппарат через распределительное кольцо с отверстиями, которое расположено в верхней части сепаратора выпарного аппарата. В выпарном аппарате происходит процесс конверсии и упаривания раствора с выделением в твердую фазу хлористого натрия.

Обменное разложение (конверсия) протекает по уравнению реакции:

$NaNO_3 + KCl = KNO_3 + NaCl$.

Фильтрованный раствор (исходный раствор) из сборника фильтрованного раствора подается центробежным насосом в верхнюю часть выпарного аппарата, в котором протекает процесс конверсии при температуре 120–138 °С и атмосферном давлении.

Исходный раствор перед поступлением в выпарной аппарат смешивается с маточным раствором, который подается центробежным насосом из сборника маточного раствора.

Выпарной аппарат представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат переменного сечения, в средней части которого имеется отстойная камера, служащая для вывода осветленного маточного раствора. Центральная труба в нижней части выполнена в виде струйного насоса. Выпарной аппарат имеет два контура циркуляции: внешний и внутренний. Внешний контур циркуляции обеспечивается принудительной подачей раствора центробежным насосом из отстойной зоны выпарного аппарата через трубное пространство выносной греющей камеры в центральную трубу выпарного аппарата. Кинетическая энергия струи в центральной трубе аппарата преобразуется в статический напор, обеспечивающий циркуляцию суспензии по замкнутому контуру внутри аппарата.

Раствор в выносной греющей камере нагревается до температуры 130–160 °С за счет подачи пара в межтрубное пространство греющей камеры. Уравнительный сосуд предназначен для обеспечения полной конденсации пара в выносной греющей камере.

Упаренный раствор (суспензия) с температурой 115–135 °С выводится из нижней части сепаратора выпарного аппарата в сборник упаренного раствора, в котором поддерживается температура 100–20 °С подачей пара в рубашку сборника.

Соковый пар, образующийся при испарении раствора в сепараторе выпарного аппарата, поступает в центробежную ловушку, предназначенную для улавливания капель раствора, уносимых с соковым паром. Капли раствора отделяются и стекают в сборник упаренного раствора, а соковый пар поступает в поверхностные конденсаторы. Очищенные газы выбрасываются через общий воздушник в атмосферу. Конденсат сокового пара после поверхностного конденсатора собирается в сборнике конденсата сокового пара, откуда центробежным насосом подается на собственные нужды производства.

- Отделение выпавшего в осадок хлористого натрия от раствора калиевой селитры.

Для отделения выпавшего в осадок хлорида натрия суспензия, выходящая из нижней части сборника упаренного раствора, поступает на центрифуги.

Центрифуга представляет собой фильтрующую горизонтальную машину периодического действия с ножевым срезом осадка. На стадии загрузки и центрифугирования маточный раствор самотеком поступает в сборник упаренного раствора, в котором поддерживается температура 95–110 °С подачей пара в рубашку сборника. На стадии промывки кристаллы, отложенные на ситах центрифуг, промываются паровым конденсатом или конденсатом сокового пара. Промывные воды самотеком поступают в сборник маточного раствора, в котором поддерживается температура 70–100 °С.

На стадии выгрузки (среза) осадка кристаллы хлористого натрия после центрифуг транспортируются винтовыми реверсивными питателями в бункеры хлористого натрия, из которых транспортируются ленточными конвейерами в автотранспорт потребителя.

На стадии регенерации промывной раствор после промывки сит центрифуг самотеком поступает в сборник раствора хлористого натрия, в котором разбавляется конденсатом сокового пара до массовой концентрации солей хлористого натрия не более 9,0 %, калиевой селитры не более 0,6 % и центробежным насосом откачивается в промливневую канализацию.

- Первичная кристаллизация калиевой селитры из раствора, растворение (распарка) кристаллов калиевой селитры.

Маточный раствор калиевой селитры из сборника упаренного раствора центробежным насосом подается в кристаллизатор первой ступени. Кристаллизатор по своей конструкции и принципу работы аналогичен выпарному аппарату, только без греющей камеры. Циркуляция раствора в кристаллизаторе первой ступени осуществляется циркуляционным насосом по замкнутой схеме: сепаратор кристаллизатора — циркуляционный насос — центральная труба — сепаратор кристаллизатора. В кристаллизаторе раствор охлаждается до температуры 48 – 70 °С за счет самоиспарения под разрежением 0,087–0,090 МПа с образованием первичных кристаллов калиевой селитры.

Суспензия калиевой селитры выводится из нижней части сепаратора кристаллизатора первой ступени в отстойники, откуда самотеком поступает на центрифуги, где происходит отделение кристаллов от маточного раствора.

Маточный раствор калиевой селитры после центрифуги самотеком поступает в сборник маточного раствора. Кристаллы калиевой селитры после центрифуги поступают в распарник, в который подается промывной раствор калиевой селитры из сборника промывного раствора центробежным насосом для растворения кристаллов калиевой селитры. В распарнике поддерживается температура раствора 95–115 °С подачей острого пара.

При наработке калиевой селитры, обработанной раствором антислеживающей добавки, вместо промывного раствора используется конденсат сокового пара.

Раствор калиевой селитры из верхней части распарника самотеком поступает в сборник раствора калиевой селитры, в котором поддерживается температура 95–115 °С подачей пара в рубашку сборника.

Соковый пар после кристаллизатора первой ступени поступает в поверхностный конденсатор. Несконденсировавшиеся пары и очищенные отходящие газы последовательно проходят через эжектор, конденсатор, вакуум-насос и выбрасываются в атмосферу. Конденсат сокового пара собирается в сборники конденсата сокового пара.

- Вторичная кристаллизация калиевой селитры из раствора, промывка кристаллов на центрифуге.

Раствор калиевой селитры из сборника раствора калиевой селитры центробежным насосом непрерывно подается в кристаллизатор второй ступени. Кристаллизатор второй ступени представляет собой аппарат, снабженный двумя внутренними отстойными зонами и центральной циркуляционной трубой. Осветленная суспензия, содержащая мелкие кристаллы, выйдя из отстойных камер, через переливные сосуды поступает на всас центробежного насоса, смешивается с исходным раствором калиевой селитры и подается в сепаратор кристаллизатора второй ступени, в котором за счет самоиспарения под разрежением 0,087–0,095 МПа охлаждается до температуры 45–64 °С и перенасыщается по калиевой селитре.

Соковый пар после кристаллизатора второй ступени поступает в поверхностный конденсатор. Несконденсировавшиеся пары и очищенные отходящие газы последовательно проходят через эжектор, конденсатор, вакуум-насос и выбрасываются в атмосферу. Конденсат сокового пара собирается в сборники конденсата сокового пара.

Часть потока суспензии из нижней части кристаллизатора второй ступени поступает на центрифугу для отделения кристаллов калиевой селитры. В центрифуге происходит выделение кристаллов калиевой селитры из суспензии. Кристаллы калиевой селитры промываются паровым конденсатом. Отфугованная и промытая калиевая селитра из центрифуги винтовыми питателями подается в сушилку КС.

Вторичный маточный раствор после центрифуги самотеком поступает в сборник маточного раствора, в котором поддерживается температура раствора 50–90 °С подачей пара в рубашку сборника. Из сборника маточного раствора вторичный маточный раствор центробежным насосом подается на переработку в кристаллизатор второй ступени и в кристаллизатор первой ступени.

- Сушка калиевой селитры.

Сушка калиевой селитры осуществляется в сушилке КС. Сушилка КС представляет собой аппарат, разделенный перегородкой на две камеры, днище выполнено из шпальтовой сетки.

Кристаллическая калиевая селитра винтовыми питателями подается через шлюзовый питатель во входную камеру сушилки КС. Высушенная калиевая селитра выгружается через нижний шлюзовый питатель сушилки КС и ленточными конвейерами, ковшовыми ленточными элеваторами транспортируется на упаковку и погрузку в ж/д-вагоны, автотранспорт или на склад.

Сушильным агентом в сушилке КС служит воздух. Воздух, засасываемый из атмосферы, центробежными вентиляторами подается в трубное пространство подогревателя воздуха, после которого поступает в сушилку КС. Воздух нагревается до темпера-

туры 120–190 °С подачей в межтрубное пространство подогревателя воздуха пара с давлением 1,1–1,2 МПа. В трубопроводе перегретого пара в подогреватель воздуха поддерживается температура 220–240 °С.

- Очистка отработанного воздуха, выбрасываемого в атмосферу.

Запыленный воздух после сушилки КС проходит последовательно пылеуловитель встречно закрученных потоков (ВЗП), промыватель и вентиляторами выбрасывается в атмосферу с массовой концентрацией калиевой селитры не более 20 мг/м^3. Пыль калиевой селитры, осажденная в пылеуловителе ВЗП, подается шлюзовым питателем на ленточный конвейер.

Промыватель представляет собой вертикальную колонну с тремя ситчатыми и одной отбойной тарелками. Очистка производится за счет противоточного взаимодействия запыленного воздуха и орошающей жидкости. В качестве орошающей жидкости используется конденсат сокового пара, циркулирующий в системе. По мере насыщения промывного раствора калиевой селитрой до удельного веса 1,10–1,15 г/см^3 центробежным насосом промывной раствор выводится в распарник. При наработке калиевой селитры с антислеживающей добавкой промывной раствор сбрасывается в промливневую канализацию.

Пыль из поточно-транспортной системы и отделения упаковки вентиляторами засасывается в виброциклоны. Очищенный в виброциклонах воздух с массовой концентрацией калиевой селитры не более 20 мг/м^3 выбрасывается в атмосферу. Пыль калиевой селитры по мере накопления в нижней части виброциклонов под действием силы тяжести выводится на ленточный конвейер и далее транспортируется в бункер калиевой селитры.

- Вспомогательные стадии.

а) Использование конденсата.

Паровой конденсат из выносной греющей камеры выпарного аппарата поступает в уравнительный сосуд. Из уравнительного сосуда паровой конденсат поступает в расширитель парового конденсата, в который также поступает паровой конденсат после подогревателя. Из расширителя паровой конденсат самотеком поступает в сборник парового конденсата. Из сборника паровой конденсат центробежным насосом подается: для промывки на центрифуги; для приготовления содового раствора; для промывки выпарных аппаратов, кристаллизатора первой ступени, кристаллизатора второй ступени при плановых остановках; центробежными насосами подается на РОУ. Вторичный пар, образующийся в результате вскипания в расширителе парового конденсата, направляется в поверхностный конденсатор, где конденсируется и самотеком поступает в сборник парового конденсата. Очищенные газы из поверхностного конденсатора через свечу выбрасываются в атмосферу. При загрязнении паровой конденсат направляется в сборник конденсата сокового пара.

б) Обработка калиевой селитры раствором кондиционирующей добавки. Грохочение и дробление надситовой фракции калиевой селитры.

Для выпуска калиевой селитры марки А для нужд электровакуумной промышленности и марки СХ для сельского хозяйства в производстве предусмотрены установка приготовления раствора кондиционирующей добавки для обработки калиевой селитры и установка грохочения и дробления надситовой фракции калиевой селитры. В качестве кондиционирующих добавок используются растворы сульфонола, галорила или PETRO AG.

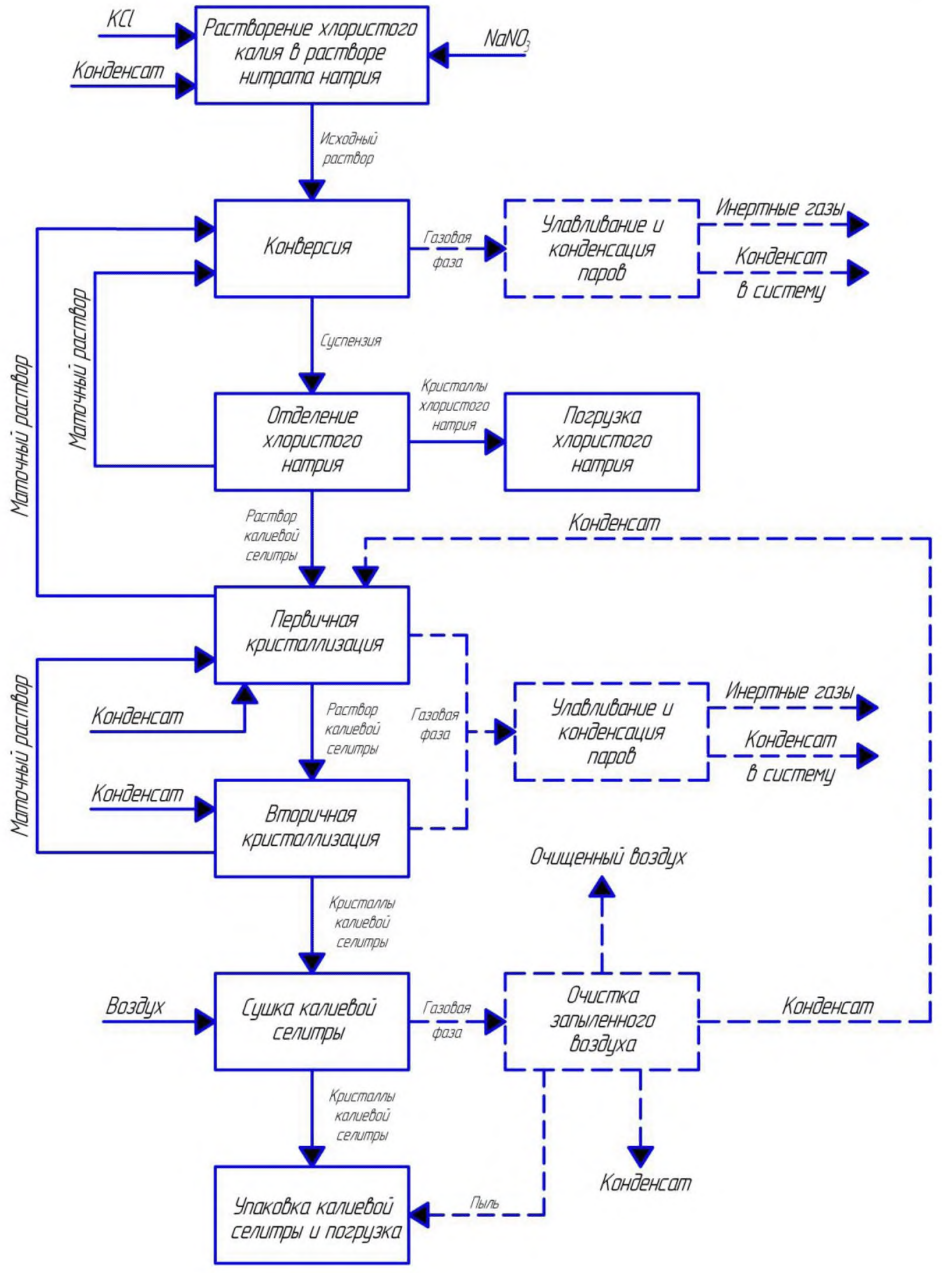


Рисунок 6.15 – Производство калиевой селитры конверсионным способом

6.1.3.2 Производство нитрата калия конверсией хлорида калия нитратом аммония

Производство нитрата калия по данной технологии организовано на АО «Невинномысский Азот» г. Невинномысск.

Для производства нитрата калия используется концентрированный раствор аммиачной селитры и кристаллический хлорид калия. На первом этапе хлорид калия растворяется в горячей воде Полученный раствор хлорида калия перекачивается в резервуар смеситель, где он смешивается с маточным раствором хлорида аммония, поступающим с узла сепарации хлорида аммония. В резервуаре смесителе между нитратом аммония и хлоридом калия происходит обменная обратимая реакция с образованием нитрата калия и хлорида аммония.

Из резервуара смесителя раствор направляется на узел кристаллизации нитрата калия. Узел кристаллизации состоит из трех аппаратов: одного расширителя и двух кристаллизаторов. В кристаллизаторах происходит испарение воды из раствора кристаллов нитрата калия. Затем полученная суспензия направляется на узел сепарации нитрата калия.

На узле сепарации раствор поступает в сгуститель, где происходит концентрирование кристаллов нитрата калия. Затем концентрированный кристаллический шлам, с содержанием твердого вещества около 40 %, подается в центрифугу для разделения. Отделенный маточный раствор перетекает в резервуар маточного раствора, а кристаллический осадок направляется на узел промывки.

В промывочном резервуаре кристаллы смешиваются с маточным раствором, поступающим из процесса рекристаллизации. Далее раствор поступает на узел сепарации, где происходит разделение маточного раствора и кристаллического нитрата калия. После промывки чистота нитрата калия составит около 97 %.

Полученные кристаллы транспортируются в емкость для растворения и далее полученный раствор направляется на узел рекристаллизации. Узел рекристаллизации состоит из 4-х кристаллизаторов. Принцип работы кристаллизаторов такой же, как и у кристаллизаторов основного производства. На установке рекристаллизации происходит испарение воды, полученный концентрированный раствор направляется на узел сепарации.

После отделения кристаллов на центрифуге от маточного раствора нитрат калия с влагосодержанием 3,0–3,5 % транспортируется сушильно — охладительный аппарат. После стадии сушки нитрат калия технического качества направляется на упаковку.

Маточный раствор, получающийся после отделения кристаллического нитрата калия, содержащий нитрат калия и хлорид аммония, смешивается с раствором нитрата аммония в резервуаре-смесителе. Далее раствор, из резервуара смесителя поступает на узел выпарки. После двухступенчатого испарения, концентрированный раствор с температурой 120 ^{0}С перекачивается на установку кристаллизации хлорида аммония.

Узел кристаллизации хлорида аммония состоит из одного расширителя и двух кристаллизаторов. В кристаллизаторах происходит испарение воды из раствора с получением кристаллов хлорида аммония. Затем полученная суспензия направляется на узел сепарации хлорида аммония. Маточный раствор после отделения кристаллов хлорида аммония направляется в резервуар смеситель на смешение с раствором хлористого калия.

После узла сепарации кристаллический хлорид аммония с влагосодержанием 3,0–3,5 % транспортируется на узел сушки и охлаждения. Далее хлорид аммония поступает на установку компактирования (гранулирования). Пройдя стадию компактирования хлорид аммония упаковывается в мешки типа биг-бэг и отгружается на склад или потребителю.

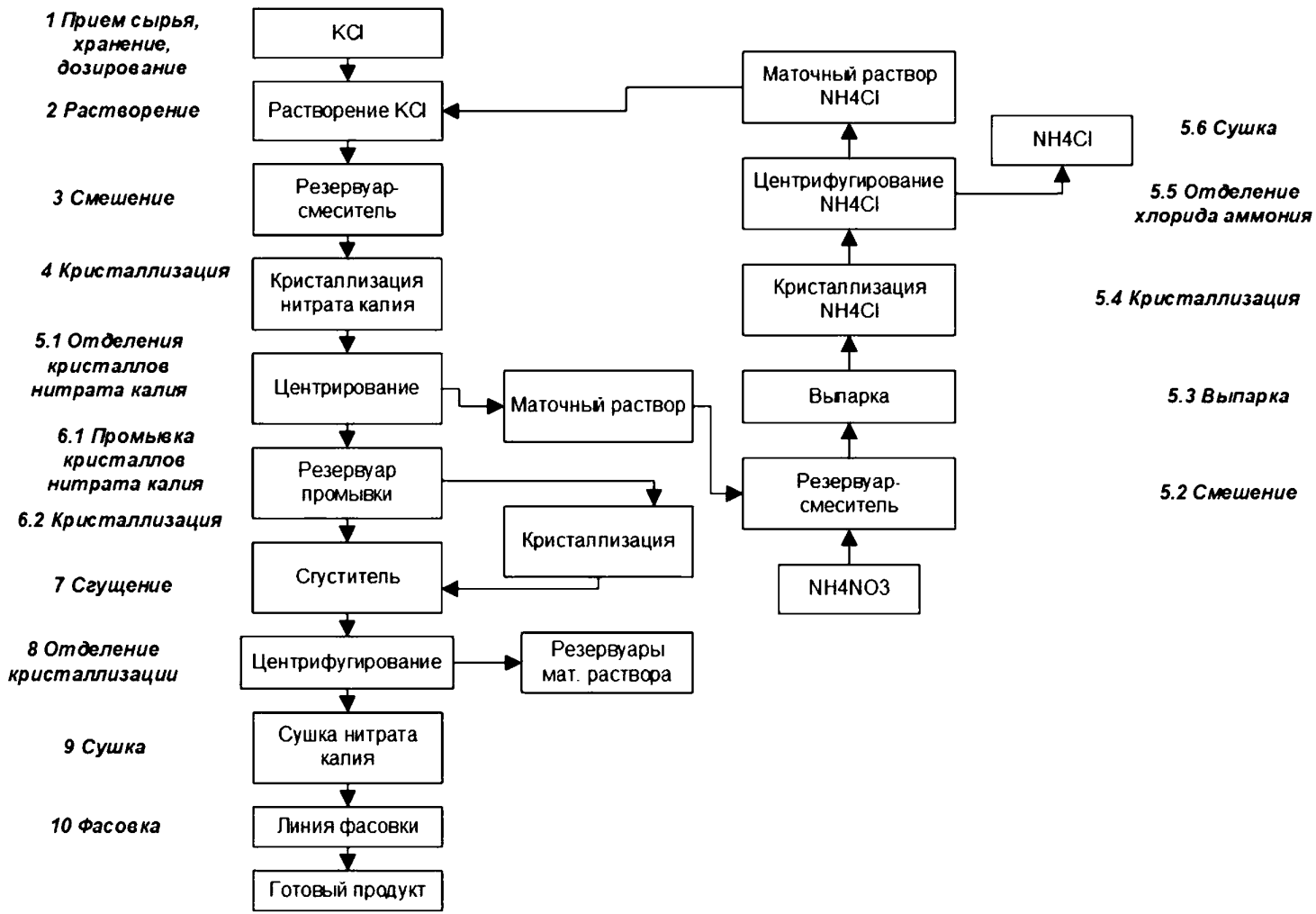


Рисунок 6.16 – Схема производства нитрата калия из хлорида калия и нитрата аммония

Таблица 6.7 – Описание процесса производства нитрата калия из нитрата натрия и хлорида калия

№ подпроцесса	Входной поток	Подпроцесс, этап процесса	Выходной поток	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Раствор нитрата натрия, Кристаллический хлорид натрия	Растворение хлористого калия в растворе нитрата натрия	Исходный раствор конверсии, глинистый шлам	Емкостное оборудование, погрузочная машина, фильтр-пресс, насосы	Глинистый шлам
1.2	Исходный раствор конверсии, маточный раствор	Обменное разложение (конверсия)	Суспензия, соковый пар	Выпарные аппараты, емкостное оборудование, насосы	
1.3	Суспензия	Отделение хлористого натрия	Раствор калиевой селитры, кристаллы хлористого натрия, маточный раствор	Центрифуги, емкостное оборудование	
1.4	Раствор калиевой селитры, маточный раствор	Первичная кристаллизация	Раствор калиевой селитры, соковый пар, маточный раствор	Кристаллизатор, емкостное оборудование, центрифуги, насосы	
1.5	Раствор калиевой селитры, маточный раствор	Вторичная кристаллизация	Кристаллы калиевой селитры, соковый пар маточный раствор	Кристаллизатор, емкостное оборудование, центрифуги, насосы	
1.6	Кристаллы калиевой селитры, воздух	Сушка калиевой селитры	Кристаллы калиевой селитры, запыленный воздух	Сушилка КС, транспортеры, элеватор	
1.7	Кристаллы калиевой селитры	Упаковка калиевой селитры и погрузка	Готовая продукция (упакованная)	Фасовочная линия	
1.8	Кристаллы хлористого натрия	Погрузка хлористого натрия	Готовая продукция	Бункер, транспортеры	
1.9	Соковый пар	Улавливание и конденсация паров после стадии конверсии	Очищенные газы, конденсат	Центробежная ловушка, конденсаторы	

№ подпроцесса	Входной поток	Подпроцесс, этап процесса	Выходной поток	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.10	Соковый пар	Улавливание и конденсация паров после стадий кристаллизации	Очищенные газы, конденсат	Конденсаторы, паро-эжекционный насос	
1.11	Запыленный воздух, конденсат	Очистка запыленного воздуха	Очищенный воздух, конденсат, пыль калиевой селитры	Пылеуловитель ВЗП, промывная колонна, насосы, емкостное оборудование, виброциклоны, вентиляторы	

Таблица 6.8 – Описание процесса производства нитрата калия из нитрата аммония и хлористого калия

№ подпроцесса	Входной поток	Подпроцесс, этап процесса	Выходной поток	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1	Хлористый калий, раствор нитрата аммония	Прием сырья, хранение, дозирование	Хлористый калий, раствор нитрата аммония	Емкостное оборудование, бункеры, дозаторы	
2	Хлористый калий	Растворение хлористого калия	Раствор хлористого калия	Емкостное оборудование	
3	Раствор хлористого калия, раствор хлорида аммония и нитрата аммония	Смешение раствора хлористого калия с маточным раствором хлорида аммония и нитратом аммония	Раствор калиевой селитры и хлорида аммония	Резервуар — смеситель	
4	Раствор калиевой селитры и хлорида аммония	Кристаллизация	Кристаллы нитрата калия в маточном растворе хлорида аммония	Расширитель, кристаллизатор	
5.1	Кристаллы нитрата калия в маточном растворе хлорида аммония	Отделение кристаллов нитрата калия	Кристаллы калиевой селитры, маточный раствор хлорида аммония	Центрифуга	
5.2	Маточный раствор хлорида аммония, растовр нитрата аммония	Смешение маточного раствоа с нитратом аммония	Раствор хлорида аммония и нитрата аммония	Смеситель	
5.3	Раствор хлорида аммония и нитрата аммония	Выпарка	Раствор хлорида аммония и нитрата аммония, кристаллы хлорида аммония	Выпарная установка	
5.4.	Раствор хлорида аммония и нитрата аммония, кристаллы хлорида аммония	Кристаллизация хлористого аммония	Раствор хлорида аммония и нитрата аммония, кристаллы хлорида аммония	Кристаллизатор	

№ подпроцесса	Входной поток	Подпроцесс, этап процесса	Выходной поток	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
5.5.	Раствор хлорида аммония и нитрата аммония, кристаллы хлорида аммония	Отделение кристаллического хлористого аммония	Кристаллы хлорида аммония, маточный раствор, содержащий хлорид аммония и нитрата аммония	Центрифуга	
5.6.	Влажные кристаллы хлорида аммония	Сушка хлорида аммония	Сухой кристаллический сульфат аммония	Сушилка	Пыль хлорида аммония
6.1	Кристаллы калиевой селитры	Промывка калиевой селитры	Суспензия кристаллов калиевой селитры	Емкостное оборудование	
6.2.	Суспензия кристаллов калиевой селитры	Кристаллизация	Суспензия кристаллов калиевой селитры	Кристаллизаторы	
7	Суспензия кристаллов калиевой селитры	Сгущение	Суспензия кристаллов калиевой селитры	Сгуститель	
8	Суспензия кристаллов калиевой селитры	Отделение кристаллов нитрата калия	Влажные кристаллы калиевой селитры	Центрифуга	
9	Влажные кристаллы калиевой селитры	Сушка	Сухая кристаллическая калиевая селитра	Сушильный аппарат	Пыль нитрата калия
10	Сухая кристаллическая калиевая селитра	Фасовка	Фасованный продукт	Оборудование фасовки	

6.1.4 Производство сульфата калия

Сульфат калия производит Волховский филиал АО «Апатит».

Для производства сульфата калия (см. рисунок 6.17) используются следующие компоненты:

- углекислая калийная соль — K_2CO_3 (поташ);
- серная кислота;
- экстракционная фосфорная кислота.

Поташ прибывает на предприятие в полувагонах и разгружается на склад сырья. На складе сырья готовится суспензия поташа в воде и перекачивается в приемный бак поташного раствора.

Серная кислота поступает в железнодорожных цистернах и системой разгрузки откачивается в приемный сборник.

Процесс нейтрализации осуществляется в реакторе-нейтрализаторе, в который подаются поташный раствор и серная кислота. Для ускорения реакции между компонентами осуществляется перемешивание реакционной массы при помощи мешалки и циркуляционного насоса. В ходе смешения компонентов в реакторе происходит реакция нейтрализации карбоната калия серной кислотой с образованием пульпы сульфата калия и углекислого газа.

Выделяющийся в ходе реакции газ с парами воды удаляется в атмосферу после очистки в пенном абсорбере, в котором улавливаются и нейтрализуются брызги серной кислоты.

Пульпа из реактора-нейтрализатора направляется в емкость, из которой перекачивается в отделение сушки, где при подаче пульпы в БГС происходит грануляция и сушка продукта.

Сушка осуществляется горячими топочными газами, полученными при сжигании природного газа.

Высушенный продукт выходит из СБ и подается элеватором на двухситный грохот для рассева. Крупный продукт с верхнего сита направляется в дробилку и после дробления снова поступает на рассев. Мелкий продукт с грохота направляется в бункер затарки в мягкие контейнеры типа биг-бэг.

Средняя фракция с грохота проходит дополнительный рассев. Готовый продукт затаривается в полимерные контейнеры типа биг-бэг. Контейнеры перемещаются на склад готовой продукции и отгружаются потребителю.

Газ от аппарата БГС проходит предварительную очистку от пыли в циклоне и далее поступает в систему мокрой очистки, состоящую из аппарата «Вентури» с брызгоуловителем и баком оборотной пульпы. Пыль из циклона направляется в бункер мелкой фракции.

Очищенные от пыли газы выбрасываются в атмосферу через выхлопную трубу.

Порошковый продукт, выходящий из БГС, поступает на рассев. После дробления крупных кусков и пересева мелкий продукт затаривается в мягкие контейнеры и вывозится на склад.

Работа мокрой газоочистки аналогична работе при получении гранулированного продукта.

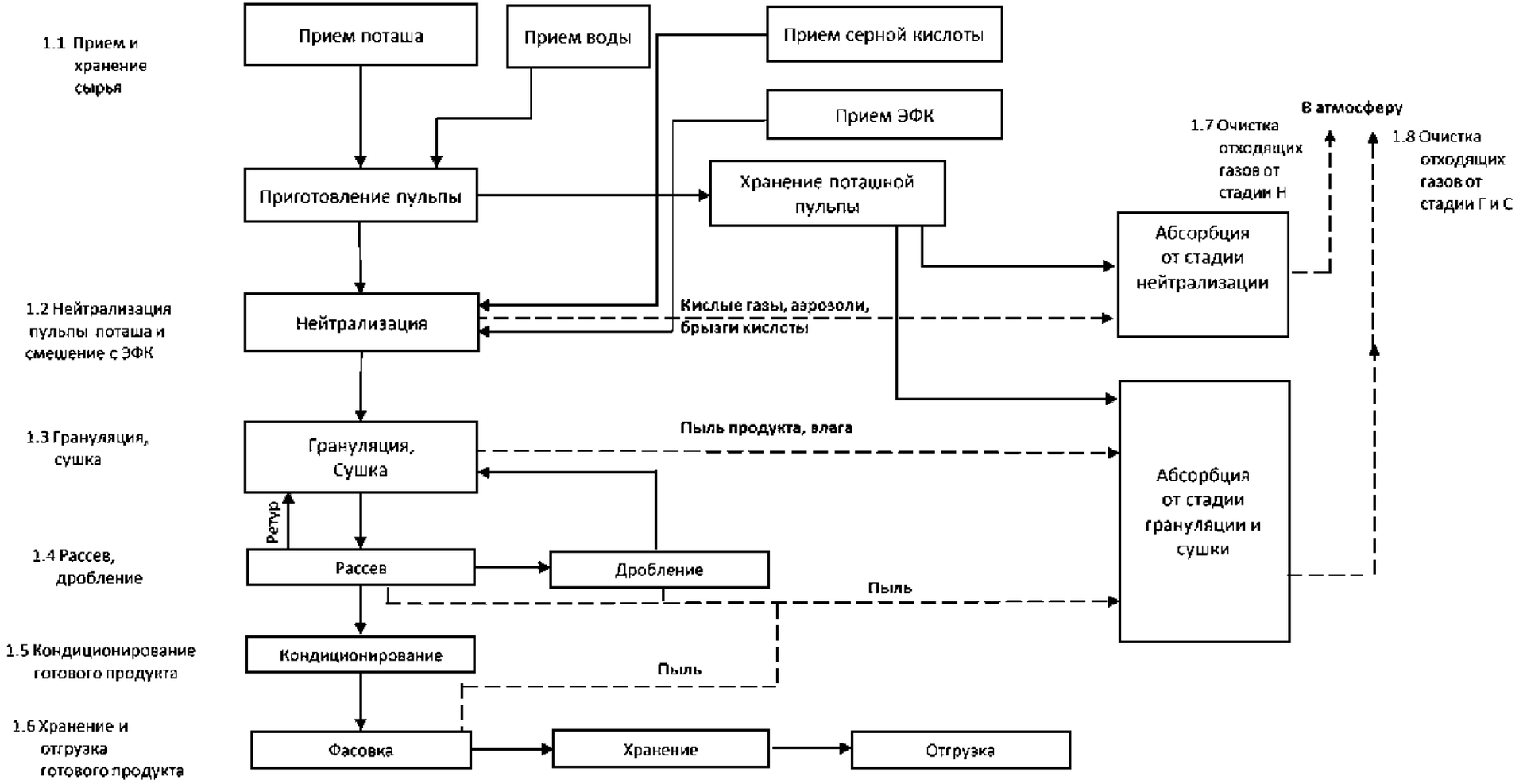


Рисунок 6.1713 – Производство сульфата калия

Таблица 6.9 – Описание процесса получения сульфата калия

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	K_2CO_3, H_2SO_4 H_3PO_4 H_2O	Прием сырья и хранение сырья	K_2CO_3, H_2SO_4 H_3PO_4 H_2O	Емкости с перемешивающими устройствами, грейферный кран	
1.2	H_2SO_4 K_2CO_3, H_3PO_4	Нейтрализация	K_2SO_4-пульпа	Реактор-нейтрализатор, баки пульпы (2 шт.)	Пары кислоты, брызги
1.3	K_2SO_4-пульпа	Грануляция, сушка	K_2SO_4-удобрение	Горелка с топкой, вентилятор, БГС	
1.4	K_2SO_4-удобрение	Рассев, дробление	K_2SO_4-удобрение	Грохот, дробилка	
1.5	K_2SO_4-удобрение	Кондициони-рование	K_2SO_4-удобрение	Сборник кондиционирующей смеси	
1.6	K_2SO_4-удобрение	Хранение и отгрузка готового продукта	K_2SO_4-удобрение	Бункер готового продукта, фасовочная машина	
1.7	Кислые газы, брызги кислоты	Очистка отходящих газов от стадии нейтрализации	Очищенный воздух	Пенный абсорбер, вентилятор	Кислые газы, брызги кислоты
1.8	Пыль готового продукта, влага, дымовые газы	Очистка отходящих газов от стадии грануляции и сушки	Очищенный воздух	Циклон, труба «Вентури», брызгоулови-тель, бак мокрой газоочистки, хвостовой вентилятор (2 шт.)	

6.1.5 Производство сульфата аммония

6.1.5.1 Производство сульфата аммония из сульфатных щелоков — отходов от производства капролактама

Сульфат аммония по данной технологической схеме производят Кемеровское АО «Азот»; ПАО «КуйбышевАзот», ОХК «Щекиноазот».

Исходным сырьем для производства кристаллического сульфата аммония является раствор, получающийся в процессе производства капролактама на стадиях оксимирования и экстракции, с содержанием 35 % ÷ 42 % сульфата аммония.

Технологический процесс включает следующие основные стадии:

1) Получение рабочего раствора путем смешения маточного раствора с исходным раствором сульфата аммония.

2) Выпаривание раствора сульфата аммония (под атмосферным или избыточным давлением) в предварительных испарителях.

3) Выпаривание и кристаллизация сульфата аммония под вакуумом в испарителях-кристаллизаторах.

4) Очистка сокового пара.

5) Отделение кристаллов сульфатов аммония от маточного раствора на центрифугах.

6) Сушка кристаллов сульфата аммония в сушилках КС и подача готового продукта на склад.

Блок-схема основных потоков представлена на рисунке 6.18. В таблице 6.10 приведено описание процесса получения сульфата аммония.

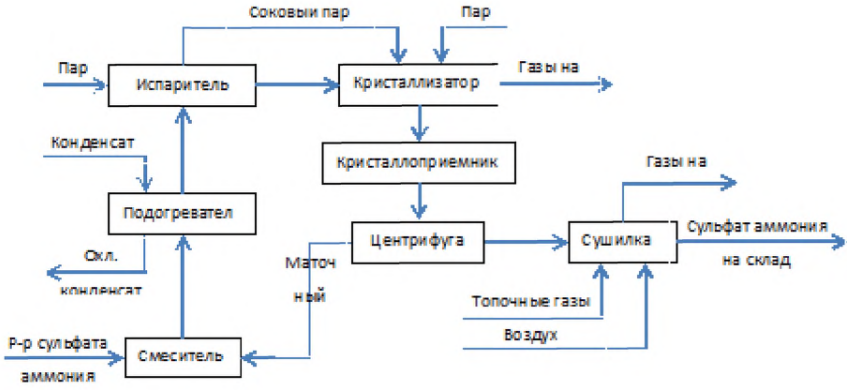


Рисунок 6.18 – Блок-схема получения кристаллического сульфата аммония из сульфатных щелоков, отходов производства капролактама

Таблица 6.10 – Описание процесса получения сульфата аммония

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Раствор сульфата аммония	Прием и хранение сырья	Раствор сульфата аммония	Емкости	—
1.2	Раствор сульфат аммония	Выпаривание	Насыщенный раствор сульфата аммонния	Испаритель	NH_3
1.3	Насыщенный раствор сульфата аммонния	Выпаривание	Суспензия кристаллов сульфата аммония в насыщенном растворе сульфата амомния	Испаритель-кристаллизатор	
1.4	Суспензия кристаллов сульфата аммония в насыщенном растворе сульфата амомния	Отделение кристаллов сульфата аммония от маточного раствора	Сульфат аммония кристаллический влажный	Центрифуги	NH_3
1.5	Сульфат аммония кристаллический влажный	Сушка кристаллов	Сульфат аммония кристаллический	Сушилка	NH_3
1.6	Сульфат аммония кристаллический	Хранение готового продукта	Сульфат аммония кристаллический		
1.7	Сульфат аммония кристаллический	Отгрузка готового продукта	Сульфат аммония кристаллический		

Рабочий раствор готовится путем смешения «свежего» раствора сульфата аммония и циркулирующего маточного раствора, поступающего со стадии центрифугирования. Для нейтрализации свободной серной кислоты в рабочем растворе сульфата аммония и снижения содержания свободной кислоты в готовом продукте ниже 0,05 %, используется аммиачная вода.

Рабочий раствор перед поступлением на стадию выпаривания и кристаллизации нагревается в подогревателе до температуры не выше 90 °С конденсатом пара.

Подогретый раствор с содержанием 35 % ÷ 42 % сульфата аммония из напорной емкости поступает самотеком в предварительные испарители, состоящие из выносных подогревателей и испарителей.

Выпаривание раствора сульфата аммония производится в испарителях под избыточным давлением соковых паров. Циркуляция раствора сульфата аммония осуществляется за счет разности температур раствора в верхней и нижней части аппарата. В выносных подогревателях происходит нагрев рабочего раствора паром, подаваемым в межтрубное пространство, с температурой не более 125 °С.

Образующийся в процессе испарения соковый пар поступает на очистку от капель раствора и паров аммиака в скрубберы, а затем в межтрубную часть в качестве теплоносителя испарителей кристаллизаторов. В результате испарения воды содержание сульфата аммония повышается до 50 % ÷ 51,5 % и достигается состояние насыщения.

Выпаривание и кристаллизация сульфата аммония под вакуумом производится в испарителях-кристаллизаторах.

Насыщенный раствор с содержанием сульфата аммония 50 % ÷ 51,5 % и температурой не более 125 °С из предварительного испарителя самотеком поступает в нижнюю часть испарителей-кристаллизаторов. Вакуум в системе испарителей-кристаллизаторов создается за счет конденсации соковых паров в кожухотрубных конденсаторах и отсоса несконденсировавшихся паров и газов с помощью водокольцевых вакуум-насосов.

Выпаривание и кристаллизация сульфата аммония под вакуумом имеет следующие преимущества:

- имеется возможность использовать тепло сокового пара после предварительного испарителя;

- достигается уменьшение количества растворенного сульфата аммония в маточном растворе за счет снижения температуры процесса.

Испаритель-кристаллизатор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат со встроенным трубчатым подогревателем, имеющим центральную циркуляционную трубу. Нагрев раствора в подогревателе до температуры 55 °С ÷ 85 °С происходит за счет утилизации тепла соковых паров, поступающих с I ступени выпаривания.

В результате нагрева раствора в подогревателе происходит циркуляция раствора снизу аппарата вверх по трубам в испарительную часть аппарата, где часть воды из раствора испаряется, а образовавшийся пересыщенный раствор по центральной трубе возвращается в нижнюю часть аппарата, являющуюся основной зоной роста кристаллов. Крупные кристаллы осаждаются в нижней конусной части испарителей-кристаллизаторов и по наклонному трубопроводу выводятся в барометрические кристаллоприемники с мешалками. Образовавшийся в результате выпаривания раствора сульфата аммония в испарителях-кристаллизаторах соковый пар поступает на очистку от капель раствора сульфата аммония и паров аммиака в скруббер.

Суспензия с общим содержанием кристаллов сульфата аммония 50 % ÷ 55 % объемных из испарителя-кристаллизатора через барометрический спуск поступает в кристаллоприемник и далее на стадию фугования. Отделение кристаллов от маточного раствора производится на горизонтальных фильтрующих центрифугах с пульсирующей выгрузкой осадка.

Кристаллы сульфата аммония после центрифуг с содержанием влаги не более 1,5 % подаются на сушку в сушилку КС. Отделенный от кристаллов маточный раствор

после центрифуг поступает в сборник рабочего раствора, где перемешивается со свежим раствором сульфата аммония и снова возвращается в цикл выпаривания и кристаллизации сульфата аммония.

Сушка кристаллов сульфата аммония производится топочными газами с температурой не выше 190 °С. Топочные газы образуются в результате смешивания продуктов сгорания природного газа в камере горения с избытком воздуха.

Сушка кристаллов сульфата аммония может также осуществляться горячим воздухом, подогретым в калорифере за счет тепловой энергии водяного пара до температуры не более 145 °С

Для охлаждения кристаллов сульфата аммония перед подачей его на склад в сушилках предусмотрена зона охлаждения, куда подается воздух.

Отработанные топочные газы после сушилки проходят очистку от унесенного сульфата аммония в двухступенчатой пылеулавливающей установке. Первой ступенью является циклонная батарея. Вторая ступень состоит из центробежного вентилятора мокрой очистки и циклонного отделения мокрой очистки.

6.1.5.2 Производство гранулированного сульфата аммония из кристаллического методом компактирования

Сульфат аммония по данной технологической схеме производит ООО «СП «Граниферт».

Исходным сырьем для производства гранулированного сульфата аммония является кристаллический продукт, получающийся при переработке сульфатных щелоков, отходов производства капролактама.

Технологический процесс включает следующие основные стадии:

1) Прием исходного сырья — кристаллического сульфата аммония и антислеживающего реагента.

2) Дробление кристаллического продукта в молотковой мельнице.

3) Гомогенизация и смачивание дробленого сульфата аммония водой в смесителе.

4) Получение плитки сульфата аммония в компакторе — двухвалковом прессе.

5) Дробление плиток сульфата аммония в молотковой мельнице.

6) Классификация дробленого сульфата аммония на 3 фракции: более 5 мм, от 2 до 5 мм (товарная фракция) и менее 2 мм.

7) Скругление острых краев частиц товарной фракции в абразивном барабане.

8) Контрольная классификация на 2 фракции: более 2 мм (товарная) и менее 2 мм.

9) Кондиционирование гранул в барабане антислеживающим реагентом.

10) Фасовка готовой продукции.

11) Очистка газов от пыли.

Блок-схема основных потоков представлена на рисунке 6.19.

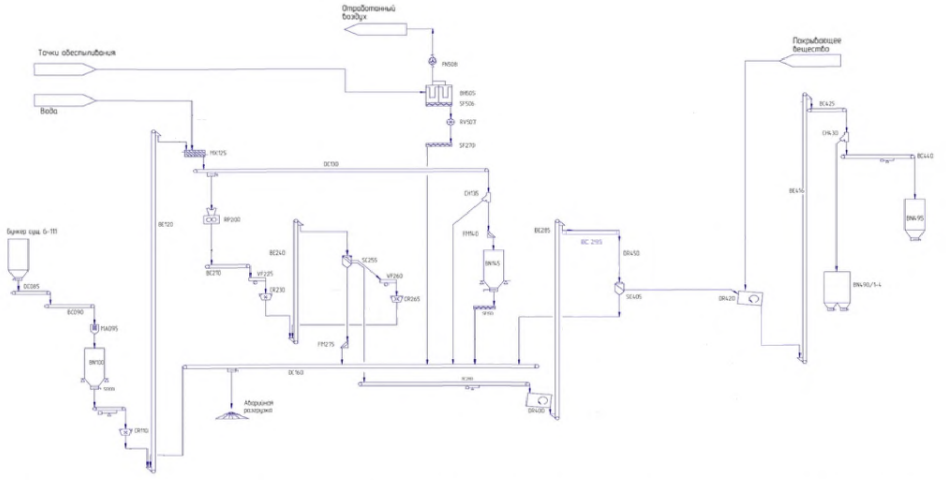


Рисунок 6.19 – Схема получения гранулированного сульфата аммония методом компактирования

Кристаллический сульфат аммония предварительно очищается от железосодержащих инородных тел с помощью магнитного сепаратора, затем подается на ленточный весовой дозатор. Дозированный кристаллический продукт далее подается на измельчение в молотковую мельницу откуда дробленый продукт поступает в смеситель для гомогенизации и смачивания продукта водой для улучшения свойств компактирования.

Из смесителя сырье поступает в валковый пресс. Двух валковый пресс (компактор) предназначен для получения плитки сульфата аммония. Валковый пресс состоит из двух вращающихся валков: один жестко зафиксирован, второй — плавающий, который может перемещаться. Плавающий вал прижимается к фиксированному с помощью гидравлических цилиндров, работающих от гидропривода. Для обеспечения стабильного функционирования производства, валковый пресс получает избыточное количество материала, регулируемое задвижкой.

Спрессованный в плитку сульфат аммония из пресса поступает на стадию первичного дробления в молотковую мельницу где измельчается до фракции менее 30 мм. Дробленый сульфат аммония направляется на стадию классификации в вибрационный двухситный грохот. В процессе грохочения материал делится на 3 фракции: более 5 мм, от 2 до 5 мм и менее 2 мм. Крупная фракция с размером более 5 мм (верхний продукт грохота) направляется на измельчение в молотковую дробилку откуда подается на смешение с дробленым продуктом после валкового пресса и снова направляется на стадию классификации.

Мелкие частицы менее 2 мм (нижний продукт грохота) направляются в смеситель для гомогенизации и смачивания водой.

Гранулят размером 2–5 мм (средний продукт грохота) направляется в абразивный барабан для скругления острых краев частиц после дробления (полировка). Далее продукт поступает в грохот готовой продукции где происходит сортировка сырья на 2 фракции. Первая фракция с размером гранул менее 2 мм направляется в голову процесса.

Вторая фракция с размером зерна более 2 мм подается в барабан для обработки антислеживающим реагентом, предотвращающим слеживание продукта во время транспортировки и хранения. В качестве антислеживающего реагента используется жидкость, состоящая из смеси масел и поверхностно-активных веществ. Для лучшего распределения и нанесения на большую площадь антислеживатель подается в барабан через пневмофорсунку. Гранулированный сульфат аммония направляется на фасовку в биг-бэги. Упакованные биг-бэги отгружаются в автотранспорт или железнодорожные вагоны.

Установка компактирования оборудована системой обеспыливания для сбора образующейся в результате обработки пыли. Система аспирации (фильтрации) воздуха от пыли сульфата аммония используется для уменьшения производственных расходов, а также для снижения уровня выбросов в атмосферу. Система состоит из пылеулавливающей камеры и вентилятора отработанного воздуха. Весь мелкий материал, образующийся в процессе гранулирования и собранный в пылеулавливающей камере возвращается в технологический процесс.

6.1.5.1 Производство кристаллического сульфата аммония методом реакционной кристаллизации.

Сульфат аммония по данной технологической схеме производит АО «Апатит» г. Череповец. Проектная производительность по готовому продукту - 37,5 т/ч, 300 тыс. т в год.

Производство кристаллического сульфата аммония осуществляется путем нейтрализации серной кислоты газообразным аммиаком и кристаллизации сульфата аммония из получаемого раствора в вакуумном кристаллизаторе.

Технологический процесс производства кристаллического сульфата аммония состоит из следующих стадий:

1. Испарение жидкого аммиака
2. Нейтрализация серной кислоты газообразным аммиаком и кристаллизация сульфата аммония в вакуумном кристаллизаторе
3. Отделение кристаллов сульфата аммония в гидроциклоне и на центрифуге
4. Сушка кристаллов нагретым воздухом в аппарате "кипящего" слоя (КС)
5. Охлаждение кристаллов в аппарате КС
6. Очистка отходящих газов в циклонах и скруббере.
7. Передача продукта на склад

Жидкий аммиак со склада подаётся в испаритель аммиака. Испаритель аммиака является аппаратом с естественной циркуляцией, состоящим из двух параллельно работающих теплообменников, испарителя аммиака и расширительного сосуда. Жидкий аммиак испаряется в результате теплообмена с водно-гликолевым раствором.

Газообразный аммиак после испарителя и концентрированная серная кислота и подаются на линию внешней рециркуляции вакуум-кристаллизатора, где происходит реакция:

$2NH_3 + H_2SO_4 \rightarrow (NH_4)_2SO_4 + 1180$ кДж/моль,

$2NH_4OH + H_2SO_4 \rightarrow (NH_4)_2SO_4 + 2H_2O + 798{,}24$ кДж/моль.

Ввод серной кислоты и газообразного аммиака осуществляется во внешний контур кристаллизатора, циркуляционный насос осуществляет циркуляцию полученного раствора обратно в нижнюю часть кристаллизатора.

С помощью внутреннего циркуляционного насоса раствор полученного сульфата аммония смешивается с большим внутренним циркуляционным потоком. Конструкция и габариты кристаллизатора определяют формирование крупных однородных кристаллов.

Избыточное тепло отводится из кристаллизатора как тепло испарения воды.

Образующийся в кристаллизаторе пар конденсируется в поверхностном конденсаторе охлаждающей водой. Неконденсируемые инертные газы и дополнительный воздух удаляются с помощью пароэжекторных насосов. Смесь сжатого воздуха и расширенного пара поступает на очистку в орошаемый скруббер.

Пульпа сульфата аммония из кристаллизатора предварительно концентрируется в гидроциклоне и далее подается в центрифугу, где кристаллы отделяются от маточного раствора.

Маточный раствор с гидроциклона и центрифуги поступает в емкость для растворения, куда также поступает технологический конденсат, абсорбционная жидкость и пыль с циклонов. Полученный раствор направляется обратно в кристаллизатор.

Влажный кристаллический продукт подается из центрифуги в «сушилку кипящего» слоя (КС), где кристаллы сульфата аммония просушиваются потоком нагретого воздуха. Воздух подается либо из атмосферы, либо циркулирует от вытяжки холодильника кипящего слоя. Поток воздуха нагревается в калорифере паром до требуемого значения температуры на входе в сушилку.

После сушилки выхлопные газы проходят через циклон сушилки и скруббер. Уловленные в циклоне кристаллы сульфата аммония подаются на растворение в сборник маточного раствора.

Осушенные кристаллы охлаждаются в холодильнике кипящего слоя воздухом, подаваемым вентилятором из атмосферы. Основная часть подогретого в холодильнике воздуха направляется на рецикл через циклон на всасывающий патрубок вентилятора сушки, а меньшая часть сбрасывается в скруббер.

Осушенные и охлаждённые кристаллы сульфата аммония направляются на склад.

Орошение скруббера «мокрой» очистки осуществляется технологическим конденсатом. Для улавливания аммиака предусматривается подача небольшого количества серной кислоты в абсорбционную жидкость.

Стоки от производства сульфата аммония перерабатываются в производстве минеральных удобрений.

Данную технологию отличают большая единичная мощность производства на основе современной технологии с высоким уровнем оснащения системами автоматизации и управления; низкие удельные затраты энергоресурсов; низкие удельные выбросы.

Принципиальная схема производства кристаллического сульфата аммония методом реакционной кристаллизации

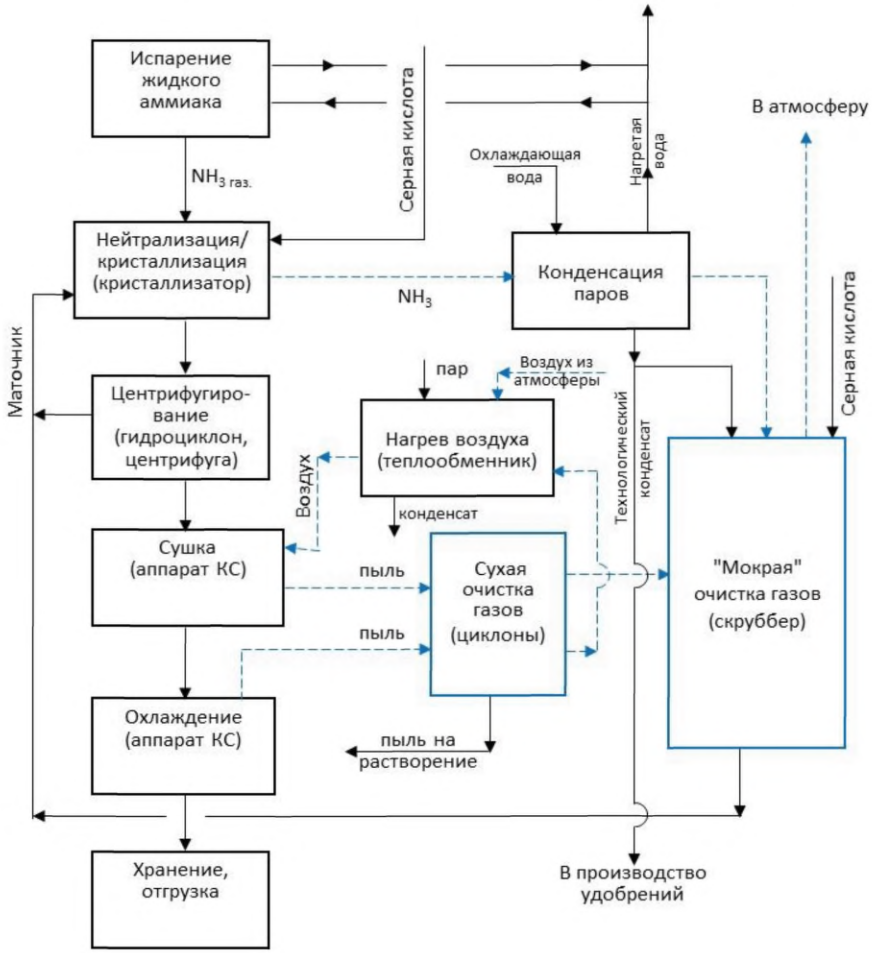


Рис. 6.19.1. Схема получения кристаллического сульфата аммония методом реакционной кристаллизации.

6.1.6 Производство водорастворимых NPK удобрений путем дробления и последующего механического смешивания сухих однокомпонентных или сложных минеральных удобрений с соблюдением различных заданных соотношений N:P:K

Производимая продукция: NPK удобрения различных марок в том числе: для марок 20:20:20+МЭ, 18:18:18+3MgO+МЭ, 15:15:30+1,5MgO+МЭ, 13:40:13+МЭ, 12:8:31+2MgO+МЭ, 6:14:35+2MgO+МЭ и других марок.

1. Прием и снабжение установки сырьем.

Сырье, упакованное в биг-бэги и мешки, поставляется авто- и железнодорожным транспортом, разгрузка которого осуществляется погрузчиком и доставкой на склад.

Сырье доставляется из склада к растаривателям.

Растаренное сырье поступает в приемные бункера.

2. Дозирование и измельчение сырья.

Дозаторы, установленные под бункерами, обеспечивают подачу необходимого количества каждого вида сырья весовые дозаторы или бункрные весы. Необходимая доза каждого вида сырья взвешивается и дозируется в автоматическом режиме в соответствии с заданным рецептом.

После взвешивания, смесь сырья поступает в расходный бункер и далее на измельчение в валковую дробилку (стадия измельчения может быть исключена), после которой измельченное сырьё поступает в приемный бункер. Сырье с вторичными питательными веществами (микроэлементы и т.п.) также подается в смеситель.

3. Смешение.

После измельчения (при необходимости) основное сырье из приемного бункера с помощью шнекового транспортера подается в смеситель, где интенсивно перемешивается вместе с загруженными в смеситель сырьем с вторичными питательными веществами и микроэлементами. Смешение происходит за счет вращения смесительной камеры и вращения лопастной мешалки. Готовый продукт высыпается в промежуточный бункер, оснащенный тремя весовыми ячейками и виброустройством.

4. Фасовка и складирование продукта.

Далее продукт подается в фасовочные системы. Фасовочные системы являются полностью автоматическими и укомплектованы автоматической станцией укладки мешков на поддон и обмотки паллет стрейч-пленкой.

Упакованные паллеты с мешками перевозятся погрузчиками на склад готовой продукции.

5. Система аспирации.

Установка оснащена общей аспирационной системой для пылящего оборудования и узлов пересыпок, состоящая из рукавного фильтра и встроенного вентилятора. Уловленная пыль собирается в переносную тару и возвращается обратно в технологический процесс или в цех удобрений. На рукавном фильтре установлен сигнализатор максимального уровня. Регенерация фильтра осуществляется импульсной продувкой сжатым воздухом.

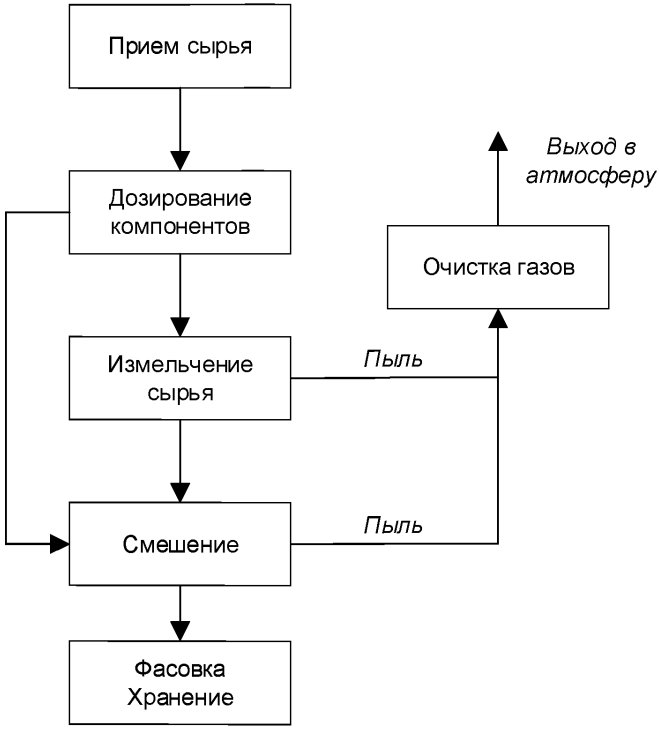


Рисунок 6.20 – Производство водорастворимых NPK удобрений путем дробления и последующего механического смешивания сухих однокомпонентных или сложных минеральных удобрений

6.1.7 Удобрения водорастворимые (МАФ водорастворимый, технический, кормовой, удобрение фосфорно-калийное РК 5:55, тукосмеси водорасторимые, комплексные водорастворимые удобрения и др.) по схеме с очисткой фосфатов аммония

6.1.7.1. Процесс производства очищенного моноаммонийфосфата состоит из следующих основных стадий:

1) Прием сырья.

2) Нейтрализация ЭФК газообразным аммиаком в трубчатом реакторе и отстаивание пульпы МАФ.

3) Основная фильтрация фосфатной пульпы от нерастворимого осадка.

4) Контрольная фильтрация фосфатной пульпы от нерастворимого осадка.

5) Выпаривание фильтрата моноаммонийфосфата.

6) Кристаллизация моноаммонийфосфата в вакуум-кристаллизаторах.

7) Отделение кристаллов МАФ в центрифугах.

8) Сушка моноаммонийфосфата в сушильном барабане.

9) Охлаждение готового продукта.

10) Рассев готового продукта.

11) Фасование готового продукта в клапанные мешки по 25 кг, складирование и погрузка их в вагоны и в автомашины.

12) Фасование готового продукта в специализированные контейнеры из полипропиленовой ткани (биг-бэги) и погрузка их в вагоны и в автомашины.

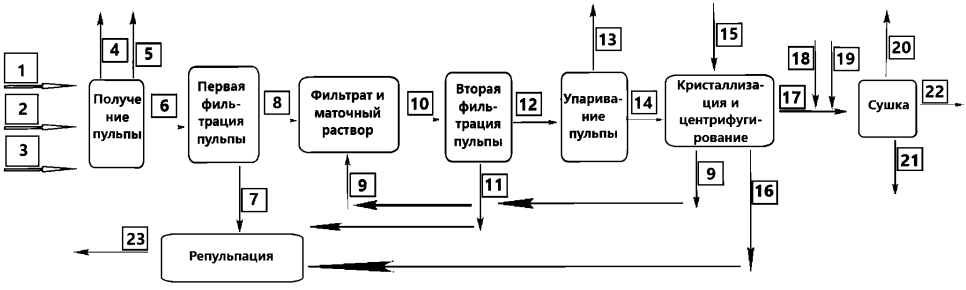


Рисунок 6.21 – Процесс производства очищенного моноаммонийфосфата

6.1.7.2. Процесс производства тукосмесей различных марок и удобрения комплексного водорастворимого различных марок состоит из следующих основных стадий:

1) Прием сырья (калийной и аммиачной селитры, калия хлористого, карбамида, магния сернокислого, кондиционирующей добавки, микроэлементов и др.).

2) Смешение компонентов удобрений в определённых соотношениях.

3) Фасование готового продукта в клапанные мешки по 25 кг, складирование и погрузка их в вагоны или в автомашины.

6.1.7.3. Процесс производства удобрения фосфорно-калийного марки РК 5:55

Процесс производства удобрения комплексного водорастворимого состоит из следующих основных стадий:

1) Прием сырья (калийной и аммиачной селитры, калия хлористого, карбамида, магния сернокислого, кондиционирующей добавки, микроэлементов и др.).

2) Смешение компонентов удобрений в определённых соотношениях.

3) Фасование готового продукта в клапанные мешки по 25 кг, складирование и погрузка их в вагоны или в автомашины.

Калий хлористый самосвалом выгружается в приемный бункер, оборудованный вибратором и ворошителем, которые обеспечивают полное его освобождение. Из бункера калий хлористый системой ленточных конвейеров и элеватора подается в приемный бункер. Из бункера калий хлористый ленточным весовым дозатором и конвейером подаётся в шаровую мельницу.

Аммофос или диаммофоска поставляются в мягких контейнерах разовых (МКР) и ссыпается в приемный бункер.

По мере использования удобрение насыпью подается в приемный бункер и далее на размол.

«Сильвин» поступает в шаровую мельницу. В мельнице «сильвин» с добавками перетирается мелющими телами, в процессе измельчения он нагревается. Температура порошка на выходе из мельницы не должна быть более 190 ^{0}С.

Ленточными дозаторами «сильвин», аммофос или диаммофоска могут подаваться в шнек подачи и далее в мельницу. Мелкая фракция из мельницы ссыпается в шнековый конвейер.

Гранулометрический состав смеси после измельчения контролируется аналитическим способом.

Из мельниц нагретый молотый продукт поступает в шнековый конвейер и далее через шлюзовой питатель поступает в пневмоклассификатор.

Пылевоздушная смесь из мельницы с помощью вентилятора поступает в циклон, установленный перед вентилятором, воздух подается далее для очистки в цик-лоны.

В пневмоклассификаторе происходит отделение крупной фракции (более 160 мкм), не пригодной для грануляции, которая снова возвращается на помол.

Пригодный порошок (размером менее 160 мкм) потоком воздуха транспортируется в циклоны, где он отделяется от воздуха и собирается в бункере циклонов.

Из бункера порошок шлюзовым питателем дозируется и далее направляется в тарельчатый гранулятор.

Приготовление грануляционной добавки — 20 % раствора хлористого калия, применяемого для исключения пористости гранул, производится из раствора, посту-пающего из системы мокрой очистки газов. При необходимости в этот может подаваться «сильвин» и другие сухие добавки. Приготовленная грануляционная жидкая добавка из бака подается на тарельчатый гранулятор, где распыляется через 7 форсунок на шихту.

Твердые компоненты — ретур и молотый «сильвин» (далее шихта) — подаются в гранулятор с помощью шнекового питателя в необходимом количестве. Грануляционная добавка распыляется сверху на шихту через форсунки, установленные со стороны загрузки твердых компонентов.

Мелкие частицы направляются в зону орошения скребком. Крупные частицы перекатываются по поверхности тарелки и, достигнув определенного размера, вы-гружаются из нее через борт, а мелкие под действием центробежной силы направля-ются в зону подачи твердых компонентов и зону орошения для дальнейшего агломе-рирования. Таким образом в грануляторе происходит и классификация гранул.

При вращении диска гранулятора грануляционная добавка распыляется на сухую шихту равномерно сверху. При этом гранулы шихты многократно обволакива-ются раствором.

В результате увлажнения гранул шихты происходит их увеличение в размере и окатывание.

В нижнюю часть корпуса гранулятора вмонтирован комкодробитель, который при постоянном вращении его пластин разрушает агломераты шихты, поднимающиеся в верхнюю часть вращающейся тарелки. Паровоздушная смесь и пыль, образовавшиеся внутри гранулятора, отводятся на очистку в циклон.

Сушка влажных гранул, поступающих из гранулятора, производится в сушильном аппарате кипящего слоя. Процесс сушки происходит за счёт тепла топочных газов, получаемых при сжигании природного газа в газовой топке Воздух для сжигания природного газа подаётся в газовую топку вентилятором.

Сушка гранул ведётся с таким расчётом, чтобы на выходе из сушильного аппарата получить продукт с температурой от 120 °С до 160 °С и с массовой долей влаги не более 0,5 %.

Температура продукта в сушильном аппарате регулируется мощностью горелки. Топочные газы движутся в сушильном аппарате через слой продукта. На входе в сушильный аппарат температура топочных газов не должна превышать 550 °С. В зазгрузочном участке расположен комкодробитель для разрушения крупных комков более 40 мм, которые могут передвигаться внутри слоя продукта.

Процесс сушки связан с выделением значительного количества пыли, паров воды, которые отсасываются из сушильного аппарата, и по газоходу направляются в систему абсорбции для очистки от пыли.

Высушенные гранулы подаются на рассев.

Классификация гранул, выходящих из сушильного аппарата, производится на вибрационных грохотах.

На вибрационных грохотах гранулы рассеиваются на три фракции:

- крупная фракция — более 5,0 мм;
- товарная фракция от 2,0 до 5,0 мм;
- мелкая фракция до 2,0 мм.

Гранулометрический состав может быть изменен в соответствии с условиями договора поставки.

Крупная фракция из грохота может направляться на дробилку и далее может подаваться обратно в гранулятор или на рассев. Мелкая фракция направляется в гранулятор.

Товарная фракция из грохота направляется на склад готового продукта или при помощи плужкового сбрасывателя, установленного на ленточном конвейере, направ-ляется непосредственно в бункера готового продукта отделения погрузки.

Топочные газы из сушильного аппарата и паровоздушная смесь из гранулятора, содержащие пыль удобрения и пары, проходят предварительную очистку от пыли в батарейном циклоне. Очищенные от пыли паровоздушная смесь и дымовые газы подаются на 2 ступень очистки в абсорберы.

Запыленные газы, выделяющиеся из оборудования отделений классификации и дробления, дообработки, погрузки готового продукта, пройдя предварительную очистку в циклонах, подаются вентиляторами на очистку от пыли удобрения на установку мокрого пылеулавливания абсорбер «Вентури».

Капельно-воздушная смесь из трубы «Вентури» попадает в брызгоотделитель, откуда очищенный воздух через выхлопную трубу выбрасывается в атмосферу, а жидкость собирается в нижней части брызгоотделителя. Для постоянного обновления циркуляционной жидкости в бак через расходомер подаётся речная вода. Подача воды стабилизируется автоматически. Избыток орошающей жидкости, содержащей растворенную пыль удобрения, из брызгоотделителя выводится для дальнейшего использования в производстве.

Обработка готового продукта кондиционирующими добавками осуществляется перед отгрузкой его потребителю. Продукт из цеха подаётся в отделение погрузки, где в разрыве между ленточными конвейерами установлен аппарат омасливатель тарельчатого типа, на котором продукт обрабатывается кондиционирующей добавкой (антисле-

живателем), и далее подается в отделение погрузки. Обработанный продукт из аппарата-омасливателя поступает в бункера и из них через челюстные затворы по течкам подаётся в железнодорожные вагоны или другие транспортные средства. Оборудование отделения погрузки работает под небольшим разрежением, которое создается вентилятором. Запылённый воздух проходит очистку на установке «мокрого» пылеулав-ливания.

Погрузка осуществляется в специализированные саморазгружающиеся вагоны, предназначенные для перевозки минеральных удобрений.

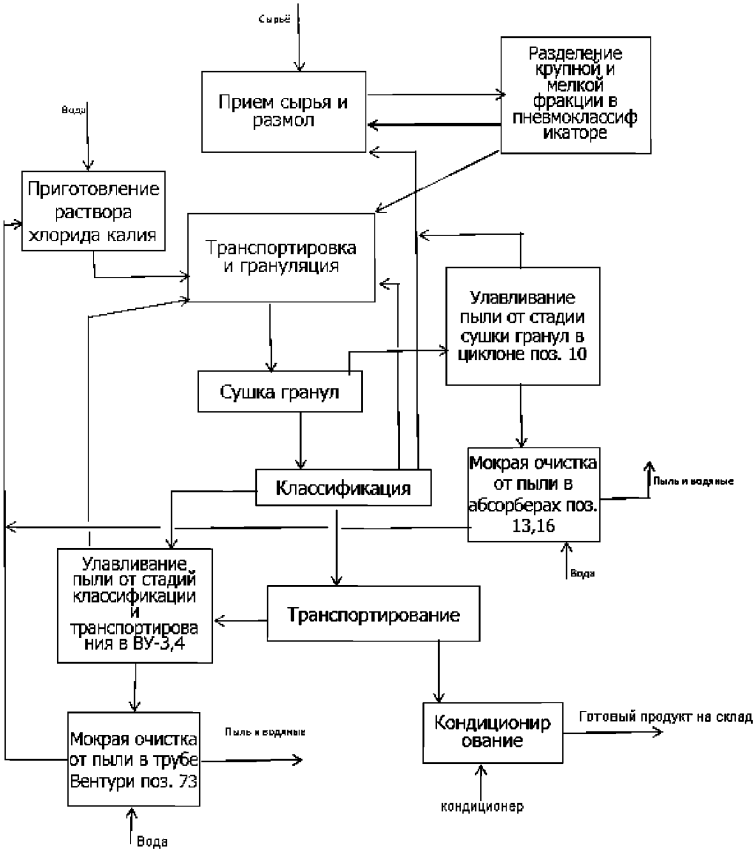


Рисунок 6.22 – Схема производства удобрения фосфорно-калийного РК 5:55

6.1.8 Производство калийно-магниевого удобрения (калимаг, калимаг с сульфатом натрия)

Прием хлористого калия в вагонах, прием порошка магнезитового каустического и сульфата натрия в биг-бэгах. Размещение материалов раздельно в отсеках товарных складов. Серная кислота подается в реактор по трубопроводу со склада серной кислоты

Подача хлористого калия, магнезитового порошка и сульфата натрия в отделение приготовления сырьевой пульпы, в котором компоненты подаются в заполненные водой баки. Продуктом перемешивания всех компонентов является пульпа, в жидкая фаза которой является раствором хлористого калия и сульфата натрия (а также карбоната натрия при использовании силикат-глыбы содосульфатной вместо сульфата натрия), в твёрдой фазе — каустический магнезит.

Приготовленная пульпа направляется в реактор, в который подаётся серная кислота.

Из расходного бака, оборудованного перемешивающим устройством, пульпа подаётся на пневматическую форсунку, установленную в горизонтальном входном газоходе аппарата БГС. Сушка пульпы в аппарате БГС осуществляется горячими топочными газами, образующимися в результате сгорания природного газа в топке. Высушенный гранулированный продукт выходит из барабана и поднимается элеватором для классификации на грохоте.

Пылегазовоздушная смесь с аппарата БГС проходит предварительную очистку от пыли в циклоне, после которого поступает в систему мокрой газоочистки, включающую в себя аппарат «Вентури». В аппарате «Вентури» газо-воздушная смесь орошается оборотным раствором (водой с раствором нейтрализующего агента — соды, известкового молока).

Гранулы удобрения обрабатываются кондиционирующей смесью, после чего фасуются в биг-бэги либо подлежат отгрузке навалом.

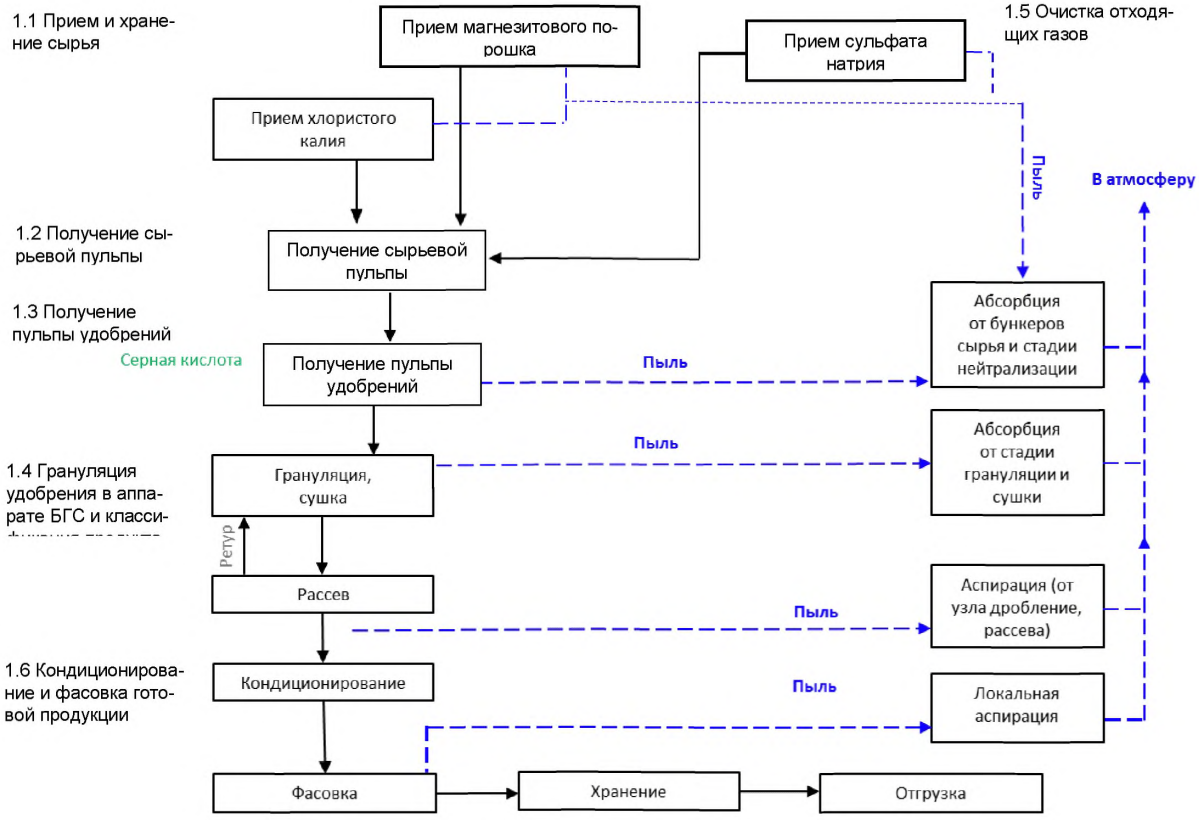


Рисунок 6.23 – Производство калийно-магниевого удобрения (калимаг)

6.1.9 Удобрение азотное жидкое (N:S)

Производство удобрения азотного жидкого (N:S) осуществляется путём смешения водных растворов карбамида, аммиачной селитры и сульфата аммония.

Подготовка водного раствора сульфата аммония для наработки удобрения (N: S)

Участок подготовки состоит из хранилища, насоса циркуляционного и смесителя газообразного аммиака.

В хранилище поступают водные растворы сульфата аммония из отделений оксимирования и экстракции с pH 4,5–6,5 и концентрацией 38–42 %.

Также в хранилище поступают водные растворы сульфата аммония из отделения получения кристаллического сульфата аммония.

Для усреднения растворов сульфата аммония до концентрации 38 — 42 % и pH = 6 — 8 предназначен циркуляционный контур: хранилище → насос → хранилище. Для повышения pH раствора сульфата аммония в смеситель, установленный на нагнетании насоса, подаётся газообразный аммиак. Регулирование подачи газообразного аммиака

осуществляется регулирующим клапаном, установленным на линии газообразного аммиака, и pH-метром, установленным на нагнетании насоса.

Подготовленный с требуемой концентрацией 38–42 % и pH = 6 – 8 раствор сульфата аммония насосом откачивается в сборник.

Получение удобрения азотного жидкого (N: S)

Смешение водных растворов карбамида и аммиачной селитры (КАС) и сульфата аммония осуществляется в отдельных сборниках.

В сборниках раствор КАС перемешивается с РСА.

Для получения необходимой концентрации растворов удобрения азотного жидкого осуществляется циркуляция раствора (КАС + РСА) с постепенной дозировкой раствора сульфата аммония. После приготовления раствора определяется его плотность.

6.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду при производстве удобрений

6.2.1 Расходные нормы сырья и энергоресурсов при производстве комплексных удобрений

Расходные нормы сырья и энергоресурсов приведены в таблицах 6.11–6.51.

Таблица 6.11 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство МАФ 12:52

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	522,1–552,2	532,8	
Фосфорит, кг 100 % P_2O_5	572,00–581,88 [1)]	576,9	Объединенное производство ЭФК и МАФ
Аммиак, кг 100 % NH_3	135–164,3	150,2	
Серная кислота, кг 100 % H_2SO_4	0–52	24,63	В зависимости от качества ЭФК
Кондиционирующая смесь, кг	0–3,5	1,26	В зависимости от свойств продукта
Электроэнергия, МДж	71,0–582,2	181,02	
	630–635	632	Объединенное производство ЭФК и МАФ
Природный газ, м^3	8,32–56,76	28,48	В зависимости от концентрации ЭФК
	105,04–106,08[1)]	105,5	Объединенное производство ЭФК и МАФ, барботажная упарка пульп с использованием природного газа
Сжатый воздух, м^3	2,6–51,9	15,06	
Теплоэнергия, Гкал	0,015–0,65	0,16	

[1)] Увеличенные нормы расхода фосфатного сырья, природного газа и электроэнергии связаны с принятой обобщенной отчетностью производств ЭФК и удобрений, а также с использованием неупаренной фосфорной кислоты и с техническими особенностями производства (наличием барботажной упарки фосфатной пульпы, работающей на природном газе).

Таблица 6.2 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство ДАФ 18:46

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	467,0–472,0	468,7	
Аммиак, кг 100 % NH_3	215,0–232,4	224,9	
Серная кислота, кг 100 % H_2SO_4	25,65–55,00	35,76	
Кондиционирующая смесь, кг	2–3,5	3,0	
Электроэнергия, МДж	182,88–231	207	
Природный газ, $м^3$	13,69–24,95	19,71	В зависимости от концентрации ЭФК
Сжатый воздух, $м^3$	10,55–12,42	11,65	
Теплоэнергия, Гкал	0,03–0,08	0,06	По схеме без упарки пульп
	0,2379–0,2635	0,251	По схеме с упаркой аммофосной пульпы в многокорпусной выпарной установке (с использованием водяного пара)

Таблица 6.13 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство NPK 16:16:16

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Аммиак, кг	209,00–226,00	216,33	Азотнокислотное разложение с башней прилирования
	49,5–57,0	53,25	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Азотная кислота, кг	644,00–698,00	663,67	Азотнокислотное разложение с башней прилирования
	—	—	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Плав аммиачной селитры, кг	337,5–359	348,25	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	148,8–155,52	150,5	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Апатит, кг	430,00–446,00	437,60	Азотнокислотное разложение с башней прилирования
	20,6–21,1	20,85	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Серная кислота, кг	66,3–86,0	76,15	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Хлористый калий, кг	274,00–285,00	278,25	Азотнокислотное разложение с башней прилирования
	266,4–270	268,2	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Карбамид, кг	1,02–1,50	1,34	Азотнокислотное разложение с башней прилирования

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
	—	—	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Углекислый газ, кг	193	193	Азотнокислотное разложение с башней прилирования
	—	—	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Кондиционирующая смесь, кг	0,70–1,50	1,15	Азотнокислотное разложение с башней прилирования
	0,29–0,34	0,315	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Электроэнергия, МДж	349,00–554,00	444,73	Азотнокислотное разложение с башней прилирования
	366,4–349,9	358,2	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Природный газ, м^3	1,32–1,6	1,46	Азотнокислотное разложение с башней прилирования
	8,4–17,00	16,70	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Теплоэнергия, Гкал	0,025–1,03	0,91	Азотнокислотное разложение с башней прилирования
	0,139–0,141	0,14	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры

Таблица 6.14 – Образование побочных продуктов от производства азофоски 16:16:16

Выход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Плав аммиачной селитры, кг	391,00–447,00	405,10	Азотнокислотное разложение с башней прилирования
Карбонат кальция, кг	339,00–478,00	428,00	Азотнокислотное разложение с башней прилирования

Таблица 6.158 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство NPK 8:24:24

Расход	На 1 т продукта	Примечания
Аммиак, кг	99,77–103	Аммонизация ЭФК
Хлористый калий, кг	396,96–412	Аммонизация ЭФК
ЭФК, 100 % P_2O_5	232,29–235,2	Аммонизация ЭФК
Апатитовый концентрат, кг	31,37–32,2	Аммонизация ЭФК
Серная кислота, кг	86,70–87,78	Аммонизация ЭФК
Природный газ, $м^3$	8,2–17,50	Аммонизация ЭФК
Лиламин, кг	0,664–0,68	Аммонизация ЭФК
Масло индустриально, кг	3,32	Аммонизация ЭФК
Электроэнергия, МДж	311,87–315,72	Аммонизация ЭФК
Теплоэнергия, Гкал	0,02–0,148	Аммонизация ЭФК

Таблица 6.16 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство диаммофоски 9:25:25

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	253,87–254,75	254,31	
Аммиак, кг	116,50–122,60	120,09	
Серная кислота, кг	25,25–46,75	35,05	
Хлористый калий, кг	417,50–425,00	421,39	
Граншлак, кг	0,00		
	26,60		Для схемы АГ — СБ
Кондиционирующая смесь, кг	2–6	3	

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Электроэнергия, МДж/	197,41–1087,20	630,55	В зависимости от технологической схемы
Природный газ, $м^3$	24–26	25	Упаренная кислота по схеме с БГС
	19,95–22,25	21,1	Упаренная кислота по схеме АГ — СБ
Сжатый воздух. $м^3$	9,50–24,00	16,98	
Теплоэнергия, Гкал	0,21–0,74	0,37	

Таблица 6.17. – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство нитроаммофоски 10:26:26

Расход	На 1 т продукта	Примечания
Аммиак, кг	123,21–124	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Плав аммиачной селитры, кг	39,73–39,9	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Хлористый калий, кг	434,41–442	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	265,44–267,32	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Серная кислота, кг	10–20,28	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Природный газ, $м^3$	8,2–17,5	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Лиламин, кг	0,494–0,714	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Масло индустриальное, кг	3,48–3,50	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Электроэнергия, МДж	317,74–325,44	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Теплоэнергия, Гкал	0,02–0,3096	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры

Таблица 6.18 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство нитроаммофоски 17:0,1:28

Расход	На 1 т продукта (проектные/достигнутые)	Примечания
Аммиак, кг	16,99–17,00	Аммонизация ЭФК с добавкой плава аммиачной селитры
Плав аммиачной селитры, кг	496,8–497,0	
Хлористый калий, кг	469,8–470,0	
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	1,1	
Серная кислота, кг	28,5–29,26	
Природный газ, $м^3$	8,4–17,00	
Лиламин, кг	0,34	
Масло индустриальное, кг	1,66	
Электроэнергия, МДж	292,90–303,84	
Теплоэнергия, Гкал	0,04–0,15	

Таблица 6.19 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство нитроаммофоски 21:0,1:21

Расход	На 1 т продукта (проектные/достигнутые)	Примечания
Аммиак, кг	5,97–6	Смешивание плава аммиачной селитры и хлористого калия с добавкой аммонизированной ЭФК
Плав аммиачной селитры, кг	609,57–611	
Хлористый калий, кг	349,84–353,40	
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	1,1	
Серная кислота, кг	28,5–28,8	
Природный газ, $м^3$	8,4–17	
Лиламин, кг	0,24–0,34	
Масло индустриальное, кг	1,64–1,66	
Электроэнергия, МДж	317,88–326,52	
Теплоэнергия, Гкал	0,04–0,163	

Таблица 6.20 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство NP 20:20 (сульфоаммофоса)

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	204–210	204,5	
Аммиак, кг	235,00–272,00	252,00	
Серная кислота, кг	405,20–458,00	436,90	
Карбамидоаммиачная смесь, кг	0	0	Схема с БГС
	45–53	49	Схема с АГ — СБ
Кондиционер, кг	1,6–3,5	3,0	
Электроэнергия, МДж	174,32–252,14	213,23	

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Природный газ, м^3	39,43–46,36	42,89	Схема с БГС, неупаренная ЭФК
	10,4–11,04	10,4–11,04	Схема АГ — СБ, упаренная ЭФК
Сжатый воздух, м^3	8,384–39,39	23,9	
Теплоэнергия, Гкал	0,03–0,12	0,08	

Таблица 6.21 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство сульфоаммофоса 14:34

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
ЭФК, кг100 % P_2O_5	345,10–365,40	355,36	
Аммиак, кг	180–189	184	Без использования сульфата аммония
	103,38–116,96	110,17	С использованием сульфата аммония
Серная кислота, кг	204–265	210	Без использования сульфата аммония
	43,81–54,1	97,9	С использованием сульфата аммония
Сульфат аммония, кг	0	0	Без использования сульфата аммония
	251–261,4	256	С использованием сульфата аммония
Граншлак, кг	0	0	
	20,0–61,88	40,94	
Кондиционер, кг	3,0–3,5	3,25	
Электроэнергия, МДж		324	С использованием неупаренной кислоты по схеме с БГС
	187–230	209	С использованием упаренной кислотПо схеме АГ — СБ
Природный газ, м^3	25,2–36,06	61,26	С использованием неупаренной кислоты по схеме с БГС
	11,4–32	21,7	По схеме АГ — СБ
Сжатый воздух, м^3	70,0–70,21	70,1	
Теплоэнергия, Гкал	0,01–0,12	0,06	С использованием упаренной кислоты
		0,265	С использованием неупаренной кислоты, с упаркой аммонизиорованной пульпы

Таблица 6.22 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство сульфоаммофоса 16:20

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
ЭФК, кг 100 % P_2O_5		203	С использованием неупаренной кислоты по схеме с БГС
Аммиак, кг		207,9	С использованием неупаренной кислоты по схеме с БГС
Серная кислота		454	С использованием неупаренной кислоты по схеме с БГС
Кондиционер, кг	3,0–3,5	3,25	
Электроэнергия, МДж	228,31–229,03	228,7	С использованием неупаренной кислоты по схеме с БГС
Природный газ, $м^3$	34,028–37,33	35,65	С использованием неупаренной кислоты по схеме с БГС
Сжатый воздух, $м^3$	26,4–39,0	32,7	С использованием неупаренной кислоты по схеме с БГС
Теплоэнергия, Гкал	0,177–1,1868	0,181	С использованием неупаренной кислоты по схеме с БГС

Таблица 6.23 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство сульфата калия

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Карбонат калия, кг	840–1077	958,5	По схеме с БГС
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	19–28	23,5	
Серная кислота, кг	290–390	340	
Электроэнергия, МДж	292–299	295,5	
Сжатый воздух, $м^3$	312–404	358	
Природный газ, $м^3$	112–127	119,5	
Теплоэнергия, Гкал	0,192–0,235	0,213	

Таблица 6.24 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство NPKS 1:20:20+5S

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Хлористый калий, кг (61 % K_2O)	298–327	312,5	По схеме с БГС
Калий углекислый, кг	23,4–46	34,7	
Карбонат кальция, кг	186–331	258,2	
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	189–207	198	
Кек, кг (34 % P_2O_5)	50	50	
Сульфат аммония, кг	44–69	56,5	
Кондиционер. кг	1–3	2	
Электроэнергия, МДж	212–302	257	
Сжатый воздух, $м^3$	3,9–9,5	6,7	
Природный газ, $м^3$	164–223	193,5	
Теплоэнергия, Гкал	0,251–0,327	289	

Таблица 6.25 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство нитроаммофоски марки NPKS 22:7:12:2

Расход	На 1 т продукта (проектные / достигнутые)	Примечания
Азотная кислота, кг	— / 435,9	По схеме с азотнокислотным разложением фосфатного сырья с использованием аппарата БГС
Аммиак, кг	— / 147,3	
Апатит, кг	— / 193,1	
Аммиачная селитра, кг	— / 43,7	
Хлористый калий, кг	— / 313,3	
Кондиционер, кг	— / 3	
Электроэнергия, МДж	— / 556,92	
Природный газ, м^3	— / 10,9	
Сжатый воздух, м^3	— / 273,3	
Теплоэнергия, Гкал	— / 0,5	

Таблица 6.26 – Образование побочных продуктов от производства нитроаммофоски 22:7:12

Выход	На 1 т продукта (макс/мин)	Примечания
Смесь солей комбинированная	0,7 кг / 5,8 кг	

Таблица 6.27 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство нитроаммофоски различных марок (по схеме с гранбашней)

Расход	На 1 т продукта (проектные / достигнутые)	Примечания
Азотная кислота, кг	181–680	По схеме с азотнокислотным разложением фосфатного сырья с использованием гранбашни
Аммиак, кг	59 / 218	
Апатит, кг	111 / 439	
Хлористый калий, кг	10 0 /303	
Кондиционер, кг	1,3 / 1,8	
Сульфат аммония, кг	0 / 167	
Тальк	2,9	
Доломит	0,166	
Магнезит	0,02	
Электроэнергия, МДж	360 / 604	
Природный газ, м^3	0,34 / 2,1	
Теплоэнергия, Гкал	0,53 / 1,112	
Вода речная, м^3	0,2 / 0,03	

Таблица 6.28 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство нитроаммофоски различных марок (из пульп)

Расход	На 1 т продукта (проектные / достигнутые)	Примечания
Раствор аммиачной селитры (в пересчете на 100 % АС), кг	160–230	По схеме с азотнокислотным разложением фосфатного сырья с использованием БГС
ААФР — аммонизированный азотнофосфорно кислотный раствор (100 % P_2O_5)	62–107	
Хлористый калий, кг	98–205	
Электроэнергия, МДж	363–522	
Природный газ, м^3	10–11	
Теплоэнергия, Гкал	0,4–0,63	
Вода оборотная, м^3	47–71	

Таблица 6.29 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство аммонизированного азотнофосфорнокислотго раствора ААФР)

Расход	Тонн на 1 т P_2O_5 (минимальные / макисмальные)	Примечания
Апатитовый концентрат	2,57–2,62	По схеме с азотнокислотным разложением фосфатного сырья с использованием аппарата БГС
Азотная кислота,100 %	5,51 / 5,97	
Аммиак	0,93 / 2,5	
Аммиачная селитра, 100 %	0,7 / 4,3	
Серная кислота, 100 %	0,09 / 0,85	
Электроэнергия,МДж	1332–4284	
Вода оборотная, м^3	616–1017	
Пар, Гкал	0,55 / 0,57	
Сжатый воздух	1847 / 3398	

Таблица 6.30 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство NS-пульпы

Расход	Тонн на 1 т P_2O_5 (минимальные / макисмальные)	Примечания
Серная кислота, т/т	0,21	
РАС с добавками (на 100 % сухого вещества, т/т	0,69–0,7	
Аммиак, т/т	0,082 / 0,082	
Азотная кислота, 100 %, т/т	0,0071 / 0,0071	
Электроэнергия,МДж	130	
Вода оборотная, $м^3$	35	
Пар, Гкал	0,11	
Сжатый воздух, $м^3$/т	40	

Таблица 6.31 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство CaNS-пульпы

Расход	Тонн на 1 т P_2O_5 (минимальные / макисмальные)	Примечания
Серная кислота, т/т	0.135 / 0.135	
РАС с добавками (на 100 % сухого вещества, т/т	0.53–0.55	
Аммиак, т/т	0.065 / 0.065	
Кислый раствор нитрата кальция (безводный, т/т	0,254–0,256	
Электроэнергия,МДж	93,6	
Вода оборотная, $м^3$	18	
Пар, Гкал	0,05	
Сжатый воздух, $м^3$/т	17	

Таблица 6.32 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство азофосфата

Расход	На 1 т продукта (проектные / достигнутые)	Примечания
Аммиак, кг	— / 200,1	По схеме с азотнокислотным разложением фосфатного сырья с использованием аппарата БГС
Азотная кислота, кг	— / 706,2	
Апатит, кг	— / 83,5	
Серная кислота, кг	— / 2,9	
Аммиачная селитра, кг	— / 32	
Кондиционер, кг	— / 3	

Расход	На 1 т продукта (проектные / достигнутые)	Примечания
Электроэнергия, МДж	— / 223	
Теплоэнергия, Гкал	— / 0,64	

Таблица 6.33 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство калиевой селитры из нитрата натрия и хлористого калия

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Раствор соды, кг (100 %)	595	595	Конверсионный метод
Аммиак, кг	90	90	
Азотная кислота, кг	386,3	386,3	
Хлористый калий, кг	544–570	557	
Электроэнергия, МДж	1500–1600	1550	
Теплоэнергия, Гкал	4,78–4,90	4,84	

Таблица 6.34 – Образование побочных продуктов от производства калийной селитры

Выход	На 1 т продукта (проектные / достигнутые)	Примечания
Хлористый натрий	645 кг / 645 кг	

Таблица 6.35 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство калиевой селитры из нитрата аммония и хлористого калия*)

Расход	Расход в час		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Раствор аммиачной селитры, т (85 %)	10	10	Конверсионный метод
Хлорид калия, т	8	8	
Пар насыщенный, т	26,5	26,5	
Вода оборотная, м^3	2200	2200	
Вода промышленная, м^3	12,5	12,5	
Электроэнергия, кВт*ч	2413	2413	
Воздух КИП и А, нм^3	611	611	

*) — расхолные коэффициенты представлены на основе проектных данных.
Продукционный хлорид аммония — 6 т/ч.

Таблица 6.36 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство NPK-удобрения 13:19:19

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	192,94–193,04	193,0	По схеме с АГ — СБ с использованием упаренной ЭФК
Аммиак, кг	90,6–91,2	90,9	
Серная кислота, кг	23,18–25,90	24,54	
Хлористый калий, кг	318,204–321,73	319,9	
Сульфат аммония, кг	281,96 290,22	286,1	
Граншлак, кг	3,54	3,54	
Кондиционер, кг	1,0–3,0	2	
Электроэнергия, МДж	179–192	185,5	
Сжатый воздух, $м^3$	8–9	8,5	
Природный газ, $м^3$	11,07	11,07	
Теплоэнергия, Гкал	0,26–0,28	0,27	

Таблица 6.37 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство NPK-удобрения 15:15:15

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	149,3–154,6	151,9	По схеме с АГ — СБ с использованием упаренной ЭФК
Аммиак, кг	103,0–113,84	108,42	
Серная кислота, кг	143,0–148,3	145,7	
Хлористый калий, кг	239,6–243,5	241,6	
Сульфат аммония, кг	265,1–310,4	287,8	
Кондиционер, кг	2,0–3,5	2,75	
Электроэнергия, МДж	263,16	263,16	
Природный газ, $м^3$	1,13	1,13	

Таблица 6.38 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство жидкого комплексного удобрения марки 11:37

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
ЭФК, кг 100 % P_2O_5	371–375	373	Аммонизация суперфосфорной кислоты
Магнезит, кг 100 % MgO	5,0–9,2	7,1	
Аммиачная селитра, кг	1,9	1,9	
Аммиак, кг	366–380	373	
Электроэнергия, МДж	84,58	84,58	
Теплоэнергия, Гкал	0,86–1,1	0,98	
Сжатый воздух, $м^3$	26,8	26,8	

Таблица 6.39 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство азотно-калийного удобрения марки Б (NK 17:28)

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Аммиак, кг	17	17	По схеме с АГ — СБ или БГС
Плав аммиачной селитры, кг	497	497	
Калий хлористый, кг	468,70–470	469,4	
Серная кислота, кг	27,36–28,50	27,93	
Природный газ, м^3	8,4–17,8	17,4	
Порошок магнезитовый каустический, кг	6,18–6,48	6,33	
Масло индустриальное, кг	1,66	1,66	
Лиламин, кг	0,324–0,34	0,332	
Теплоэнергия, Гкал	0,04–0,147	0,131	
Электроэнергия, МДж	303,84–304,63	304,24	

Таблица 6.40 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство кальцийазосульфата

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Азотная кислота, кг	579,9	579,9	По схеме с БГС
Аммиак, кг	162,6	162,6	
Серная кислота, кг	129,7	129,7	
ПНМ, кг	49,9	49,9	
Апатит, кг	10,8	10,8	
Карбонат кальция, кг	100–120	110	
Электроэнергия, МДж	433,4	433,4	
Теплоэнергия, Гкал	0,28–0,40	0,34	
Природный газ, м^3	12,4–13,0	12,7	
Сжатый воздух, м^3	132–135	133,5	

Таблица 6.41 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство кальцийазотсульфата (из пульпы).

Расход	На 1 т продукта	Примечания
NS пульпа для кальцийазотосульфата, кг	945	По схеме с БГС
Мел для пром.предприяти, кг	56–58	
Вода оборотная	50	
Производственная вода	0,1	
Электроэнергия, МДж	418	
Теплоэнергия, Гкал	0,45	
Природный газ, м^3	10,4–11,3	

Расход	На 1 т продукта	Примечания
Сжатый воздух, м^3	135	

Таблица 6.42 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство азотсульфата

Расход	На 1 т продукта	Примечания
Азотная кислота, кг	— / 567,2	По схеме с БГС
АКВ, кг	— / 14,2	
Серная кислота, кг	— / 224,4	
Сульфат аммония, кг	— / 4,7	
Электроэнергия, МДж	— / 482,04	
Теплоэнергия, Гкал	0,37–0,50	
Природный газ, м^3	12,4–13,5	
Сжатый воздух, м^3	128–172,8	

Таблица 6.43 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство азотсульфата (из NS пульпы).

Расход	На 1 т продукта	Примечания
NS пульпа, кг	944–1010	По схеме с БГС
Мел для пром.предприяти, кг	57–58	
Вода оборотная	38–50	
Производственная вода	0,1	
Электроэнергия, МДж	353–418	
Теплоэнергия, Гкал	0,35–0,45	
Природный газ, м^3	10,4–11,0	
Сжатый воздух, м^3	123–135	

Таблица 6.44 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство сульфата аммония

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Раствор сульфат аммония, кг	1001,7–1050	1025,9	Кристаллизация из растворов
Аммиак, кг	0–1	0,5	
Теплоэнергия, Гкал	0,38–0,89	0,64	

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
МДж	79 Электроэнергия, 2–180,00	147,20	
Природный газ, м^3	4,0–8,0	6,0	

Таблица 6.45 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство гранулированного сульфата аммония методом компактирования

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Диапазон	Среднее	
Кристаллический сульфат аммония, т	1	1	
Антислеживатель, кг	0,3–2,0	0,6	
Теплоэнергия, Гкал	0,02–0,04	0,03	
Электроэнергия, МДж	176–230	200	

Таблица 6.46 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство водорастворимых NPK удобрений путем дробления и последующего механического смешивания сухих однокомпонентных или сложных минеральных удобрений (для марок 20:20:20+МЭ, 18:18:18+3MgO+МЭ, 15:15:30+1,5MgO+МЭ, 13:40:13+МЭ, 12:8:31+2MgO+МЭ, 6:14:35+2MgO+МЭ)

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Мин	Макс	
Моноаммонийфосфат (МАР 12:61), т	0,13	0,66	Смешение компонентов
Нитрат калия, т	0,28	0,69	
Карбамид, т	0,063	0,226	
Сульфат магния безводный, т	0,05	0,124	
Сульфат калия, т	0,20	0,385	
Сульфат аммония, т	0,055	0,079	
Монофосфат калия, т	0,071	0,265	
Борная кислота, кг	1,253	1,253	
Cu EDTA, кг	0,391	0,391	
Mn EDTA, кг	4,16	4,16	
Zn EDTA, кг	0,75	0,75	
Fe DTPA, кг	6,47	6,47	
Молибдат аммония, кг	0,12	0,12	
Электрическая энергия, тыс.кВтч	0,0157	0,0157	

Таблица 6.47 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство водорастворимых NPK удобрений путем смешения готовых сырьевых компонентов

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Мин.	Макс.	
Моноаммонийфосфат специальный водорастворимый, кг	99,6	670,4	Смешение компонентов
Селитра калиевая техническая марка «СХ», кг	246,3	794,1	
Селитра аммиачная марка Б, кг	0	277,2	
Карбамид, марка Б, кг	0	222,2	
Сульфат магния дигидрат, кг	0	116,5	
Микроэлементы TOLREM EDTA mix фирмы ADOB, кг	15,3	15,3	
Кондиционирующая, кг	10,2	10,2	
Краситель, кг	0	0,102	
Электроэнергия, тыс кВтч/т	10	10	

Таблица 6.48 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство удобрения фосфорно-калийное РК 5:55

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Мин.	Макс.	
Хлористый калий или Сильвин	861	945	Смешение компонентов
Аммофос	0	95	
Диаммофоска	0	174	
Кондиционирующая добавка К-021	2,8	2,8	
Электроэнергия, кВт·ч/т	96,7	96,7	
Вода речная, $м^3$/т	0,59	0,59	
Теплоэнергия для технологических нужд, Гкал/т	0,06	0,06	
Воздух сжатый осушенный, тыс. $м^3$/т	0,007	0,007	
Газ природный промышленного назначения, тут/т	0,043	0,043	

Таблица 6.49 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство калийно-магниевого удобрения (калимаг)

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Мин.	Макс.	
Концентрат минеральный "Сильвин", т	0,692	0,727	Сернокислотное разложение и смешение с сырьевыми компонентами
Масло индустриальное И-50А, кг	0,991	1,421	
Смесь содосульфатная (Беркеит), т	0,067	0,067	
Порошок магнезитовый каустический ПМК-83, т	0,079	0,08	
Кислота серная техническая, т	0,156	0,159	
Сульфат натрия, т	0,078	0,078	
Известь негашеная комовая, т	0,0046	0,0046	
Газ природный, тыс. $м^3$/т	0,224	0,229	
Воздух сжатый, тыс. $м^3$/т	0,117	0,237	
Электроэнергия, тыс. кВтч/т	0,12	0,12	
Вода техническая, $м^3$/т	1,4	1,4	

Таблица 6.50 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство удобрения азотного жидкого (N:S)

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Мин.	Макс.	
Удобрение жидкое азотное (КАС), т	0,79	0,794	Смешение компонентов
Раствор сульфата аммония в пересчёте на 100 %, т	0,80	0,83	
Электроэнергия, кВтч/т	15	15	

Таблица 6.51 – Расходные нормы сырья и энергоресурсов на производство сульфат-нитрат аммония

Расход	На 1 т продукта		Примечания
	Мин.	Макс.	
Аммиак безводный сжиженный, т	0,081	0,081	
Кислота азотная, т	0,3	0,3	
Сульфат аммония, т	0,63	0,63	
Азот газообразный, тыс м^3	0,003	0,003	
Антислёживатель, кг	1,5	1,5	
Сульфат аллюминия, кг	0,67	0,67	
Тальк, кг	0,64	0,64	
Доломит, кг	9,0	9,0	
Теплоэнергия, Гкал	**0,35**	**0,35**	
Электроэнергия, кВтч/т	**125**	**125**	

6.2.2 Сточные воды производства аммофоса / NPS

На установках по производству сложных фосфорсодержащих удобрений из фосфорной кислоты технологические сточные воды могут образовываться при абсорбционной очистке отходящих газов; конденсации сокового пара, образующегося при упарке пульп; конденсации пара, используемого в качестве теплоносителя для упарки пульп и испарении жидкого аммиака; конденсации паров воды в газоходах и выхлопных трубах отходящих от установок газов. Сточные воды могут периодически появляться при проливах кислот или реакционных смесей, в этом случае всегда предусматривается их отдельный сбор и переработка в технологии.

Описываемые в настоящем справочнике НДТ технологии получения сложных фосфорсодержащих удобрений из фосфорной кислоты по факту являются бессточными, так как перечисленные выше сточные воды являются условными в силу того, что во внешнюю среду не сбрасываются. Все сточные воды цехов по производству удобрений собираются и перерабатываются в производстве удобрений или на смежных производствах (производстве ЭФК, производстве серной кислоты и т. д.).

6.2.3 Сточные воды производства NP / NPK-удобрений на основе азотнокислотного разложения фосфатного сырья (нитроаммофоски, азофоски и т. д.)

На установках по производству сложных фосфорсодержащих удобрений при азотно-кислотном разложении природных фосфатов технологические сточные воды могут образовываться при абсорбционной очистке аспирационных и отходящих газов, конденсации сокового пара (также после абсорбционной очистки), образующегося после упарки пульп и плавов, конденсации паров воды в газоходах и выхлопных трубах. Сточные воды могут периодически появляться при проливах кислот или реакционных смесей, в этом случае всегда предусматривается их отдельный сбор и переработка в технологии.

Сточные воды, содержащие N / NO_3^-, P_2O_5, F^-, направляются на очистку на специализированные очистные установки, где в основном применяются метод биологической очистки, а также метод электродиализа или ионного обмена.

После очистки сточные воды направляются на повторное использование в технологическом процессе, на сброс в поверхностный водоем. В зависимости от баланса водопотребления-водоотведения производство может быть бессточным.

Данные по выбросам приведены в таблицах 6.52.

Таблица 6.52 – Выбросы

Наименование загрязняющих веществ	Выбросы					Марка удобрения	Комментарии	
	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники выброса/стадия процесса		Метод определения загрязняющих веществ	
		Минимальное	Максимальное	Среднее				
Эмиссии от производства NP / NPS / NPK / NK (на основе сернокислотного разложения фосфатного сырья)								
Аммиак (NH_3)	Установки очистки газов	0,10	3,18	1,58	Выхлопная труба		Потенциометрический, фотометрический, титриметрический	
Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	Установки очистки газов	0,01	0,183	0,12	Выхлопная труба		Потенциометрический, фотометрический	
				1,00 [1)]	Выхлопная труба		Фотометрический	
Эмиссии от производства PK / PKS / NPKS-удобрений								
Хлороводород (HCl)	Установки очистки газов	0,175	0,175	0,175	Выхлопная труба		Турбидиметрический	Нейтрализация фосфорной кислоты карбонатом

Наименование загрязняющих веществ	Выбросы					Марка удобрения	Комментарии	
	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники выброса/стадия процесса		Метод определения загрязняющих веществ	
		Минимальное	Максимальное	Среднее				
Аммиак (NH_3)	Установки очистки газов	2.6	2.6	2.6	Выхлопная труба		Потенциометрический	кальция и смешение с хлористым калием
Оксид азота (IV)	Установки очистки газов	0,6	0,6	0,6	Выхлопная труба			
Хлорид калия (KCl)		0,24	0,24	0,24	Выхлопная труба			
Эмиссии от производства сульфата калия								
Серная кислота	Установки очистки газов	0,02	0,054	0,054	Выхлопная труба		Фотометрический	
Дикалий-сульфат (K_2SO_4)	Установки очистки газов	0,9	2,0	2,0	Выхлопная труба		Фотометрический	
Эмиссии от производства ЖКУ								
Аммиак (NH_3)	Установки очистки газов	0,0010	0,0031	0,0019	Выхлопная труба	10:34	Потенциометрический	

Наименование загрязняющих веществ	Выбросы					Марка удобрения	Комментарии	
	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники выброса/стадия процесса		Метод определения загрязняющих веществ	
		Минимальное	Максимальное	Среднее				
Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	Установки очистки газов	0,0001	0,0003	0,0002	Выхлопная труба	10:34	Потенциометрический	
Эмиссии от производства NP / NPK / NPKS-удобрений на основе азотнокислотного разложения сырья								
Аммиак (NH_3)	Установки очистки газов	0,23	0,8	0,7	Выхлопная труба		Фотометрический	
Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	Установки очистки газов	0,1	0,65	0,6	Выхлопная труба		Фотометрический	

Наименование загрязняющих веществ	Выбросы					Марка удобрения	Комментарии	
	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники выброса/стадия процесса		Метод определения загрязняющих веществ	
		Минимальное	Максимальное	Среднее				
Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор)	Установки очистки газов	0,0036	0,02	0,018	Выхлопная труба		Фотометрический	
Эмиссии от производства сульфата аммония кристаллического из производства капролактама								
Аммиак (NH_3)	Установки очистки газов	0,0004	0,0184	0,0094	Выхлопная труба		Фотометрический	
Эмиссии от производства гранулированного сульфата аммония методом компактирования								
Сульфат аммония	Установки очистки газов	0,065	0,98	0,52	Выхлопная труба		Гравиметрический	

Наименование загрязняющих веществ	Выбросы					Марка удобрения	Комментарии	
	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники выброса/стадия процесса		Метод определения загрязняющих веществ	
		Минимальное	Максимальное	Среднее				
Эмиссии от производства сульфата аммония методом реакционной кристаллизации								
Аммиак (NH_3)	Установки очистки газов			0,0145	Выхлопная труба		Фотометрический	
Сульфат аммония	Установки очистки газов			0,0145	Выхлопная труба		Гравиметрический	

Наименование загрязняющих веществ	Выбросы					Марка удобрения	Комментарии	
	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники выброса/стадия процесса		Метод определения загрязняющих веществ	
		Минимальное	Максимальное	Среднее				
Эмиссии от производства азотосульфата (сульфонитрата, сульфат-нитрат аммония)								
Аммиак (NH_3)	Установки очистки газов	0,525	1,70	1,60	Выхлопная труба		Фотометрический	
Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	Установки очистки газов	0,3	0,52	0,48	Выхлопная труба			
Нитрат аммония (NH_4NO_3)	Установки очистки газов	1,11	3,64	3,20	Выхлопная труба			
Эмиссии от производства кальцийазотосульфата								
Аммиак (NH_3)	Установки очистки газов	0,525	2,19	1,60	Выхлопная труба		Фотометрический	
Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	Установки очистки газов	0,12	0,32	0,3	Выхлопная труба		Фотометрический	

Наименование загрязняющих веществ	Выбросы					Марка удобрения	Комментарии	
	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники выброса/стадия процесса		Метод определения загрязняющих веществ	
		Минимальное	Максимальное	Среднее				
Нитрат аммония (NH_4NO_3)	Установки очистки газов	2,14	6,12	5,2	Выхлопная труба			
Эмиссии от производства калийно-магниевого удобрения (калимаг)								
Азота диоксид (NO_2)	Установки очистки газов	1,55	1,55	1,55				
Азота оксид (NO)	Установки очистки газов	0,25	0,25	0,25				
Серная кислота (H_2SO_4)		0,05	0,05	0,05				
Соляная кислота (HCl)		1,06	1,06	1,06				
Углерода оксид (CO)		0,37	0,37	0,37				
Калий хлорид (KCl)		1,62	1,62	1,62				
диНатрий сульфат (Натрия сульфат)		0,42	0,42	0,42				
Эмиссии от производства нитрата калия на основе нитрата натрия и хлористого калия								

Наименование загрязняющих веществ	Выбросы					Марка удобрения	Комментарии	
	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники выброса/стадия процесса		Метод определения загрязняющих веществ	
		Минимальное	Максимальное	Среднее				
Нитрат калия	Установки очистки газов	0,045	0,2	0,17	Сушка продукта, выхлопная труба		ГОСТ Р 50820-95	
Эмиссии от производства нитрата калия на основе аммиачной селитры и хлористого калия [3)]								
Азота диоксид (NO_2)	Установки очистки газов	0,0015	0,0015	0,0015				
Азота оксид (NO)	Установки очистки газов	0,0003	0,0003	0,0003				
Аммиачная селитра	Установки очистки газов	0,0005	0,0005	0,0005				
Углерода оксид	Установки очистки газов	0,0027	0,0027	0,0027				
Калий хлорид	Установки очистки газов	0,0013	0,0013	0,0013				
Калия нитрат	Установки очистки газов	0,685	0,685	0,685				
Аммония хлорид	Установки очистки газов	0,54	0,54	0,54				
Эмиссии от производства удобрения азотного жидкого (N:S)								

Наименование загрязняющих веществ	Выбросы					Марка удобрения	Комментарии	
	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т			Источники выброса/стадия процесса		Метод определения загрязняющих веществ	
		Минимальное	Максимальное	Среднее				
Аммиак (NH_3)		0,0083	0,0083	0,0083				
[1)] Увеличенный выброс фтора связан с принятой обобщенной отчетностью производств ЭФК и удобрений (т. е. показан суммарный выброс с производств ЭФК и МАФ), а также с использованием неупаренной фосфорной кислоты и с техническими особенностями производства (наличием упарки фосфатной пульпы, работающей на природном газе). [3)] На основе проектных данных								

Таблица 6.53 – Отходы производства

Наименование	Класс опасности	Источник образования отходов производства	Способ утилизации, обезвреживания, размещения	Единицы измерения	Объем и/или масса образующихся отходов производства в расчете на тонну продукции		
					Диапазон		Среднее значение
					минимальное значение	максимальное значение	
Удобрения на основе азотнокислотного разложение апатита							
Смесь масел минеральных отработанных, не содержащих галогены, пригодная для утилизации	3	Обслуживании и ремонт оборудования		кг/т			
Отходы минеральных масел турбинных	3	Обслуживании и ремонт оборудования		кг/т			
Отходы получения магнезиальной добавки в производстве минеральных удобрений	4	Получение магнезиальной добавки. Отделение получения 30–		кг/т			

		40 %-го раствора нитрата магния					
Отходы чистки емкостей хранения нитрата кальция при производстве минеральных удобрений	4	Чистка емкостей хранения нитрата кальция- выгрузка нерастворимого осадка из накопительного бункера		кг/т			
Отходы зачистки хранилищ жидких продуктов производства азотных удобрений		Чистка хранилищ		кг/т			

6.3 Определение наилучших доступных технологий

6.3.1 Процессы по схеме с барабанными грануляторами-сушилками

БГС представляет собой вращающийся наклонный барабан, в котором совмещены стадии гранулирования и сушки продукта. Для получения топочных газов используются топочно-горелочные устройства.

Получение минеральных удобрений осуществляется методом нейтрализации смеси фосфорной, серной кислот и абсорбционной жидкости аммиаком в аппаратах САИ, емкостных аппаратах и (или) трубчатых реакторах с получением пульпы фосфатов- сульфатов аммония, последующими аммонизацией, упаркой пульп (на некоторых производствах), смешением компонентов, сушкой и гранулированием в БГС с использованием ретура, классификацией высушенных гранул, охлаждением и кондиционированием готового продукта. При необходимости через ретурный цикл (или через жидкую фазу) осуществляется подача других сырьевых компонентов: раствора нитрата аммония, хлористого калия, магнийсодержащего сырья, фосфогипса, микроэлементов, серы, инерта и т. д.

Аппаратурное оформление процессов с использованием аппаратов БГС может различаться в зависимости от концентрации используемой ЭФК и необходимого ассортиментного ряда удобрений.

При наличии на промплощадке необходимого количества упаренной ЭФК (содержание P_2O_5 в смеси кислот более 42 масс. %) производства МАФ и ДАФ осуществляются по схеме с одностадийной аммонизацией смеси кислот в трубчатом реакторе (ТР) с непосредственной подачей аммонизированной пульпы на гранулирование и сушку в аппарат БГС.

При наличии на промплощадке преимущественно неупаренной фосфорной кислоты (содержание P_2O_5 в смеси кислот менее 42 масс. %) для производства ДАФ может быть применен двухстадийный процесс с использованием на стадии аммонизации аппарата САИ или емкостного аппарата с мешалкой и трубчатого реактора. Производство МАФ может осуществляться как по двухстадийной, так и по одностадийной схеме с использованием для аммонизации аппарата САИ. (В некоторых схемах аппарат САИ может быть заменен емкостными аммонизаторами-смесителями с перемешивающими устройствами для обеспечения одновременной аммонизации и смешения с другими компонентами: раствором аммиачной селитры, хлористым калием и др.)

Для повышения производительности систем, использующих неконцентрированную ЭФК, схема с БГС может комплектоваться узлом упарки аммонизированных пульп с использованием четырехкорпусных выпарных установок или выпарных установок барботажного типа.

При получении некоторых марок NPS-удобрений за счет увеличенного теплового эффекта реакции нейтрализации серной кислоты возможно получение удобрений в одну стадию из неконцентрированной ЭФК.

При необходимости получения NPK-удобрений схема комплектуется сборниками-смесителями (для ввода хлористого калия через жидкую фазу) или дозаторами для подачи хлористого калия через ретурный тракт (ввод калия по сухому). Аналогичным образом (через жидкую фазу или через ретурный тракт) могут вводиться и другие добавки.

Производительность

- МАФ — 20–60 т/ч;
- ДАФ — 20–50 т/ч;
- NPS — 20–60 т/ч;
- NPK / NK— 20–35 т/ч;
- PK — 10–20 т/ч.

Экологические аспекты

Позволяет перерабатывать неупаренные фосфорные кислоты с исключением стадии упарки фосфорной кислоты и утилизации кремнефтористоводородной кислоты.

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Твердые отходы отсутствуют. Необходима стадия очистки отходящих газов.

Сточные воды отсутствуют. На некоторых схемах образуется конденсат (со стадий аммонизации и упаривания пульпы), который может быть использован в производстве удобрений и на смежных производствах.

Эксплуатационные данные

Технология позволяет использовать как упаренную, так и неупаренную фосфорную кислоту.

Использование неупаренной фосфорной кислоты позволяет исключить стадию упаривания ЭФК. В то же время это приводит либо к уменьшению производительности и увеличению удельного расхода природного газа на сушку в БГС, либо к необходимости организации стадии упарки аммонизированных пульп (барботажные выпарные установки — с использованием природного газа; вакуум-выпарные установки — с использованием пара).

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

Технология отработана при получении МАФ, ДАФ, NPS.

Получение NPK / NK-удобрений ограничено по производительности, ассортиментному ряду, качеству продукции, в некоторых случаях требуется дополнительное оборудование — емкости-смесители.

Получение PK-удобрений реализовано в опытно-промышленном масштабе, имеются ограничения в ассортиментном ряде и производительности.

Технология применима на предприятиях с недостаточным обеспечением упаренной фосфорной кислотой.

Движущая сила для внедрения технологии

Технология характеризуется простотой и надежностью аппаратурного оформления.

6.3.2 Технология с АГ–СБ

Получение минеральных удобрений осуществляется методом нейтрализации смеси фосфорной кислоты, серной кислоты и абсорбционной жидкости аммиаком в ТР

с получением пульпы фосфатов аммония, последующей доаммонизацией и гранулированием в АГ с использованием ретура, сушкой в СБ, классификацией по размерам высушенных гранул, охлаждением и кондиционированием готового продукта. При производстве трехкомпонентных удобрений через ретурный цикл осуществляется подача сырья: хлористого калия, сульфата аммония, а также, в зависимости от марки продукта, фосфогипса и инерта. При необходимости могут подаваться микроэлементы и магнийсодержащее сырье.

Для реализации процесса по схеме с АГ–СБ необходима упаренная ЭФК.

Существует схема с использованием емкостных нейтрализаторов-смесителей. Предварительно смешанная с хлористым калием и абсорбционной жидкостью аммиачная селитра поступает на смешивание с фосфатами аммония. Далее смесь необходимых компонентов (в жидкую фазу могут добавляться сульфат аммония, фосфогипс и т. п.) гранулируется в АГ без доаммонизации. По этой схеме можно использовать неупаренную фосфорную кислоту.

Производительность

- МАФ — до 110 т/ч;
- ДАФ — до 80 т/ч;
- NPS — до 90 т/ч;
- NPK — до 100 т/ч.

Экологические аспекты

Для осуществления процесса необходимо использовать упаренную фосфорную кислоту. Получение упаренной фосфорной кислоты требует решения вопросов утилизации образующихся растворов кремнефтористоводородной кислоты либо с получением товарных продуктов (товарная кремнефтористоводородная кислота, кремнефторид натрия, фтористый алюминий), либо с ее нейтрализацией.

При использовании неупаренной фосфорной кислоты снижается производительность (до 33 т/ч), но решается вопрос утилизации фтористых соединений.

Применение схемы с емкостными нейтрализаторами позволяет оптимизировать процесс грануляции, так как в нем участвуют две однородные по составу фазы: пульпа, приготовленная с необходимым содержанием компонентов, и ретур без каких-либо примесей.

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Твердые отходы отсутствуют. Требуется очистка отходящих газов.

Сточные воды отсутствуют.

Эксплуатационные данные

Технология осуществима при наличии упаренной и неупаренной фосфорной кислоты.

Большая единичная мощность технологической линии (на неупаренной фосфорной кислоте — меньшая) и широкий ассортиментный ряд продукции (относительно схемы с БГС).

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

Технология отработана при получении широкого ассортиментного ряда удобрений: МАФ, ДАФ, NPS, NPK.

Движущая сила для внедрения технологии

Расширение ассортиментного ряда и увеличение производительности.

6.3.3 Процессы на основе азотнокислотного разложения фосфатного сырья

Реализация данной технологии позволяет осуществлять комплексную переработку апатитового концентрата по азотнокислотной технологии, с получением пульпы ААФР, раствора нитрата аммония, карбоната кальция, гранулированного нитрата кальция.

Процесс включает следующие стадии:

- прием и передача сырья и полуфабрикатов;
- азотно-кислотное разложения апатита;
- осветление азотно-кислотной вытяжки апатита (АКВ);
- кристаллизация и фильтрация нитрата кальция;
- приготовление АФР и ААФР;
- производство карбоната кальция и растворов аммиачной селитры;
- упаривание ААФР до остаточной влажности пульпы 9 % ÷ 15 % в трехкорпусной выпарной батарее с доупаривателем;
- смешение с хлористым калием (при необходимости);
- гранулирование и сушка полученной массы гранул удобрений в БГС. Сушка гранул удобрений осуществляется горячими топочными газами, смешанными с воздухом для получения теплоносителя заданной температуры;
- выделение готового продукта из полученной массы гранул методом классификации, охлаждения его в аппарате КС низкого кипящего слоя.

В схеме с гранбашней принципиальные различия состоят в организации стадии смешения с хлористым калием и гранулирования. Для смешения NP плава с хлористым калием используют скоростные смесители, куда также возможна подача ретура. NPK плав из смесителя самотеком поступает в диспергатор плава, установленный в верхней части грануляционной башни. Образуемые вращающимся диспергатором капли NPK плава, падая вниз, затвердевают в токе воздуха, просасываемого через башню, и превращаются в гранулы. Далее следуют стандартные стадии рассева, дробления и т. д.

Производительность

До 40 т/ч (с аппаратом БГС), до 80 т/ч (с гранбашней).

Экологические аспекты

Необходима стадия упарки до плава. Наличие оксидов азота в отходящих газах. Необходимость организации относительно сложного узла очистки сточных вод (конденсатов, абсорбционных сточных вод).

Возможность организации комплексного использования фосфатного сырья.

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Отходами, подлежащими обезвреживанию или размещению на специализированных полигонах, являются ткань фильтровальная из разнородных материалов, загрязненная минеральными удобрениями (не более 15 %), содержащими азот, фосфор и калий, отходы зачистки хранилищ жидких продуктов производства азотных удобрений и ионнообменные смолы отработанные.

Эксплуатационные данные

Технология осуществима при наличии производства азотной кислоты.
Широкий ассортиментный ряд NP / NPK-удобрений.
Невозможность выпуска МАФ, ДАФ, TSP, PK-удобрений.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

Технология отработана при получении широкого ассортиментного ряда NP, NPK, NPKS-удобрений различных марок, известково-аммиачной селитры (ИАС), кальцийазотосульфата (CNS), азотосульфата (сульфонитрата) (NS).

Движущая сила для внедрения технологии

Расширение ассортиментного ряда продукции.

6.3.4 Аммонизация смеси кислот

В настоящее время на предприятиях, производящих NP / NPK-удобрения, для нейтрализации смеси кислот аммиаком применяют аппараты трех типов (или их комбинацию):

- емкостные аппараты с перемешивающими устройствами (или каскады реакторов-смесителей);
- аппарат САИ;
- струйные / трубчатые реакторы (ТР).

Выбор типа аппарата зависит от нескольких факторов:

- исходное сырье: концентрация фосфорной кислоты (смеси кислот); характеристики используемых добавок (необходимость использования плава аммиачной селитры и его концентрация, магнезиальная добавка); наличие на промплощадке газообразного или жидкого аммиака;
- ассортиментный ряд продукции;
- аппаратурное оформление остальных стадий процесса (гранулирования и сушки, абсорбции);
- требуемая производительность технологической системы.

6.3.4.1 Емкостные аппараты с перемешивающими устройствами

Емкостные аппараты с перемешивающими устройствами (или каскады реакторов-смесителей) обычно представляют собой каскад из 2–3 нейтрализаторов-смесителей, в которых нейтрализация смеси кислот происходит газообразным (или жидким) аммиаком, подаваемым через барботажные трубы. Также туда могут подаваться и другие сырьевые компоненты: серная кислота, абсорбционные сточные воды, раствор/плав аммиачной

селитры, магнезиальная добавка, фосфогипс, хлористый калий (подается в нейтрализованную NP-пульпу 2-го или 3-го реактора, или NK-пульпа подается в нейтрализованную NP-пульпу). Для лучшего осуществления процесса смешивания компонентов смесители оборудованы перемешивающими устройствами.

С целью поддержания оптимальной температуры в смесителях, последние снабжены паровыми змеевиками. Имеется возможность подачи острого пара в смесители через барботеры.

Смесители работают под разряжением, газовоздушная смесь поступает на абсорбцию.

Производительность

По готовому продукту — до 33 т/ч.

Экологические аспекты

Наличие большой площади испарения, трудности в организации герметичности аппаратов приводят к необходимости организации работы под разряжением с удалением газовоздушной смеси в абсорбцию.

В связи с этим емкостные аппараты в основном используются для получении пульп с МО NH_3:H_3PO_4, близким к 1, что ограничивает ассортиментный ряд продукции или приводит к необходимости использования дополнительных сырьевых компонентов (например аммиачной селитры).

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Отходы производства отсутствуют.

Дополнительное потребление электроэнергии, связанное с необходимостью организации интенсивного смешения компонентов.

Эксплуатационные данные

Технология позволяет использовать неупаренную и упаренную фосфорную кислоту, вводить дополнительные компоненты, организовывать качественное смешение компонентов удобрения в жидкой фазе с протеканием обменных процессов (что положительно сказывается на свойствах готового продукта).

Использование емкостных аппаратов возможно при наличии подвижных пульп, что достигается определенной влажностью и температурой и, соответственно, ограничивает производительность технологической системы в целом.

Большая металлоемкость, использование перемешивающих устройств.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

Технология отработана при получении широкого ассортиментного ряда удобрений: МАФ, ДАФ, NPS, NK, NPK, NS, ИАС.

Движущая сила для внедрения технологии

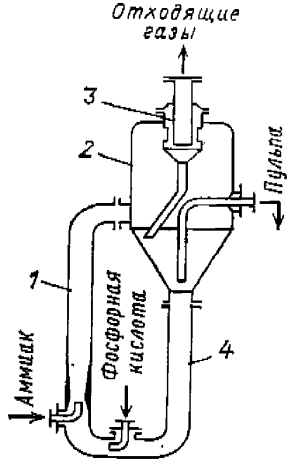
Простота аппаратурного оформления, возможностью использования в схемах с БГС и с АГ — СБ, широкий ассортиментный ряд продукции.

При аммонизации более концентрированных кислот используют компактные аппараты. В результате тепло химической реакции используется не только для нагрева

пульпы и испарения воды, но и для создания активного гидродинамического режима, обеспечивающего обновление поверхности массообмена, т. е. интенсификацию процесса. К реакторам такого типа относятся аппараты ИТН (в производстве аммиачной селитры), САИ, ТР (в производстве фосфорсодержащих удобрений).

6.3.4.2 Скоростной аммонизатор-испаритель

САИ (см. рисунок 6.24) состоит из циркуляционного контура, включающего реакционную камеру и циркуляционную трубу, соединенные с центробежным сепаратором. Интенсивное перемешивание пульпы в САИ обеспечивается без использования механических устройств за счет энергии химической реакции, однако при использовании слабой ЭФК возможно применение циркуляционного насоса. Процесс аммонизации кислот протекает следующим образом. В нижнюю часть реакционной камеры вводят газообразный или жидкий аммиак. Одновременно в циркуляционный контур подают требуемое количество кислоты. Взаимодействие аммиака с кислотой идет в реакционной камере. При этом за счет тепла химической реакции происходит нагрев образующейся пульпы до температуры кипения и образование значительного количества паровой фазы. За счет разности плотностей парожидкостной смеси в реакционной камере и жидкости в циркуляционной трубе в аппарате возникает интенсивная циркуляция, способствующая поглощению аммиака, выравниванию температур и концентраций по всему контуру аппарата. Парожидкостная смесь из реакционной камеры тангенциально поступает в сепаратор, где паровая и жидкая фазы разделяются. Паровая фаза удаляется через верхний штуцер, а жидкая по циркуляционной трубе возвращается в реакционную камеру. Избыток пульпы из аппарата через переливной патрубок отводится в отдельный сборник. Аммонизация в САИ очень концентрированных кислот затруднена из-за потери текучести пульпы.



1 — корпус; 2 — сепаратор; 3 — брызгоуловитель; 4 — циркуляционная труба

Рисунок 6.24 – САИ

Производительность

Пульпа фосфата аммония — до 130 $м^3$/ч.

Экологические аспекты

Позволяет выпаривать воду за счет теплоты реакции нейтрализации и снизить тепловую нагрузку на стадии сушки удобрений.

За счет организации многократной циркуляции пульпы и «мягкого» режима аммонизации при атмосферном давлении достигается стабилизация состава пульпы и снижается выделение аммиака в газовую фазу.

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Отходы производства отсутствуют.

Организация процесса аммонизации без использования перемешивающих устройств и дополнительных затрат электроэнергии.

Эксплуатационные данные

Технология позволяет использовать фосфорную кислоту с концентрацией 25–46 % P_2O_5, т. е. применять в технологии неупаренную и упаренную кислоту.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

Технология отработана при получении МАФ, ДАФ, NPS.

Ограничением применимости данного аппарата является необходимость обеспечения циркуляции, которая, в свою очередь, зависит от концентрации и состава смеси кислот, подающихся на аммонизацию, вязкости получаемой пульпы, а также нагрузки на аппарат.

Движущая сила для внедрения технологии

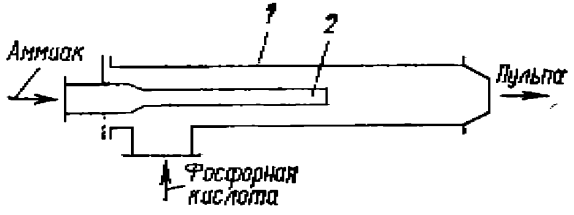
Технология характеризуется простотой аппаратурного оформления и отсутствием механических устройств для перемешивания.

При производстве МАФ с небольшой производительностью возможно минимальное аппаратурное оформление стадии абсорбции отходящих газов.

6.3.4.3 Трубчатый реактор

ТР (см. рисунок 6.25) применяется для аммонизации смеси кислот повышенной концентрации (43–52 % P_2O_5). Он состоит из камеры смешения, тангенциально входящей в реакционную камеру. В камере смешения расположены сопло для введения аммиака и патрубок для подачи смеси кислот (возможна организация подачи и третьего потока в ТР — серной кислоты или абсорбционных сточных вод). Процесс аммонизации протекает с большой интенсивностью и сопровождается значительным увеличением температуры и давления внутри реактора. В зависимости от концентрации исходной фосфорной кислоты температура в реакторе достигает 120–160°С, а давление — 0,3 МПа. На выходе из реактора устанавливается форсунка, определяющая давление в реакторе за счет гидравлического сопротивления. Образующиеся в камере пульпа, пары воды, а также непрореагировавший аммиак выбрасываются через форсунку наружу со

скоростью до 30 м/с. За счет резкого падения давления происходит интенсивное самоиспарение влаги из пульпы. Это дает возможность получать после реактора продукт, содержащий всего 2–6 % влаги, т.е. в некоторых случаях получать удобрения практически без сушки.



1 — корпус; 2 — сопло

Рисунок 6.25 – Трубчатый аммонизатор кислот

Производительность:

Пульпа фосфата аммония — до 50 т/ч (с одного реактора, иногда на АГ устанавливаеся два и более реакторов).

Экологические аспекты

Позволяет выпаривать воду за счет теплоты реакции нейтрализации. Дает возможность получать после реактора продукт, содержащий всего 2–6 % влаги, т. е. получать удобрения практически без сушки.

За счет увеличения температуры и давления в ТР, а также уменьшенного времени пребывания компонентов увеличивается проскок аммиака, что требует организации высокоэффективной стадии абсорбции.

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Выход непрореагировавшего аммиака требует улавливания его системе абсорбции.

Эксплуатационные данные

Технология позволяет использовать фосфорную кислоту с концентрацией 43–52 % P_2O_5.

Малая инерционность процесса, что увеличивает чувствительность аппарата к изменению расходов реагентов и их концентраций. Необходимы точная дозировка реагентов и контроль за составом сырья. Компактность аппарата, простота компоновки. Нет перемешивающих устройств.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

Технология отработана при получении МАФ, ДАФ, NPS, NPK.

Движущая сила для внедрения технологии

Высокая производительность (при необходимости устанавливают два и более ТР), простота конструкции и отсутствие механических устройств для перемешивания.

6.3.5 Образование гранул

Выбор метода гранулирования зависит от агрегатного состояния и физических свойств исходных веществ.

В настоящее время в производстве удобрений реализованы три принципиальных схемы производства гранулированного продукта: с аппаратом БГС, схема с АГ — СБ, схема с грануляционной башней, основанные на следующих методах гранулирования:

- распыливания (диспергирования) пульп на поверхность частиц падающего слоя с одновременной сушкой продукта до требуемой влажности;
- окатывания;
- гранулирование из расплавов с кристаллизацией в твердые гранулы в процессе свободного падения в восходящем потоке охлаждающего воздуха.

6.3.5.1 Барабанный гранулятор-сушилка

БГС (см. рисунок 6.26) представляет собой барабан с углом наклона оси 1–3° в сторону выгрузки, опирающийся на две опорные станции. Частота вращения барабана (3–5 об/мин) обеспечивается приводной станцией через зубчатую передачу к венцовой шестерне, надетой на обечайку барабана. Барабан снабжен загрузочной и выгрузочной камерами. Во избежание пыления и для устойчивой работы топок аппарат работает под разряжением 10–50 Па на входе. На различных производствах диаметр барабанов варьируется от 3,5 до 4,5 м, длина — от 16 до 35 м.

На внутренней поверхности барабана расположена насадка. В голове бараба лопастная насадка, расположенная на длине до 1 м, отбрасывает продукт, поступающий в виде внешнего и внутреннего ретура, и предотвращает пересыпание продукта через переднее подпорное кольцо. Далее по длине барабана до подпорного кольца расположена подъемно-лопастная насадка. Она предназначена для захвата шихты, подъема ее и создания завесы в виде ссыпающегося продукта при вращении барабана по всей его длине. На внутренней поверхности барабана находится обратный шнек в виде короба с прямоугольным сечением. При работе барабана он захватывает часть шихты перед задним подпорным кольцом и возвращает его в голову барабана в качестве внутреннего ретура для создания более плотной завесы.

Принцип работы БГС заключается в наслаивании тонких пленок жидкости на гранулы продукта (завесу) с одновременной сушкой. Внутрь барабана на завесу направлен факел распыла перерабатываемой пульпы. Пульпа диспергируется пневматическими форсунками под давлением сжатого воздуха. Параллельно факелу распыла в головную часть барабана подают топочные газы. При нанесении пульпы на частицы завесы происходит образование гранул, которые затем досушиваются до требуемой влажности.

В настоящее время на многих производствах непосредственно перед БГС установлены трубчатые реакторы.

Установка в этой конструкции вместо форсунки пульпы ТР позволяет осуществить принципиально новый процесс аммонизации кислоты и гранулирования продукта без дополнительного подвода тепла (или существенно его снизив).

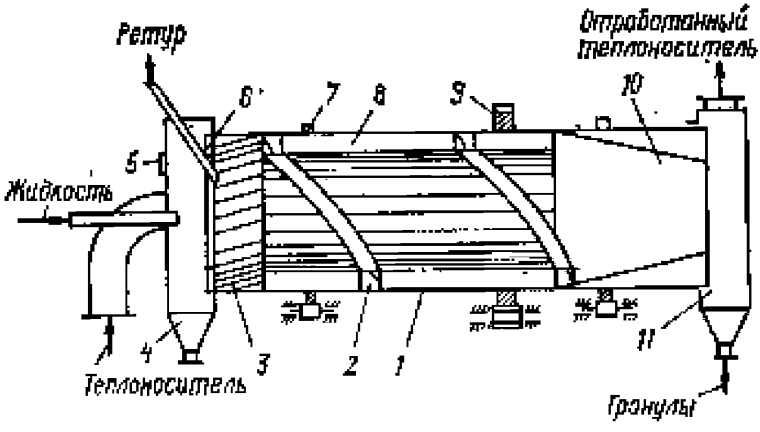


Рисунок 6.26 – БГС

Производительность

МАФ — до 50 т/ч.

Экологические аспекты

При нестабильном режиме работы возможно увеличение образования пыли.

В результате организации интенсивного режима сушки, при нарушении температурного режима сушки, а также при получении марок удобрений с высоким мольным отношением (NH_3/H_3PO_4) или с использованием карбамида возможно разложение продукта с увеличением содержания аммиака в отходящих газах, что требует организации высокоэффективной системы очистки отходящих газов.

При использовании концентрированной кислоты и ТР позволяет значительно снизить расход тепла на сушку продукта.

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Разложение компонентов удобрения в результате сушки приводит к выделению аммиака и требует улавливания его в системе абсорбции. Для сушки гранул необходим теплоноситель, получаемый при сжигании природного газа в топочно-горелочных устройствах.

Эксплуатационные данные

Технология позволяет получать удобрения из пульп с широким интервалом влажностей от 6 до 60 масс. %.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

Технология отработана при получении МАФ, ДАФ, NPS, NPK, NK, PK, NS, Р-удобрений.

Достоинствами этого метода гранулирования являются высокая эффективность тепло- и массообмена, небольшая кратность ретура (во внешнем контуре — 1–2,5), хорошее качество и узкий гранулометрический состав продукта, возможность автоматизации процесса, применимость к широкому диапазону материалов.

К недостаткам следует отнести повышенные энергозатраты на распыливание жидкости и сушку продукта, возможность налипания на внутренние стенки барабана, а также плавления и разложения продукта.

Движущая сила для внедрения технологии

Возможность организации производства удобрений с использованием серийно-выпускаемых аппаратов. Простота аппаратурного оформления.

6.3.5.2 Аммонизатор-гранулятор — сушильный барабан

Два аппарата, установленные последовательно и имеющие свое назначение. АГ предназначен для получения гранул методом окатывания, СБ — для их сушки.

АГ позволяет совместить в одном аппарате процессы смешения, нейтрализации и гранулирования, что дает возможность уменьшить материало- и энергоемкость процесса, упростить технологическую схему, так как за счет тепла, выделяющегося при взаимодействии аммиака с кислотами в АГ, происходит подсушивание материала.

АГ представляет собой вращающийся барабан, установленный под углом 1–3° к горизонту. Частота вращения барабана составляет 8–12 об/мин. В торцах барабана установлены подпорные кольца, обеспечивающие необходимое заполнение барабана. Твердые компоненты (ретур, калийные соли и др.) подают в АГ через загрузочный лоток. Жидкие компоненты (NP / NPS-пульпа), служащие в качестве связующего, подаются по трубопроводам и распределяются на слой гранулируемого материала. Под слой продукта для нейтрализации свободной кислотности в гранулируемой шихте при помощи распределителей вводят жидкий аммиак, тепло нейтрализации используется для гранулирования и сушки продукта.

Процесс аммонизации при одновременном гранулировании наиболее эффективен, поскольку тепло реакции выделяется равномерно по всему объему материала в момент воздействия динамических нагрузок, что исключает локальные перегревы и потери тепла. При гранулировании орошение жидкостью ведут по поверхности гранул при достаточной влажности, поэтому реакция ее аммонизации проходит практически мгновенно.

Такая организация процесса позволяет ввести в удобрение значительное количество азота и других питательных компонентов (хлористого калия, сульфата аммония и др.). Гранулированный продукт выводят из АГ через выгрузочную камеру.

Производительность

NPK — до 80 т/ч.

Экологические аспекты

Использование аппаратов АГ возможно только при применении концентрированных кислот, в противном случае резко возрастает ретурность процесса и, соответственно, расход энергоресурсов.

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Использование схемы АГ — СБ позволяет вводить в процесс термически неустойчивые соединения (например, карбамид) из-за возможности организации стадий гранулирования и сушки в щадящем температурном режиме (в отличие от БГС).

Эксплуатационные данные

Технология позволяет получать широкий ассортимент удобрений с использованием только концентрированной кислоты.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

Технология отработана при получении широкого ассортиментного ряда МАФ, ДАФ, NPS, NPK, NK-удобрений, в том числе с большим содержанием калия и использованием карбамида в качестве азотсодержащего компонента.

Движущая сила для внедрения технологии

Широкий ассортиментный ряд и высокая производительность.

6.3.5.3 Грануляционная башня

Грануляционная башня представляет собой железобетонный корпус диаметром 10–20 м и высотой до 120 м, в котором наверху размещено оборудование, необходимое для приема плава и хлорида калия (или других добавок), их смешения и разбрызгивания, а также аппаратура для улавливания пыли и вредных примесей из отходящих газов, а внизу — окна для забора воздуха и устройство для выгрузки гранул. Воздух протягивается вентиляторами, установленными в аппаратурной части, через нижние заборные окна.

Затвердевшие гранулы падают на поворотное днище и выводятся через выгрузочное окно.

При производстве NPK перед подачей на разбрызгиватель плав азот- и фосфорсодержащих компонентов смешивают с нагретым и классифицированным хлоридом калия. Температуру плава в сборниках и смесителях поддерживают постоянной для предохранения плава от термического разложения.

Полнота кристаллизации, а следовательно, и время и высота падения гранул зависят от химического состава и концентрации плава.

Введение добавок также изменяет условия кристаллизации, для ускорения кристаллизации в расплав вводят мелкодисперсные твердые частицы. Образование мелких кристаллов способствует более плотной упаковке кристаллов в застывших гранулах.

Наличие твердых включений не всегда положительно сказывается на гранулообразовании. Примерами являются плавы NP- и NPK-удобрений, которые из-за повышенной вязкости распыливают грануляторами, имеющими увеличенные размеры отверстий истечения. Отсюда необходимость снижения плотности и равномерности орошения,

увеличение времени кристаллизации и высоты падения. Дополнительные трудности возникают с NPK-плавом из-за ограниченной растворимости в нем хлорида калия и возможности нежелательной конверсии. Следует ограничивать время пребывания плава в смесителе и строго соблюдать температурный режим.

Производительность

До 80 т/ч.

Экологические аспекты

Образование и унос пыли, источниками которой являются мелкие капли, образующиеся при дроблении жидкости.

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Отходы производства отсутствуют.

Необходимость работы с плавами требует поддержания их температуры при транспортировке и смешении с другими компонентами в связи с чем необходим дополнительный расход энергоресурсов — пара.

Эксплуатационные данные

Процесс грануляции прост, экономичен, идет с небольшим выделением пыли и ретура.

Потребление электроэнергии и тепла ниже, чем в барабанных грануляторах, механическое оборудование компактно (при этом требуется орагнизация узла упарки пульп и затраты тепловой энергии).

Недостатки грануляционных башен: большие капитальные затраты на строительство; громоздкость, ограниченный ассортимент удобрений.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

Технология отработана при получении N-, NP-, NPK-удобрений и известково-аммиачной селитры. Ограничением является необходимость использования расплавов с четко определенной температурой плавления и относительно низкой вязкостью.

Движущая сила для внедрения технологии

Модернизация производств аммиачной селитры с расширением ассортиментного ряда продукции — NP / NPK / ИАС.

6.3.6 Охлаждение и кондиционирование готового продукта

Охлаждение минеральных удобрений проводят не только для формирования гранул, но и для сохранения их физических свойств. Для снижения температуры сыпучих материалов до 40–50 °С применяются различные методы, в том числе конвективный, кондуктивный и смешанный теплообмен. Применение того или иного способа охлаждения зависит от свойств продукта и размера частиц.

6.3.6.1 Конвективные аппараты

Конструктивное оформление таких холодильников может быть различным. В промышленности фосфорсодержащих удобрений наиболее часто применяют вращающиеся барабаны, что объясняется модернизацией старых схем производства с высвобождением таких аппаратов и приспособлением их для охлаждения продукта.

Более глубокое охлаждение достигается в противоточных барабанных холодильниках, снабженных в хвостовой части секторной насадкой, обеспечивающей большую поверхность контакта в зоне наиболее низких температур продукта.

Холодильники с псевдоожиженным слоем (КС) также широко используются в технологии минеральных удобрений. Конструктивно они различаются количеством и расположением секций, формой корпуса: цилиндрическая, коническая, цилиндро-коническая; с круглым, квадратным или прямоугольным сечением.

Равномерное распределение газообразного теплоносителя по сечению аппарата (отсутствие застойных зон и проскока газа) достигается применением перфорированных газораспределительных решеток заданного сопротивления. По сравнению с холодильными барабанами аппараты КС более интенсивны и компактны, но более энергоемки. Наиболее эффективен двухъярусный КС, что объясняется изменением структуры потока твердой фазы, дважды вступающей в контакт с теплоносителем.

Преимущества конвективных холодильников в высоком коэффициенте теплопередачи (например, в одноярусном аппарате с псевдоожиженным слоем от 1400–1500 ккал/м^{2}ч°С), возможности одновременного обеспыливания. Однако для промышленных площадок с жарким и влажным климатом атмосферный воздух перед подачей в аппарат необходимо охлаждать за счет тепла испарения аммиака, используемого в технологии, и осушать.

Производительность

До 100 т/ч.

Экологические аспекты

Значительный объем запыленного воздуха, требующий дополнительной очистки.

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Отходы производства отсутствуют.

Обеспыливание на стадии охлаждения улучшает свойства продукта и предотвращает пыление при транспортировке, хранении и пересыпке.

Эксплуатационные данные

Эффективность работы зависит от температуры окружающего или охлажденного воздуха.

Барабанные холодильники достаточно распространены ввиду надежности своей работы.

Холодильники КС более компактны, однако требуют значительного расхода энергии.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

Общеприменимы.

Движущая сила для внедрения технологии

Улучшение свойств готового продукта.

6.3.6.2 Кондуктивные аппараты

Кондуктивные аппараты включают охлаждающие элементы из нержавеющей стали в виде вертикальных гофрированных пластин или горизонтальных труб ромбического сечения. Внутри этих элементов проходит охлаждающая жидкость, а между ними самотеком поступает охлаждаемый продукт. Элементы объединены в секции, скомпонованные по вертикали. Число секций и количество охлаждающих элементов в каждой из них зависят от производительности и свойств продукта. Высушенный материал, поступающий на охлаждение, несет с собой влажный воздух из сушилки и продолжает обезвоживаться. При понижении температуры испаренная влага насыщает воздух в порах между частицами слоя и может конденсироваться, что чревато налипанием продукта на теплообменную поверхность. Для устранения этого явления аппарат продувают осушенным воздухом и поддерживают перепад температур между теплоносителем и продуктом не более 10–15 °С.

Производительность

До 75 т/ч.

Экологические аспекты

Малый объем отходящих газов. Требуется осушенный воздух.

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Отходы производства отсутствуют.
Экономия электроэнергии.

Эксплуатационные данные

Простота обслуживания, компактность.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

В большей степени применимы для доохлаждения продукта.

При использовании в качестве основного аппарата узла охлаждения следует учитывать свойства продукта (пылимость, грансостав, адгезионные свойства и т. д.).

В процессе охлаждения не происходит удаление пыли, поэтому оно должно быть предусмотрено на других стадиях процесса.

Движущая сила для внедрения технологии

Улучшение свойств готового продукта. Интенсификация узла охлаждения.

6.3.7 Оборудование для транспортировки сыпучих материалов

В производстве минеральных удобрений для транспортировки сыпучих материалов нашли широкое применение ленточные конвейера, цепные скребковые и трубчатые транспортеры, ковшовые элеваторы.

При производстве удобрений по схеме АГ — СБ и БГС используются различные типы вертикальных ковшовых элеваторов — ленточные, с центральной цепью, с двумя цепями.

Сравнительная характеристика типовых вертикальных ковшевых элеваторов приведена в таблице 6.54.

Применение цепных ковшевых элеваторов является оправданным для транспортировки шихты на выгрузке из барабанов (СБ или БГС) из-за присутствия комьев более 80 мм. На остальных позициях (подача готового продукта на кондиционирование, на склад готововй продукции и др.) целесообразно использовать ковшовые элеваторы с лентой из многослойной термостойкой (до 150 °С) резины с металлическим армированием ввиду их большей энергоэффективности, меньшей массы, стоимости и эксплуатационных затрат.

Таблица 6.54 – Сравнительная характеристика ковшовых элеваторов различных типов*

Тип ковшового элеватора	Производительность, т/ч	Мощность привода, кВт	Масса, т	Относительная стоимость, %
Ленточный	100	11,2	8	100
С центральной цепью		13,4	10,5	113
С двумя цепями		19,4	23,9	241
Ленточный	250	28,7	15,3	100
С центральной цепью		31,4	18,5	121
С двумя цепями		31,7	28,8	167
Ленточный	400	45	19,7	100
С центральной цепью		54,6	24,1	119
С двумя цепями		47,6	38,3	180
* Для сравнения приведены типовые характеристики элеваторов высотой 30 м по информации фирмы Aumund.				

Производительность

До 2000 т/ч.

Выбросы загрязняющих веществ, кг/т (или мг/м^3)

Отсутствуют.

Экологические аспекты

Нет.

Воздействие на различные компоненты окружающей среды

Твердые отходы отсутствуют.
Сточные воды отсутствуют.

Эксплуатационные данные

Низкие эксплуатационные затраты, высокая энергоэффективность.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость)

Применяется при получении широкого ассортиментного ряда удобрений: NP / NPKS, PKS.

Движущая сила для внедрения технологии

Энергоэффективность, низкие эксплуатационные затраты.

6.3.8 Очистка отходящих газов

6.3.8.1 Очистка выхлопных газов на стадии аммонизации, грануляции и сушки после аппаратов БГС в производстве фосфатов аммония

В производстве аммофоса, диаммонийфосфата при одностадийной аммонизации в трубчатом реакторе, установленном в БГС, в связи со значительным выделением аммиака из аппаратов БГС система абсорбции имеет три ступени абсорбции. Первая ступень абсорбции — полый абсорбер с баком и насосами орошается тремя центробежными форсунками от трех насосов производительностью 300 $м^3$/ч из циркуляционного бака частично аммонизированным раствором фосфорной кислоты, имеющим плотность 1,3–1,4 г/$см^3$ и pH = 1. В качестве второй ступени абсорбции используется абсорбер «Вентури», орошаемый подкисленной водой (pH = 2–4) в количестве 200 $м^3$/ч из циркуляционного бака насосом с помощью центробежной форсунки, установленной в конфузоре трубы «Вентури». Третьей санитарной ступенью абсорбции является абсорбер АПС, работающий с внутренней циркуляцией жидкости без циркуляционного насоса с подпиткой чистой воды на тарелку АПС в количестве 4–5 $м^3$/ч. Система абсорбции имеет два абсорбционных бака, один обслуживает полый абсорбер, второй является общим для абсорбера «Вентури» и абсорбера АПС. В системе абсорбции установлен хвостовой вентилятор ВСК-16.

Количество обрабатываемого газа составляет 120000 $м^3$/ч и более. В систему абсорбции вводится упаренная фосфорная кислота для обеспечения требуемого pH и вода, а абсорбционная жидкость используется в технологии.

Воздействие различных компонентов на окружающую среду

Нет информации.

Эксплуатационные данные

Нет информации.

Применимость

Применим в производстве всех фосфорсодержащих удобрений, в том числе NPK-удобрений.

Экономические показатели

Нет информации.

Движущая сила для внедрения технологии

Реконструкция завода. Снижение выбросов.

6.3.8.2 Очистка выхлопных газов на стадии аммонизации и грануляции после аммонизаторов-грануляторов и сушки после сушильных барабанов в производстве фосфатов аммония

В производстве диаммонийфосфата и NPK-удобрений по схеме АГ — СБ в связи со значительным выделением аммиака из аппаратов АГ установлены три ступени абсорбции. Система абсорбции после АГ состоит из последовательно установленного форабсорбера (абсорбер «Вентури» на баке сепараторе), полого абсорбера с решеткой, абсорбера АПС и вентилятора ВСК-16. Форабсорбер (первая ступень абсорбции) орошается из подскрубберного бака частично аммонизированным раствором фосфорной кислоты, имеющим плотность ~1,4 г/см^3 и pH~1. Полый абсорбер (вторая ступень абсорбции) орошается двумя центробежными форсунками производительностью 160 м^3/ч от двух насосов из циркуляционного бака частично аммонизированным раствором фосфорной кислоты, имеющим плотность 1,3–1,4 г/см^3 и pH = 1–2. В качестве третьей ступени абсорбции используется абсорбер АПС, орошаемый водой из циркуляционного бака насосом. Количество обрабатываемого газа составляет 60 000–80 000 м^3/ч. В систему абсорбции вводится упаренная фосфорная кислота для обеспечения требуемого pH и вода, а абсорбционная жидкость используется в технологии.

Системы очистки газов после СБ состоят из последовательно установленного циклона (например, типа ВЗП), вентилятора ВСК-17, полого абсорбера и брызгоуловителя. Полый абсорбер имеет большую плотность орошения (~70 м^3/м^{2}ч), орошается тремя форсунками от трех насосов производительностью 500 м^3/ч из циркуляционного бака частично аммонизированным раствором фосфорной кислоты, имеющим плотность 1,3–1,4 г/см^3 и pH = 1–2. К полому абсорберу подведены аспирационные газы и газы от холодильников КС, предварительно очищенные от пыли в циклонах. Количество обрабатываемого газа составляет 350 000 м^3/ч. В систему абсорбции вводится упаренная фосфорная кислота для обеспечения требуемого pH и вода, а абсорбционная жидкость используется в технологии.

Воздействие различных компонентов на окружающую среду

Нет информации.

Эксплуатационные данные

Нет информации.

Применимость

Применим в производстве фосфорсодержащих удобрений, в том числе NPK-удобрений.

Экономические показатели

Нет информации.

Движущая сила для внедрения технологии

Реконструкция завода. Снижение выбросов.

6.3.8.3 Очистка выхлопных газов на стадии аммонизации после скоростных аммонизаторов испарителей (САИ) и грануляции-сушки после аппаратов БГС в производстве моноаммонийфосфата (МАФ)

В производстве МАФ установлены отдельные системы абсорбции после САИ и после БГС. Система абсорбции после САИ включает абсорбер «Вентури», примыкающий к полому абсорберу, которые орошаются из общего бака двумя насосами производительностью 200 м^3/ч частично аммонизированным раствором фосфорной кислоты (pH = 1–2). Один насос обеспечивает подачу жидкости на форсунку в абсорбер «Вентури», другой на форсунку в полый абсорбер. В верхней (расширенной) части полого абсорбера установлен абсорбер (АПС), который является санитарной ступенью абсорбции и работает без насоса. На тарелку АПС поступает чистая вода. Система абсорбции оснащена хвостовым вентилятором ВМ-17, расход газа составляет 30 000–50 000 м^3/ч в зависимости от нагрузки по аммиаку на САИ. В систему абсорбции вводится фосфорная кислота для обеспечения требуемого pH и вода, а абсорбционная жидкость используется в технологии.

Преимуществами данной системы является компактность, наличие одного бака и небольшое количество циркуляционных насосов.

Система абсорбции после БГС состоят из последовательно установленного абсорбера «Вентури», полого абсорбера с решеткой, брызгоуловителя и вентилятора ВСК-17. Абсорбер «Вентури» и полый абсорбер орошаются форсунками от насосов производительностью 200 м^3/ч из общего циркуляционного бака частично аммонизированным раствором фосфорной кислоты, имеющим плотность 1,3–1,4 г/см^3 и pH = 1–2. Количество обрабатываемого газа составляет 140 000–170 000 м^3/ч. В систему абсорбции вводится фосфорная кислота для обеспечения требуемого pH и сточные воды из системы аспирации, а абсорбционная жидкость используется в технологии.

Воздействие различных компонентов на окружающую среду

Нет информации.

Эксплуатационные данные

Нет информации.

Применимость

Применим в производстве фосфорсодержащих удобрений.

Экономические показатели

Нет информации.

Движущая сила для внедрения технологии

Реконструкция завода. Снижение выбросов.

6.3.8.4 Очистка аспирационных газов узла классификации в производстве моноаммонийфосфата (МАФ)

В производстве МАФ аспирационный воздух, отсасываемый от технологического оборудования узла классификации, в том числе от грохотов, дробилок, конвейеров, очищается от пыли в системе очистки, которая состоит циклона ЦН-15-2200 и абсорбера АПС. В абсорбер АПС поступает чистая вода, он работает без насоса. Система очистки газов оснащена хвостовым вентилятором ВНЖ-13,5, расход газа составляет 30 000 м^3/ч, абсорбционная жидкость используется в технологии.

Преимуществами данной системы является компактность и отсутствие циркуляционных насосов.

Воздействие различных компонентов на окружающую среду

Нет информации.

Эксплуатационные данные

Нет информации.

Применимость

Применим в производстве фосфорсодержащих удобрений.

Экономические показатели

Нет информации.

Движущая сила для внедрения технологии

Реконструкция завода. Снижение выбросов.

6.4 Наилучшие доступные технологии

На настоящее время существует возможность дальнейшей модернизации представленных в 6.3 технологических схем с приростом мощности, снижением себестоимости продукции и уменьшением воздействия на окружающую среду.

Технологические показатели наилучших доступных технологий представлены в Приложении В.

В составе представленных технологий рекомендуется по отдельным подпроцессам технологической схемы в качестве частных НДТ использовать ряд технологических и организационно-технических мероприятий, представленных в таблицах 6.55–6.57.

Таблица 6.55 – Описание технологических мероприятий

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность	Ресурсосбережение		
1. Изменение способа аммонизации кислот в производстве фосфатов аммония — переход на двухстадийный процесс	Производство фосфатов аммония	Снижение выбросов NH_3	Увеличение производительности	Уменьшение потерь аммиака	Применение ТР целесообразно при увеличенной концентрации смеси кислот	САИ, трубчатый реактор
2. Постоянный контроль уровня pH аммонизированных пульп	Производство NP / NPK-продуктов	Снижение выбросов NH_3	Снижение энергозатрат на абсорбцию	Уменьшение нормы расхода NH_3	Трудности при измерении pH на потоке, особенно в концентрированных пульпах	Поточный pH метр
3. Внедрение системы захолаживания воздуха для интенсификации стадии охлаждения продукта	Производство NP / NPS / NPK-удобрений		Уменьшение расхода электроэнергии (уменьшение мощности вентиляторов и т. д.) ввиду уменьшения расхода хладоагента	Уменьшение расхода пара на испарение аммиака. Уменьшение габаритных размеров холодильников	Необходимость дальнейшего использования газообразного аммиака в процессе	Установка испарения аммиака

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность	Ресурсосбережение		
4. Переход на использование более концентрированной фосфорной кислоты	Производство NP / NPS / NPK-удобрений		Уменьшение расхода электроэнергии (уменьшение мощности насосного оборудования)	Уменьшение расхода природного газа на сушку	Наличие выпарных установок для концентрирования ЭФК. Ограничение по виду фосфатного сырья для получения упаренной ЭФК	Вакуум выпарная установка
5. Использование тепла отходящих газов со стадии охлаждения на стадии сушки продукта	Производство NP / NPS / NPK-удобрений		Снижение энергозатрат на сушку	Уменьшение расхода природного газа на сушку	Взаимное расположение оборудования стадий охлаждения и сушки могут вызвать проблемы при передаче теплоносителя. Наличие стадии сухой очистки газов со стадии охлаждения. Плавление и возможное разложение пыли на входе в сушилку	Вентиляторы, циклоны, рукавные фильтры

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность	Ресурсосбережение		
6. Использование вторичных энергоресурсов (пара 4 атм, или нагретых отходящих газов, например, со стадии нейтрализации) для подогрева воздуха, подаваемого в топки на горение и разбавление топочных газов)	Производство NP / NPS / NPK-удобрений			Снижение потребления природного газа	Наличие вторичных энергоресурсов и обеспечение возможности их подачи на подогрев воздуха. Коррозионная стойкость теплообменного оборудования	Теплообменное оборудование
7. Организация замкнутого водооборотного цикла с нейтрализацией сточных вод и повторного использования оборотной воды в технологии		Снижение объемов сброса	Снижение энергозатрат на очистку сточных вод		Ограничение в зависимости от химсостава сточных вод	Оборудование станции нейтрализации, наличие водооборотного цикла

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность	Ресурсосбережение		
8. Обращение со сточными водами путем закачки в водовмещающие пласты горных пород		Исключение сброса сточных вод в поверхностные и подземные водные объекты			Наличие соответствующей лицензии, организация полигона закачки сточных вод	Оборудование полигона закачки сточных вод
9. Использование в качестве источника сульфатной серы побочного продукта производства фосфорной кислоты — фосфогипса	Производство NP / NPS / NPK-удобрений			Использование внутренних ресурсов, снижение расходной нормы по P_2O_5	Возможно использование не для всех продуктов	Транспортирующее, дозирующее и дробильное оборудование для работы с влажными и липкими материалами (шнекозубчатые и роторно-дисковые дробилки, системы разгрузки бункеров — разгрузочный захват и ленточный питатель, цепные скребковые транспортеры и др.)

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность	Ресурсосбережение		
10. Минимизация выброса NH_3 путем контроля и регулирования pH абсорбционной жидкости и применения интенсивного абсорбционного оборудования	Производство NP / NPS / NPK-удобрений	Снижение выбросов NH_3		Снижение расходной нормы на NH_3		Абсорбционное оборудование, pH метр поточный
11. Оптимизация соотношения ретур/продукт	Производство NP / NPS / NPK-удобрений	Улучшение грансостава снижение выделения пыли	Снижение расхода электроэнергии		Применим для схем БГС; АГ — СБ	Анализатор грансостава поточный, ленточные весы, уравнительные бункеры и дозирующее оборудование
12. Точный температурный контроль стадий нейтрализации и сушки	Производство NP / NPS / NPK-удобрений	Уменьшение выделения аммиака, пыли		Уменьшение расхода природного газа		
13.Использование современных систем очистки газов с санитарными ступенями очистки	Производство NP / NPS / NPK-удобрений	Уменьшение выделения аммиака, пыли, фтора				Абсорбционное оборудование

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность	Ресурсосбережение		
14. Использование ЭФК на основе низкосортного фосфатного сырья				Расширение сырьевой базы	Ограничения в технологии ЭФК и в ассортименте выпускаемой продукции	
15.Использование отходов и вторичных продуктов (конденсаты, сточные воды, граншлак, фосфогипс, шламы и т. д.)				Регулирование содержания питательных компонентов. Снижение расходных норм на сырье	Ограничения в ассортименте выпускаемой продукции	
16.Внедрение эффективных кондиционеров пылеподавителей и кондиционирующих смесей		Уменьшение выделения пыли		Улучшение качества удобрений, снижение потерь продукта		Оборудование приема, хранения, подачи и нанесения кондиционирующей смеси

Таблица 6.56 – Описание технических мероприятий

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность	Ресурсосбережение		
1. Внедрение частотных регуляторов (насосы, дробилки, мешалки, вентиляторы, барабаны	Производство NP / NPS / NPK-удобрений	Уменьшение образования пыли (при использовании на дробилках)	Снижение расхода электроэнергии			
2. Внедрение трубчатых реакторов в процессе нейтрализации	Производство NP / NPS / NPK-удобрений			Уменьшение расхода природного газа на сушку	Возможно при использовании концентрированных кислот	Трубчатые реакторы, высоконапорные насосы
3. Использование циклонов, рукавных фильтров (карманных фильтров — на складе сырья)	Производство NP / NPS-удобрений	Уменьшение выбросов пыли	Уменьшение расхода электроэнергии (исключение насосного оборудования — в отличие от «мокрой» абсорбции)	Уменьшение потерь продукта и расхода воды		Циклоны, рукавные фильтры (карманные фильтры — на складе сырья)

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность	Ресурсосбережение		
4. Использование современных топочно-горелочных устройств с современной системой КИПиА, обеспечивающих постоянный температурный контроль процесса сушки, полноты сжигания топлива и минимизацию образования оксидов азота	Производство NP / NPS / NPK-удобрений	Уменьшение образования пыли и NH_3, Оксидов азота, CO		Уменьшение расхода природного газа		
5. Использование кондуктивных теплообменников для охлаждения удобрений	Производство NP / NPS / NPK-удобрений	Уменьшение образования пыли и объема отходящих газов	Уменьшение расхода электроэнергии		Применим не для всех типов удобрений. Необходим подвод и охлаждение оборотной воды	
6. Локальные системы аспирации от узлов пересыпок и транспортного оборудования		Уменьшение образования пыли		Уменьшение расхода электроэнергии		Локальные рукавные фильтры, карманные фильтры, укрытие конвейерных лент

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность	Ресурсосбережение		
7. Использование модифицирующих добавок (магнийсодержащих)		Уменьшение образования пыли		Улучшение качества удобрений		Дозирующее оборудование
8. Оборудование для плавного пуска барабанов			Снижение расхода электроэнергии	Стабилизация работы оборудования		
9. Подбор соответствующего размера и типа грохота и дробилки		Уменьшение образования и выделения в атмосферу загрязняющих веществ	Снижение расхода электроэнергии	Уменьшение простоев, увеличение производительности		
10. Установка теплообменника для понижения температуры в верхнем контуре абсорбционной колонны	Производство нитроаммофоски	Снижение выброса		Снижение коррозионной активности. Увеличение межремонтного пробега	Увеличение конденсации водяного пара на стадии абсорбции. Необходимость использования дополнительного количества конденсата в технологии	

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность	Ресурсосбережение		
11. Использование ленточных элеваторов	Производство NP / NPS / NPK-удобрений			Снижение потребления электроэнергии	Возможны ограничения по фракционному составу продукта, его свойствам и температуре	Ленточные элеваторы []
12. Контроль, регулировка и автоматизация стадий технологического процесса, влияющих на образование и выделение загрязняющих веществ (соотношение реагентов, температура, кислотность и др.)		Уменьшение образования и выделения в атмосферу загрязняющих веществ			Общепременима	Оборудование КИП иА, запорно-регулирующая арматура и т. д
13. Непрерывный контроль влажности готового продукта (на потоке)	Производство NP / NPS / NPK-удобрений			Контроль и управление процессом сушки, экономия природного газа	Условия осуществления измерений, вид продука	Поточный влагомер

Таблица 6.57 – Описание организационных мероприятий

Описание меры	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность,	Ресурсосбережение	
1. Организация системы мониторинга выбросов при изменении режимов ведения процесса с корректировкой параметров производства	Производство NP / NPS / NPK-удобрений	Уменьшение выбросов		Уменьшение потерь сырья и продукта	
2. Введение непрерывного контроля pH на выпуске сточных вод в заводскую сеть канализации	Производство азофоски, нитроаммофоски, ИАС	Уменьшение сбросов			
3. Разработка технической документации регламентирующей использование побочных продуктов в качестве сырья и (или) товара	Производство удобрений	Снижение или исключение образования и (или) размещения отходов		Уменьшение использования сырья	Индивидуальные особенности производства
4. Переход на локальную систему обеспечения сжатым воздухом			Уменьшение потерь давления при передаче сжатого воздуха потребителю		
5. Постоянный контроль и регулирование гранулометрического состава продукции				Снижение потребления энергии путем стабилизации технологических показателей процесса	

Описание меры	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность,	Ресурсосбережение	
6. Организация природоохранной деятельности на предприятии согласно требованиям законодательства		Повышение ответственности персонала. Стабилизация технологических показателей процесса			
7. Организация и внедрение непрерывной системы повышения квалификации производственного персонала		Стабилизации технологических показателей процесса			

6.4.1 Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий

В 6.3–6.4 приведен перечень различных мероприятий, которые позволяют сократить эмиссии вредных веществ в окружающую среду, а также снизить потребление сырьевых и энергетических ресурсов, воды, уменьшить или исключить образование отходов.

Реализация этих мероприятий может быть осуществлена как поэтапно во времени, так и комплексно в зависимости от производственной программы, осуществляемой каждым конкретным предприятием, его расположением в том или ином регионе, наличием в этих регионах других заводов, осуществляющих эмиссию вредных веществ в окружающую среду и, наконец, в зависимости от имеющихся средств для реализации НДТ

Кроме того, внедрение НДТ, как правило, сопровождается рядом мероприятий, преследующих другие производственные цели, как то инфраструктура, социальные вопросы и др.

В этой связи на сегодняшний момент вычленить только капитальные и эксплуатационные затраты на реализацию НДТ крайне затруднительно, а зачастую просто невозможно.

Поэтому на каждом предприятии разрабатываются инвестиционные программы их развития, которые комплексно реализуются в течение 3–5 лет и которые могут и должны учитывать мероприятия, направленные на реализацию НДТ.

Исходя из вышеизложенного, дать единую объективную экономическую оценку мероприятий, относящихся к НДТ, не представляется возможным, в связи с чем целесообразно лишь привести экономические показатели некоторых мероприятий, рассчитанных для условий конкретного предприятия. Приведенные данные могут быть использованы только как пример экономической оценки мероприятий, относящихся к НДТ, без возможности их распространения на другие предприятия отрасли.

В таблице 6.58 приведена ориентировочная стоимость строительства новых производств минеральных удобрений, ориентировочная стоимость внедрения некоторых НДТ приведена в таблице 6.59.

Таблица 6.58 – Ориентировочная стоимость строительства новых производств минеральных удобрений

Производство	Производительность установки	Полная стоимость установки	Примечание
Аммиак	2200 т/сут	24 млрд руб.	
Кристаллический сульфат аммония из серной кислоты и аммиака	300 тыс. т. в год	3,13 млрд руб.	
Кристаллический сульфат аммония как продукт конверсионной переработки фосфогипса	200 тыс. т. в год	120 млн долл. США	
Приллированная аммиачная селитра в комплексе с производством азотной кислоты	350 тыс. т в год	12,1 млрд руб.	
Гранулированные NPK-удобрения	900 тыс. т в год	12 млрд руб.	
Гранулированный карбамид	500 тыс. т в год	12 млрд руб.	
Узел подачи дробленого отвального фосфогипса в производство удобрений	240 тыс. т. в год	2 млн евро	

Таблица 6.59 – Ориентировочная стоимость внедрения некоторых НДТ

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Переход на двухстадийный процесс аммонизации кислот	Стоимость трубчатого реактора с технологическими трубопроводами и средствами КИПиА — 1 млн руб.	Снижение удельного расхода теплоносителя на 25–35 % на стадии сушки готовой продукции	Использование теплоты реакции нейтрализации на стадии ТР	
Постоянный контроль уровня pH аммонизированных пульп	Стоимость средств КИПиА — 300 тыс. руб.	Незначительные	Стабильность ведения технологического процесса, снижение затрат на очистку выхлопных газов	
Внедрение системы захолаживания воздуха для интенсификации стадии охлаждения продукта	25–120 млн руб. (35–70 т продукта/час)	Затраты на ремонтно-эксплуатационные нужды	Экономия пара за счет теплоты охлаждаемого воздуха	В зависимости от вида охлаждаемого продукта и типа применяемого оборудования
Переход на использование более концентрированной фосфорной кислоты	Затраты на внедрение выпарной установки 200 тыс. т/год 100 % P_2O_5 — 10 млн долл. США	Дополнительные затраты на расход теплоносителя на стадии упарки	Увеличение производительности технологических систем по производству удобрений	
Использование в качестве источника сульфатной серы полупродукта производства фосфорной кислоты — фосфогипса	Узел подачи — 2 млн евро		Использование внутренних ресурсов, снижение расходной нормы по P_2O_5	

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Минимизация выброса NH_3 путем контроля и регулирования pH абсорбционной жидкости и применения интенсивного абсорбционного оборудования			Снижение расходной нормы на NH_3	
Оптимизация соотношения ретур/продукт	Затраты на организацию регулирующих контуров АСУТП на стадиях рассев, дробление	Затраты на ремонтно-эксплуатационные нужды	Стабилизация технологического процесса, снижение затрат на очистку выхлопных газов от пыли	
Внедрение систем кондиционирования с применением эффективных препаратов — пылеподавителей	10–20 млн руб. (барабан — кондиционер)	Затраты на ремонтно-эксплуатационные нужды	Улучшение потребительских свойств продукции за счет снижения пылимости и слеживаемости	В зависимости от габаритов барабана и объема работ
Внедрение частотных регуляторов в схеме управления электрооборудованием (насосы, дробилки, мешалки, вентиляторы, барабаны, транспортеры)	Стоимость и затраты зависят от мощности электропривода	Незначительные	Снижение расхода электроэнергии, увеличение срока службы электрооборудования	
Использование современных топочно-горелочных устройств с современной системой КИПиА, обеспечивающих постоянный температурный контроль процесса сушки, полноты сжигания топлива и минимизацию образования оксидов азота	100–190 тыс. евро Стоимость и затраты зависят от производительности и мощности теплогенератора	Затраты на ремонтно-эксплуатационные нужды	Экономия природного газа за счет полноты сгорания и стабильности работы топочно-горелочных устройств	

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Использование ленточных элеваторов	90–120 тыс. евро	Уменьшение вибрации, уменьшение капзатрат на подготовку фундамента	Снижение потребления электроэнергии	[]
Подбор соответствующего размера и типа грохота и дробилки	500–600 тыс. евро комплект (2 грохота, 2 питателя, 1 дробилка)	Уменьшение простоев, увеличение производительности. Уменьшение образования и выделения в атмосферу загрязняющих веществ	Снижение потребления электроэнергии	В зависимости от типа оборудования
Использование кондуктивных теплообменников для охлаждения удобрений	500–700 тыс. евро (45–90 т/ч)	Уменьшение расхода электроэнергии. Уменьшение образования пыли и объема отходящих газов		В зависимости от производительности и начальной и конечной температур

6.5 Перспективные технологии

Определяющее влияние на перспективы развития производств оказывают технико-экономические факторы: производительность, расходные коэффициенты сырья и энергоресурсов, ассортиментный ряд продукции и ее качество, поиск и завоевание рынков сбыта, что задает вектор развития производств минеральных удобрений, определяемый следующими показателями:

- создание новых (модернизация существующих) универсальных технологических схем с возможностью производства широкого ассортимента удобрений с минимизацией времени перехода от одной марки к другой;
- увеличение производительности;
- снижение расходных коэффициентов сырья и энергоресурсов, комплексное использование сырья;
- улучшение качества продукции;
- разработка и создание новых видов удобрений: с высокой добавленной стоимостью, специальные виды удобрений (бесхлорные, водорастворимые, удобрения с микро — мезо элементами, с регуляторами роста и пестицидами, медленнодействующие удобрения и т. д.)

Модернизация и развитие технологий минеральных удобрений должны осуществляться с учетом специфических свойств продуктов и полупродуктов, необходимости упрощения управления, увеличения устойчивости процессов к воздействию внешних возмущений, сведения к минимуму вредных выбросов в окружающую среду, потерь сырья и продукции, обеспечения комплексной переработки сырья и отходов, что особенно важно в связи с вовлечением в производство сырья более низкого качества.

Немаловажную роль в оптимизации режимов должны сыграть автоматизированные системы управления как отдельными процессами, так и линией в целом. Особенно важны эти системы для интенсивных малоинерционных процессов, стабильность которых зависит от большого числа часто меняющихся внешних возмущений.

Важную роль играет правильный выбор типа аппарата, максимально соответствующего проводимому в нем процессу. Только высоконадежный, легко обслуживаемый, эффективный аппарат способен удовлетворить современным требованиям.

В настоящее время аппаратурное оформление большинства известных процессов технологии удобрений определилось, и прогресс в этой области техники пойдет, по-видимому, по пути модернизации существующего оборудования. Наметились следующие основные направления их совершенствования:

- интенсификация перемешивания (разделения) в аппаратах;
- разработка коррозионно-эрозионноустойчивых материалов и конструкций, предотвращающих контакт агрессивных сред с деталями аппаратов;
- создание и совершенствование агрегатов, в которых возможно проведение ряда взаимосвязанных процессов, что исключает промежуточные передачи полупродуктов транспортными устройствами;

- приспособление аппаратов к конкретным процессам с учетом специфики их совокупной работы в составе технологических линий (оптимизация режимов ведения процессов, устранение адгезии, выпадения твердой фазы из жидкостей, пыле-газовыделения и т. п.).

Целесообразность использования того или иного аппарата с учетом его специфических достоинств и недостатков зависит от конкретных условий: качества сырья, требуемых свойств продукта, единичной мощности линии, технической оснащенности производства. С целью выявления оптимальных конструкций и режимов, обеспечивающих максимальный выход продукта требуемого качества при допустимых затратах, в каждом случае необходима детальная расчетная и экспериментальная проверка эффективности выбранного аппарата.

Что касается общих тенденций в развитии аппаратуры, то они сводятся к следующему. Для смесителей твердых веществ, твердой и жидкой фаз перспективными представляются аппараты с высокооборотными роторами из эрозионно-устойчивых материалов с эффективной очисткой корпуса от налипающего материала. Интенсификации перемешивания во многих процессах способствуют вибрации корпуса или элементов, погруженных в слой материала.

Для смешения жидких и газообразных веществ, особенно вступающих в экзотермическую реакцию, предпочтительно совершенствовать простые по устройству аппараты, в которых используются кинетическая энергия струи и тепло реакции. Особенностью их работы является малая инерционность, а следовательно, чувствительность к изменению расхода реагентов и их концентраций. Интенсификация этих аппаратов связана со стабилизацией соотношения исходных компонентов, совершенствованием конструкции с целью предотвращения налипания материала на стенки и коррозии входного устройства.

Несмотря на некоторую громоздкость конструкции, по-прежнему перспективно применение вращающихся барабанов для осуществления ряда процессов и их комбинаций. Барабаны обладают высокой пропускной способностью, универсальностью, сравнительно легко обслуживаются и могут работать в широком диапазоне изменения параметров. Интенсификация их работы связана с совершенствованием внутренних устройств, увеличением коэффициента заполнения, эффективной очисткой от налипающего материала.

Аппараты с псевдоожиженным слоем с усовершенствованными узлами ввода и вывода продукта, методами введения тепла, конструкциями газораспределителя дают возможность эффективно проводить процессы нанесения пленки на поверхность гранул, теплообменные процессы, разделение частиц по границе размера менее 1–0,5 мм. Более крупные частицы эффективнее классифицировать на грохотах специальных конструкций.

Для процессов разделения веществ (фракционирование, абсорбция и пр.) перспективны аппараты колонного типа как полые, так и с различной насадкой, интенсификация которых может быть обеспечена за счет увеличения скорости, реагентов и совершенствования конструкций внутренних устройств.

Правильный выбор аппаратуры оказывает решающее влияние на эффективность работы технологической линии. Однако усовершенствование конструкций

не должно быть односторонним и направленным только на интенсификацию данного процесса. Следует также искать пути изменения технологии, чтобы полнее использовать возможности аппаратуры. Только в одновременном совершенствовании процессов и аппаратов с учетом их взаимодействия в технологической линии залог прогресса современной туковой промышленности.

Примеры технологий, перспективность которых можно рассматривать с позиций энергоэффективности, ресурсосбережения, экологической и экономической целесообразности:

1) Использование вторичных ресурсов производства (шламы, шлаки, фосфогипс, и т. д.).

Требуется внедрение транспортирующего, дозирующего и дробильного оборудования для работы с влажными и липкими материалами

2) Использование вторичного пара (со стадий аммонизации или от производства серной кислоты) для подогрева теплоносителя (воздуха) при сушке;

3) Конверсионные методы получения удобрений:

а) конверсия фосфогипса в сульфат аммония и карбонат кальция;

б) получение сульфата аммония в результате конверсии фосфогипса, кремнефтористоводородной кислоты и аммиака;

в) конверсия фосфогипса ии диаммонийфосфата с полученем удобрения, содержащего фосфаты кальция/аммония и сульфат аммония;

г) конверсионные методы получения бесхлорных удобрений из хлористого калия и др.

4) Использование менее ценного низкосортного фосфатного сырья.

5) Модернизация отдельных стадий/аппаратов технологического процесса: внедрение емкостного преднейтрализатора с перемешивающим устройством (увеличение производительности, расширение ассортимента, уменьшение потерь аммиака).

6) Использование отходящих газов со стадии охлаждения удобрений на стадии сушки.

7) Получение сульфата калия разложением хлористого калия серной кислотой с отделением и использованием абгазной соляной кислоты.

8) Разложение хлористого калия ЭФК с последующей сушкой и дегидратацией фосфатной пульпы до получения метафосфата калия. Обазующаяся абгазная соляная кислота поступает на разложение фосфатного сырья с последующим получением фосфорно-кальциевых и фосфорнокалийных удобрений.

9) Вовлечение в переработку доступного сырья, различных промышленных отходов и вторичных продуктов.

В качестве нейтрализующих компонентов производства NPKS-удобрений можно использовать такие отходы как:

- шлам от производства ТПФН, что позволит использовать содержащийся в нем фосфор и сократить расход конверсионного мела;
- подгипсовые пески, полученные при нейтрализации кислых сточных вод известью, содержащие фосфор в усвояемой форме.

10) Использование различных отходов для получения удобрений с микроэлементами:

а) использование отработанных катализаторов ГИАП-10-2, оксид цинка — отход от производства химволокна; отработанную поглотительную массу и др., в качестве цинксодержащего сырья;

б) в качестве медьсодержащей добавки: отработанный катализатор синтеза метанола, оксид меди — отход медеплавильных печей; медно-магниевый катализатор — отход производства капролактама;

в) в качестве молибдесодержащей добавки — отходы электроламповых заводов.

11) Органоминеральные удобрения с использованием в качестве органической составляющей торфа, навоза, лигнина, птичьего помета, сапропеля и т. д.

12) Бессушковая технология получения сульфата аммония/

13) Технология получения МАФ, ДАФ, NPK с максимальным использованием тепла химической реакции.

14) Увеличение производительности схемы с АГ — СБ путем модернизации ее до схемы АГ — БГС.

15) Получение сульфата аммония из сырья собственного производства (аммиака и серной кислоты) по следующим технологиям:

а) получение гранулированного сульфата аммония по схеме с барабанным гранулятором;

б) получение сульфата аммония из серной кислоты и аммиака по схеме с нейтрализатором — кристаллизатором;

в) производство сульфата аммония по схеме с компактированием.

6.5.1 Технология гранулированного сульфата аммония.

В настоящее время в России выпуск гранулированного сульфата аммония осуществляется только методом прессования на предприятиях по производству капролактама. Разработаны исходные данные для внедрения технологии на БФ АО «Апатит».

Технология производства гранулированного сульфата аммония основана на нейтрализации серной кислоты аммиаком с последующей сушкой и гранулированием продукта. Принципиальная схема производства гранулированного сульфата аммония приведена на рисунке 6.60.

Процесс состоит из следующих стадий:

1. Прием серной кислоты, аммиака и технологических добавок.

2. Введение добавки для улучшения гранулирования и снижения коррозионной активности.

3. Двухстадийная нейтрализации серной кислоты аммиаком:

- на первой стадии в преднейтрализаторе (ПН) емкостного типа с перемешивающим устройством, на второй стадии в трубчатых реакторах.

5. Получение топочных газов, сушка и гранулирование сульфата аммония в БГС.

6. Классификация высушенных гранул и дробление крупной фракции.

7. Охлаждение готового продукта в аппарате «кипящего слоя» (КС). При необходимости есть возможность применения для дополнительного охлаждения аппарата кондуктивного типа.

8. Кондиционирование продукта и транспортировка готового продукта на склад.

9. Очистка отходящих газов.

Предварительно в абсорбционную жидкость со стадии очистки газов или серную кислоту вводят добавки для улучшения гранулируемости сульфата аммония и снижения коррозионного воздействия сред на оборудование.

Жидкий или газообразный аммиак, серная кислота и абсорбционная жидкость поступает в преднейтрализатор (ПН), оборудованный перемешивающим устройством. Нейтрализация в ПН осуществляется при до определенного мольного отношения NH_3: H_2SO_4. Полученная пульпа поступает на вторую стадию нейтрализации в трубчатые реакторы (ТР), где происходит донейтрализация пульпы аммиаком.

Из ТР пульпа распыливается в барабанный гранулятор-сушилку (БГС), где происходит грануляция сульфата аммония и сушка полученных гранул топочными газами.

Высушенный продукт проходит классификацию на грохотах. Мелкая и раздробленная крупная фракции возвращаются в БГС в качестве ретура. Товарная фракция поступает на охлаждение в аппарат «кипящего слоя» и, при необходимости, в кондуктивный охладитель. Охлаждённый продукт проходит обработку кондиционирующей жидкостью и подается на склад.

Основными загрязняющими компонентами в отходящих газах являются аммиак и пыль сульфата аммония.

Отходящие газы, содержащие аммиак (от преднейтрализатора и БГС), очищаются в системе абсорбции.

Запыленный воздух от стадии классификации, охлаждения, кондиционирования, фасовки и отгрузки может осуществляться как с использованием систем «мокрой очистки», так и в фильтрах.

Характеристики процесса:

1) Производительность по готовому продукту — 25–50 т/ч.

2) Твердые и жидкие отходы отсутствуют.

3) Содержание вредных веществ в газовых выбросах:

- аммиак: от ПН и аспирации — не более 100 мг/нм^3, от БГС — не более 100 мг/нм^3;

- пыль сульфата аммония: от ПН и аспирации — не более 100 мг/нм^3, от БГС — не более 100 мг/нм^3, от КС и кондуктивного охладителя — 60 мг/нм^3.

4) Объемы газов: от БГС 120 тыс. м^3/ч (70 0С), от ПН 70 тыс. м^3/ч (70 ^{0}С), от холодильников КС — 50 тыс. м^3/ч (70 ^{0}С), от стадии кондиционирования — 20 тыс. м^3/ч (30 ^{0}С).

5) Выбросы: аммиака — 4,2 г/с, пыли — 5,2 г/с.

Ключевое оборудование

1. Преднейтрализатор
2. Трубчатый реактор
3. Барабанный гранулятор-сушилка
4. Грохот
5. Холодильник «кипящего слоя»
6. Кондуктивный охладитель
7. Оборудование мокрой системы очистки газов: аппарат «Вентури», полый абсорбер, аппарат АПС, брызгоуловитель.
8. Оборудование сухой очистки: циклон, рукавный фильтр, кассетный фильтр.

Критерии отнесения к НДТ:

- Производство конкурентоспособной на мировом рынке продукции, не имеющей аналогов, производимых на территории Российской Федерации.
- Низкие удельные затраты энергоресурсов.
- Низкие удельные выбросы.
- Ресурсосбережение: возможность переработки растворов сульфата аммония от смежных производств.

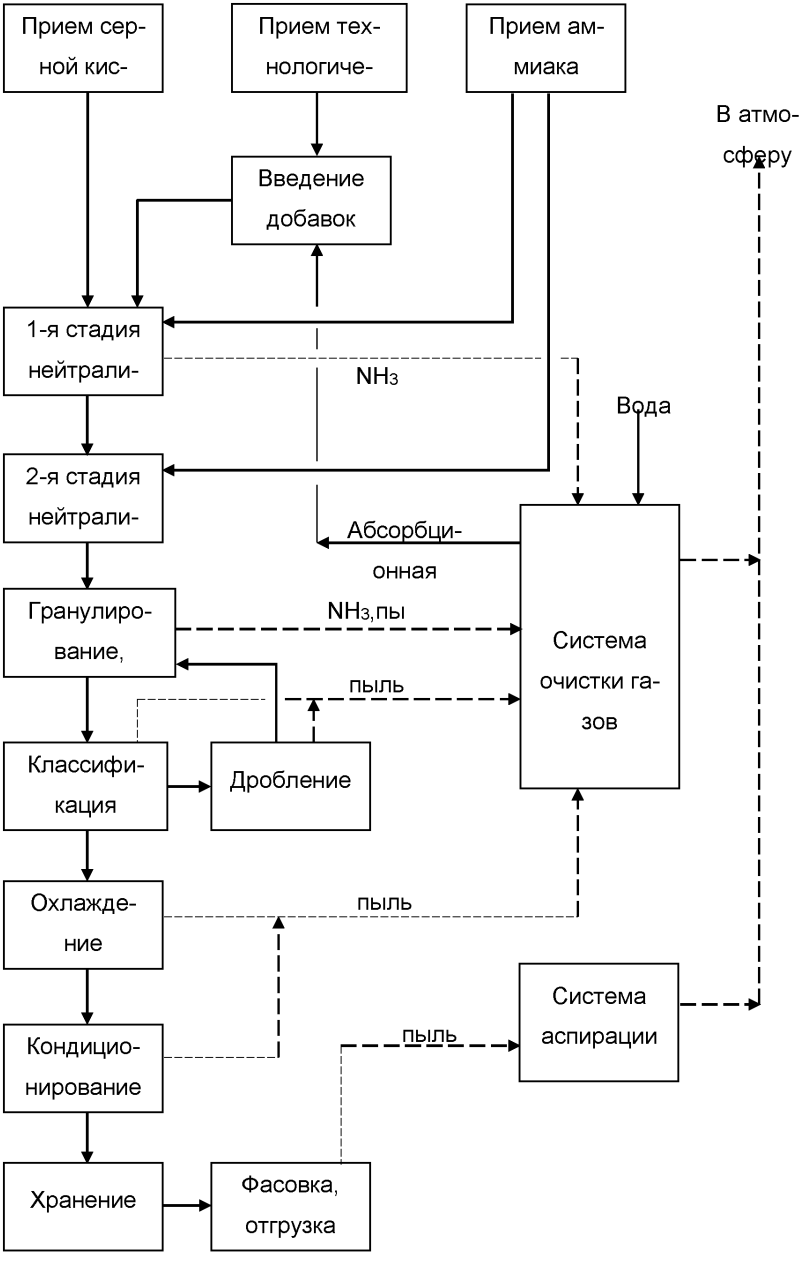


Рисунок 6.60 – Схема получения гранулированного сульфата аммония

6.5.2 Технология водорастворимого МАФ

Процесс получения МАФ водорастворимого основан на очистке экстракционной фосфорной кислоты методом химического осаждения примесей. В первую очередь проводится очистка от избытка сульфатной серы путем осаждения в виде сульфата кальция и его отделения фильтрацией. Затем основная часть примесей выделяется в виде осадка в процессе нейтрализации ЭФК аммиаком и при выдерживании полученной пульпы. Следующая стадия заключается в отделении осадка путем фильтрации. Осадок далее направляется в производство гранулированных удобрений. Очищенный раствор поступает на упаривание и кристаллизацию. Кристаллы МАФ отделяются путем центрифугирования и направляются на растворение. Полученный раствор подвергается тонкой очистке от взвесей. Далее раствор поступает на стадию упаривания. Упаренный раствор подается на кристаллизацию. Кристаллы МАФ отделяются путем центрифугирования и направляются на сушку и охлаждение. Полученные кристаллы затаривают в «биг бэги» или мешки.

При реализации технологии водорастворимого МАФ достигаются следующие экологические преимущества:

- отсутствие жидких и твердых отходов. Все образующиеся побочные продукты перерабатываются в гранулированный МАФ;

- низкие удельные выбросы с отходящими газами. Содержание вредных веществ в газовых выбросах: аммиак — 100 мг/нм^3, фтор — 10 мг/нм^3, пыль — 100 мг/нм^3. Выбросы: аммиака — 1,55 г/с, фтора — 0,155 г/с, пыли — 1,55 г/с. Общее количество отходящих газов — 55714 нм^3/ч (70000 м3/ч, 70ºС);

- в результате применения водорастворимого МАФ в сельском хозяйстве снижается нагрузка на окружающую среду, которая может быть обусловлена вымыванием удобрений из почвы в водоемы.

Экономические преимущества производства водорастворимого МАФ:

- улучшенные потребительские свойства (отсутствие нерастворимого остатка, 100 % растворимость в воде);

- низкие удельные энергетические затраты;

- более эффективное использование питательных веществ по сравнению с традиционными видами удобрений;

- возможность реализации не только в качестве удобрения, но и в качестве подкормки в животноводстве для обогащения питания жвачных животных элементами фосфора и азота. Кроме сельского хозяйства МАФ технический водорастворимый находит применение в металлической, электро-технической, спичечной и других отраслях промышленности, а также в противопожарном деле, фотографии и медицине.

Ключевое оборудование технологии водорастворимого МАФ:

1) ленточный вакуум-фильтр;
2) пресс-фильтры;
3) вакуум-выпарной аппарат;
4) вакуум-выпарной кристаллизатор;
5) вакуумный кристаллизатор DTB (Draft tube baffle) или с принудительной циркуляцией;

6) центрифуги со шнековой выгрузкой;
7) пульсационные центрифуги;
8) гидроциклоны;
9) оборудование для тонкой фильтрации (Polishing filtration);
10) сушилка-охладитель виброкипящего слоя.

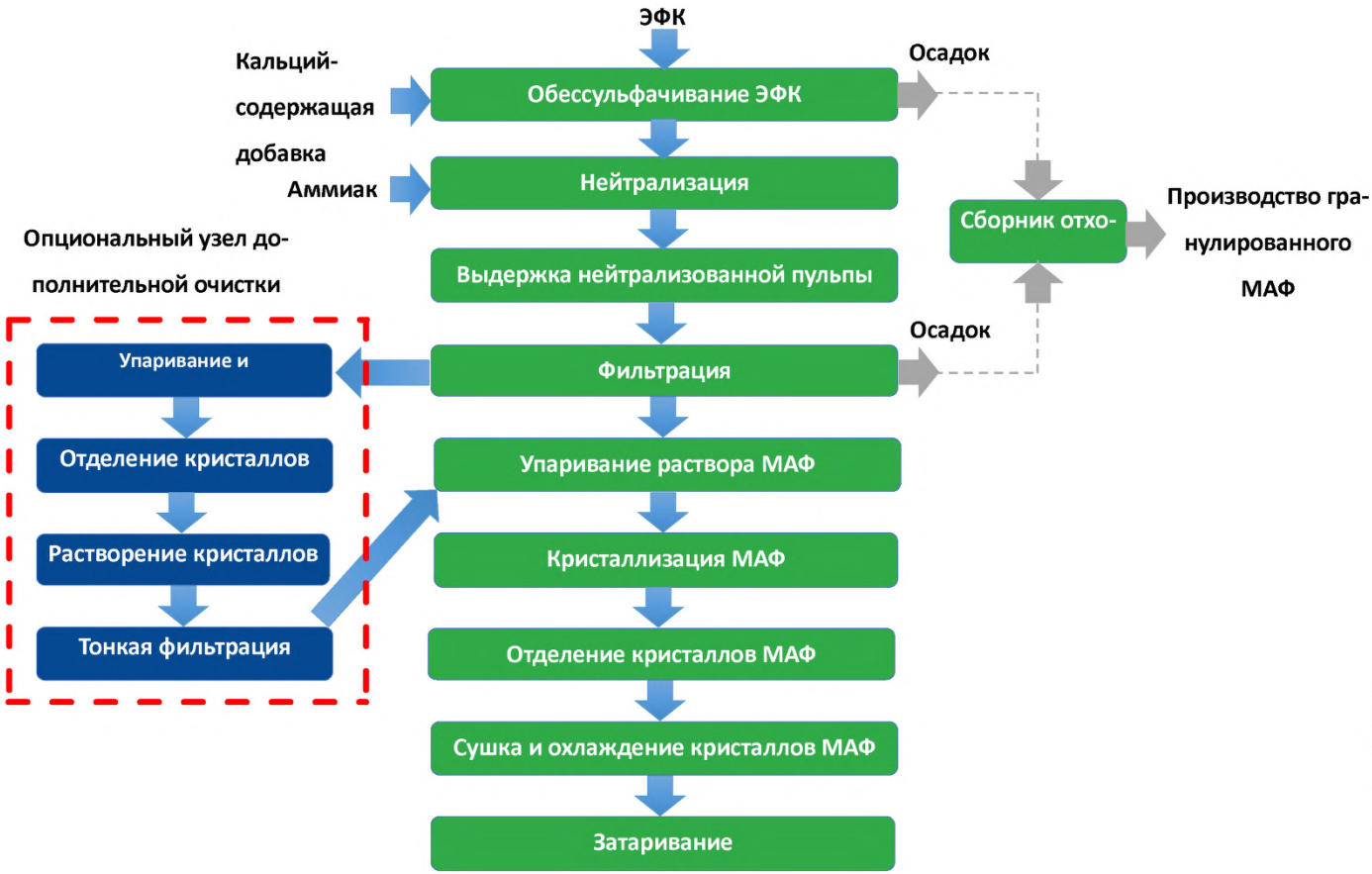

ЭФК
Кальций-
содержащая
добавка
Аммиак
Обессульфачивание ЭФК
Осадок
Нейтрализация
Сборник отхо-
Производство гра-
нулированного
МАФ
Опциональный узел до-
полнительной очистки
Выдержка нейтрализованной пульпы
Осадок
Упаривание и
Фильтрация
Отделение кристаллов
Упаривание раствора МАФ
Растворение кристаллов
Кристаллизация МАФ
Тонкая фильтрация
Отделение кристаллов МАФ
Сушка и охлаждение кристаллов МАФ
Затаривание

Рисунок 6.61

6.5.3 Технология гранулированных NPK-удобрений увеличенной единичной мощности

Процесс производства гранулированных NPK-удобрений увеличенной производительности основан на двухстадийной нейтрализации смеси азотной (или серной) и фосфорной кислот (схема ПН-ТР) с последующим гранулированием и сушкой по схеме АГ-СБ. В кислотную смесь (частично аммонизированная ЭФК — абсорбционная жидкость) предусмотрено предварительное введение магнийсодержащей добавки и, при необходимости, твердых микроэлементов. Нейтрализация смеси ЭФК, азотной (или серной) кислоты и абсорбционной жидкости осуществляется жидким аммиаком в преднейтрализаторе (ПН) емкостного типа с перемешивающим устройством. В трубчатых реакторах осуществляется нейтрализация смеси ЭФК, серной кислоты и абсорбционной жидкости жидким аммиаком. Доаммонизация и гранулирование удобрений происходит в аммонизаторе-грануляторе (АГ), куда также поступают хлористый калий, сульфат аммония и ретур. Полученная шихта направляется на сушку в сушильный барабан (СБ). Далее происходит рассев высушенных гранул и дробление крупной фракции. Товарную фракцию охлаждают последовательно, сначала в аппарате «кипящего слоя» (КС), затем в аппарате кондуктивного типа. Далее готовый продукт кондиционируют и направляют на склад.

Системы абсорбции в производстве NPK по схеме АГ — СБ.

Устанавливаются две системы абсорбции: одна от аммонизатора-гранулятора (АГ) и преднейтрализатора (ПН), вторая от сушильного барабана (СБ), холодильника КС и аспирации.

Выбросы в атмосферу после систем абсорбции.

1. Концентрация аммиака в газе после системы абсорбции АГ и ПН составит не более 100 мг/нм^3.

2. Концентрация аммиака в газе после системы абсорбции СБ, КС и аспирации составит не более 50 мг/нм^3.

3. Концентрация фтора в газе после системы абсорбции АГ и ПН составит не более 20 мг/нм^3.

4. Концентрация фтора в газе после системы абсорбции СБ, КС и аспирации составит не более 10 мг/нм^3.

5. Концентрация пыли в газе после системы абсорбции АГ и ПН составит не более 100 мг/нм^3.

6. Концентрация фтора в газе после системы абсорбции СБ, КС и аспирации составит не более 100 мг/нм^3.

Экономические преимущества производства нитратсодержащих NPK-удобрений:

- возможность переработки части ЭФК в неупаренном виде;
- большая единичная мощность;
- высокая производительность узла нейтрализации и стабильная работа системы в целом;
- возможность ввода в удобрения нитратного азота через жидкую фазу (выпуск «ровных» марок 15-15-15; 20-20-(14);
- благоприятные условия для гранулирования за счет увеличения количества пульпы в АГ (увеличение Ж:Т);

- возможность ввода большего количества серной кислоты в процесс и уменьшения расхода кристаллического (привозного) сульфата аммония;
- возможность получения широкого ассортимента NP, NPS, NPK удобрений (гибкая технология).

Ключевое оборудование технологии удобрений по схеме ПН — ТР + АГ — СБ:

1) преднейтрализатор;
2) аммонизатор-гранулятор;
3) сушильный барабан;
4) топка;
5) грохоты;
6) дробилки;
7) элеваторы;
8) охладитель кипящего слоя;
9) кондуктивный охладитель;
10) барабан-кондиционер;
11) абсорбционное оборудование: полые абсорберы, абсорбер АПС, брызгоуловитель;
12) оборудование сухой очистки: циклоны.

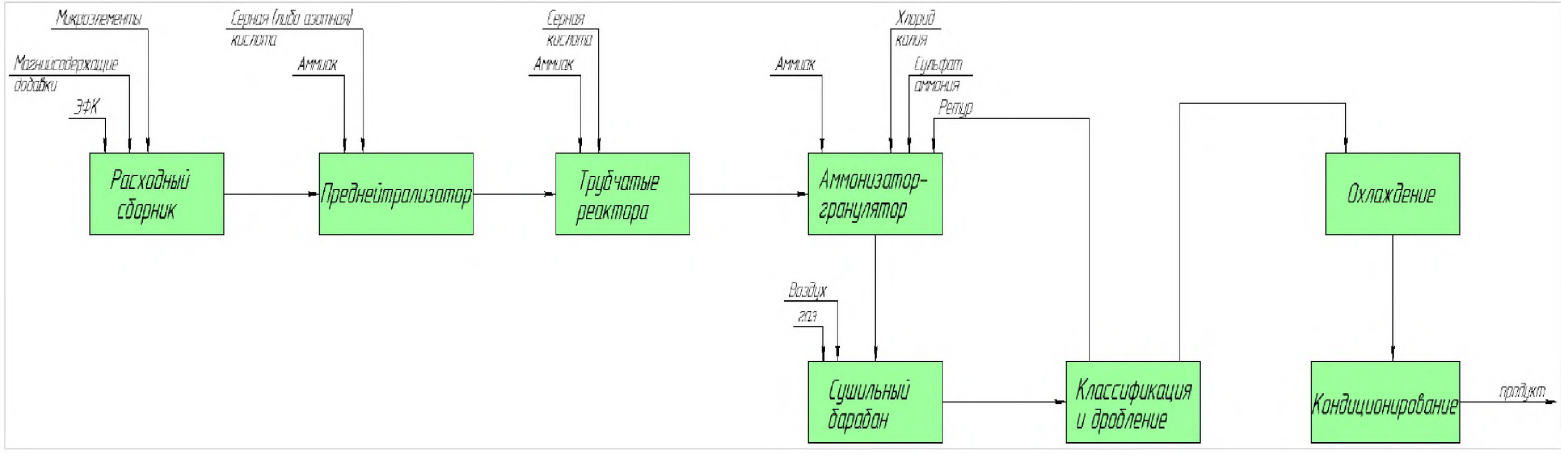


Рисунок 6.62 – Технология гранулированных NPK-удобрений увеличенной единичной мощности

6.5.4 Технология гранулированных нитратсодержащих NPK-удобрений на основе нейтрализации смеси азотной и фосфорной кислот с последующим гранулированием и сушкой по схеме АГ-СБ.

Процесс производства гранулированных нитратсодержащих NPK-удобрений основан на нейтрализации смеси азотной и фосфорной кислот с последующим гранулированием и сушкой по схеме АГ-СБ. В кислотную смесь (частично аммонизированная ЭФК — абсорбционная жидкость) предусмотрено предварительное введение магнийсодержащей добавки и, при необходимости, твердых микроэлементов. Нейтрализация смеси ЭФК, азотной кислоты и абсорбционной жидкости осуществляется газообразным аммиаком в преднейтрализаторе (ПН) емкостного типа с перемешивающим устройством. Предусмотрено смешивание пульпы на основе нитрата аммония и фосфатов аммония с хлористым калием в баковом смесителе. В трубчатых реакторах осуществляется нейтрализация смеси ЭФК, серной кислоты и абсорбционной жидкости жидким аммиаком. Доаммонизация и гранулирование удобрений происходит в аммонизаторе-грануляторе (АГ), куда также поступают хлористый калий, сульфат аммония и ретур. Полученная шихта направляется на сушку в сушильный барабан (СБ). Далее происходит рассев высушенных гранул и дробление крупной фракции. Товарную фракцию охлаждают в аппарате «кипящего слоя» (КС). При необходимости есть возможность применения для дополнительного охлаждения аппарата кондуктивного типа. Далее готовый продукт кондиционируют и направляют на склад.

При реализации технологии нитратсодержащих NPK-удобрений достигаются следующие экологические преимущества:

- отсутствие жидких и твердых отходов;
- низкие удельные выбросы с отходящими газами. Содержание вредных веществ в газовых выбросах: аммиак — 100 мг/нм^3 (от ПН и АГ), 80 мг/нм^3 (от СБ); фтор — 20 мг/нм^3 (от ПН и АГ), 20 мг/нм^3 (от СБ); пыль — 100 мг/нм^3 (от ПН и АГ), 100 мг/нм^3 (от СБ), 100 мг/нм^3 (от систем аспирации). Выбросы: аммиака — 9,171 г/с, фтора — 1,834 г/с, пыли — 10,14 г/с. Общее количество отходящих газов — 82700 нм^3/ч (110000 м^3/ч, 90°С) (от ПН и АГ), 247480 нм^3/ч (320000 м^3/ч, 80 ^{0}С) (от СБ), 17450 нм^3/ч (20000 м^3/ч, 40°С) (от систем аспирации).

Экономические преимущества производства нитратсодержащих NPK-удобрений:

- большая единичная мощность;
- низкие удельные энергетические затраты;
- эффективное использование тепла нейтрализации, за счет чего исключен узел плава аммиачной селитры;
- повышенная взрыво- и пожаробезопасность;
- снижение удельного расхода азотной кислоты;
-уменьшение себестоимости удобрений;
- улучшение физико-химических свойств удобрений;
- возможность получения широкого ассортимента NP, NPS, NPK и NPKS удобрений (гибкая технология).

Ключевое оборудование технологии нитратсодержащих NPK-удобрений:

1) преднейтрализатор;
2) аммонизатор-гранулятор;
3) сушильный барабан;
4) грохоты;
5) дробилки;
6) элеваторы;
7) охладитель кипящего слоя;
8) кондуктивный охладитель;
9) барабан-кондиционер.

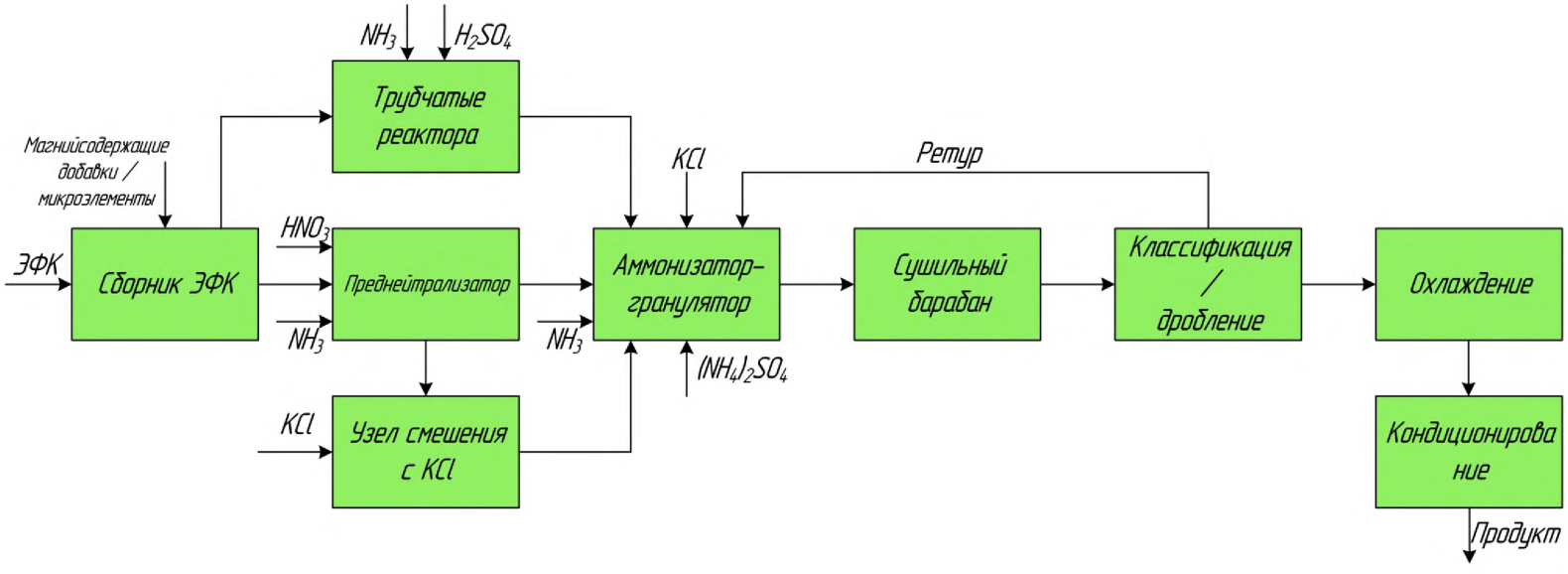


Рисунок 6.63 – Технология гранулированных нитратсодержащих NPK-удобрений на основе нейтрализации смеси азотной и фосфорной кислот с последующим гранулированием и сушкой по схеме АГ – СБ

6.5.5 Технология гранулированного ДАФ увеличенной единичной мощности

Процесс производства, гранулированного ДАФ основан на реакции нейтрализации экстракционной фосфорной кислоты (ЭФК) аммиаком.

Процесс состоит из следующих стадий:

1. Прием и распределение основного сырья и технологических добавок.
2. Частичная нейтрализация газообразным аммиаком смеси фосфорной кислоты, серной кислоты и абсорбционной жидкости в нейтрализаторе-испарителе (преднейтрализатор) емкостного типа с перемешивающим устройством.
3. Доаммонизация фосфатно-аммиачной пульпы газообразным аммиаком до МО 1,6–1,8 моль/моль, в смесителе-нейтрализаторе (трубчатый реактор).
4. Гранулирование удобрений ДАФ в аппарате барабанный гранулятор-сушилка (БГС).
5. Рассев высушенных гранул и дробление крупной фракции.
6. Охлаждение готового продукта в аппарате «кипящего слоя» (КС). При необходимости есть возможность применения для дополнительного охлаждения аппарата кондуктивного типа.
7. Кондиционирование продукта и транспортировка готового продукта на склад.
8. Очистка отходящих газов.

8.1. Система абсорбции после БГС включает в себя абсорбер «Вентури» с брызгоуловителем (первая ступень абсорбции), абсорбер «Вентури» и абсорбер АПС (вторая и третья ступени абсорбции). Производительность по газу 130000–160000 м^3/ч, (101983–125517 нм^3/ч 75 ^{0}С).

8.2. Система абсорбции после холодильника КС и аспирации включает в себя абсорбер «Вентури» (первая ступень абсорбции) и двухступенчатый абсорбер АПС (вторая и третья ступени абсорбции). Производительность по газу 130000–150000 м^3/ч (103470–119388 нм^3/ч 70 ^{0}С).

9. Характеристики: Производительность по готовому продукту — 55 т/ч ДАФ. Твердые и жидкие отходы отсутствуют.

Содержание вредных веществ в газовых выбросах:

- аммиак не более 100 мг/нм^3 (от БГС), не более 50 мг/нм^3 (от КС и аспирации);
- фтор - не более 20 мг/нм^3 (от БГС), не более 10 мг/нм^3 (от КС и аспирации);
- пыль — 100 мг/нм^3 (от БГС), 100 мг/нм^3 (от КС и аспирации).

Выбросы после БГС: аммиака — 3,48 г/с, фтора — 0,663 г/с, пыли — 3,48 г/с.

Выбросы после КС и аспирации: аммиака — 1,66 г/с, фтора — 0,332 г/с, пыли — 3,32 г/с.

Ключевое оборудование технологии получения, гранулированного ДАФ:

1) нейтрализатор-испаритель (преднейтрализатор);
2) трубчатый реактор;
3) барабанный гранулятор-сушилка (БГС);
4) топочно-горелочное устройство;
5) грохот;
6) аппарат «кипящего слоя» (КС);

7) барабан кондиционер;
8) кондуктивный теплообменник;
9) абсорбционное оборудование: полые абсорберы, абсорберы «Вентури», абсорбер АПС, брызгоуловитель.



Рисунок 6.64 – Технология гранулированного ДАФ

6.5.6 Технология жидких комплексных удобрений (ЖКУ) увеличенной единичной мощности.

Процесс производства, жидких комплексных удобрений (ЖКУ) марки 11:37 с микроэлементами состоит из следующих стадий:

1. Прием и распределение основного сырья и технологических добавок.
2. Упаривание экстракционной фосфорной кислоты (ЭФК) в выпарном контуре.
3. Нейтрализация газообразным аммиаком упаренной фосфорной кислоты в трубчатом реакторе (ТР).
4. Донейтрализация плава аммиаком до pH=6-7 и разбавление полученного плава водой до требуемой марки в баке-донейтрализаторе (БД).
5. Охлаждение ЖКУ в пластинчатых теплообменниках.
6. Смешение ЖКУ с микроэлементами в различной форме (сухие, жидкие).
7. Перекачка готового продукта на склад.
8. Характеристики: Производительность по готовому продукту — 30 т/ч ЖКУ марки 11:37.

Твердые и жидкие отходы отсутствуют.

Содержание вредных веществ в газовых выбросах:

- аммиак не более 100 мг/нм^3(от ТР и БД),
- фтор - не более 20 мг/нм^3 (от ТР и БД),

Выбросы от ТР и БД: аммиака — 0,025 г/с, фтора — 0,003 г/с.

Объем выбросов: 600 нм^3/ч

Ключевое оборудование технологии получения ЖКУ с микроэлементами:

1. Вакуум-выпарная установка, в составе трубчатого теплообменника, циркуляционного насоса и сепаратора;
2. Трубчатый реактор;
3. Пластинчатый теплообменник.



Рисунок 6.65 – Принципиальная блок схема процесса получения ЖКУ с микроэлементами

6.5.7 Технология МАФ увеличенной единичной мощности.

Процесс производства, гранулированного МАФ основан на реакции нейтрализации экстракционной фосфорной кислоты (ЭФК) аммиаком.

Процесс состоит из следующих стадий:

1. Прием и распределение основного сырья и технологических добавок.

2. Частичная нейтрализация газообразным аммиаком смеси фосфорной кислоты, серной кислоты и абсорбционной жидкости в нейтрализаторе-испарителе (преднейтрализатор) емкостного типа с перемешивающим устройством до МО 0,7-0,8 моль/моль. Или нейтрализация газообразным аммиаком смеси фосфорной кислоты, серной кислоты и абсорбционной жидкости в нейтрализаторе-испарителе (преднейтрализатор) емкостного типа с перемешивающим устройством до МО 1,3–1,4 моль/моль.

3. Доаммонизация фосфатно-аммиачной пульпы газообразным аммиаком до МО 1,0–1,2 моль/моль, в смесителе-нейтрализаторе (трубчатый реактор). Или разбавление фосфатно-аммиачной пульпы газообразным аммиаком до МО 1,0–1,2 моль/моль, в смесителе-нейтрализаторе (трубчатый реактор).

4. Гранулирование удобрений МАФ в аппарате барабанный гранулятор-сушилка (БГС).

5. Рассев высушенных гранул и дробление крупной фракции.

6. Охлаждение готового продукта в аппарате «кипящего слоя» (КС). При необходимости есть возможность применения для дополнительного охлаждения аппарата кондуктивного типа.

7. Кондиционирование продукта и транспортировка готового продукта на склад

8. Очистка отходящих газов.

8.1. Система абсорбции после БГС включает в себя абсорбер «Вентури» (первая ступень абсорбции) и двухступенчатый абсорбер АПС (вторая и третья ступени абсорбции). Производительность по газу 150000–180000 $м^3$/ч, (117673–141207 $нм^3$/ч 75 ^{0}С).

8.2. Система абсорбции после холодильника КС и аспирации включает в себя абсорбер «Вентури» (первая ступень абсорбции) и двухступенчатый абсорбер АПС (вторая и третья ступени абсорбции). Производительность по газу 100000–130000 $м^3$/ч (79592–103469 $нм^3$/ч 70 ^{0}С).

9. Характеристики: производительность по готовому продукту — 65 т/ч МАФ. Твердые и жидкие отходы отсутствуют.

Содержание вредных веществ в газовых выбросах:

- аммиак не более 100 мг/$нм^3$(от БГС), не более 50 мг/$нм^3$ (от КС и аспирации);
- фтор - не более 20 мг/$нм^3$ (от БГС), не более 10 мг/$нм^3$ (от КС и аспирации);
- пыль — 100 мг/$нм^3$ (от БГС), 100 мг/$нм^3$ (от КС и аспирации).

Выбросы после БГС: аммиака — 3,92 г/с, фтора — 0,784 г/с, пыли — 3,92 г/с.

Выбросы после КС и аспирации: аммиака — 1,44 г/с, фтора — 0,287 г/с, пыли — 2,87 г/с.

Ключевое оборудование технологии получения, гранулированного МАФ:

1. Нейтрализатор-испаритель (преднейтрализатор);

2. Трубчатый реактор;
3. Барабанный гранулятор-сушилка (БГС);
4. Топочно-горелочное устройство;
5. Грохот;
6. Аппарат «кипящего слоя» (КС);
7. Барабан кондиционер;
8. Кондуктивный теплообменник;
9. Абсорбционное оборудование: полые абсорберы, абсорберы «Вентури», абсорбер АПС, брызгоуловитель.

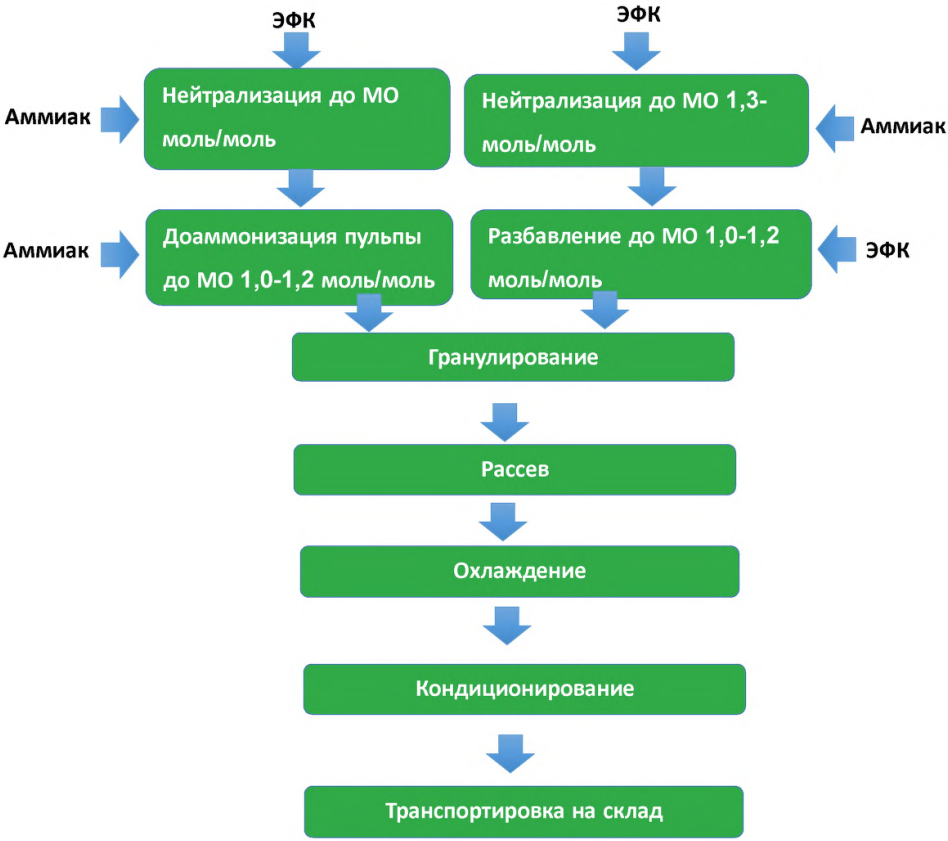


Рисунок 6.66 – Принципиальная блок схема процесса получения, гранулированного МАФ

6.5.8 Перспективные технологии производства сульфата аммония

6.5.8.1. Получение раствора сульфата аммония при совместной переработке фосфогипса и кремнефтористоводородной кислоты

В настоящее время одной из перспективных технологий получения сульфата аммония является процесс совместной переработки побочных продуктов производства экстракционной фосфорной кислоты — фосфогипса и кремнефтористоводородной кислоты (КФВК) с получением раствора сульфата аммония и фтористого шлама.

Технология отработана в лабораторном масштабе (в периодическом и непрерывном режимах) при использовании в качестве исходных реагентов продуктов сернокислотной переработки хибинского апатитового концентрата — дигидратного фосфогипса и КФВК.

Основными стадиями процесса получения раствора сульфата аммония являются:

1) Прием и хранение фосфогипса, аммиачной воды, кремнефтористоводородной и серной кислот.

2) Смешение фосфогипса с аммиачной водой и оборотным раствором сульфата аммония (промывным фильтратом).

3) Нейтрализация кремнефтористоводородной кислоты содержащимся в пульпе фосфогипса водным раствором аммиака с получением раствора сульфата аммония, кристаллизацией фторида кальция, осаждением кремнегеля.

4) Фильтрация — разделение реакционной пульпы на вакуум-фильтрах с многократной противоточной промывкой осадка.

5) Нейтрализация продукционного раствора сульфата аммония серной кислотой.

6) Хранение нейтрализованного раствора сульфата аммония.

7) Хранение фтористого шлама.

8) Абсорбционная очистка образующихся в процессе производства аммиак содержащих газов перед выбросом в атмосферу.

Схема получения раствора сульфата аммония с указанием стадий технологического процесса представлена на рисунке 6.67.

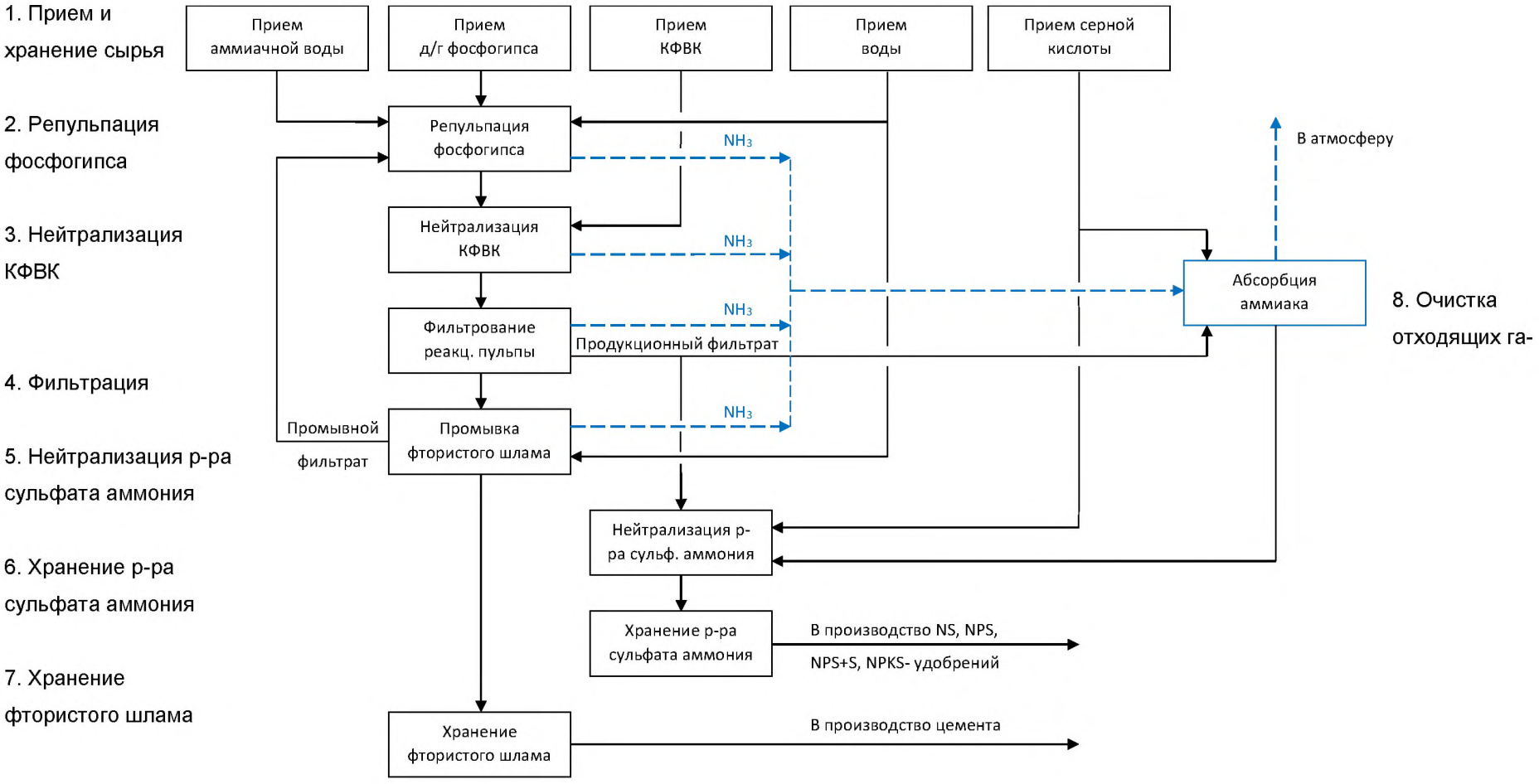


Рисунок 6.67 – Схема получения раствора сульфата аммония из фосфогипса и КФВК

В основе процесса получения раствора сульфата аммония лежит нейтрализация кремнефтористоводородной кислоты аммиачной водой до pH = 8÷9 ед. без промежуточного отделения образующегося кремнегеля в присутствии фосфогипса для осаждения F^-.

На первой стадии дигидратный фосфогипс текущей выработки (возможно также использование отвального фосфогипса) репульпируется в промывном растворе сульфата аммония и аммиачной воде, при этом нейтрализуется фосфорная кислота, содержащаяся в фосфогипсе.

$CaSO_4 \cdot 2H_2O + H_3PO_4 + 2NH_3 \leftrightarrow CaHPO_4 + (NH_4)_2SO_4 + 2H_2O$

$CaSO_4 \cdot 2H_2O + 2CaHPO_4 + 2NH_3 \leftrightarrow Ca_3(PO_4)_2 + (NH_4)_2SO_4 + 2H_2O$

На второй стадии осуществляется нейтрализация кремнефтористоводородной кислоты содержащимся в пульпе фосфогипса растворенным аммиаком с образованием раствора кремнефторида аммония, который при pH = 8÷9 ед. гидролизуется с образованием раствора фторида аммония и диоксида кремния.

$H_2SiF_6 + 2NH_3 \leftrightarrow (NH_4)_2SiF_6 + 117{,}11$ кДж/моль

$(NH_4)_2SiF_6 + 4NH_3 + 2H_2O \leftrightarrow 6NH_4F + SiO_2 + 120{,}24$ кДж/моль

Образующийся диоксид кремния осаждается в виде кремнегеля, а фторид аммония взаимодействует с гипсом, основным компонентом фосфогипса, с образованием фторида кальция выделяющегося в осадок и раствора сульфата аммония.

$CaSO_4 \cdot 2H_2O + 2NH_4F \leftrightarrow CaF_2 + (NH_4)_2SO_4 + 2H_2O + 13{,}28$ кДж/моль

Суммарно взаимодействие компонентов выражается в виде реакции:

$H_2SiF_6 + 3CaSO_4 \cdot 2H_2O + 6NH_3 \leftrightarrow 3CaF_2 + SiO_2 + 3(NH_4)_2SO_4 + 4H_2O + 277{,}19$ кДж/моль

Для полноты протекания реакции и получения раствора сульфата аммония с содержанием F^- <100 мг/л процесс ведут при подаче избытка фосфогипса сверх стехиометрии (норма расхода — 120÷130 % отн.) при времени взаимодействия реакционной смеси — 1÷2 ч. Концентрация продукционного раствора сульфата аммония определяется главным образом двумя факторами: содержанием влаги в фосфогипсе и концентрацией КФВК.

Реакционная пульпа подается на разделение фаз на ленточные вакуум-фильтры. Промывка фтористого шлама — противоточная, 3-х кратная. Продукционный раствор сульфата аммония направляется на нейтрализацию серной кислотой до pH = 4,5÷5 и далее в производство удобрений. Промывной фильтрат направляется в реакционный узел на репульпацию фосфогипса. Отмытый от сульфата аммония фтористый шлам вывозится на площадку для складирования.

Газы, выделяющиеся от баковой аппаратуры и фильтровального оборудования, проходят очистку от аммиака в абсорбере. Поглощение аммиака осуществляется сернокислым раствором сульфата аммония.

Разработанная технология позволяет перерабатывать растворы кремнефтористоводородной кислоты в широком диапазоне концентраций (8÷22 % мас. H_2SiF_6). При использовании концентрированных растворов КФВК (20÷22 % мас. H_2SiF_6) и нормы расхода дигидратного фосфогипса 120 % отн. возможно получение растворов сульфата аммония с содержанием >20 % мас. $(NH_4)_2SO_4$.

Отмытый фтористый шлам представляет собой смесь фторида кальция, кремнегеля и не вступившего в реакцию фосфогипса. Получаемый фтористый шлам может

найти применение в цементной промышленности — в качестве флюса для снижения температуры обжига клинкерной смеси и повышения качества цемента.

При реализации процесса совместной переработки фосфогипса и кремнефтористоводородной кислоты с получением раствора сульфата аммония достигаются следующие **экологические преимущества**:

1. Экономия извести.

Экономия потребления извести на предприятиях по производству фосфорсодержащих удобрений достигается за счет сокращения дебалансовых объемов КФВК направляемых на нейтрализацию известковым молоком.

2. Экономия серной кислоты.

В производстве гранулированного и кристаллического сульфата аммония из аммиака и серной кислоты, а также в производствах NPS- и NPKS-удобрений представляется возможным замена части используемой серной кислоты на раствор сульфата аммония.

3. Снижение затрат на транспортировку и размещение отходов.

Уменьшение количества фосфогипса направляемого в отвал за счет вовлечения в производство товарной продукции — раствора сульфата аммония.

6.5.9 Получение высокоэффективных удобрений с регулируемым поступлением питательных веществ в почву.

Одним из перспективных направлений повышения эффективности применения минеральных удобрений является использование удобрений с регулируемым поступлением питательных веществ в почву. Производство данных удобрений основано на нанесении покрытия на поверхность гранул для обеспечения заданного времени растворения в почве. При этом достигаемая эффективность применения на 30–50 % выше по сравнению со стандартными удобрениями за счет снижения потерь питательных веществ в результате вымывания.

Одним из вариантов технологии получения удобрений с регулируемым поступлением питательных веществ в почву является использование в качестве полимера для покрытия гранул — полиуретана, который образуется при смешении 4,4-дифенилметандиизоцианата с многоатомными спиртами (полиолами) органического происхождения [144, 145]. Нанесение покрытия производится во вращающемся барабане.

Компоненты покрытия распыляются на слой материала через форсунки, расположенные по всей длине барабана, и реагируют на поверхности гранул с образованием полиуретана.

Толщина покрытия зависит от времени пребывания гранул в барабане и изменяется путем регулирования скорости его вращения.

Перед нанесением покрытия гранулы разогреваются паром до температуры 70–80°С, а после нанесения покрытия охлаждаются водой до температуры 40–50°С в пластинчатых теплообменниках. Необходимая скорость растворения продуктов может достигаться за счет смешения удобрений с различной толщиной покрытия, а также добавления в смесь удобрений без покрытия.

Стадии технологического процесса:

1. Прием и хранение сырья (гранулированных удобрений и компонентов покрытия)
2. Контрольная классификация удобрения
3. Нагрев гранул
4. Обработка гранул реагентами с получением покрытия
5. Охлаждение покрытых гранул
6. Хранение готовой продукции

Раздел 7. Производство аммиачной селитры, известково-аммиачной селитры, аммиачной воды

7.1 Производство аммиачной селитры

Технологические схемы и аппаратурное оформление производств аммиачной селитры отличаются многообразием, особенно в странах ЕС, втором крупном ее производителе. Основой всех этих технологий является одна базовая: нейтрализация азотной кислоты газообразным аммиаком с получением раствора нитрата аммония по реакции: $HNO_3 + NH_3 = NH_4NO_3$; концентрирование этого раствора до состояния плава; гранулирование плава; охлаждение гранул до температуры 30 ÷ 45 °С.

Получение гранул в башнях разбрызгиванием плава в поток охлаждающего атмосферного воздуха требует доведения концентрации плава до 99,7 % NH_4NO_3. В Европе он получил название «приллирование» в отличие от метода получения гранул во вращающихся барабанах, именуемого «гранулирование». Преимущество этого метода заключается в получении более твердых гранул и выброс в атмосферу меньшего количества воздуха, что облегчает его очистку.

В СССР сооружались производства амиачной селитры исключительно с гранулированием плава в башнях. При массовом строительстве агрегатов, требующих существенно меньших капиталовложений, этот метод был вне конкуренции. При сооружении ныне действующих крупнотоннажных агрегатов экологическому фактору — снижению содержания аммиака и аэрозольных частиц нитрата аммония, а также сточных вод в виде загрязненного конденсата сокового пара, по сравнению с предыдущими производствами АС-60, — уделялось особое внимание. Это нашло отображение в выборе технологии:

- с применением азотной кислоты, имеющей концентрацию 58–60 % HNO_3. Это обеспечивало повышение концентрации раствора АС при нейтрализации кислоты и резкое снижение образования сокового пара, что позволило отказаться от его использования и упарки этого раствора с получением загрязненного конденсата, требовавшего, в свою очередь, дорогостоящей очистки перед использованием конденсата или его сбросом в водоемы;

- с применением очистки выброса воздуха из гранбашни в смеси с сковым паром от примесей аммиака и нитрата аммония путем их поглощения слабым подкисленным раствором аммиачной селитры.

Первые крупнотоннажные агрегаты с указанной природоохранной технологией носят индекс АС-67. В последующей серии крупнотоннажных агрегатов АС-72 степень очистки выхлопа в атмосферу была повышена путем введения 2ой ступени очистки паровоздушной смеси методом улавливания аэрозольных частиц нитрата аммония неткаными фильтрующими пакетами из ультратонких волокон.

В дальнейшем показатели действенности фильтрации повышались, что позволило интенсифицировать агрегат АС-72, сооруженный в г. Димитровград, Болгария, на 30–40 % выше проектной мощности, закрыть старое производство амселитры без снижения выработки аммиачной селитры без нарушения норм ЕС, в который вошла Болгария.

В настоящее время этот опыт внедряется на предприятиях в России. На ряде предприятий агрегаты АС-72 и модернизированные АС-72 М эксплуатируются с превышением проектной мощности на 14–20 % без нарушения установленных норм выброса в атмосферу NH_3 и NH_4NO_3 и без постоянных сточных вод.

Эффективность других мероприятий, связанных с повышением качества продукции (применением магнезиальной добавки, грануляторов с улучшенной конструкцией, обработка гранул антислеживающими жидкостями) подтверждается отсутствием рекламаций и от зарубежных покупателей аммиачной селитры.

В настоящее время АС производится в основном в крупнотоннажных однотипных агрегатах АС-72 и АС-72 М, АС-67 с проектной мощностью 450 тыс. т/год, разработанных в 1967–1972 годах и сооруженных в 1970–1980-х годах. Небольшая доля АС вырабатывается в сохранившихся производствах, которые сооружались в 1960 — начале 1970-х годов (далее — индекс АС-60). Основная масса производств АС сосредоточена

в Европейской части Российской Федерации, небольшая доля — в Сибири. Разработанные в 80^{х} годах проекты сооружения ряда производств АС в Сибири не осуществлены.

Все российские производства АС непрерывно эксплуатировались в годы перестройки, экспортируя часть АС в зарубежные страны.

В настоящее время общая выработка АС приблизилась к проектной мощности, а на ряде предприятий — превысила ее.

Сырьем для производства АС служат газообразный аммиак и азотная кислота с концентрацией 56–60 % HNO_3, частично 46–48 %.

Производство АС тесно интегрировано с производствами аммиака и азотной кислоты на одном предприятии. Только малая часть ее производства осуществляется на привозном аммиаке.

Указанные производства интегрированы не только по сырью; в производствах АС используется водяной пар, вырабатываемый в производстве азотной кислоты, загрязненный конденсат сокового пара используется в производствах азотной кислоты для орошения абсорбционной колонны.

В таблице 7.1 приведены все предприятия Российской Федерации, производящие АС, их географическое положение, сроки ввода в эксплуатацию, производительность.

Таблица 7.1

№ п/п	Наименование предприятия	Перечень используемых технологий											
		Агрегат индекс АС-72 Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_4NO_3			Агрегат индекс АС-72М Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_4NO_3			Агрегат индекс АС-67 Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_4NO_3			Агрегат индекс АС-60, АС-60М Годовая проектная мощность — 400 тыс. т NH_4NO_3		
		Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)
1	АО «Апатит» (Вологодская область)	—	—	—	1	1989	450 (56,8)	—	—	—	—	—	—
2	Акрон, ПАО (г. Великий Новгород)	2	1977 1979	900 (113,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—
3	Дорогобуж, ПАО, Смоленская обл., Дорогобужский район, п. Верхнеднепровский	2	1978 1980	900 (113,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—
4	АО «НАК «Азот», Тульская обл., г. Новомосковск	—	—	—	—	—	—	2	1972 1974	900 (113,6)	—	—	—
5	АО «Минудобрения», Воронежская обл., г. Россошь	1	1979	520 (65,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—
6	АО «Невинномысский Азот», Ставропольский край, г. Невинномысск	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1	1972	600 (75)
7	Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ», Пермский край, г. Березники	1	1975	450 (56,8)	1	1984	450 (56,8)	—	—	—	—	—	—

№ п/п	Наименование предприятия	Перечень используемых технологий											
		Агрегат индекс АС-72 Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_4NO_3			Агрегат индекс АС-72М Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_4NO_3			Агрегат индекс АС-67 Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_4NO_3			Агрегат индекс АС-60, АС-60М Годовая проектная мощность — 400 тыс. т NH_4NO_3		
		Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)
8	КАО «Азот», Кемеровская обл., г. Кемерово	2	1980 1982	900 (113,6)	—	—	—	—	—	—	—	—	—
9	Филиал «КЧХК» АО «ОХК «Уралхим», Кировская обл., г. Кирово-Чепецк	2	1978 1982 2018 (после технического перевооружения и модернизации)	900 (113,6) Агрегат АС-72/1: 673,2 (83,3) Агрегат АС-72/1: 807,84 (100)	—	—	—	—	—	—	—	—	—

№ п/п	Наименование предприятия	Перечень используемых технологий											
		Агрегат индекс АС-72 Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_4NO_3			Агрегат индекс АС-72М Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_4NO_3			Агрегат индекс АС-67 Годовая проектная мощность — 450 тыс. т NH_4NO_3			Агрегат индекс АС-60, АС-60М Годовая проектная мощность — 400 тыс. т NH_4NO_3		
		Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)	Количество	Срок ввода в эксплуатацию	Общая мощность, тыс. т/год (т/ч)
10	ООО «Ангарский Азотно-туковый завод», Иркутская обл., г. Ангарск-5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1	1964	189 (25)
11	АО «Мелеузовские минеральные удобрения», республика Башкортостан, г. Мелеуз	—	—	—	1	1985	450 (56,8)	—	—	—	—	—	—
12	АО «Аммоний», республика Татарстан, г. Менделеевск	—	—	—	1	1989	380 (48)	—	—	—	—	—	—
13	ПАО «КуйбышевАзот», Самарская обл., г. Тольятти	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1	1964–1965	680 (85)*
* С учетом производства КАС и АС путем нейтрализации слабой азотной кислоты газами дистилляции													

7.1.1 Описание технологических процессов производства аммиачной селитры, используемых в настоящее время

В настоящее время АС производится в основном в крупнотоннажных однотипных агрегатах АС-72 и АС-72М, частично АС-67 с проектной мощностью 450 тыс. т/год, разработанных в 1967–1980 годах и сооруженных в 1970–1980-х годах. Небольшая доля АС вырабатывается в сохранившихся производствах, которые сооружались в 1960 — начале 1970-х годов (индекс АС-60).

Сырьем для производства АС служат газообразный аммиак и азотная кислота с концентрацией 56–60 % HNO_3, частично 46–48 % в производствах АС-60.

7.1.1.1 Агрегат АС-72

Практически в большинстве агрегатов АС-72 в ходе многолетней эксплуатации выполнены мероприятия, осуществленные в модернизированных агрегатах АС-72М при их строительстве. Схема технологического процесса на агрегатах АС-72 приведена на рисунке 7.1.

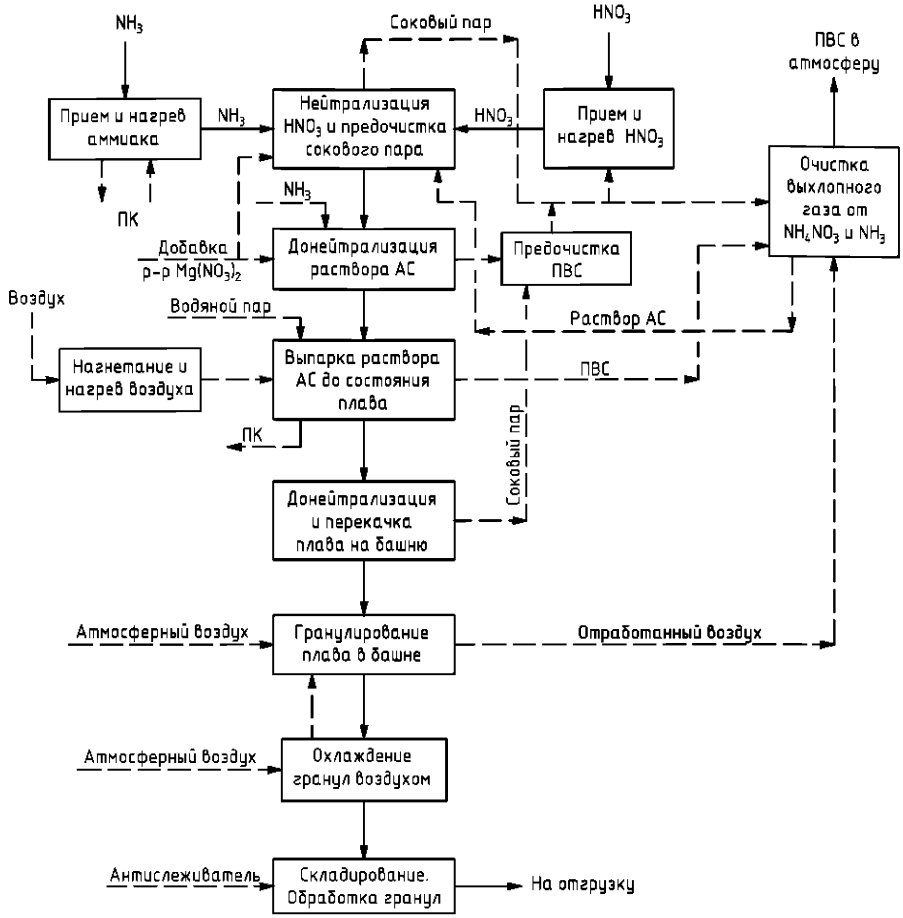


Рисунок 7.1 – Описание схемы технологического процесса в агрегатах АС-72

Раствор аммиачной селитры получается в результате реакции нейтрализации азотной кислоты газообразным аммиаком.

Предварительно подогретая азотная кислота и нагретый аммиак поступают в нижнюю часть аппаратов использования тепла нейтрализации (ИТН), где происходит процесс нейтрализации азотной кислоты газообразным аммиаком. Выходящий из аппаратов ИТН 89–92 %-ный раствор NH_4NO_3 имеет избыток азотной кислоты, обеспечивающий полноту поглощения аммиака.

В верхней части аппарата соковый пар из реакционной части отмывается от брызг аммиачной селитры, паров HNO_3 и NH_3 20–25 %-ным раствором аммиачной селитры из промывного скруббера и конденсатом сокового пара из подогревателя азотной кислоты. Часть сокового пара используется на подогрев азотной кислоты, а основную его массу направляют в промывной скруббер, где смешивают с воздухом из грануляционной

башни, с паровоздушной смесью из выпарного аппарата и промывают на тарелках скруббера. Промытую паровоздушную смесь выбрасывают в атмосферу.

Раствор аммиачной селитры из аппаратов ИТН последовательно проходит донейтрализатор и контрольный донейтрализатор. Избыток кислоты в растворе нитрата аммония нейтрализуют аммиаком в донейтрализаторе, а в случае проскока кислоты — в контрольном донейтрализаторе, из которого раствор самотеком поступает в выпарной аппарат.

Помимо получения раствора аммиачной селитры нейтрализацией азотной кислоты газообразным аммиаком в аппаратах ИТН на некоторых агрегатах предусмотрен прием конверсионных растворов из производства фосфорных удобрений, где аммиачная селитра является побочным продуктом. Раствор аммиачной селитры предварительно подогревается в теплообменнике паром и подается в донейтрализатор, где смешивается с раствором аммиачной селитры из аппаратотв ИТН.

Упаривание полученного раствора нитрата аммония до состояния высококонцентрированного плава осуществляется под избыточным давлением близким к атмосферному за счет использования теплоты конденсации насыщенного пара и противоточной продувкой горячим воздухом в выпарном аппарате. Греющий пар подается в межтрубное пространство кожухотрубчатой части выпарного аппарата. Раствор равномерно распределяется на верхней трубной решетке и далее стекает по внутренней поверхности трубок в виде пленки, упариваясь до массовой доли нитрата аммония 99–99,5 %. Температура поддерживается в пределах 175–185 °С. В нижней части аппарата плав упаривается до массовой доли 99,7 %. Плав из выпарного аппарата поступает в гидрозатвор-донейтрализатор, где подщелачивается аммиаком и направляется в баки для плава, из которых погружными насосами подается в напорный бак плава.

Процесс гранулирования высококонцентрированного плава нитрата аммония осуществляется в металлической грануляционной башне сечением 8 × 11 м, обеспечивающей высоту падения гранул 50 м. Плав нитрата аммония из напорного бака поступает в грануляторы и равномерно в виде капель разбрызгивается по всему сечению полого объема башни. Встречным потоком воздуха, поднимающимся со скоростью 1,0–1,8 м/с, падающие капли плава охлаждаются и кристаллизуются в виде гранул. Гранулы поступают на конвейер, затем подаются на колосниковую решетку грохота. Далее гранулы поступают в аппарат КС, проходят 3 секции, где охлаждаются до температуры не более 50 °С. В каждую секцию раздельно подается атмосферный воздух центробежными вентиляторами. Охлажденный продукт направляют на склад или на обработку ПАВ, а затем на отгрузку навалом или на упаковку в мешки.

Загрязненный примесью нитрата аммония и аммиака воздух из грануляционной башни и промывателя паровоздушной смеси, а также соковый пар из аппаратов ИТН и скруббера поступают на очистку в промывной скруббер, состоящий из 6 секций. На верхнюю тарелку каждой секции подается закисленный раствор нитрата аммония. Паровоздушная смесь после очистки в скруббере проходит фильтрующие элементы и выбрасывается в атмосферу вентиляторами.

«По схеме АС-72 также можно получать аммиачную селитру с добавками фосфорсодержащих солей (преципитата). Например, азотофосфат марки 33:3.»

Описание технологического процесса АС-72 приведено в таблице 7.2, а основное оборудование — в таблице 7.3.

Таблица 7.2 – Описание технологического процесса АС-72 (с учетом модернизаций)

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии (наименование)
Газообразный аммиак Паровой конденсат	Прием и очистка капельного жидкого аммиака Нагрев газообразного аммиака теплом парового конденсата из выпарного аппарата	Газообразный аммиак Паровой конденсат	Отделитель-испаритель Кожухотрубчатый теплообменник	—
58–60 % азотная кислота Соковый пар	Прием и нагрев азотной кислоты соковым паром из нейтрализаторов	Нагретая азотная кислота	Кожухотрубчатый теплообменник	—
Газообразный аммиак Азотная кислота	Нейтрализация азотной кислоты и получение раствора АС с концентрацией 89–92 % NH_4NO_3	Раствор аммиачной селитры Соковый пар	Комбинированный емкостной аппарат	
Раствор АС Аммиак Добавка раствора $Mg(NO_3)_2$	Донейтрализация раствора АС до pH=5,5–6 и смешение с кондиционирующей добавкой	Раствор АС с избытком NH_3 в выпарной аппарат Соковый пар	Вертикальный сосуд с барботером	
Атмосферный воздух Водяной пар	Нагнетание атмосферного воздуха и нагрев водяным паром перед подачей в выпарной аппарат	Горячий воздух Паровой конденсат	Воздушный компрессор-нагнетатель Кожухотрубчатый теплообменник	—

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии (наименование)
Раствор АС Горячий воздух Водяной пар	Упаривание раствора АС до состояния плава с концентрацией 99,7 % NH_4NO_3 в токе воздуха	Плав АС Смесь воздуха и сокового пара (АВС) Паровой конденсат	Комбинированный кожухотрубчатый теплообменник с обогреваемыми тарелками	
Плав АС Аммиак	Донейтрализация плава аммиаком и перекачка плава на верх гранбашни	Плав АС Соковый пар	Вертикальный сосуд с барботером Полупогружной насос специальной конструкции	
Плав АС Атмосферный воздух из аппарата охлаждения	Гранулирование капель плава охлаждением в потоке воздуха	Гранулированный продукт на охлаждение Паровоздушная смесь с примесями NH_3 и NH_4NO_3	Напорный бак Грануляторы Грануляционная башня — строительное сооружение из металла	
Атмосферный воздух Гранулированный продукт из башни	Охлаждение гранул до температуры не выше 50 °С	Нагретый воздух в башню Охлажденный поток гранул на обработку антислеживателем		—
Охлажденные гранулы Антислеживатель — поверхностно-активное вещество (ПАВ)	Хранение продукта Обработка гранул антислеживателем (ПАВ) перед упаковкой в тару и отгрузкой насыпью	Продукт на отгрузку	Транспортеры пересыпочные Классификатор Складское оборудование Вентиляционные отсосы Циклоны для улавливания пыли перед выбросом в атмосферу	

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии (наименование)
Отработанный воздух из гранбашни ПВС из выпарного аппарата Соковый пар из отделения нейтрализации Раствор АС	Промывка ПВС перед выбросом в атмосферу 20–25 %-ным раствором аммиачной селитры	Выхлопные газы в атмосферу Раствор АС	Скруббер-промыватель	NH_3, NH_4NO_3

Таблица 7.3 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Подогреватель азотной кислоты	Нестандартный теплообменник	+	—	Нагрев азотной кислоты	Вертикальный четырехходовой кожухотрубчатый теплообменник В трубное пространство поступает азотная кислота, в межтрубное — соковый пар из ИТН
Подогреватель газообразного аммиака		+	—	Нагрев аммиака	Вертикальный одноходовой кожухотрубчатый теплообменник В трубное пространство поступает аммиак, в межтрубное — паровой конденсат
Нейтрализатор с использованием тепла реакции с предварительной очисткой сокового пара	Нестандартный аппарат ИТН	+	+	Получение раствора аммиачной селитры нейтрализацией азотной кислоты. Предварительная очистка сокового пара	Состоит из реактора с барботерами HNO_3 и NH_3 и промывателя сокового пара с 4 барботажными тарелками. Тип тарелок — колпачковый

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Донейтрализатор	Нестандартный аппарат	+	-	Донейтрализация избытка азотной кислоты и создание избытка аммиака перед выпаркой раствора АС	Вертикальный сосуд с барботером NH_3
Воздушный компрессор	Тип Н-400–12–2	+	—	Подача атмосферного воздуха в выпарной аппарат	Производительность — 24 000 $м^3$/ч в условиях всасывания
Подогреватель воздуха	Кожухотрубчатый теплообменник	+	—	Нагрев атмосферного воздуха	Горизонтальный теплообменник В трубное пространство поступает воздух, в межтрубное — насыщенный водяной пар
Выпарной аппарат	Комбинированный выпарной аппарат пленочного типа	+	-	Выпаривание воды из раствора АС до состояния плава с концентрацией 99,7 % NH_4NO_3	Вертикальный, цилиндрической формы. Состоит из 3 частей: сепарационная, трубчатая, тарельчатая части. Аппарат пленочного типа
Донейтрализатор		+	-	Нейтрализация плава после выпарки с созданием избытка аммиака	Под налив
Гранулятор плава АС	ВВГ (вращающийся вибрационный гранулятор)	+	—	Разбрызгивание плава в башне с узким факелом	Производительность гранулятора — 27–65 т/ч
Гранулятор плава АС	Акустический лееч-ного типа	+	—	Разбрызгивание плава в башне с узким факелом	Производительность гранулятора — 15–30 т/ч

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Аппарат для охлаждения гранул в КС		+	-	Охлаждение горячих гранул из башни до температуры не выше 50 °С	Аппарат выносного типа прямоугольной формы. Состоит из 3 секций, в каждой имеется: решетка КС и воздухо-распределительная решетка
Воздушные вентиляторы	ВД-15,5, ВДН-17	+	—	Подача атмосферного воздуха в аппарат охлаждения гранул	Производительность — 70÷100 тыс. $м^3/ч$ Напор — 460÷380 мм вод. ст.
Скруббер-промыватель с фильтрующими элементами		+	+	Глубокая очистка ПВС от NH_3 и NH_4NO_3 перед сбросом в атмосферу	Состоит из 2 блоков Блок состоит из 3 секций В каждой секции по 2 ситчатые тарелки с отбойными элементами и по одной тарелке с фильтрующими элементами
Вытяжные вентиляторы (дымососы)	ДН-19 СНЖ-0,95, ДН-17НЖ	+	—	Протягивание атмосферного воздуха через башню и промывной скруббер	Производительность — 100–125 тыс. $м^3/ч$ Напор — 320–450 мм вод. ст
Аппарат для обработки гранул антислеживателем		+	—	Обработка гранул антислеживателем при помощи распыления через форсунки	

7.1.1.2 Агрегат АС-72М

Модернизация коснулась ряда позиций технологического оборудования — подогревателей азотной кислоты, аммиака, донейтрализаторов, грануляторов, доукомплектования скруббера-промывателя на башне фильтроэлементами для тонкой очистки от аэрозолей NH_4NO_3 и аммиака, объединенных локальных очисток и воздушек от сборников с растворами, растворов АС с основным выбросом — паровоздушной смеси из гранбашни и нейтрализаторов. В остальном основное оборудование соответствует оборудованию агрегатов АС-72 с небольшими изменениями, повышающими надежность его эксплуатации (см. рисунок 7.2). Описание технологического процесса приведено в таблице 7.4.

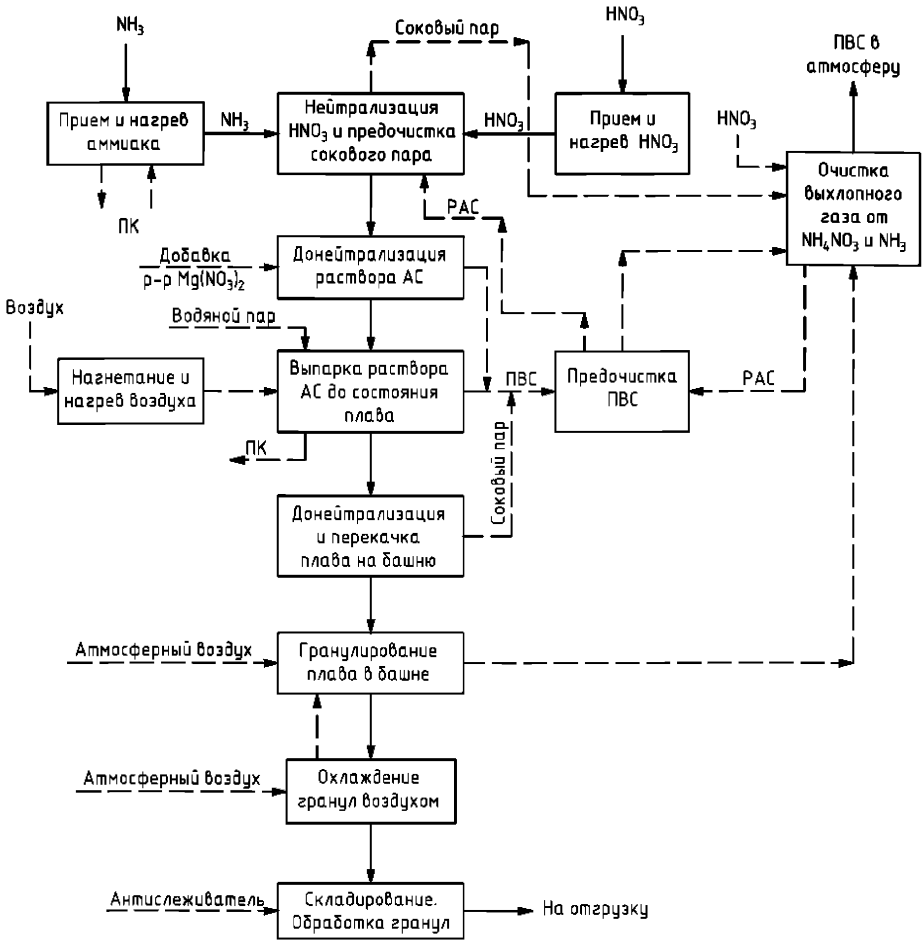


Рисунок 7.2 – Описание схемы технологического процесса в агрегатах АС-72М

Таблица 7.4 – Описание технологического процесса АС-72М

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии (наименование)
Газообразный аммиак Паровой конденсат	Прием и очистка капельного жидкого аммиака Нагрев газообразного аммиака теплом парового конденсата из выпарного аппарата	Газообразный аммиак Паровой конденсат	Оттедитель-испаритель Кожухотрубчатый теплообменник	—
58–60 % азотная кислота Соковый пар	Прием и нагрев азотной кислоты соковым паром из нейтрализаторов	Нагретая азотная кислота	Кожухотрубчатый теплообменник	—
Газообразный аммиак Азотная кислота	Нейтрализация азотной кислоты и получение раствора АС с концентрацией 89–92 % NH_4NO_3	Раствор аммиачной селитры Соковый пар	Комбинированный емкостной аппарат	
Раствор АС Аммиак Добавка раствора $Mg(NO_3)_2$	Донейтрализация раствора АС до pH = 5,5–6 и смешение с кондиционирующей добавкой	Раствор АС с избытком NH_3 в выпарной аппарат	Вертикальный сосуд с барботером	
Атмосферный воздух Водяной пар	Нагнетание атмосферного воздуха и нагрев водяным паром перед подачей в выпарной аппарат	Горячий воздух Паровой конденсат	Воздушный компрессор-нагнетатель Кожухотрубчатый теплообменник	—
Раствор АС Горячий воздух Водяной пар	Упаривание раствора АС до состояния плава с концентрацией 99,7 % NH_4NO_3 в токе воздуха	Плав АС Смесь воздуха и сокового пара (АВС) Паровой конденсат	Комбинированный кожухотрубчатый теплообменник с обогреваемыми тарелками	

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии (наименование)
Плав АС Аммиак	Донейтрализация плава аммиаком и перекачка плава на верх гранбашни	Плав АС Соковый пар	Вертикальный сосуд с барботером Полупогружной насос специальной конструкции	
Паровоздушная смесь 15–25 % раствор АС из промывателя финальной очистки ПВС	Локальная предочистка ПВС от NH_3 и NH_4NO_3 и охлаждение раствором АС	Паровоздушная смесь после локальной очистки Раствор АС на переработку в нейтрализаторы	Скруббер с тарелками или нерегулярной насадкой	
Плав АС Атмосферный воздух из аппарата охлаждения	Гранулирование капель плава охлаждением в потоке воздуха	Гранулированный продукт на охлаждение Паровоздушная смесь с примесями NH_3 и NH_4NO_3	Напорный бак Грануляторы Грануляционная башня — строительное сооружение из металла	Отработанный воздух, загрязненный примесями NH_3 и NH_4NO_3 на финальную очистку
Атмосферный воздух Гранулированный продукт из башни	Охлаждение гранул до температуры не выше 50 °С	Нагретый воздух в башню Охлажденный поток гранул на обработку антислеживателем		—
Охлажденные гранулы Антислеживатель — поверхностно-активное вещество (ПАВ)	Хранение продукта Обработка гранул антислеживателем (ПАВ) перед упаковкой в тару и отгрузкой насыпью	Продукт на отгрузку	Транспортеры пересыпочные Классификатор Складское оборудование Вентиляционные отсосы Циклоны для улавливания пыли перед выбросом в атмосферу	
Отработанный воздух из гранбашни ПВС из выпарного аппарата Соковый пар из отделения нейтрализации Раствор АС	Промывка ПВС перед выбросом в атмосферу 20–25 %-ным раствором аммиачной селитры	Выхлопные газы в атмосферу Раствор АС	Скруббер-промыватель	NH_3, NH_4NO_3

Материальный баланс приведен в таблице 7.5, энергетический баланс производства аммиачной селитры — в таблице 7.6. Перечень основного оборудования приведен в таблице 7.7.

Таблица 7.5 – Материальный баланс

Расход				Выход			
Наименование	Единица измерения	На 1 т АС		Наименование	Единица измерения	На 1 т АС	
		Мин.	Макс.			Мин.	Макс.
Азотная кислота, 60 % HNO_3	т	1,310	1,356	Селитра аммиачная	т	1,0	1,0
Аммиак	т	0,211	0,215	Выхлоп ПВС, в т. ч			
Магнезиальная добавка, $Mg(NO_3)_2$	т	0,0135	0,051	Соковый пар	т	0,624	0,710
Вода химочищенная	т	0,1	0,17	Потери NH_4NO_3+NH_3	т	0,012	0,017
Воздух	т	8,33	8,33	Воздух	т	8,33	8,33
Всего		9,966	10,122	Всего		9,966	10,122

Таблица 7.6 – Энергетический баланс на 1 т АС

Приход тепла				Расход тепла			
Наименование	Единица измерения	Мин.	Макс.	Наименование	Единица измерения	Мин.	Макс.
С азотной кислотой при 20 °С	тыс. ккал	16,5	16,7	Селитра аммиа+чная при 45 °С	тыс. ккал	19,4	19,4
С газообразным аммиаком при 20 °С	тыс. ккал	2,15	2,17	Выхлоп ПВС, *t* = 55 °С, в т. ч			
С магнезиальной добавкой при 50 °С	тыс. ккал	0,9	1,0	Соковый пар	тыс. ккал	417	427
С водяным паром *P* = 1,5 МПа *t* = 250 °С	тыс. ккал	190	210	Воздух	тыс. ккал	110	110
С химочищенной водой при t=30 °С	тыс. ккал	3,0	3,6	Паровой конденсат	тыс. ккал	20	23
Тепло химических реакций	тыс. ккал	385	387	Всего	тыс. ккал	566,4	579,4
Воздух атмосферный	тыс. ккал	40	40	Потери тепла через стенки башни, аппаратов, труб	тыс. ккал	71,15 (11,2 %)	81,07 (12,3 %)
Всего	тыс. ккал	637,55	660,47				

Таблица 7.7 – Перечень основного оборудования

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Подогреватель азотной кислоты	Нестандартный теплообменник	+	—	Нагрев азотной кислоты	Вертикальный четырехходовой кожухотрубчатый теплообменник. В трубное пространство поступает азотная кислота, в межтрубное — соковый пар из ИТН
Подогреватель газообразного аммиака		+	—	Нагрев аммиака	Вертикальный одноходовой кожухотрубчатый теплообменник. В трубное пространство поступает аммиак, в межтрубное — паровой конденсат
Нейтрализатор с использованием тепла реакции с предварительной очисткой сокового пара	Нестандартный аппарат ИТН	+	+	Получение раствора аммиачной селитры нейтрализацией азотной кислоты. Предварительная очистка сокового пара	Состоит из реактора с барботерами HNO_3 и NH_3 и промывателя сокового пара с 4 барботажными тарелками. Тип тарелок — колпачковый
Донейтрализатор	Нестандартный аппарат	+	-	Донейтрализация избытка азотной кислоты и создание избытка аммиака перед выпаркой раствора АС	Вертикальный сосуд с барботером NH_3

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Воздушный компрессор	Тип Н-400–12–2	+	—	Подача атмосферного воздуха в выпарной аппарат	Производительность — 24 000 м³/ч в условиях всасывания
Подогреватель воздуха	Кожухотрубчатый теплообменник	+	—	Нагрев атмосферного воздуха	Горизонтальный теплообменник В трубное пространство поступает воздух, в межтрубное — насыщенный водяной пар
Выпарной аппарат	Комбинированный выпарной аппарат пленочного типа	+	-	Выпаривание воды из раствора АС до состояния плава с концентрацией 99,7 % NH_4NO_3	Вертикальный, цилиндрической формы. Состоит из 3 частей: сепарационная, трубчатая, тарельчатая части. Аппарат пленочного типа
Донейтрализатор		+	+	Нейтрализация плава после выпарки с созданием избытка аммиака	Под налив
Скруббер-промыватель		+	+	Очистка ПВС от примесей NH_3 и NH_4NO_3	3 ситчатые тарелки и 1 тарелка с фильтрующими элементами
Гранулятор плава АС	ВВГ (вращающийся вибрационный гранулятор)	+	—	Разбрызгивание плава в башне с узким факелом	Производительность гранулятора — 27–65 т/ч
Гранулятор плава АС	Акустический лееч-ного типа	+	—	Разбрызгивание плава в башне с узким факелом	Производительность гранулятора — 15–30 т/ч
Аппарат для охлаждения гранул в КС		+	-	Охлаждение горячих гранул из башни до температуры не выше 50 °С	Аппарат выносного типа прямоугольной формы. Состоит из 3 секций, в каждой имеется: решетка КС и воздухо-распределительная решетка

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Воздушные вентиляторы	ВД-15,5; ВДН-17	+	—	Подача атмосферного воздуха в аппарат охлаждения гранул	Производительность — 70÷100 тыс. $м^3$/ч Напор — 460÷380 мм вод. ст
Скруббер-промыватель с фильтрующими элементами		+	+	Глубокая очистка ПВС от NH_3 и NH_4NO_3 перед сбросом в атмосферу	Состоит из 2^x блоков. Блок состоит из 3^x секций. В каждой секции по 2 ситчатые тарелки с отбойными элементами и по одной тарелке с фильтрующими элементами
Вытяжные вентиляторы (дымососы)	ДН-19 СНЖ-0,95, ДН-17НЖ	+	—	Протягивание атмосферного воздуха через башню и промывной скруббер	Производительность — 100–125 тыс. $м^3$/ч Напор — 320–450 мм вод. ст
Аппарат для обработки гранул антислеживателем		+	—	Обработка гранул антислеживателем при помощи распыления через форсунки	

7.1.1.3 Агрегат АС-67

Технологическая схема агрегатов АС-67 и основное технологическое оборудование принципиально аналогичны АС-72, которые создавались с целью повышения экологических и технико-экономических показателей.

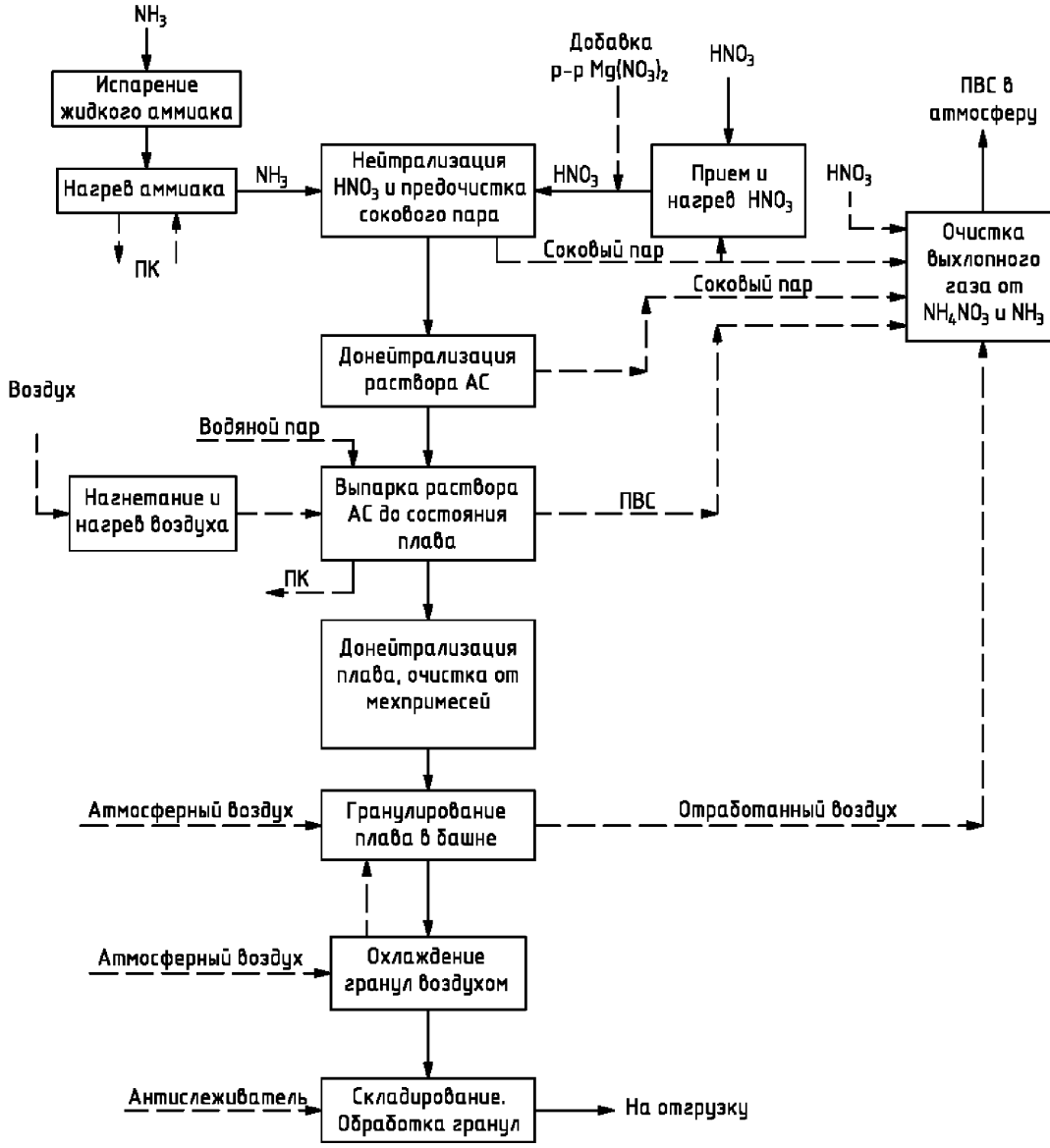


Рисунок 7.3 – Описание схемы технологического процесса в агрегатах АС-67

Раствор аммиачной селитры получается в результате реакции нейтрализации азотной кислоты газообразным аммиаком.

Подогретые азотная кислота и аммиак подаются в аппарат ИТН. Процесс нейтрализации 56–57 % азотной кислоты газообразным аммиаком осуществляется в двух параллельно работающих аппаратах ИТН с получением раствора аммиачной селитры с массовой долей NH_4NO_3 не ниже 87 %.

Для уменьшения слеживаемости аммиачной селитры в технологический цикл производства вводится магнезиальная добавка. Осветленный 30–40 %-ный раствор нитрата магния поступает из заводской сети в установленные на нулевой отметке три хранилища и далее подается в смесители, установленные на трубопроводе азотной кислоты перед каждым аппаратом ИТН.

Образующийся в результате реакции раствор аммиачной селитры и соковый пар, пройдя завихритель, подаются из нейтрализационного стакана в сепарационную часть аппарата, где происходит разделение на соковый пар и раствор аммиачной селитры.

Раствор аммиачной селитры после аппаратов ИТН направляется в объемный донейтрализатор, затем в контрольный донейтрализатор.

Пройдя контрольный донейтрализатор, раствор аммиачной селитры направляется в выпарной аппарат пленочного типа, в котором упаривается под атмосферным давлением до массовой доли NH_4NO_3 не менее 99,7 %.

Раствор аммиачной селитры равномерно распределяется на верхней трубной решетке и стекает тонкой пленкой по внутренней поверхности трубок. В нижнюю часть выпарного аппарата, пройдя нагнетатль, подается нагретый в подогревателе воздух, который проходит вверх по трубкам, вступает в контакт с упариваемым раствором, сползающим по внутренней поверхности трубок сверху вниз.

Сухой воздух увлажняется и через сепарирующее устройство в верхней части выпарного аппарата подается в промывной скруббер.

В межтрубное пространство трубной части выпарного аппарата подается пар из пароувлажнителя, который обеспечивает подвод тепла, необходимого для упаривания влаги из раствора аммиачной селитры.

Из трубной части выпарного аппарата плав подается в нижнюю тарельчатую часть. Раствор по мере стекания по трубкам и ситчатым тарелкам концентрируется и выходит из выпарного аппарата в виде плава.

Из выпарного аппарата высококонцентрированный плав аммиачной селитры по обогреваемому трубопроводу поступает в гидрозатвор, куда подается газообразный аммиак для нейтрализации избытка азотной кислоты, образующейся в результате частичного разложения аммиачной селитры при упаривании. Затем проходит фильтры, где очищается от механических примесей, и поступает в кольцевой коллектор плава, с помощью которого происходит равномерное распределение плава на грануляторы (вращающиеся вибрационные грануляторы (ВВГ) и (или) акустические грануляторы).

Процесс гранулирования высококонцентрированного плава аммиачной селитры осуществляется в полом объеме грануляционной башни диаметром 12 м, выполненной в железобетоне. В верхней части башни установлены грануляторы.

Высота полета гранул — 30 м. Охлаждение гранул аммиачной селитры до температуры не выше 50 °С осуществляется в аппарате КС, размещенном в нижней части грануляционной башни.

В аппарат КС по отдельно выполненному металлическому воздуховоду под решетку подается воздух. Для лучшего распределения воздуха в аппарате охлаждения установлены две перфорированные решетки.

Запыленный воздух из грануляционной башни, соковый пар из аппаратов ИТН, скрубберов, воздух из выпарного аппарата очищается, а свободный аммиак перерабатывается в аммиачную селитру в промывном скруббере. Загрязненный воздух поступает в промывной скруббер снизу. Отличительной особенностью агрегата АС-67 является размещение основного технологического оборудования на грануляционной башне.

По мере закрепления раствора аммиачной селитры, т. е. более 25 %, раствор подается через скруббер в аппараты ИТН на срабатывание, а в бак для поддержания заданного уровня автоматически добавляется охлажденный паровой конденсат.

Очищенный воздух выбрасывается из промывного скруббера через выхлопную трубу, установленную на нем, в атмосферу.

Охлажденный гранулированный продукт поступает на транспортеры и на дополнительное охлаждение. Затем гранулированная аммиачная селитра поступает на обработку антислеживателем и подается на фасовку готового продукта.

Описание технологического процесса приведено в таблице 7.8, материальный баланс — в таблице 7.9, перечень основного оборудования — в таблице 7.10.

Таблица 7.8 – Описание технологического процесса АС-67

Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
Жидкий аммиак	Испарение забросов жидкого аммиака	Газообразный аммиак	Сепаратор-испаритель аммиака	—
Газообразный аммиак Насыщенный пар	Подогрев газообразного аммиака	Перегретый аммиак конденсат водяного пара	Перегреватель аммиака Подогреватель аммиака	—
Азотная кислота Соковый пар	Подогрев неконцентрированной азотной кислоты	Подогретая HNO_3 Конденсат сокового пара	Подогреватель кислоты	—
Перегретый водяной пар Паровой конденсат	Насыщение водяного пара	Насыщенный водяной пар	Пароувлажнитель	—
Нитрат магния $Mg(NO_3)_2$	Накопление и подача нитрата магния	Нитрат магния	Емкости для хранения	—
Аммиак Азотная кислота Нитрат магния	Получение водных растворов аммиачной селитры	Раствор аммиачной селитры Соковый пар	Аппараты ИТН Донейтрализаторы	—
Раствор аммиачной селитры Насыщенный пар	Упаривание раствора	Расплав аммиачной селитры Конденсат водяного пара ПВС	Выпарной аппарат	—

Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
Расплав аммиачной селитры Воздух	Гранулирование и охлаждение	Аммиачная селитра в виде гранул Отработанный воздух	Акустические грануляторы и установки ВВГ Аппарат охлаждения КС	—
Соковый пар ПВС Отработанный воздух	Очистка отработанного воздуха	Очищенный воздух в атмосферу	Скруббер	NH_4NO_3, NH_3
Антислеживатель Гранулы аммиачной селитры	Обработка готового продукта антислеживателем	Обработанный продукт NH_4NO_3	Хранилища	—
Мешкотара Готовый продукт	Упаковка, хранение и отгрузка	Фасованный продукт	Полуавтоматы Установки бигирования Мешкопогрузочные машины	NH_4NO_3

Таблица 7.9 – Материальный баланс

Расход					Выход				
Сырье, материалы, энергоресурсы					Продукция, полупродукты, побочные продукты, энергоресурсы				
Наименование	Единица измерений	Расход на 1 т продукции			Наименование	Единица измерений	Выход на 1 т продукции		
		По проекту	Достигнутые				По проекту	Достигнутые	
			Зима	Лето				Зима	Лето
Газообразный аммиак (100 %-ый)	т/т	0,21351	0,213	0,2129	Аммиачная селитра	т	1	1	1
Азотная кислота (100 %-ая)	т/т	0,7867	0,788	0,788	Конденсат свежего водяного пара	т/т	0,274	0,255	0,235
Раствор нитрата магния (35 %-ый)	кг/т		0,05	0,05					
Антислеживатель	кг/т	0,7	0,3	0,5					
Пар насыщенный (1,5 МПа)	Гкал/т	0,214	0,34	0,32					
Вода промышленная (подпитка)	$м^3$/т	0,5	0,01	0,01					
Электроэнергия	кВт ч/т	30,4	21,0	24,0					
Сжатый технологический воздух	$м^3$/т	5	5,0	5,0					
Аммиачная вода	кг/т	0,022	—	Согласно плану производства на месяц					

Таблица 7.10 – Основное оборудование и оборудование, которое дает значительные эмиссии

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Подогреватель азотной кислоты	Нестандартный теплообменник	+	—	Нагрев азотной кислоты	Вертикальный четырехходовой кожухотрубчатый теплообменник В трубное пространство поступает азотная кислота, в межтрубное — соковый пар из ИТН
Подогреватель газообразного аммиака		+	—	Нагрев аммиака	Вертикальный одноходовой кожухотрубчатый теплообменник В трубное пространство поступает аммиак, в межтрубное — паровой конденсат
Нейтрализатор с использованием тепла реакции с предварительной очисткой сокового пара	Нестандартный аппарат ИТН	+	+	Получение раствора аммиачной селитры нейтрализацией азотной кислоты. Предварительная очистка сокового пара	Состоит из реактора с барботерами HNO_3 и NH_3 и промывателя сокового пара с 4 барботажными тарелками. Тип тарелок — колпачковый
Донейтрализатор	Нестандартный аппарат	+	-	Донейтрализация избытка азотной кислоты и создание избытка аммиака перед выпаркой раствора АС	Вертикальный сосуд с барботером NH_3
Воздушный компрессор	Тип Н-400–12–2	+	—	Подача атмосферного воздуха в выпарной аппарат	Производительность — 24000 $м^3$/ч в условиях всасывания

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Подогреватель воздуха	Кожухотрубчатый теплообменник	+	—	Нагрев атмосферного воздуха	Горизонтальный теплообменник В трубное пространство поступает воздух, в межтрубное — насыщенный водяной пар
Выпарной аппарат		+	—	Упаривание раствора аммиачной селитры под атмосферным давлением	Вертикальный, цилиндрической формы. Состоит из 3 частей: сепарационная, трубчатая, тарельчатая части. Аппарат пленочного типа
Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Промывной скруббер		+	+	Очистка отработанного воздуха	Количество тарелок — 3 шт.
Объемный донейтрализатор		+		Донейтрализация азотной кислоты в растворе	
Контрольный донейтрализатор		+		Донейтрализация азотной кислоты в растворе	Под налив
Гранулятор плава АС	ВВГ (вращающийся вибрационный гранулятор)	+	—	Разбрызгивание плава в башне с узким факелом	Производительность гранулятора — 27 т/ч
Гранулятор плава АС	Акустический лечного типа	+	—	Разбрызгивание плава в башне с узким факелом	Производительность гранулятора — 15–30 т/ч

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Аппарат для охлаждения гранул в КС		+	-	Охлаждение горячих гранул из башни до температуры не выше 45 °С	Аппарат с перемешиванием гранул, расположен внутри грануляционной башни по всему ее сечению
Аппарат для обработки гранул антислеживателем		+	—	Обработка гранул антислеживателем при помощи распыления через форсунки	
Вентилятор		+	—	Нагнетание воздуха в грануляционную башню для охлаждения гранул	Производительность — 500–700 тыс. $м^3$/ч

7.1.1.4 Агрегат АС-60

Азотная кислота и газообразный аммиак подаются в реакционную часть аппарата ИТН.

Процесс нейтрализации 46–48 % азотной кислоты газообразным аммиаком осуществляется в аппаратах ИТН с получением раствора аммиачной селитры с массовой долей 62–64 %.

Образующийся в результате реакции раствор аммиачной селитры и соковый пар, пройдя завихритель, подаются из нейтрализационного стакана в сепарационную часть аппарата, где происходит разделение на соковый пар и раствор аммиачной селитры.

Раствор аммиачной селитры с массовой долей аммиачной селитры 62–64 % поступает из аппаратов ИТН в донейтрализаторы, где происходит донейтрализация раствора аммиачной селитры аммиаком. Из сборников раствор аммиачной селитры насосами подается в напорный бак аммиачной селитры. Напорный бак работает под переливом, перелив из бака возвращается в донейтрализаторы. Из напорного бака раствор аммиачной селитры поступает в нижнюю часть выпарного аппарата I ступени, который работает по принципу «всползания» пленки внутри вертикальных труб. Представляет собой кожухотрубный теплообменник с примыкающим к его верхней части сепаратором.

Упаривание раствора производится за счет тепла конденсации насыщенного (сокового) пара.

Подаваемый снизу раствор сразу же на входе в трубки закипает, выделяя большое количество пузырьков пара. Поднимаясь вверх, пузырьки увлекают с собой раствор, «всползающий» по стенкам кипятильных трубок. Образующаяся при этом парожидкостная смесь с большой скоростью выбрасывается из верхней части трубок в сепаратор. Здесь парожидкостная смесь, ударяясь о поверхность отбойника, приобретает вращательное вихреобразное движение, в результате чего происходит быстрое отделение сокового пара из раствора.

Раствор аммиачной селитры с массовой долей аммиачной селитры 82–84 % подается в выпарные аппараты II ступени. Образовавшийся плав аммиачной селитры с массовой долей 95–98,5 % NH_4NO_3 направляется в доупарочные аппараты.

В нижнюю часть доупарочных аппаратов подается нагретый атмосферный воздух, который, проходя вверх по трубкам, вступает в контакт с плавом. Подача воздуха в подогреватели воздуха осуществляется вентиляторами.

Воздух, выходящий из доупарочных аппаратов насыщен водяными парами. Он загрязнен аммиачной селитрой в виде брызг концентрированного раствора и в виде аэрозоля, а также аммиаком.

Плав из доупарочных аппаратов поступает в буферные баки для нейтрализации избыточной кислотности, образовавшейся в результате гидролиза при доупарке, в баки подается газообразный аммиак. Плав донейтрализуется до pH не менее 5,0 и подается через фильтры на грануляторы плава.

Гранулирование плава осуществляется в грануляционных башнях. Грануляционная башня — железобетонное сооружение цилиндрической формы. Высота полой части цилиндра — 40,5 м, диаметр — 16 м.

Процесс образования гранул заключается в разбрызгивании плава грануляторами и охлаждении капель плава в процессе падения их на конус.

Охлаждающий воздух выводится из верхней части башни осевыми вентиляторами. Воздух в башню поступает через окна, расположенные в нижней части башни, через щели между конусами.

Охлаждение гранул аммиачной селитры до температуры не выше 50 °С осуществляется в аппарате КС, размещенном в нижней части грануляционной башни.

Охлажденный гранулированный продукт аммиачной селитры поступает на транспортеры и затем на обработку антислеживателем, пройдя которую подается на фасовку готового продукта.

Схема технологического процесса приведена на рисунке 7.4, описание процесса — в таблице 7.11, материальный баланс процесса приведен в таблице 7.12, перечень основного оборудования — в таблице 7.13.

В состав некоторых агрегатов АС-60 входит узел нейтрализации азотной кислоты газообразным аммиаком, содержащимся в газах дистилляции производства карбамида.

Газы дистилляции, содержащие до 90 % об. аммиака (в сухом газе), поступают в скрубберы-нейтрализаторы. Нейтрализация кислоты газообразным аммиаком ведется в кислой среде (избыток азотной кислоты 5–15 г/л) при температуре 90–125 °С.

Для поддержания стабильного температурного режима предусмотрено орошение скрубберов-нейтрализаторов циркулирующим раствором аммиачной селитры. Циркуляция осуществляется по следующей схеме: скруббер-нейтрализатор → гидрозатвор → вакуум-испаритель → бак-гидрозатвор → циркуляционный насос. В вакуум–испарителе раствор вскипает под вакуумом не менее 500 мм. рт. ст., охлаждаясь при этом до температуры 80–95 °С.

Продукционный раствор аммиачной селитры выдается на упаривание совместно с раствором, полученным в аппаратах ИТН.

Выхлопные газы из скрубберов — нейтрализаторов после локальной очистки сбрасываются в атмосферу. Соковый пар, образующийся в вакуум-испарителе, подвергается очистке от аммиачной селитры и азотной кислоты и направляется в поверхностные конденсаторы.

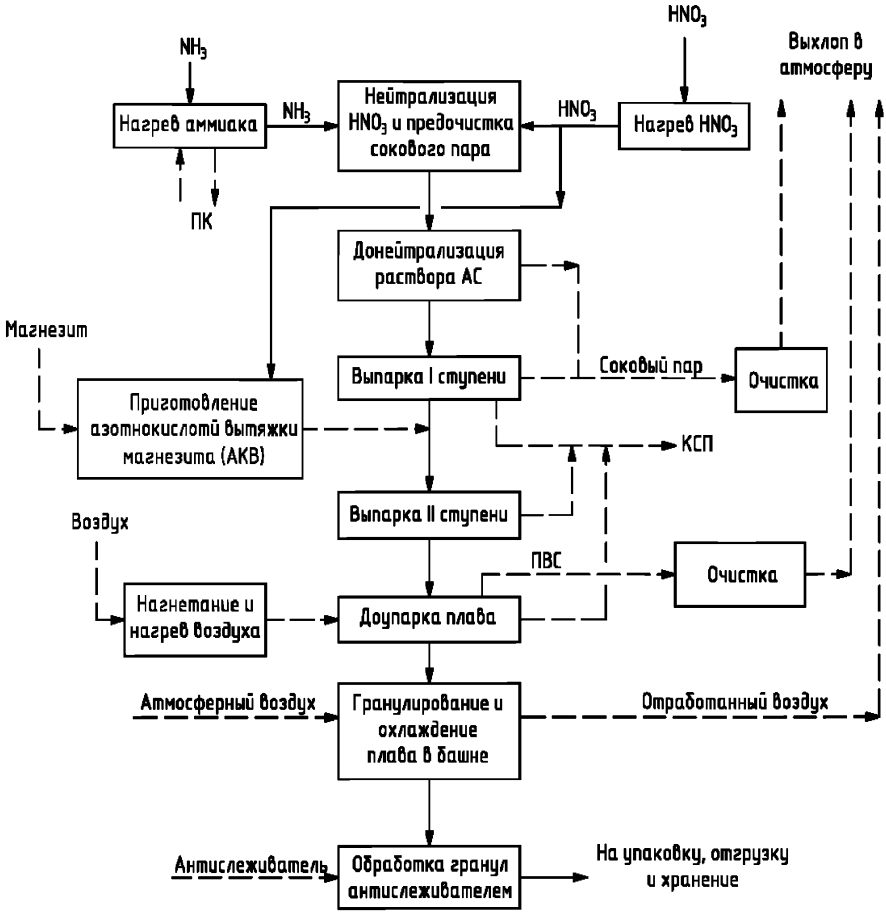


Рисунок 7.4 – Описание схемы технологического процесса в агрегатах АС-60

Таблица 7.11 – Описание технологического процесса АС-60

Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
Азотная кислота	Накопление, подогрев и подача в аппараты ИТН	Азотная кислота	Сборник азотной кислоты Подогреватель азотной кислоты	
Аммиак Азотная кислота	Получение водных растворов аммиачной селитры	Раствор аммиачной селитры Соковый пар	Аппараты ИТН Донейтрализаторы	NH_3 NH_4NO_3
Раствор аммиачной селитры 62–64 % NH_4NO_3 Соковый пар	Упаривание раствора, I ступень	Раствор аммиачной селитры 82–88 % NH_4NO_3 Конденсат сокового пара ПВС	Выпарные аппараты I ступени	NH_3 NH_4NO_3
Магнезит молотый Азотная кислота	Получение азотно-кислотной вытяжки магнезита	Азотно-кислотная вытяжка магнезита ПВС	Установка приготовления азотно-кислотной вытяжки	
Раствор аммиачной селитры 82–88 % NH_4NO_3 Насыщенный пар Азотно-кислотная вытяжка	Упаривание раствора, II ступень	Плав аммиачной селитры 95–98,5 % NH_4NO_3 Конденсат водяного пара ПВС	Выпарные аппараты II ступени	NH_3 NH_4NO_3
Плав аммиачной селитры 95–98,5 % NH_4NO_3 Пар Воздух	Доупаривание плава	Плав аммиачной селитры 99,5–99,7 % NH_4NO_3 Конденсат водяного пара ПВС	Доупарочные аппараты	NH_3 NH_4NO_3
Плав аммиачной селитры Воздух	Гранулирование и охлаждение	Аммиачная селитра в виде гранул, отработанный воздух	Грануляторы и установки ВВГ Аппарат охлаждения КС	NH_3 NH_4NO_3
Соковый пар ПВС Отработанный воздух	Очистка отработанного воздуха	Очищенный воздух в атмосферу	Скруббер	NH_3 NH_4NO_3
Хранение и отгрузка готового продукта	Гранулированная аммиачная селитра	Гранулированная аммиачная селитра	Транспортеры, бункера	NH_4NO_3

Таблица 7.12 – Материальный баланс

Расход				Выход			
Сырье, материалы, энергоресурсы				Продукция, полупродукты, побочные продукты, энергоресурсы			
Наименование	Единица измерений	Расход на 1 т продукции		Наименование	Единица измерений	Выход на 1 т продукции	
		Минимальное	Максимальное			Минимальное	Максимальное
Азот газообразный	тыс. $нм^3$	0,044		Конденсат паровой возвратный	кг	250	280
Аммиак жидкий	кг	213	214				
Кислота азотная (в моногидрате)	кг	788	800				
Магнезит молотый	кг	3,5					
Электроэнергия	кВт*ч	20	48,5				
Вода оборотная	$м^3$	36	41				

Таблица 7.13 – Основное оборудование и оборудование, которое дает значительные эмиссии

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Реактор для приготовления азотно-кислотной вытяжки (АКВ)		+	—	Приготовление АКВ	Вертикальный сварной аппарат с конической нижней частью
Подогреватель азотной кислоты	Нестандартный теплообменник	+	—	Нагрев азотной кислоты	Кожухотрубчатый теплообменник. В трубное пространство поступает азотная кислота, в межтрубное — соковый пар из ИТН
Подогреватель газообразного аммиака		+	—	Нагрев аммиака	Кожухотрубчатый теплообменник. В трубное пространство поступает аммиак, в межтрубное — паровой конденсат
Нейтрализатор с использованием тепла реакции с предварительной очисткой сокового пара	Нестандартный аппарат ИТН	+	+	Получение раствора аммиачной селитры нейтрализацией азотной кислоты	Вертикальный аппарат с барботерами, диффузором и внутренним стаканом
Донейтрализатор	Нестандартный аппарат	+	+	Донейтрализация избытка азотной кислоты и создание избытка аммиака перед выпаркой раствора АС	Вертиальный аппарат с барботером, вихревыми элементами и 3 тарелками
Промыватели		+	—	Улавливание аммиака, брызг амселитры после скрубберов-нейтрализаторов	Вертиальный сварной аппарат с 4 тарелками

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Промыватели сокового пара		+	—	Улавливание аммиака, брызг амселитры после аппаратов ИТН	Вертикальный сварной аппарат с 3 ситчатыми тарелками
Выпарные аппараты	Нестандартный аппарат	+	—	Упаривание раствора аммиачной селитры до 82–84 % NH_4NO_3 (I ступень) и 97,5–98 % NH_4NO_3 (II ступень)	Вертикальный, цилиндрической формы теплообменник
Сепаратор I ступени		+	+	Улавливание брызг амселитры	Вертикальный сварной аппарат с отбойником в верхней части
Доупарочные аппараты	Нестандартный аппарат	+	—	Доупаривание плава амселитры до 99,5–99,7 % NH_4NO_3	Вертикальный кожухотрубный теплообменник с двумя ситчатыми тарелками в нижней емкостной части
Промыватели		+	+	Улавливание аммиака, брызг амселитры	Вертикальный сварной аппарат с 3 ситчатыми тарелками
Гранулятор плава АС	ВВГ (вращающийся вибрационный гранулятор)	+	—	Разбрызгивание плава в башне с узким факелом	Производительность гранулятора — 27 т/ч
Аппарат для охлаждения гранул в КС		+	-	Охлаждение горячих гранул из башни до температуры не выше 50 °С	Аппарат с перемешиванием гранул, расположен внутри грануляционной башни по всему ее сечению
Аппарат для обработки гранул антислеживателем		+	—	Обработка гранул антислеживателем при помощи распыления через форсунки	

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Вентилятор	Центробежный вентилятор	+	—	Нагнетание воздуха в грануляционную башню для охлаждения гранул	Производительность — 100 тыс. $м^3/ч$

7.1.1.5 Агрегат АС-60М

Подогретая азотная кислота и нагретый газообразный аммиак подаются в реакционную часть аппарата ИТН.

Процесс нейтрализации 55–56 % азотной кислоты газообразным аммиаком осуществляется в аппаратах ИТН с получением раствора аммиачной селитры с массовой долей не ниже 80–88 %. В коллектор трубопровода азотной кислоты между аппаратами ИТН подается раствор нитрата магния для уменьшения слеживаемости готового продукта.

Образующийся в результате реакции раствор аммиачной селитры и соковый пар, подаются из нейтрализационного стакана в сепарационную часть аппарата, где происходит разделение на соковый пар и раствор аммиачной селитры. Соковый пар после промывателей направляется на конденсацию в межтрубное пространство поверхностных конденсаторов. Тепло конденсации снимается оборотной водой, подаваемой в трубную часть.

Из поверхностных конденсаторов конденсат сокового пара поступает в сборники.

Раствор аммиачной селитры с массовой долей аммиачной селитры 80–88 % поступает из аппаратов ИТН в сборники-донейтрализаторы. Из сборников раствор аммиачной селитры с массовой долей аммиачной селитры 82–88 % подается в напорный бак аммиачной селитры. Напорный бак работает под переливом, перелив из бака по двум трубопроводам с пароспутниками возвращается в сборники — донейтрализаторы. Из напорного бака раствор аммиачной селитры поступает в нижнюю часть выпарного аппарата пленочного типа, который работает по принципу «всползания» пленки внутри вертикальных труб. Выпарной аппарат представляет собой кожухотрубный теплообменник с примыкающим к его верхней части сепаратором.

Упаривание раствора производится за счет тепла конденсации насыщенного водяного пара.

Плав аммиачной селитры с массовой долей аммиачной селитры не менее 98 % выводится в гидрозатворы и далее подается в доупарочные аппараты, где его концентрация повышается до 99,5–99,7 % NH_4NO_3

В нижнюю часть доупарочных аппаратов подается нагретый атмосферный воздух, который, проходя вверх по трубкам, вступает в контакт с плавом. Подача воздуха в подогреватели воздуха осуществляется вентиляторами.

Воздух, выходящий из доупарочных аппаратов, насыщен водяными парами и загрязнен аммиачной селитрой в виде брызг концентрированного раствора и в виде аэрозоля, аммиаком. Он подается в пенноструйные аппараты для очистки.

Плав из доупарочных аппаратов поступает в буферные баки для нейтрализации избыточной кислотности, образовавшейся в результате гидролиза при доупарке, в баки подается газообразный аммиак. Плав донейтрализуется до pH не менее 5,0 и подается через фильтры на грануляторы плава.

Гранулирование плава осуществляется в грануляционных башнях. Процесс образования гранул заключается в разбрызгивании плава грануляторами и охлаждении капель плава в процессе падения их на конус.

Охлаждающий воздух выводится из верхней части башни осевыми вентиляторами. Воздух в башню поступает от дутьевых вентиляторов, расположенных в нижней части башни.

Охлаждение гранул аммиачной селитры до температуры не выше 50 °С осуществляется в аппарате КС, размещенном в нижней части грануляционной башни.

Охлажденный гранулированный продукт аммиачной селитры, пройдя транспортеры, поступает в производственное помещение пересыпки, где обрабатывается антислеживателем, после чего подается на фасовку готового продукта.

Схема технологического процесса приведена на рисунке 7.5, описание технологического процесса приведено в таблице 7.14, материальный баланс — 7.15, перечень основного оборудования — в таблице 7.16.

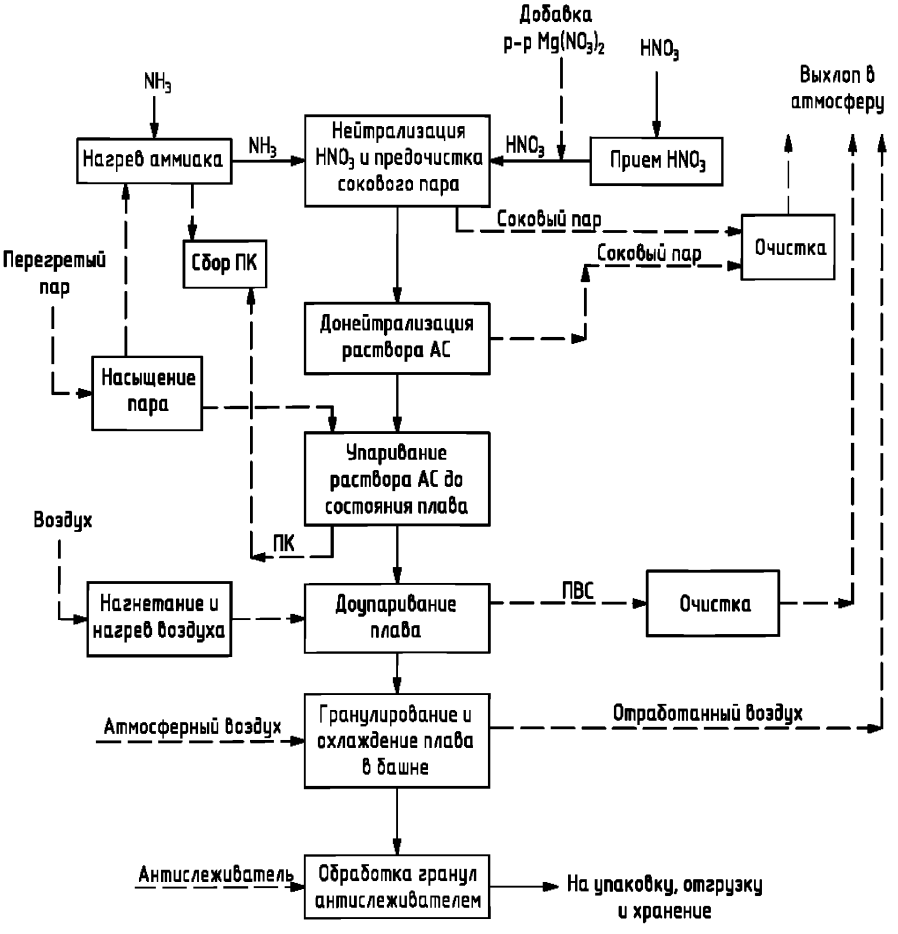


Рисунок 7.5 – Описание схемы технологического процесса в агрегатах АС-60М

Таблица 7.14 – Описание технологического процесса АС-60М

Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
Газообразный аммиак Насыщенный пар	Подогрев газообразного аммиака	Подогретый аммиак конденсат водяного пара	Подогреватель аммиака	
Перегретый водяной пар Паровой конденсат	Насыщение водяного пара	Насыщенный водяной пар	Пароувлажнитель	—
Нитрат магния $Mg(NO_3)_2$	Накопление и подача нитрата магния	Нитрат магния	Емкости для хранения	
Азотная кислота	Накопление и подача в аппараты ИТН	Азотная кислота	Сборник азотной кислоты	
Аммиак Азотная кислота Нитрат магния	Получение водных растворов аммиачной селитры	Раствор аммиачной селитры Соковый пар	Аппараты ИТН Донейтрализаторы	
Раствор аммиачной селитры Насыщенный пар	Упаривание раствора	Расплав аммиачной селитры Конденсат водяного пара ПВС	Выпарной аппарат	
Расплав аммиачной селитры Воздух	Гранулирование и охлаждение	Аммиачная селитра в виде гранул, отработанный воздух	Грануляторы и установки ВВГ Аппарат охлаждения КС	
Соковый пар ПВС Отработанный воздух	Очистка отработанного воздуха	Очищенный воздух в атмосферу	Скруббер	NH_3 NH_4NO_3
Антислеживатель Гранулы аммиачной селитры	Обработка готового продукта антислеживателем	Обработанный продукт аммиачная селитра	Хранилища	NH_3 NH_4NO_3
Мешкотара Готовый продукт	Упаковка, хранение и отгрузка	Фасованный продукт	Полуавтоматы Установки бигирования Мешкопогрузочные машины	NH_3 NH_4NO_3

Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
Готовый продукт	Упаковка, аспирация	Фасованный продукт	Полуавтоматы Установки бигирования Мешкопогрузочные машины	NH_3 NH_4NO_3

Таблица 7.15 – Материальный баланс

Расход					Выход				
Сырье, материалы, энергоресурсы					Продукция, полупродукты, побочные продукты, энергоресурсы				
Наименование	Единица измерений	Расход на 1 т продукции			Наименование	Единица измерений	Выход на 1 т продукции		
		По проекту	Достигнутые				По проекту	Достигнутые	
			Зима	Лето				Зима	Лето
Аммиак жидкий технический средний	т	0,21	0,210	0,212	Сметки аммиачной селитры	т/т	—	По факту	
Кислота азотная неконцентрированная средняя	т	0,79	0,79	0,79	Конденсат сокового пара	т/т	0,382	0,3861	0,3861
Брусит мелкой фракции (молотый)	кг	8,5	8,5	8,5	Конденсат паровой	т/т	0,390	0,385	0,385
Антислеживатель	кг		0,0396	0,988					
Вода промышленная	тыс.м^3	0,00025	0,00025	0,00025					
Пар 10 атм средний	Гкал	0,3	0,3	0,3					
Конденсат паровой ПВС Э/Р	т	0,04	0,04	0,04					
Конденсат сокового пара	т	0,38190	0,339	0,386					
Вода оборотная средняя	тыс.м^3	0,04695	0,04695	0,04695					
Вода теплофикационная ПВС	Гкал	Дифференцировано	0,00275	0,02875					
Электроэнергия	тыс. кВт·ч	0,019	0,019	0,019					

Таблица 7.16 – Основное оборудование и оборудование, которое дает значительные эмиссии

Наименование оборудования	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Агрегат ИТН со вспомогательным оборудованием: промыватель, поверхностный конденсатор	+	+	Нейтрализация 55–56 % азотной кислоты газообразным аммиаком	Состоит из 4 аппаратов ИТН (включает аппарат ИТН, промыватель сокового пара, поверхностные конденсаторы, расширительный бак)
Выпарной аппарат со вспомогательным оборудованием: промыватель, поверхностный конденсатор	+	+	Упаривание	Вертикальный кожухотрубный аппарат с теплообменной частью внизу и сепаратором вверху
Доупарочный аппарат со вспомогательным оборудованием: поверхностный конденсатор и вентилятор нагнетания воздуха	+	+	Получение концентрированного плава аммиачной селитры	Вертикальный аппарат с теплообменной частью и подачей воздуха внизу, распределеним плава вверху
Пенноструйный аппарат	+	+	Очистка отработанного воздуха после доупарочных аппаратов	Вертикальный цилиндрический аппарат
Сборник-донейтрализатор	+	—	Донейтрализация азотной кислоты в растворе	Цилиндрический аппарат
Гранулятор плава	+	—	Гранулирование плава аммиачной селитры	Производительность по плаву — 30–37 т/час

Наименование оборудования	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Реактор со вспомогательным оборудованием: поверхностный конденсатор и скруббер	+	+	Приготовление раствора нитрата магния	Вертикальный цилиндрический аппарат

7.1.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду

Основные расходные коэффициенты приведены в таблицах 7.17 и 7.18.

В агрегатах аммиачной селитры АС-72, АС-67, АС-60 как неотъемлемая часть технологии с башенной грануляцией присутствуют выбросы в атмосферу в значительных количествах воздуха из гранбашен, увлажненного водяными парами и загрязненного аэрозольными (1÷5 мкм) частицами аммиачной селитры и аммиака.

В наибольшем количестве увлажнены отходящие в атмосферу газы из башен АС-72 и АС-67, так как в смеси с ним выбрасывается соковый пар из нейтрализаторов и выпарного аппарата. Поэтому паровоздушная смесь (ПВС) перед выбросом в атмосферу очищается в промывном скруббере, включающем секцию промывки ПВС от аммиачной селитры и аммиака, и секцию тонкой очистки после нее фильтрацией через нетканый материал из ультратонких синтетических волокон.

На ряде агрегатов в этот промывной скруббер выполнено подключение воздушников из технологической аппаратуры. Этим обеспечивается полнота очистки выбросов в атмосферу от NH_4NO_3 и NH_3.

Агрегаты АС-60 оборудованы локальными очистными аппаратами паровоздушной смеси из доупарки плава аммиачной селитры.

Воздух из гранбашен не очищается. Но вследствие того, что воздух из гранбашни АС-60 большого диаметра движется в ней с небольшой скоростью, он содержит значительно меньшее количество унесенных частиц NH_4NO_3, чем из башен АС-67 и АС-72. Тем не менее без очистки воздух из гранбашен АС-60 более загрязнен, чем из башен АС-72.

В агрегатах АС-72 и АС-67 постоянные технологические загрязненные сточные воды отсутствуют. В агрегатах АС-60 сбрасывается постоянно часть конденсата сокового пара, так как все его количество не может быть утилизировано в производстве азотной кислоты.

Таблица 7.17 – Расход сырья, материалов и энергоресурсов агрегатов АС-72; АС-72М; АС-67; АС-60 на 1 т аммиачной селитры

Наименование	Единица измерений	АС-72		АС-72М		АС-67		АС-60	
		Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс..
Азотная кислота	т, мнг HNO_3	0,786	0,79	0,786	0,795	0,787	0,788	0,788	0,831
Аммиак	т, 100 % NH_3	0,211	0,216	0,213	0,215	0,213	0,214	0,211	0,224
Магнезиальная добавка	кг, в пересчете на MgO	3,4	5,1	3,0	4,5	4	5	—	5,1
Водяной пар	Гкал	0,18	0,31	0,19	0,21	0,214	0,34	0,3	0,39
Электроэнергия	кВт·ч	13	36	14,0	22	21	30,4	18,5	22
Вода химочищенная	т	0,1	0,2	0,1	0,12	—	—		
Оборотная вода	$м^3$	0,05	0,2	0,05	0,2	0,01	0,012	46,95	50

Таблица 7.18 – Выход продукции и энергоресурсов

Наименование	Единица измерений	АС-72		АС-72М		АС-67		АС-60	
		Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.
Селитра аммиачная с содержанием азота не ниже 34,4 масс. %	т	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Конденсат паровой	т	0,15	0,42	0,2	0,25	0,235	0,274	0,33	0,41
Конденсат сокового пара	т	0,1	0,16	0	0,1			0,34	0,72

Конденсат сокового пара содержит нитратный и аммонийный азот.

В агрегатах всех типов присутствуют периодические сбросы загрязненной воды, образующиеся при промывке оборудования и трубопроводов, нештатных смывок проливов растворов аммиачной селитры. Поскольку количество этих сточных вод может варьироваться, показать объемы содержащихся в них загрязняющих веществ в кг/т готового продукта не представляется возможным. Возвращение в процесс загрязненных сточных вод и сухих просыпей запрещено по правилам техники безопасности. Возможна их передача для обработки на других производствах.

Отходы производства представлены отработанными фильтровальными материалами, которые утилизируются или размещаются на специализированных полигонах и зачистками хранилищ жидких продуктов производства азотных удобрений. Отработанные масла подлежат регенерации и повторному использованию.

Эмиссии приведены в таблицах 7.19–7.30.

Таблица 7.19 – Выбросы агрегата АС-72

Выбросы										
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники выброса	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее			Минимальное	Максимальное	Среднее
Паровоздушная смесь на выходе из скруббера и воздушки с аппаратов Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3 Аммиак (NH_3)	кг/т	- -	- -	- -	Промывной скруббер	Мокрая очистка слабым раствором аммиачной селитры, фильтрующие элементы	0,43 0,05	3,1 1,3	1,77 0,68

Таблица 7.20 – Обращение со сточными водами агрегата АС-72

Сточные воды											
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники сброса	Направление сбросов (в водный объект, в системы канализации)	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее				Минимальное	Максимальное	Среднее
Промывные воды: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	2 10	- -	Промывка оборудования, трубопроводов	Промливневая канализация	—	—	—	—
Смывные воды: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	2 10	- -	—	Собираются в сборники и дозированно выдаются в промливневую канализацию	—	—	—	—
Дренажи: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	2 10	- -	Сборники, поверхностные конденсаторы, коллектора	Химзагрязненная канализация	—	—	—	—
* Размерность указана в мг/л, поскольку количество сточных вод может варьироваться, и показать объемы содержащихся в них загрязняющих веществ в кг/т не представляется возможным.										

Таблица 7.21 – Отходы агрегата АС-72

Отходы производства и потребления												
Наименование отходов	Класс опасности	Единица измерений	Объем и (или) масса образования отходов до очистки в расчете на тонну продукции				Источники образования	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса размещенных отходов в расчете на тонну продукции			
			Регламентный	Минимальное	Максимальное	Среднее			Регламентный	Минимальное	Максимальное	Среднее
Отработанные индустриальные масла	3	кг/т	—	—	0,0063	—	—	Регенерация и утилизация	—	—	—	—
Шлам (нерастворимый осадок)	4	кг/т	—	—	0,2	—	—	Автотранспортом в отвал	—	—	—	—
Шлам магнезита	4	кг/т	—	—	4,122	—	Барабанный вакуум-фильтр фильтр-пресс	На полигон промышленных отходов	—	—	—	—
Отходы зачистки хранилищ жидких продуктов производства азотных удобрений	4	Кг*	-	-	-	-	Реакторное и емкостное оборудование	Размещение на специализированных полигонах	-	-	-	-
Ткань фильтровальная из разнородных материалов, загрязненная минеральными удобрениями (не более 15 %), содержащими азот, фосфор и калий	4	Кг*					Аспирационные системы	Обезвреживание на ТДУ или захоронение на специализированных полигонах				

*) Примечание — объем образования не зависит от объема выпускаемой продукции

Таблица 7.22 – Выбросы агрегата АС-72М

Выбросы									
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники выброса	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее			Минимальное	Максимальное	Среднее
Паровоздушная смесь на выходе из скруббера и воздушки с аппаратов Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3 Аммиак (NH_3)	кг/т	- -	- -	- -	Промывной скруббер	Мокрая очистка слабым раствором аммиачной селитры, фильтрующие элементы	0,31 0,05	1,88 1,3	1,10 0,675
Вентиляционные выбросы: Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3	кг/т	—	—	—	Неплотности оборудования	В атмосферу	0,0057	0,018	0,007

Таблица 7.23 – Обращение со сточными водами агрегата АС-72М

Сточные воды										
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники сброса	Направление сбросов (в водный объект, в системы канализации)	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее				Минимальное	Максимальное	Среднее
Промывные воды: Аммоний-ион (NH4+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	2 10	- -	Промывка оборудования, трубопроводов	Промливневая канализация	—	—	—	—
Смывные воды: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	2 10	- -	—	Собираются в сборники и дозированно выдаются в промливневую канализацию	—	—	—	—
Дренажи: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	2 10	- -	Сборники, поверхностные конденсаторы, коллектора	Химзагрязненная канализация	—	—	—	—
* Размерность указана в мг/л, поскольку количество сточных вод может варьироваться, и показать объемы содержащихся в них загрязняющих веществ в кг/т не представляется возможным										

Таблица 7.24 – Отходы агрегата АС-72М

Отходы производства и потребления												
Наименование отходов	Класс опасности	Единица измерений	Объем и (или) масса образования отходов до очистки в расчете на тонну продукции				Источники образования	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса размещенных отходов в расчете на тонну продукции			
			Регламентный	Минимальное	Максимальное	Среднее			Регламентный	Минимальное	Максимальное	Среднее
Отработанные индустриальные масла	3	кг/т	—	—	0,0063	—	—	Регенерация и утилизация	—	—	—	—
Шлам (нерастворимый осадок)	4	кг/т	—	—	0,2	—	—	Автотранспортом в отвал	—	—	—	—
Шлам магнезита	4	кг/т	—	—	4,122	—	Барабанный вакуум-фильтр фильтр-пресс	На полигон промышленных отходов	—	—	—	—

Таблица 7.25 – Выбросы агрегата АС-67

Выбросы										
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники выброса	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее			Минимальное	Максимальное	Среднее
Отработанный воздух Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3 Аммиак (NH_3)	кг/т	- -	- -	- -	Промывной скруббер	Перед выбросом в атмосферу подвергается промывке слабым раствором NH_4NO_3 (не более 25 %) от примесей пыли аммиачной селитры на тарелках из просечно-вытяжного листа с отбойными элементами и очистке от капельной влаги в пакетах сетчатых брызгоулавливающих рукавов, установленных в верхней части скруббера поз. 6	1,34 0,48	2,03 0,72	1,69 0,6

Таблица 7.26 – Обращение со сточными водами агрегата АС- 67

Сточные воды												
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции				Источники сброса	Направление сбросов (в водный объект, в системы канализации)	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции			
		Регламентное	Минимальное	Максимальное	Среднее взвешенное				Регламентное	Минимальное	Максимальное	Среднее взвешенное
Промывные воды: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	- -	2 10	- -	Промывка оборудования, трубопроводов	Промливневая канализация	—	—	—	—	—
Смывные воды: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	- -	2 10	- -	—	Собираются в сборники и дозированно выдаются в промливневую канализацию	—	—	—	—	—
Дренажи: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	- -	2 10	- -	Сборники, поверхностные конденсаторы, коллектора	Промливневая канализация	—	—	—	—	—
* Размерность указана в мг/л, поскольку количество сточных вод может варьироваться, и показать объемы содержащихся в них загрязняющих веществ в кг/т не представляется возможным.												

Таблица 7.27 – Отходы агрегата АС- 67

Отходы производства и потребления												
Наименование отходов	Класс опасности	Единица измерений	Объем и (или) масса образования отходов до очистки в расчете на тонну продукции				Источники образования	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса размещенных отходов в расчете на тонну продукции			
			Регламентный	Минимальное	Максимальное	Среднее			Регламентный	Минимальное	Максимальное	Среднее
Отработанные индустриальные масла	3	кг/т	—	—	0,0063	—	—	Регенерация и утилизация	—	—	—	—
Шлам (нерастворимый осадок)	4	кг/т	—	—	0,2	—	—	Автотранспортом в отвал	—	—	—	—
Шлам магнезита	4	кг/т	—	—	4,122	—	Барабанный вакуум-фильтр фильтр-пресс	На полигон промышленных отходов	—	—	—	—

Таблица 7.28 – Выбросы агрегата АС-60

Выбросы											
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции				Источники выброса	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции			
		Регламентное	Минимальное	Максимальное	Среднее			Регламентное	Минимальное	Максимальное	Среднее
Отработанный воздух: Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3 Аммиак (NH_3)	кг/т	 32 44	 15,7 50,4	 22,8 114,3	 17,9 77,2	Доупарочный аппарат	Перед выбросом в атмосферу подвергается промывке слабым раствором NH_4NO_3 (не более 25 %) от примесей пыли аммиачной селитры и аммиака в массообменном аппарате пенно-струйного типа	 16 12	 0,33 0,47	 6,218 9,72	 2,3 4,83
Отработанный воздух: Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3 Аммиак (NH_3)	кг/т	 - -	 - -	 - -	 - -	Осевой вентилятор из грануляционной башни	Воздух выбрасывается без очистки	 3,2 2	 2,1 1,84	 2,18 1,92	 2,11 1,88

Таблица 7.29 – Сбросы агрегата АС-60

Сбросы										
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники сброса	Направление сбросов (в водный объект, в системы канализации)	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее				Минимальное	Максимальное	Среднее
Промывные воды: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	2 10	- -	Промывка оборудования, трубопроводов	Промливневая канализация	—	—	—	—
Смывные воды: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	2 10	- -	—	Собираются в сборники и дозированно выдаются в промливневую канализацию	—	—	—	—
Дренажи: Аммоний-ион (NH_4^+) Нитрат-анион (NO_3^-)	мг/л*	- -	2 10	- -	Сборники, поверхностные конденсаторы, коллектора	Химзагрязненная канализация	—	—	—	—
* Размерность указана в мг/л, поскольку количество сточных вод может варьироваться, и показать объемы содержащихся в них загрязняющих веществ в кг/т не представляется возможным										

Таблица 7.30 – Отходы агрегата АС-60

Отходы производства и потребления										
Наименование отходов	Класс опасности	Единица измерений	Объем и (или) масса образования отходов до очистки в расчете на тонну продукции			Источники образования	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса размещенных отходов в расчете на тонну продукции		
			Минимальное	Максимальное	Среднее			Минимальное	Максимальное	Среднее
Отработанные масла	3	кг/т	—	0,0105	—	—	Регенерация и утилизация	—	—	—
Отходы получения магнезиальной добавки в производстве минеральных удобрений	4	кг/т		4,8		Фильтр-пресс	Вывозится на накопитель промышленных отходов или утилизируется	—	—	—

7.1.3 Определение наилучших доступных технологий

Действующие в России производства аммиачной селитры, проектировавшиеся в 1960–1970-х годах, используют единую технологию (в прямом смысле этого слова), выпускают одинаковую по качеству продукцию, соответствующую требованиям единого ГОСТ 2—2013, марка «Б», сорт высший. Различия между агрегатами АС-60, АС-60М, АС-67, АС-72, АС-72М (индексы по годам разработки) состоят в технических решениях по отдельным подпроцессам и отражают технический прогресс в производстве азотной кислоты (повышение концентрации от 46–48 % до 56–60 % HNO_3), машиностроительных отраслей азотной промышленности (возможность изготовления крупногабаритного оборудования из сталей с повышенной коррозионостойкостью, вентиляторов), скрубберах для очистки отходящих газов из гранбашен в атмосферу вследствие роста требований по охране окружающей среды, а также новые результаты научно-исследовательских работ, направленных на рост качества гранулированной аммиачной селитры. Так, в агрегатах АС-60, которые сооружались еще в 1960-х годах, применяется азотная кислота с концентрацией 46–48 % HNO_3, соответственно, предусматривалась двухступенчатая выпарка раствора АС до получения плава с концентрацией 98,5 % NH_4NO_3; в крупнотоннажных агрегатах АС-67 и последующих АС-72 и АС-72М — 57–60 %-ная азотная кислота, соответственно, выпарка раствора аммиачной селитры до концентрации 99,7 % NH_4NO_3 в одну ступень. Первые крупнотоннажные агрегаты АС-67 строились в ограниченном количестве (в России эксплуатируются два агрегата), далее сооружались агрегаты АС-72, в которых предусматривалась установка новых грануляторов с укрупненным грансоставом готового продукта, двухступенчатая очистка воздуха из башни в атмосферу, новая облегченная конструкция башни из металла вместо бетона, что стало возможным в результате разработки безопасной конструкции погружного насоса для перекачки плава на верх гранбашни и средств контроля производственного процесса. От разработки к разработке повышались показатели качества продукции, снижались энергозатраты и удельные капиталовложения, а также экологические характеристики производства.

В 1970–1980-х годах в плановом порядке осуществляется вывод из эксплуатации производств, морально и физически устаревших, в том числе часть АС-60.

В сохранившихся в эксплуатации агрегатах АС-60 осуществлены мероприятия (доупарка плава до 99,7 % NH_4NO_3, замена грануляторов, переход на магнезиальную кондиционирующую добавку и опрыскивание гранул антислеживающими препаратами), которые позволили резко улучшить качество готового продукта до уровня производимого в крупнотоннажных агрегатах и экспортировать его за рубеж.

В то же время агрегаты АС-60 не оборудованы аппаратами для очистки выхлопов воздуха из башен, чему препятствует прежде всего износ башен с потерей несущей способности, а также высокий уровень капитальных затрат. В определенной степени это относится и к АС-67. Остальные показатели, как и все показатели агрегатов АС-72 и АС-72М соответствуют требованиям «Методических рекомендаций по определению технологии в качестве наилучшей технологии при составлении настоящего справочника НДТ.

Действующие производства АС-60 разделяются по концентрации применяемой азотной кислоты (46–48 % HNO_3 из агрегатов азотной кислоты 1/3,5 и 56–57 % HNO_3 —

из агрегатов УКЛ-7), и, соответственно, они отличаются разным количеством ступеней выпарки раствора аммиачной селитры из нейтрализаторов, т. е. числом выпарных аппаратов с комплектующим оборудованием. Последнюю технологию можно отнести к АС-60М.

Технологии действующих агрегатов АС-72 и АС-72М следует отнести к НДТ для использования без ограничений (для модернизации производств АС и для нового строительства). Действующую технологию АС-67 можно отнести к НДТ после выполнения реконструкции промывного скруббера на башне с организацией 2-й ступени очистки паровоздушной смеси из башни в атмосферу от аэрозольных частиц NH_4NO_3 и NH_3 фильтрацией по типу АС-72 и АС-72М.

Технологии АС-60 и АС-60М в действующих производствах требуют модернизации с сооружением полномасштабной очистки воздуха из башни и доупарочных аппаратов от NH_3 и NH_4NO_3 по типу современных очисток в АС-72 и АС-72М. После этого они будут соответствовать требованиям к НДТ и вплоть до вывода из эксплуатации по экономическим соображениям.

7.1.4 Наилучшие доступные технологии

7.1.4.1 Перечень наилучших доступных технологий

НДТ производства аммиачной селитры являются:

- технология АС-72М для крупнотоннажного агрегата с суточной мощностью 1300–2300 т;
- технология АС-72 для крупнотоннажного агрегата с суточной мощностью 1300–2300 т;
- технология АС-67 для крупнотоннажного агрегата с суточной мощностью 1300–1700 т;
- технология АС-60, АС-60 М для крупнотоннажного агрегата с суточной мощностью одной гранбашни до 750 т.

Перечень основного оборудования — см. 7.1.1.

Количество сырья, энергоресурсов, необходимых для производства 1 т АС приведено в таблице 7.31, в таблицах 7.32 и 7.33 приведены НДТ для агрегатов, на которых производят АС.

Таблица 7.31 – Сырье, энергоресурсы на 1 т АС марки «Б», сорт высший по ГОСТ 2—2013

Наименование	Параметр	Индексы технологий				
		АС-72М	АС-72	АС-67	АС-60	АС-60М
Азотная кислота	Концентрация, масс. %	57–60	57–60	55–60	46–48	не менее 55
Газообразный аммиак ГОСТ 6621—90	Концентрация, масс. %	99,6	99,6	99,6	99,6	99,6
Водяной пар	Давление, МПа (абс.)	1,6	1,6	1,6	1,6	1,2
Электроэнергия	кВт·ч	19	36	25	20	19,1
Оборотная вода	Температура, °С	—	—	—	28	28

Таблица 7.32 – Описание технологий АС-72М, АС-72, АС-67

Подпроцесс	Индекс технологий		
	АС-72М	АС-72	АС-67
Нагрев азотной кислоты соковым паром из нейтрализатора до температуры, °С	75–90	75–90	70–80
Нагрев газообразного аммиака паровым конденсатом из узла выпарки до температуры, °С	120–180	100–200	120–170
Нейтрализация азотной кислоты газообразным аммиаком в кислом режиме под давлением, МПа (абс.) (возможно смешение с добавкой Mg $(NO_3)_2$)	Давление, близкое к атмосферному	Давление, близкое к атмосферному	
Донейтрализация раствора аммиачной селитры газообразным аммиаком до содержания свободного аммиака, г/дм^3 и смешение с добавкой Mg $(NO_3)_2$	0,15	0,15	0,15
Выпарка раствора аммиачной селитры в токе горячего воздуха с температурой 185–190 °С до плава с концентрацией, масс. % NH_4NO_3	99,7	99,7	99,7
Донейтрализация плава газообразным аммиаком до содержания свободного аммиака, г/дм^3	0,08–0,35	0,08–0,35	0,15
Перекачка плава на грануляцию в башне погружным насосом Температура плава, °С Концентрация плава, масс. % NH_4NO_3	 175–185 99,7	 175–185 99,7	—
Перелив плава на грануляцию Температура плава, °С Концентрация плава, масс. % NH_4NO_3	—	—	 175–185 99,7
Гранулирование плава в башне Количество виброгрануляторов Скорость воздуха в башне, м/с Высота падения гранул, м	 3 1,0–1,8 50	 3 1,0–1,8 50	 6 30
Вытяжка воздуха Нагнетание воздуха	6 дымососов -	- 1 вентилятор	

Подпроцесс	Индекс технологий		
	АС-72М	АС-72	АС-67
Охлаждение гранул воздухом в КС	Выносной трех-секционный с прямым вытес-нением гранул и индивидуальной подачей воз-духа, 3 вентиля-тора	Под башней аппарат с переме-шива-нием гранул или выносной трехсексационный с прямым вытесне-нием гранул и ин-дивидуальной по-дачей воздуха в каждую секцию, 3 вентилятора	
Температура охлажденных гранул, °С	50	50	50
Очистка выхлопа паровоздушной смеси в атмосферу			
Предочистка выхлопов из донейтрализато-ров от NH_3 и NH_4NO_3	+	+	—
Предочистка паровоздушной смеси из вы-парного аппарата от NH_3 и NH_4NO_3	+	+/-	—
Очистка выхлопа смеси сокового пара из нейтрализаторов и воздуха отделения нейтрализации и выпарки гранбашни I ступень — промывка 15–20 %-ным раство-ром NH_4NO_3, содержащим 10–15 % HNO_3 II ступень — фильтрация паровоздушной смеси от аэрозольных частиц NH_4NO_3 и NH_3	 + +	 + +	 + -

Таблица 7.33 – Описание технологий АС-60, АС-60М

Подпроцесс	Параметр	Индекс технологий	
		АС-60	АС-60М
Нагрев газообразного амми-ака	Температура, °С	50	70
Нейтрализация азотной кис-лоты газообразным аммиаком	Давление, МПа (абс.)	До 0,12	До 0,12
	Концентрация раствора, %	62–64	80–88
	Температура, °С	115–125	135–140
Ввод магнезиальной добавки	Раствор с концентра-цией $Mg(NO_3)_2$, %	35–40	35–40
Донейтрализация раствора аммиачной селитры аммиа-ком и перекачка на башню	Содержание свободного аммиака, г/дм^3	0,15–0,2	0,15–0,2 (pH не менее 5)
Выпарка 62–64 % раствора АС под вакуумом теплом со-кового пара	Конечная концентрация, % NH_4NO_3	82–84	—

Подпроцесс	Параметр	Индекс технологий	
		АС-60	АС-60М
Выпарка 82–88 % раствора АС под вакуумом до состояния плава аммиачной селитры	Конечная концентрация, % NH_4NO_3	97,5–98	97,5–98
Доупарка плава аммиачной селитры в токе воздуха	Конечная концентрация, % NH_4NO_3	99,5–99,7	99,5–99,7
	Температура, °С	До 185	До 185
Гранулирование плава в гранбашнях Разбрызгивание плава	Тип грануляторов	Виброгрануля-тор	Виброгранулятор Q = 30–37 т/ч
Охлаждение гранул в аппаратах КС	Температура охлаждения гранул, °С	Не более 50	Не более 50
Упаковка и хранение в таре		+	+

В таблице 7.34 приведены технологические показатели НДТ для производства аммиачной селитры.

Таблица 7.34 – Показатели производства аммиачной селитры

Продукт	Технология	Технологические показатели НДТ	Энергоэффективность и ресурсосбережение	
			Энергоэффективность	Ресурсосбережение
Аммиачная селитра	АС-72, АС-72М	Выбросы: Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3 < 1,88 кг/т (<3,1 кг/т при совместном производстве с азотфосфатом) Аммиак NH_3 < 0,68 кг/т	Расход водяного пара < 0,3 Гкал/т. Расход электроэнергии < 30 кВт·ч/т	Расход азотной кислоты до 795 кг мнг HNO_3/т Расход NH_3 до 215 кг мнг HNO_3/т
	АС-67	Выбросы: Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3 < 2,03 кг/т Аммиак NH_3 < 0,72 кг/т	Расход водяного пара < 0,34 Гкал/т. Расход электроэнергии < 30,4 кВт·ч/т	Расход азотной кислоты до 788 кг мнг HNO_3/т Расход NH_3 до 213,5 кг мнг HNO_3/т
	АС-60	Выбросы: Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3 < 5,05 кг/т Аммиак NH_3 < 7,78 кг/т	Расход водяного пара < 0,39 Гкал/т. Расход электроэнергии < 21 кВт·ч/т	Расход азотной кислоты до 831 кг мнг HNO_3/т Расход NH_3 до 224 кг/т

7.1.4.2 Дальнейшая модернизация действующих производств аммиачной селитры

Действующие производства аммиачной селитры нуждаются в дальнейшей модернизации, разной в зависимости от типа технологии. Для большого числа крупнотоннажных агрегатов АС-72 и АС-72М основной актуальной модернизацией является наращивание проектной мощности в связи с необходимостью перерабатывать в удобрения растущий избыток свободного аммиака, не находящего сбыта на внешнем рынке

Интенсификация агрегатов АС-72 и АС-72М возможна, причем в крупных размерах, что подтверждается опытом реконструкции одного из агрегатов АС-72 еще в 2008 году.

Агрегаты АС-67 (два в России) также можно интенсифицировать, но в меньших размерах. Но в основном актуальным предметом модернизации этих агрегатов является снижение выброса в атмосферу NH_3 и NH_4NO_3 с паровоздушной смесью из гранбашни до уровня, достигнутого в агрегатах АС-72.

Для агрегатов АС-60 и АС-60М та же проблема еще более остра, если предполагать, что они еще долго будут эксплуатироваться.

В таблице 7.35 приведены рекомендации по дальнейшей модернизации указанных выше агрегатов по известным техническим решениям.

В таблицу включено и мероприятия по разработке в составе крупнотоннажных агрегатов для нового строительства отделения грануляции.

Таблица 7.35 – Рекомендуемые технические и организационные мероприятия по модернизации действующих агрегатов аммиачной селитры АС-72, АС-72М, АС-67, АС-60, АС-60М

№ п/п	Технические мероприятия	
	Наименование агрегатов	Цель и содержание технического мероприятия
1	АС-72, АС-72М	Повышение производительности агрегатов на 30–40 % (до 2000–2300 т/сут) Замена вентиляторов в отделении грануляции, грануляторов. Установка дополнительных аппаратов в отделении нейтрализации. Внедрено на ряде предприятий
2	АС-67	Снижение выброса NH_3 и NH_4NO_3 в атмосферу с выхлопным воздухом из башни
3	АС-60, АС-60М	Снижение выброса в атмосферу NH_3 и NH_4NO_3 с выхлопным воздухом из башни и из доупарочных аппаратов
4	Разработка отделения получения продукта методом барабанного гранулирования	Расширение диапазона вырабатываемых продуктов на основе аммиачной селитры Повышение прочности гранул аммиачной селитры Разработка базового проекта и конструкторской техдокументации (с учетом опыта российских и зарубежных компаний)

7.1.4.2 Экономические аспекты реализации НДТ

В таблицах 7.36 и 7.37 приведены данные по экономическим аспектам реализации НДТ для нового строительства и для модернизаций действующих производств.

Таблица 7.36 – Оценка стоимости реализации нового строительства

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Строительство установки по производству аммиачной селитры	5 082 млн руб. без НДС	Мощность 340 тыс. т/год		

Таблица 7.37 – Оценка стоимости реализации технологических мероприятий по модернизации действующих производств

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Замена насосов перекачки плава на верх гранбашни	17,6 млн руб. без НДС		Повышение производительности и эксплуатационной надежности агрегата АС-72	Замена насоса ХИО 45/90-0,7-К-Щ-У2 на насос увеличенной производительности типа ХИО 45/90д-0,7-К-Щ-У2
Внедрение системы захолаживания воздуха перед подачей на КС	50 млн руб. без НДС	Уменьшение удельного расхода электроэнергии	Увеличение выработки до 15 тыс. т/год. Уменьшение удельного расхода электроэнергии, ресурсосбережение	Установка кондиционеров воздуха
Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Техническое перевооружение системы фильтрации суспензии	17,087 млн руб. без НДС	Снижение содержания влаги в отходах производства (шламе)	Увеличение выработки раствора магнезиальной добавки Увеличение производительности на приготовление магнезиальной добавки — 25 %	Замена морально и физически изношенного оборудования: - замена одного из существующих вакуумных фильтров марки БГТ 10-1,8 на рамный фильтр КМП 25-1К-31 - замена насосов поз. Н-3/3,4
Внедрение установки очистки конденсата сокового пара (агрегаты АС-60)	250 млн руб. без НДС	Снижение сброса хим-грязных сточных вод на 50 $м^3$/ч, снижение подпитки оборотного цикла на 48 $м^3$/ч, увеличение производительности по раствору селитры на 2 $м^3$/ч	Ресурсосбережение. Улучшение экологических показателей	
Монтаж динамических грануляторов типа ВВГ с частотным преобразователем привода	10 млн руб. без НДС		Улучшение качества готового продукта. Снижение загрязняющих веществ в выбросах	Агрегаты АС-67 и АС-60
Внедрение АСУТП			Ресурсосбережение	
Установка частотных регуляторов приводов электродвигателей насосов	3,8 млн руб. без НДС	Снижение удельной нормы расхода электроэнергии		

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Реконструкция отделения грануляции и промывного скруббера (внедрение фильтроэлементов- шатров) агрегатов АС-72			Снижение выброса в атмосферу веществ: аммиачной селитры, аммиака	
Установка аппарата охлаждения гранул аммиачной селитры (кондуктивный пластинчатый холодильник) в отделении упаковки и отгрузки продукции	около 29 млн. руб. с НДС (без покупки аппарата)		Для дополнительного охлаждения гранулированного продукта, подаваемого на погрузку в вагоны или мешкотару	

7.1.5 Перспективные технологии

Достигнутый в действующих производствах высокий уровень качества гранулированной аммиачной селитры, природоохранных характеристик в сочетании с низкими капиталовложениями и расходом энергоресурсов не стимулировал активную разработку новых технологий и продуктов на основе аммиачной селитры.

Из известных разработок к перспективным наилучшим технологиям следует отнести технологии с гранулированием плава во вращающихся барабанах, в частности в малогабаритных барабанах со встроенным КС.

К преимуществам этой технологии по сравнению с башенной следует отнести помимо получения гранул с более высокой прочностью лучшую приспособленность к производству других продуктов на основе аммиачной селитры — с другими добавками. Особенно это относится к интеграции производств на одном оборудовании аммиачной и известково-аммиачной селитры, с добавками фосфорсодержащих солей и серы.

Учитывая актуальность проблемы, необходимы мероприятия по привлечению средств компаний, производящих аммиачную селитру, к разработке аналогичной технологии в Российской Федерации, чтобы не потерять суверенитет страны в этой области техники.

7.2 Производство известково-аммиачной селитры

Известково-аммиачная селитра в мировой практике как разновидность аммиачной селитры, разбавленной инертным материалом (карбонатами кальция и магния в разной пропорции) с понижением содержания нитрата аммония до 72–77 %, производится в широких масштабах, несмотря на понижение содержания в удобрении азота. Это связано с рядом преимуществ:

- как щелочное удобрение она не подкисляет почву и в большей степени способствует урожаю при выращивании зерновых и плодовоовощных культур на кислых почвах;
- термически более стойкое вещество, не чувствительное к детонации; транспортируется как неопасный груз.

Широко используется во многих странах мира, в ряде стран Европы (Германия, Нидерланды и др.) преимущественно. В СССР не производилась и не применялась в сельском хозяйстве.

В настоящее время производится на двух предприятиях России. Мощность этих производств превышает 300 тыс. т/год ИАС с содержанием азота ~27 %. В Российской Федерации для ее производства реконструированы остановленные производства сложных удобрений (NPK).

В Российской Федерации ИАС производится в филиале «КЧХК» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Кирово-Чепецке по собственному проекту и технологии и на АО «Новомосковская АК «Азот» по проекту фирмы Lavalin (Бельгия) с использованием одной из многих европейских технологий — «Кальтенбах-Тюринг». Оба проекта используют технологию с барабанной грануляцией, но существенно отличаются по концентрации плава аммиачной селитры и конструкции барабана-гранулятора, а также по исходному карбонатному сырью: на предприятии в Кирово-Чепецке применяется карбонат кальция (осажденный химический мел), в г. Новомосковске — доломит (карбонаты кальция и магния).

Обе технологии позволяют получать качественный продукт для экспорта и имеют системы очистки выбросов в атмосферу, соответствующие требованиям в Российской Федерации.

Все сведения, приведенные в настоящих материалах для справочника НДТ, соответствуют представленным предприятиями.

7.2.1 Описание технологического процесса производства ИАС

7.2.1.1 Производство ИАС гранулированием в БГС

Исходным сырьем для получения известково-аммиачной селитры (ИАС) служат раствор аммиачной селитры и карбонат кальция.

Производство ИАС включает следующие стадии:

- прием раствора аммиачной селитры с концентрацией не менее 87 % NH_4NO_3 по трубопроводу и подготовленного карбоната кальция цементовозами;
- упаривание РАС в выпарных установках;
- смешивание раствора аммиачной селитры с карбонатом кальция в реакторах смесителях;
- грануляция пульпы ИАС и сушка гранул в БГС;
- классификация и охлаждение гранул готового продукта;
- транспортировка готового продукта ПТС для хранения на склад насыпью или для расфасовки и отправки потребителю (после обработки антислеживателем до и после склада);
- контрольная классификация продукта перед отправкой потребителю;
- очистка отходящих газов от NH_3 и частиц ИАС перед выбросом в атмосферу.

Схема технологического процесса приведена на рисунке 7.6, описание процесса — в таблице 7.38, перечень основного оборудования — в таблице 7.39.

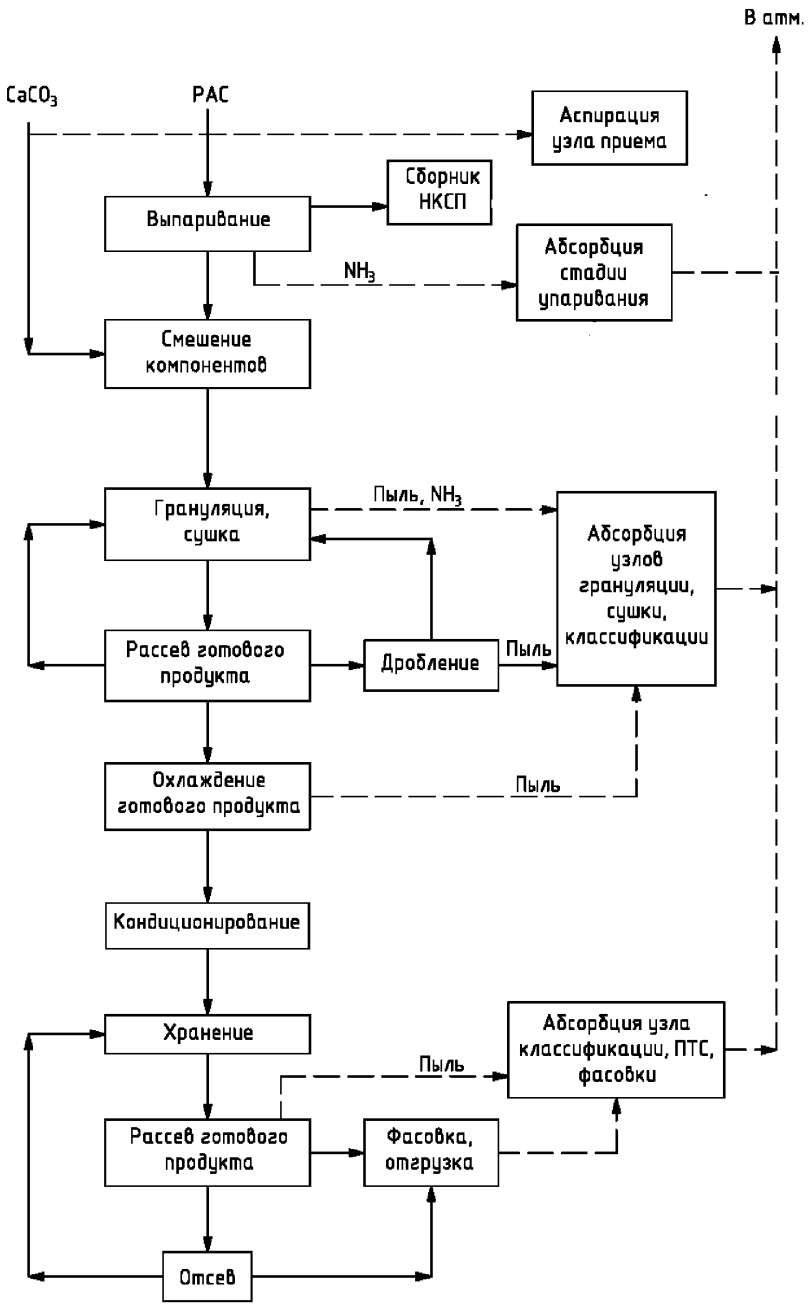


Рисунок 7.6 – Схема технологического процесса производства ИАС

Таблица 7.38 – Описание технологического процесса производства ИАС

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии (наименование)
Растворы аммиачной селитры Карбонат кальция	Прием и хранение сырья	Растворы аммиачной селитры	Меловоз Ж/д-транспорт Бункеры Емкостное оборудование	
Растворы аммиачной селитры Пар Оборотная вода	Выпаривание	Растворы аммиачной селитры Неочищенный соковый пар КСП	Выпарная установка	NH_3
Карбонат кальция Растворы аммиачной селитры	Смешение компонентов		Реактор	
Смесь растворов аммиачной селитры с карбонатом кальция Газ природный Воздух сжатый	Грануляция, сушка	Гранулированный продукт Неочищенная паровоздушная смесь	Барабан-гранулятор-сушилка	NH_3 NH_4NO_3
Гранулированный продукт	Рассев, дробление	Гранулированный продукт ГВС	Классификатор, молотковая дробилка	NH_4NO_3
Гранулированный продукт	Охлаждение	Гранулированный продукт	Аппарат КС	NH_4NO_3
Гранулированный продукт	Кондиционирование	Гранулированный продукт	Емкость, насос высокого давления, форсунка	
Гранулированный продукт	Хранение	Гранулированный продукт	Склад насыпью	
Гранулированный продукт	Рассев, фасовка, отгрузка	Гранулированный продукт ГВС	Классификатор, поточно транспортная система, кратцер-кран, бункера, башенный кран	NH_4NO_3
Неочищенные ПГВС, ГВС от технологического оборудования, НКСП	Абсорбция узлов упаривания, грануляции и сушки, классификации, фасовки	Очищенная ГВС	Скруббера, циклоны, фильтры	NH_4NO_3 NH_3

Таблица 7.39 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Бункер		+		Прием и хранение карбоната кальция	Объем 42,2 м^3
Выпарная установка		+		Упаривание растворов	Выпарные аппараты с выносной греющей камерой и принудительной циркуляцией
Реактор		+		Смешение компонентов	Вертикальный цилиндрический аппарат с мешалкой
Барабан- гранулятор-сушилка	СГБ-4,5–16	+		Гранулирование, сушка и предварительная классификация гранул готового продукта	Цилиндрический аппарат с подъемно-лопастной насадкой и закрытым обратным шнеком
Классификатор	DF 195x400/2	+		Разделение на фракции гранулированных удобрений	Производительность — 150 м^3/час
Дробилка	СМД-147	+		Дробление крупной фракции гранул	Дробилка молотковая Производительность — 10–24 т/час
Холодильник		+		Охлаждение гранул	Аппарат КС
Циклоны	ЦН-15–800–4УП		+	Очистка отходящих газов от пыли KCl и мела с узла приема и хранения	Производительность не более 18100 м^3/ч
Фильтровальная установка	INFA-LAMELLEN-JET AJL 2/1083				Производительность до 32400 м^3/ч
Скруббер Каплеуловитель	СКШН-5М КНЦ		+	Очистка отходящих газов от NH_3 с узла выпаривания и конденсатоочистки	Производительность объемная
Скруббер	СЦШНД-75		+	Очистка отходящих газов от NH_3 и пыли удобрений с узла грануляции и сушки	Производительность объемная
Скруббер	СЦШНД-100,		+	Очистка отходящих газов от пыли удобрений с узла охлаждения	Производительность объемная

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Скруббер	СЦШНД-75		+	Очистка отходящих газов от пыли удобрений с узла классификации, ПТС	Производительность объемная
Скруббер конический с шаровой насадкой	СКШН-5М		+	Очистка отходящих газов от пыли удобрений с узлов фасовки и отгрузки	Производительность объемная
Скруббер конический с шаровой насадкой, каплеуловитель батарейный	СКШН-50, КЦМ-30.5		+	Очистка отходящих газов от пыли удобрений с узлов фасовки и отгрузки	Производительность объемная

7.2.1.2 Производство ИАС (УАН) гранулированием в барабане с «кипящим слоем»

Исходным сырьем для получения ИАС служат раствор аммиачной селитры, доломитовая мука, добавка сульфата аммония. Для производства удобрения аммиачно-нитратного с содержанием азота 33,5 % (УАН) в качестве добавки используется сульфат алюминия.

Производство ИАС (УАН) включает следующие стадии:

- прием из цеха аммиачной селитры 85 %-ного раствора NH_4NO_3 и его упаривание до состояния плава с содержанием 99,7 % NH_4NO_3;
- прием со склада доломитовой муки и сульфата аммония (сульфата алюминия для УАН);
- смешивание плава АС с доломитовой мукой и сульфатом аммония (сульфатом алюминия) с получением гомогенной суспензии;
- подача суспензии высоконапорным насосом в форсунки барабана;
- гранулирование плава ИАС в КС горячим воздухом с использованием ретура;
- классификация гранул с отсевом крупных и мелких частиц, возврат ретура в голову процесса;
- охлаждение фракции готового продукта в холодильнике с КС фирмы Solex;
- обработка гранул готового продукта антислеживателем;
- очистка выбросов воздуха из гомогенизатора грануляционного барабана от NH_3 и пыли ИАС (УАН) в трубе «Вентури»; очистка воздуха из узлов охлаждения гранул, дробления в циклоне и мокром скруббере.

Схема технологического процесса приведена на рисунке 7.7, описание технологического процесса — в таблице 7.40, основного оборудования — в таблице 7.41.

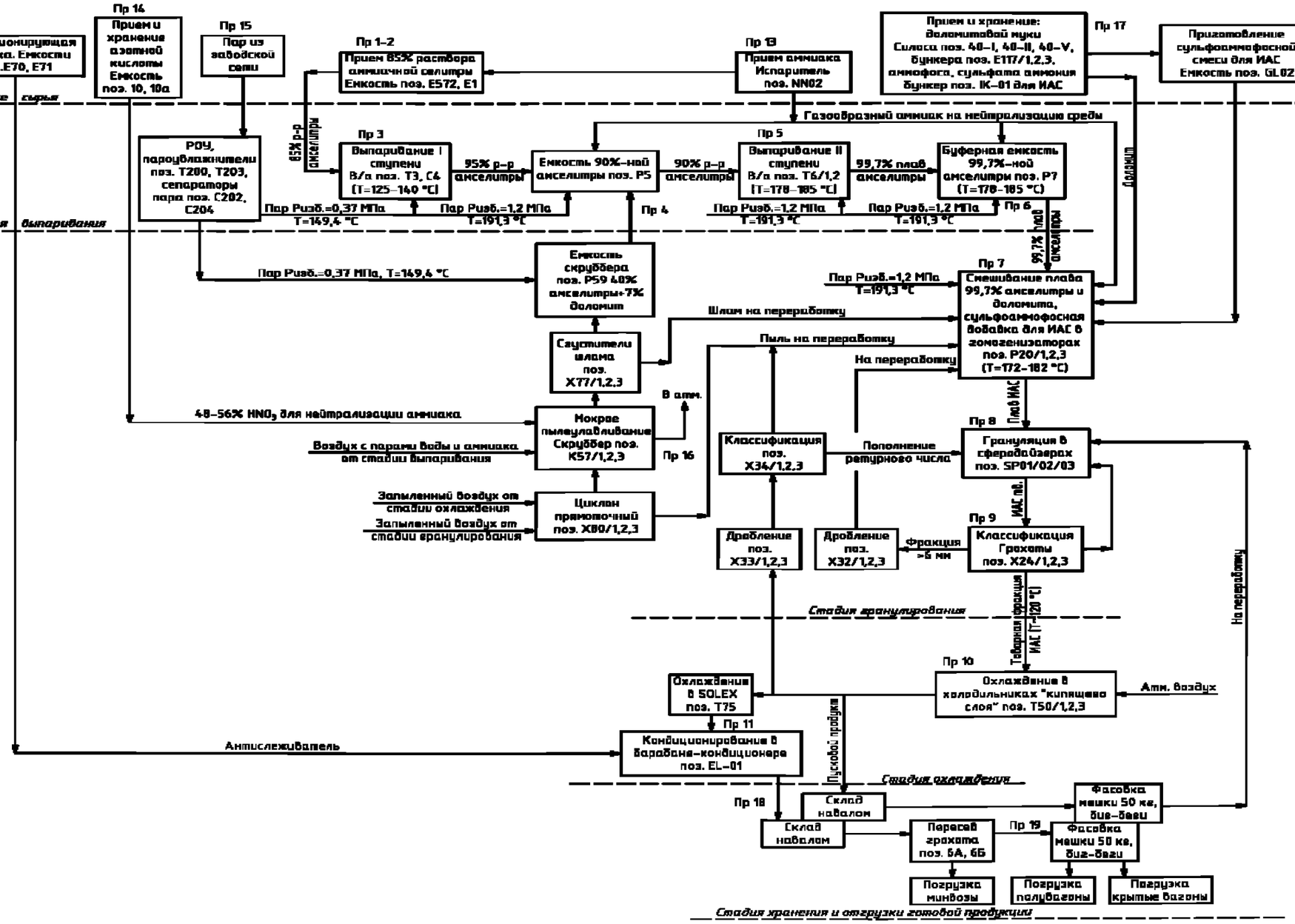


Рисунок 7.7 – Описание схемы технологического процесса производства ИАС (УАН)

Таблица 7.40 – Описание технологического процесса производства ИАС (УАН)

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии (наименование)
Раствор аммиачной селитры 85 %	Прием раствора аммиачной селитры	Раствор аммиачной селитры 85 %	Приемная емкость	
Раствор аммиачной селитры 85 %	Прием раствора аммиачной селитры	Раствор аммиачной селитры 85 %	Буферная емкость	
Раствор аммиачной селитры 85 %	Выпаривание раствора аммиачной селитры	Раствор аммиачной селитры 95 %	Испаритель I ступени	
Раствор аммиачной селитры 95 %	Смешение 95 %-ного раствора нитрата аммония с 40 %-ным раствором нитрата аммония с примесью доломита	Раствор аммиачной селитры 90 %	Емкость	
Раствор аммиачной селитры 90 %	Выпаривание раствора аммиачной селитры	Раствор аммиачной селитры 99,7 %	Испаритель II ступени	
Плав аммиачной селитры 99,7 %	Прием плава 99,7 %	Плав аммиачной селитры 99,7 %	Емкость плава	
Плав аммиачной селитры 99,7 %, доломитовая мука	Гомогенизация смеси плава аммиачной и доломитовой муки	Гомогенная смесь	Гомогенизаторы	
Гомогенная смесь плава аммиачной селитры и доломитовой муки	Гранулирование продукта	Гранулированный продукт	Барабан-гранулятор	
Гранулированный продукт	Рассев гранулированного продукта	Готовый гранулированный продукт, возврат некондиционного продукта на переработку	ПТС рассева: элеваторы, грохота; дробилки ленточные конвейеры	

Входной поток	Подпроцесс	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии (наименование)
Готовый продукт	Охлаждение готового продукта	Охлажденный готовый продукт	Охладители; ленточный конвейер, охладитель, Элеватор	
Охлажденный готовый продукт	Обработка антислеживателем	Обработанный антислеживателем готовый продукт	Опудривающий барабан поз. EL01, ленточные конвейеры	
Антислежива-тель, соковый пар	Прием антислеживате-ля	Антислежи-ватель	Приемная емкость, насосы, расходный бак, дозировочные насосы	
Газообразный аммиак насыщенный пар	Подогрев газообразного аммиака	Перегретый аммиак конденсат водяного пара	Подогреватель аммиака	
HNO_3	Прием неконцентрированной азотной кислоты	Неконцентрированная азотная кислота	Хранилища, напорный бак	
Перегретый водяной пар паровой конденсат	Насыщение водяного пара	Насыщенный водяной пар	Пароувлажнитель	—
ПГС от технологического оборудования	Улавливание и нейтрализация	Очищенный воздух	Скруббера, вентиляторы	NH_3, NH_4NO_3,
Доломитовая мука	Улавливание пыли доломита	Очищенный воздух	Фильтр; вентилятор	
Готовый продукт	Хранение и транспортирование готового продукта на стадию отгрузки потребителю	Готовый продукт	Кратцер-кран, ленточные конвейеры, Элеваторы	NH_4NO_3
Мешкотара, готовый продукт	Упаковка, хранение и отгрузка	Фасованный продукт	Полуавтоматы, установка бигирования, мешкопогрузочные машины	NH_4NO_3

Таблица 7.41 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Вентилятор поз. B58/1,2,3			+	Предназначены для выброса в атмосферу очищенного воздуха	Вытяжной вентилятор горизонтальный, центробежный
Фильтр поз. Ф42/1,2,3			+	Предназначены для очистки воздуха от пыли доломита при загрузке бункеров поз. E28/1, 2, IG00	Тип: ФРИ-С-005–0085 (Н). расход воздуха — 5000 м³/ч
Вентилятор поз. B 43/1,2,3			+	Предназначены для отсоса очищенного воздуха при загрузке бункеров поз. E28/1, 2, IG00	Тип: ВР120–28–5,2С. Производительность — (1600–5200) м³/ч
Приемная емкость поз. E572		+		Предназначена для приема и хранения 85 % раствора AN	Горизонтальная цилиндрическая емкость
Вентилятор поз. B58/1,2,3			+	Предназначены для выброса в атмосферу очищенного воздуха	Вытяжной вентилятор горизонтальный, центробежный
Фильтр поз. Ф42/1,2,3			+	Предназначены для очистки воздуха от пыли доломита при загрузке бункеров поз. E28/1, 2, IG00	Тип: ФРИ-С-005–0085 (Н). расход воздуха — 5000 м³/ч
Вентилятор поз. B 43/1,2,3			+	Предназначены для отсоса очищенного воздуха при загрузке бункеров поз. E28/1, 2, IG00	Тип: ВР120–28–5,2С. Производительность — (1600–5200) м³/ч
Приемная емкость поз. E572		+		Предназначена для приема и хранения 85 % раствора AN	Горизонтальная цилиндрическая емкость
Вентилятор поз. B58/1,2,3			+	Предназначены для выброса в атмосферу очищенного воздуха	Вытяжной вентилятор горизонтальный, центробежный

Наименование оборудования	Модель (типоразмер)	Основное	Природоохранное	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Буферная емкость поз. Е1		+		Предназначена для поддержания количества раствора аммиачной селитры	Емкость цилиндрическая, вертикальная
Емкость поз. Р5		+		Предназначена для приема 95 % р-ра АС	Емкость цилиндрическая, вертикальная
Емкость поз. Р7		+		Предназначена для приема 99,7 % плава АС	Емкость цилиндрическая, вертикальная с эллиптическим днищем
Гомогенизатор поз. Р20/1,2,3		+		Предназначен для приготовления гомогенной смеси	Аппарат цилиндрический, вертикальный с эллиптическим днищем:

7.2.2 Текущие уровни эмиссии в окружающую среду

Расход сырья, материалов и энергоресурсов приведен в таблице 7.42, выход продукции, полупродуктов, побочных продуктов и энергоресурсов — в таблице 7.43.

Текущие уровни эмиссий в окружающую среду приведены в таблице 7.44.

Таблица 7.42 – Расход сырья, материалов и энергоресурсов на 1 т продукта

Наименование	Единица измерений	Технология производства ИАС с гранулированием в барабане-сушилке (БГС)		Технология производства ИАС/УАН с гранулированием в барабане с КС	
		Минимальный	Максимальный	Минимальный	Максимальный
Растворы аммиачной селитры	т	0,79	0,8	0,795/0,972	0,795/1,00
Карбонат кальция (или мука известняковая)	т	0,20	0,23	0,23/0,05	0,24/0,054
Водяной пар	Гкал	0,16	0,17	0,25/0,41	0,36/0,43
Электроэнергия	кВт·ч	81	85	27,25/42,8	48,5/59,3
Природный газ	тыс. $м^3$	10,8	12,5	—/—	—/—
Вода оборотная	$м^3$	19,5	22	—/—	—/—
Сжатый воздух	$м^3$	136	142	138,4/118,2	200/150
Вода промышленная	$м^3$	—	—	0,14/0,14	0,14/0,63
Аммиак газообразный	т	—	—	0,005/0,005	0,005/0,006
Антислеживатель	кг	—	—	1/1	1,427/1,1
Сульфат аммония/сульфат алюминия	кг	—	—	0,0017/0,002	0,0019/7
Конденсат паровой	т	—	—	0,073/0,10	0,101/0,0101
Аммофос	кг	—	—	0,0002/—	0,00024/—

Таблица 7.43 – Выход продукции, полупродуктов, побочных продуктов и энергоресурсов

Наименование	Единица измерений	Технология производства ИАС с гранулированием в барабане-сушилке (БГС)		Технология производства ИАС/УАН с гранулированием в барабане с КС	
		Минимальный	Минимальный	Минимальный	Максимальный
Известково-аммиачная селитра / удобрение аммиачно-нитратное (УАН)	т	1,0	1,0	1,0 / 1,0	1,0 / 1,0
Смесь солей комбинированная	т	0,0007	0,0058	— / —	— / —
Конденсат паровой	т	—	—	0,27 / 0,45	0,38 / 0,46

Таблица 7.44 – Текущие уровни эмиссий в окружающую среду

Выбросы										
Наименование	Единица измерений	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ до очистки в расчете на тонну продукции			Источники выброса	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции		
		Минимальное	Максимальное	Среднее			Минимальное	Максимальное	Среднее
Отходящие газы, в т. ч.: - Аммиак NH_3	кг/т	—	—	—	Все источники	Абсорбция, аспирация	0,5	1,07	0,89
- Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3							0,48	2,03	1,26
Сточные воды									
Сточные воды отсутствуют									

7.2.3 Определение наилучшей доступной технологии

Обе технологии представлены одним действующим производством с небольшим сроком функционирования (2–6 лет), осуществленным с использованием оборудования (частично) бывших производств сложных NPK-удобрений.

Производства используют в качестве сырья растворы аммиачной селитры с разной концентрацией и разное карбонат-кальциевое сырье. Существенно отличаются расходы энергоресурсов — топлива, водяного пара, электроэнергии.

По экологическим характеристикам (выбросы в атмосферу, сточные воды) нет особых расхождений, обе технологии отвечают нормативным требованиям.

Указанные сведения не позволяют сделать какие-либо выводы по преимуществам используемых технологий. К НДТ могут быть отнесены обе технологии в рамках своего назначения — использование оборудования и всей инфраструктуры остановленных производств для выпуска пользующегося спросом минерального удобрения с удовлетворительными расходными коэффициентами по сырью, энергоресурсам и экологическим характеристикам.

7.2.4 Наилучшие доступные технологии

В таблице 7.45 приведено исходное сырье и материалы, в таблице 7.46 —описание технологий производства ИАС.

Таблица 7.45 – Исходное сырье и материалы

Наименование	Технология с гранулированием в барабане с КС	Технология с гранулированием в барабане-сушилке (БГС)
Раствор аммиачной селитры, концентрация	95 %	90 %
Наполнитель	Мука природного доломита	Карбонат кальция
Добавки: Сульфат аммония Аммофос	+ +	+ -
Антислеживатель, ПАВ	+	+

Таблица 7.46 – Описание технологий производства ИАС (CAN)

Подпроцесс	Технология с гранулированием в барабане с КС	Технология с гранулированием в барабане-сушилке (БГС)
Смешение раствора аммиачной селитры со слабым раствором из установок очистки выбросов	+	—
Выпаривание раствора аммиачной селитры	До 99,7 % NH_4NO_3	До 95 % NH_4NO_3
Смешение плава аммиачной селитры и наполнителя	+	+
Гранулирование смеси плава аммиачной селитры, наполнителя, ретура	+ КС в барабане	+ В БГС
Классификация готового продукта	+	+
Охлаждение гранул готового продукта в КС	+	+
Обработка продукта антислеживателем	+	+
Очистка запыленного воздуха со стадий гранулирования, охлаждения, классификации и дробления в циклонах	+	+
Очистка воздуха от продукта и аммиака со стадии выпаривания в скрубберах	+	+

В таблице 7.47 приведены технологические показатели НДТ производства известково-аммиачной селитры.

Таблица 7.47 – Технологические показатели производства известково-аммиачной селитры

Продукт	Технология	Технологические показатели НДТ	Энергоэффективность и ресурсосбережение	
			Энергоэффективность	Ресурсосбережение
Известково-аммиачная селитра	Технология с гранулированием в барабане-сушилке (БГС)	Выбросы: Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3 < 1,35 кг/т Аммиак NH_3 < 1,1 кг/т	Расход водяного пара < 0,17 Гкал/т. Расход электроэнергии < 85 кВт·ч/т	Расход растворов аммиачной селитры до 800 кг/т Расход карбоната кальция до 230 кг/т
	Технология с гранулированием в барабане с КС	Выбросы: Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3 < 1,0 кг/т Аммиак NH_3 < 0,89 кг/т	Расход водяного пара < 0,355 Гкал/т. Расход электроэнергии < 48,5 кВт·ч/т	Расход растворов аммиачной селитры до 795 кг/т Расход доломитовой муки до 237 кг/т

7.2.4.1 Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий

В 7.2.4.1 приведен перечень различных мероприятий по модернизации действующих производств ИАС (см. таблицу 7.48).

Таблица 7.48 – Оценка стоимости реализации технологических мероприятий по модернизации действующих производств

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Модернизация производства известково-аммиачной селитры	1 739 млн руб. без НДС	Расширение производства со 182 до 782 тыс. т/год		

7.2.5 Перспективные технологии

Наряду с производством аммиачной селитры традиционным способом путем разбрыз-гивания в воздушной среде расплава, капли которого затвердевают в процессе свободного па-дения (приллирование в башнях), современные производства ИАС сооружаются в основном по способам гранулирования, обеспечивающим получение укрупненных гранул с высокой прочностью. Традиционно, ИАС гранулируют в шнеках, барабанах-сушилках и аппаратах дру-гих типов.

Еще одним способом получения гранулированной аммиачной селитры является тех-нология гранулирования в кипящем слое (данная технология получения аммиачной селитры и известково-аммиачной селитры проектируется в настоящее время на АО «Щекиноазот»). Пре-имущество этого способа заключается в снижении ретурности и, как следствие, снижении рас-хода энергоресурсов, капитальных и операционных затрат.

Данная технология широко применяется в различных химических производствах, при производстве минеральных удобрений, при производстве пищевых продуктов, в фармацевти-ческой промышленности и др.

Данный способ получения гранулированного продукта заключается в следующем:

Плав селитры со стабилизатором для гранулирования - нитратом или сульфатом алюми-ния, нейтрализатором (NaOH) после узла выпаривания с помощью насосов подается в узел гранулирования в кипящем слое. Данный узел состоит из одного аппарата — гранулятора, имеющего две зоны: зону гранулирования и зону охлаждения. В зону гранулирования подают-ся «затравочные» частицы — ретур, представляющий собой некондиционный продукт после стадии классификации, плав селитры после узла выпаривания и воздух. В данной зоне грану-лятора происходит напыление капель плава селитры на затравочные частицы посредством раз-брызгивания последнего с помощью

форсунок. При движении гранул по зоне гранулирования происходит постепенное увеличение их размера за счет многократного наслаивания пленок до достижения желаемого диаметра гранул. Затем гранулированный продукт поступает из зоны гранулирования в зону охлаждения. В этой зоне происходит охлаждение гранул до промежу-точной температуры за счет подаваемого с помощью вентиляторов охлаждающего атмосферно-го воздуха. После охладителя гранулы селитры направляются на стадию классификации. На этой стадии происходит рассев частично охлажденного продукта по фракциям. Фракции де-лятся на мелкую, крупную и с заданным размером гранул. Гранулы мелкой фракции после ста-дии классификации направляются в качестве ретура в гранулятор, а гранулы крупной — пред-варительно размалывают на валках и только потом направляют в гранулятор. Конечный про-дукт — гранулы с заданным размером транспортируют на стадию окончательного охлаждения. На данной стадии происходит охлаждение гранул холодной водой. После охлаждения продук-та до температуры 40-50°С аммиачная селитра обрабатывается антислёживающим реагентом и отправляется на склад или отгрузку. Для очистки отработанного воздуха предусмотрены два скруббера. В первом происходит очистка воздуха после гранулятора, во втором — после предварительного и «хвостового» охладителя.

Очистка воздуха в скрубберах осуществляется за счет промывки циркулирующим рас-твором селитры. Эффективность улавливания остаточного аммиака контролируется путем из-мерения pH раствора. Для корректировки pH предусмотрена подача азотной кислоты через ста-тические смесители. Очищенный от пыли нитрата аммония, аммиака и кислоты, отработан-ный воздух отбирается из скрубберов вентиляторами и выбрасывается в атмосферу через ды-мовую трубу.

Данная технология широко известна и много лет применяется при производстве карба-мида как в России, так и за рубежом.

Применяемая технология позволяет получить прочные гранулы стойкие к раздавлива-нию и истиранию, что наиболее важно при транспортировке готового продукта, характеристи-ки образующегося продукта соответствуют требованиям ГОСТ.

При оценке выбросов вредных веществ в атмосферу данная установка не уступает при-меняемым в России при производстве аммиачной селитры башням приллирования. При фак-тическом равенстве расходов воздуха, подаваемого в установки, выбросы после них находятся примерно на одном уровне.

Производство известково-аммиачной селитры в кипящем слое характеризуется эконо-мичностью технологического процесса и малыми выбросами в атмосферу

Таким образом, перспективы производства ИАС находятся в области интенсификации процессов смешения, сушки, грануляции и увеличения эффективности систем очистки газов.

7.3 Производство аммиака водного технического

В соответствии с ГОСТ 9-92 «Аммиак водный технический» выпускается две марки аммиачной воды: марка А — для промышленности, марка Б — для сельского хозяйства.

В сельском хозяйстве аммиачная вода используется в качестве жидкого моноудобрения с содержанием аммонийного азота не менее 20,5 % масс.

В настоящее время на территории Российской Федерации аммиачная вода производится на ПАО «КуйбышевАзот» (г. Тольятти) и АО «Апатит» (г. Череповец).

В таблице 7.49 представлены мощности действующих производств аммиачной воды.

Таблица 7.49 – Установки по производству аммиачной воды в Российской Федерации

№ п/п	Наименование предприятия	Месторасположение	Годовой объем выпуска тыс. т/год
1	ПАО «КуйбышевАзот»	Г. Тольятти, Самарская область	36
2	АО «Апатит»	Вологодская область	95,04[1]
1 При суточной мощности 288 т/сутки и работе 330 дней в году.			

7.3.1 Описание технологических процессов, используемых при производстве аммиачной воды

Способ получения аммиачной воды основан на абсорбции аммиака водой (см. рисунок 7.8). Сырьем для производства аммиачной воды является жидкий и (или) газообразный аммиак из заводской сети.

На установке получения аммиачной воды могут перерабатываться периодические сбросы газообразного аммиака от предохранительных клапанов хранилищ аммиака, сбросы от продувок железнодорожных цистерн и пр.

Получение аммиачной воды осуществляется в тарельчатых или насадочных колоннах.

Газообразный аммиак направляется в нижнюю часть колонны. Химобессоленная вода подается на орошение колонны из заводской сети. В нижней части колонны располагается теплообменник, предназначенный для отвода части тепла растворения аммиака в воде. По трубкам теплообменника движется охлаждающая вода, в межтрубном пространстве циркулирует водный раствор аммиака, через слой которого барботирует газообразный аммиак, одновременно растворяясь в жидкости. Остаток непоглощенного аммиака поступает в верхнюю часть колонны, где улавливается на тарелках химобессоленной водой. Для максимального улавливания аммиака после колонны может устанавливаться дополнительный скруббер, орошаемый химобессоленной водой. Образующаяся в скруббере слабая аммиачная вода направляется на орошение колонны.

Из куба колонны аммиачная вода с концентрацией не более 25 % масс. выдается в сборник аммиачной воды и далее направляется потребителям или в хранилище.

Описание технологического процесса приведено в таблице 7.51, перечень основного оборудования — в таблице 7.52, природоохранного — в таблице 7.53.

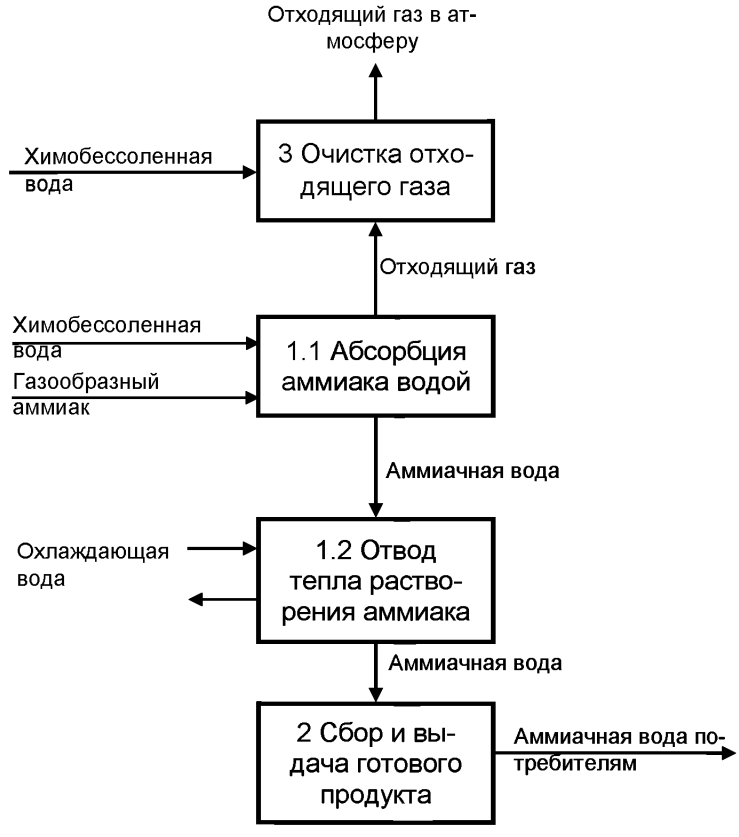


Рисунок 7.8 – Схема технологического процесса

Таблица 7.51 – Описание технологического процесса

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Аммиак Химобессоленная вода	Абсорбция аммиака водой	Аммиачная вода Отходящий газ	Колонная для получения аммиачной воды (скруббер)	NH_3
1.2	Аммиачная вода	Отвод тепла растворения аммиака	Аммиачная вода	Теплообменник (змеевик)	Нет
2	Аммиачная вода	Сбор и выдача готового продукта	Аммиачная вода	Емкости	Нет

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
3	Отходящий газ Химобессоленная вода	Очистка отходящего газа	Слабая аммиачная вода Отходящий газ	Скруббер	NH_3

Таблица 7.52 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Колонна	Получение аммиачной воды	Колонна с тарелками и (или) насадкой
Теплообменник	Отвод тепла растворения аммиака в воде	Трубчатый теплообменник или змеевик
Сборник аммиачной воды	Предназначен для сбора готового продукта	Емкость

Таблица 7.53 – Природоохранное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Скруббер	Предназначен для очистки отходящих газов из колонны	Колонна с насадкой

7.3.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду

Показатели расхода сырья и энергоресурсов указаны в таблице 7.54

Таблица 7.54–Расход сырья и энергоресурсов при производстве аммиачной воды

Наименование показателя	Единицы измерений	Значение показателя	
		Мин.	Макс.
Аммиак безводный	кг/т	250	256
Химобессоленная вода	$м^3$/т	0,75	0,78
Электроэнергия	кВт*ч/т	1,2	15

Потери аммиака с выбросами в атмосферу представлены в таблице 7.55.

Таблица 7.55 – Потери аммиака с выбросами в атмосферу

Наименование загрязняющего вещества	Объем и (или) масса выбросов загрязняющих веществ в атмосферу в расчете на тонну проудукции, кг/т		
	Мин.	Макс.	Средн.
NH_3	0,052	0,21	0,16

7.3.3 Определение наилучших доступных технологий

Для производства аммиачной воды используется единственный способ: абсорбция аммиака водой. В различных схемах могут отличаться источники сырья — газообразного аммиака. Способы производства при этом отличаются конструктивными особенностями абсорбционной колонны и разной степенью автоматизации технологического процесса.

Раздел 8. Производство карбамида и КАС

8.1 Производство карбамида

Карбамид (карбонилдиамид по IUPAC) — высоколиквидный продукт, получаемый из газового сырья. Для получения товарного карбамида в промышленном комплексе «аммиак-карбамид» необходимы метансодержащий газ, атмосферный воздух и вода из водоисточника.

Карбамид — высококонцентрированное азотное удобрение с содержанием азота в товарном продукте не менее 46,2 масс. %, причем азот в карбамиде содержится в амидной форме, что препятствует накоплению «нитратов» в растениях, вымыванию из почвы при дождевых осадках, оказывает благоприятное действие не только на повышение урожая, но и улучшает качество сельскохозяйственных культур: повышает содержание сахара, масла, аскорбиновой кислоты клейковины у зерна и т. д.

Доля карбамида в структуре потребления азотных удобрений в мире продолжает возрастать (см. рисунок 8.1). Сейчас она превышает 60–70 % всего мирового рынка азотных удобрений, а с учетом КАС суммарная доля карбамида в твердой форме и в виде раствора еще выше. Карбамид используется в животноводстве как белковый заменитель в корме для крупного рогатого скота, овец и коз.

В последние годы доля карбамида, используемого в промышленности начала расширяться. Дополнительно к традиционным областям применения карбамида для получения меламина, карбамидных смол, синтеза циануровой кислоты, очистки моторных масел, производства гербицидов, лекарств, косметических препаратов, появились новые: производство антигололедных реагентов, очистка отходящих газов от NO_x.

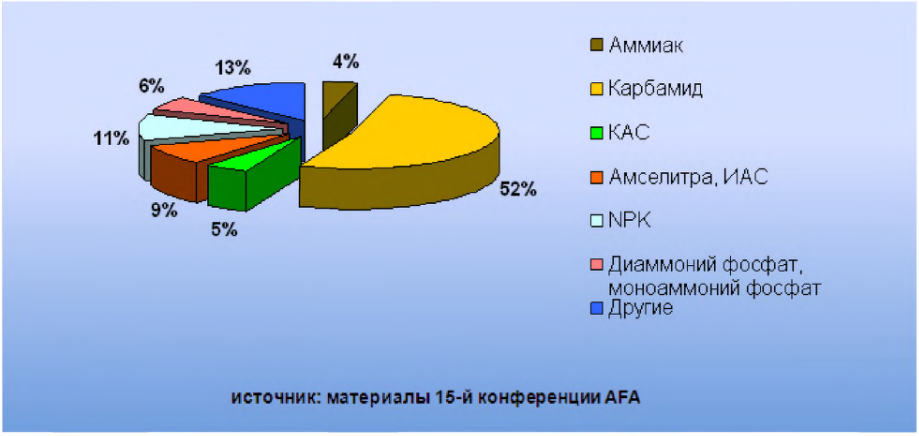


Рисунок 8.1 – Структура мирового рынка азотных удобрений

Мировые мощности по производству карбамида превышают ~200 млн т/год и продолжают расти. Годовая выработка продукта на предприятиях Российской Федерации составляет ~8 млн т.

В России, как и во всем мире, карбамид в промышленности получают путем синтеза из аммиака и диоксида углерода при высоком давлении и температуре.:

$2NH_3 + CO_2 \leftrightarrow NH_2COONH_4 \leftrightarrow CO(NH_2)_2 + H_2O$

Основной вид сырья: жидкий аммиак марок Ак и Б с массовой долей 99,6 % поступает из производства аммиака, в котором хранится в изотермическом хранилище при атмосферном давлении и температуре минус 34 °С, что позволяет обеспечить минимально возможное содержание растворенных газов в жидком аммиаке.

Второй компонент: диоксид углерода, являющийся побочным продуктом производства аммиака, выделяют из конвертированного газа методами абсорбции водными растворами органических или неорганических оснований. Выделенный таким образом CO_2 может содержать примеси N_2, H_2, CO, CH_4, O_2, а также сернистых соединений из углеводородного сырья.

Поскольку реакция синтеза карбамида идет при повышенном давлении и температуре для сжатия компонентов сырья до давления синтеза, а затем для отделения и возврата непрореагировавших реагентов необходима электроэнергия и тепло греющего водяного пара. Для охлаждения и конденсации непрореагировавших компонентов, а также водяных паров на стадиях выпаривания необходима охлаждающая вода.

Товарный карбамид выпускается в виде прилл или гранул в зависимости от используемой технологии: приллирование в башнях или гранулирование в КС.

В настоящее время на территории Российской Федерации эксплуатируется 11 предприятий, производящих карбамид. Их географическое расположение, сроки введения в эксплуатацию, производительность, используемые технико-экономические показатели приведены в таблице 8.1.

Из представленной таблицы видно, что установки, введенные в эксплуатацию в более поздние сроки, имеют лучшие показатели по энергозатратам. Тем не менее благодаря проведенным реконструкциям даже очень старые агрегаты (эксплуатирующиеся

с шестидесятых годов) продолжают эффективно работать, и по показателям энергозатрат не сильно уступают агрегатам, запущенным позднее.

Таблица 8.1 – Установки по производству карбамида в Российской Федерации

№ п/п	Наименование предприятия	Месторасположение	Год ввода в эксплуатацию	Годовой объем выпуска тыс. т/год	Технологический процесс	Примечание
1	ООО «Газпром нефтехим Салават»: Цех № 24 (2 агрегата) Цех № 24 (2 агрегата)	Г. Салават, Башкортостан	1964 1966	276,9	Полный жидкостный рецикл	Данные за 2012 год
	Цех № 50 (2 агрегата) Реконструкция URECON®2006		1976 2008	204,7	Полный жидкостный рецикл, URECON®2006	Данные за 2012 год
2	АО «Новомосковская акционерная компания «Азот» Цех № 2 (3 агрегата) Реконструкция URECON®2006 Цех № 3 1-я очередь 2-я очередь	Г. Новомосковск, Тульская область	1964 2005 1979 2011	328,9 691,7 432,4	Полный жидкостный рецикл, URECON®2006 Автостриппинг Стриппинг в токе CO_2	Данные за 2018 год
3	АО «Невинномысский Азот» Цех № 2 (3 агрегата) Цех № 2А (1 агрегат) Реконструкция CASALE	Г. Невинномысск, Ставропольского края	1966 2006 1983 2011	361,9* 565,9	Технология с незамкнутым циклом без усовершенствований Полный жидкостный рецикл, Стриппинг в токе CO_2	Данные за 2018 год

№ п/п	Наименование предприятия	Месторасположение	Год ввода в эксплуатацию	Годовой объем выпуска тыс. т/год	Технологический процесс	Примечание
4	ПАО «Куйбышевазот» Цех № 4 (2 агрегата) Реконструкция URECON®2006	Г. Тольятти, Самарская область	1968 2008	380*	Полный жидкостный рецикл, URECON®2006	Данные за 2019 год
5	ПАО «Акрон» Агрегаты № 1–4 Агрегат № 5 Агрегат № 6	Г. Великий Новгород, Новгородская область	1970–1980 2012 (5) 2018 (6)	1134,3	Полный жидкостный рецикл, URECON®2006	Данные за 2018 год
6	АО Корпорация «Тольяттиазот» Цех № 08 (1 агрегат) Цех № 09 (1 агрегат)	Г. Тольятти, Самарская область	1979 1980	550,0 500,0	Автостриппинг Автостриппинг	Данные за 2012 год
7	Филиал «Азот» АО «ОХК «Уралхим» 1 агрегат	Г. Березники, Пермского края	1981 2000	544,95	Усовершенствованный жидкостной рецикл	Данные за 2018 год
8	Филиал «ПМУ» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Перми 1 агрегат	Г. Пермь	1981	660,6	Усовершенствованный процесс «С» полного жидкостного рецикла	Данные за 2018 год
9	Кемеровское АО «Азот» 1 агрегат	Г. Кемерово	1982	525,6	Усовершенствованный жидкостной рецикл	Данные за 2018 год
10	АО «Апатит» (Вологодская область) Цех№ 1 (1 агрегат) Цех № 2 (1 агрегат)	Г. Череповец, Вологодской области	2012 1998 2017	450,0 445,6 203,6	Стриппинг в токе CO_2, тип Е Стриппинг в токе CO_2 Стриппинг в токе CO_2	Данные за 2014 год Данные за 2011 год Данные за 2018 год

№ п/п	Наименование предприятия	Месторасположение	Год ввода в эксплуатацию	Годовой объем выпуска тыс. т/год	Технологический процесс	Примечание
11	АО «Аммоний»	Г. Менделеевск, Республика Татарстан	2016	735,5	Автостриппинг	Данные за 2018 год
* С учетом раствора на КАС.						

Более половины установок карбамида, работающих в России, были введена в эксплуатацию в 1960–1980-е годы. Т. е. срок их эксплуатации составляет более 30 лет, что и определяет основные приоритетные проблемы отрасли производства карбамида.

Это в первую очередь физический и моральный износ оборудования. Также сюда относится недостаточная высокая энергоэффективность старых агрегатов. Кроме того, неоднозначная картина по экологической безопасности действующих производств.

Физически устаревшее оборудование при возникновении проблем с ним приводит к незапланированным остановкам, потере выработки и прибыли. Моральный износ оборудования связан с применением устаревших конструкций аппаратов и их внутренних элементов, что не позволяет вести процесс достаточно эффективно.

С этим связана другая проблема — недостаточная энергоэффективность старых производств. Применение устаревших конструкций оборудования и технологических схем в ряде случаев не позволяет достичь современного уровня энергопотребления. В первую очередь это касается агрегатов карбамида АК-70, работающих по технологии полного жидкостного рецикла.

Частично две данные проблемы решены за счет постепенного внедрения реконструкции данных агрегатов по технологии URECON®2006. Она позволяет приблизить показатели работы старых цехов к современному уровню, а также значительно продлить срок службы оборудования. Однако технология еще не реализована в полной мере на всех площадках.

Сложная ситуация в отрасли сложилась с узлами получения твердых товарных форм продукта (с получением жидких товарных форм, в виде растворов, проблем нет, поэтому мы их здесь не рассматриваем).

В середине семидесятых годов прошлого века существенно возросли требования потребителя к грануляционному составу продукта в отношении крупности и однородности гранул, а также к температуре отгружаемого продукта. Для получения карбамида в соответствии с указанными требованиями были разработаны новые башни приллирования с повышенной высотой полета гранул (70–85 м), оснащенные (для предотвращения деформации незатвердевших частиц и раскалывания затвердевших) встроенным аппаратом охлаждения гранул в КС и пылеочистным устройством инжекционного типа.

Построено более двух десятков башен приллирования в производствах карбамида России (6 шт.), Украины, Беларуси, Литвы, Узбекистана, Алжира, которые выпускают без дополнительной классификации и ретура, продукт с содержанием фракции 2–3 мм 94–98 % и прочностью около 1,0–1,1 кгс/гранулу (на размер средней фракции).

Пылеочистное устройство, смонтированное на башнях, позволяет двумя зонами промывки загрязненного воздуха обеспечить остаточное содержание пыли карбамида менее 10 мг/нм^3, что ниже предельных норм выбросов, установленных за рубежом. Однако ряд установок карбамида, построенных в начале восьмидесятых годов по договорам комплектной поставки с инофирмами, были укомплектованы башнями с высотой, недостаточной для получения крупных и прочных гранул, а установленные на них пылеочистные устройства практически неработоспособны (был предусмотрен байпас загрязненного воздуха, минуя очистное устройство прямо в атмосферу). Такие башни приллирования нуждаются в доработке и оснащении эффективными очистными сооружениями.

В настоящее время новые производства карбамида зачастую комплектуются установками грануляции в КС вместо башен приллирования. Данная технология обладает

таким преимуществом, как повышенная прочность продукта. Необходимо отметить, что по результатам последних исследований Stamicarbon (доклад High-Efficiency Technology go Urea Fluid-Bed Granulator Exhaust Gas на Nitrogen+Syngas 2014) газы, отходящие с установки, содержат аммиак и субмикронную пыль карбамида (менее 1 мкм). Для очистки этих газов до нормативных показателей простой водной промывки недостаточно (предлагается система, содержащая шесть ступеней очистки, включаю зону электростатического улавливания и зону кислотной промывки).

8.1.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время

8.1.1.1 Пошаговое описание применяемого технологического процесса (от получения сырья до получения концентрированного раствора включительно)

8.1.1.1.1 Полный жидкостный рецикл

В России эксплуатируются две разновидности схемы с полным жидкостным рециклом — классический процесс Stamicarbon и усовершенствованный процесс TEC. В свою очередь классический процесс Stamicarbon на большинстве предприятий получил усовершенствование в виде процесса URECON®2006 или его элементов.

8.1.1.1.1.1 Классический полный жидкостный рецикл (АК-70)

Данный процесс реализован на следующих предприятиях:

- ООО «Газпром нефтехим Салават», цех 24, агрегаты 1–4;
- ООО «Газпром нефтехим Салават», цех 50, агрегаты 1–2;
- ПАО «Куйбышев Азот», агрегаты 1, 2;
- ПАО Акрон, агрегаты 1–4;
- АО «Невинномысский Азот», агрегаты 1–3 (с незамкнутым циклом без усовершенствований (АК-70);
- АО «НАК «Азот», цех Карбамид 2, агрегаты 1–3.

Синтез карбамида из жидкого аммиака и газообразного диоксида углерода по технологии полного жидкостного рецикла проходит при температуре 180–195 °С и давлении 18,5–20 МПа, с последующим выделением непрореагировавших компонентов на двух ступенях дистилляции и возвратом (рециклом) в узел синтеза в виде раствора карбамата.

Данный процесс был разработан в 1960-х годах фирмой Stamicarbon. В СССР в эти годы было закуплено несколько комплектов оборудования для агрегатов мощностью 270 т/сут. Данный процесс изначально не содержал в себе стадии обработки сточных вод. В 1964–1967 годах проводились работы, результаты которых способствовали ускорению освоения проектных мощностей, снижению расходных коэффициентов, решению вопроса взрывобезопасной эксплуатации, уменьшению загрязнения сточных вод и выхлопных газов, а также повышения качества продукта.

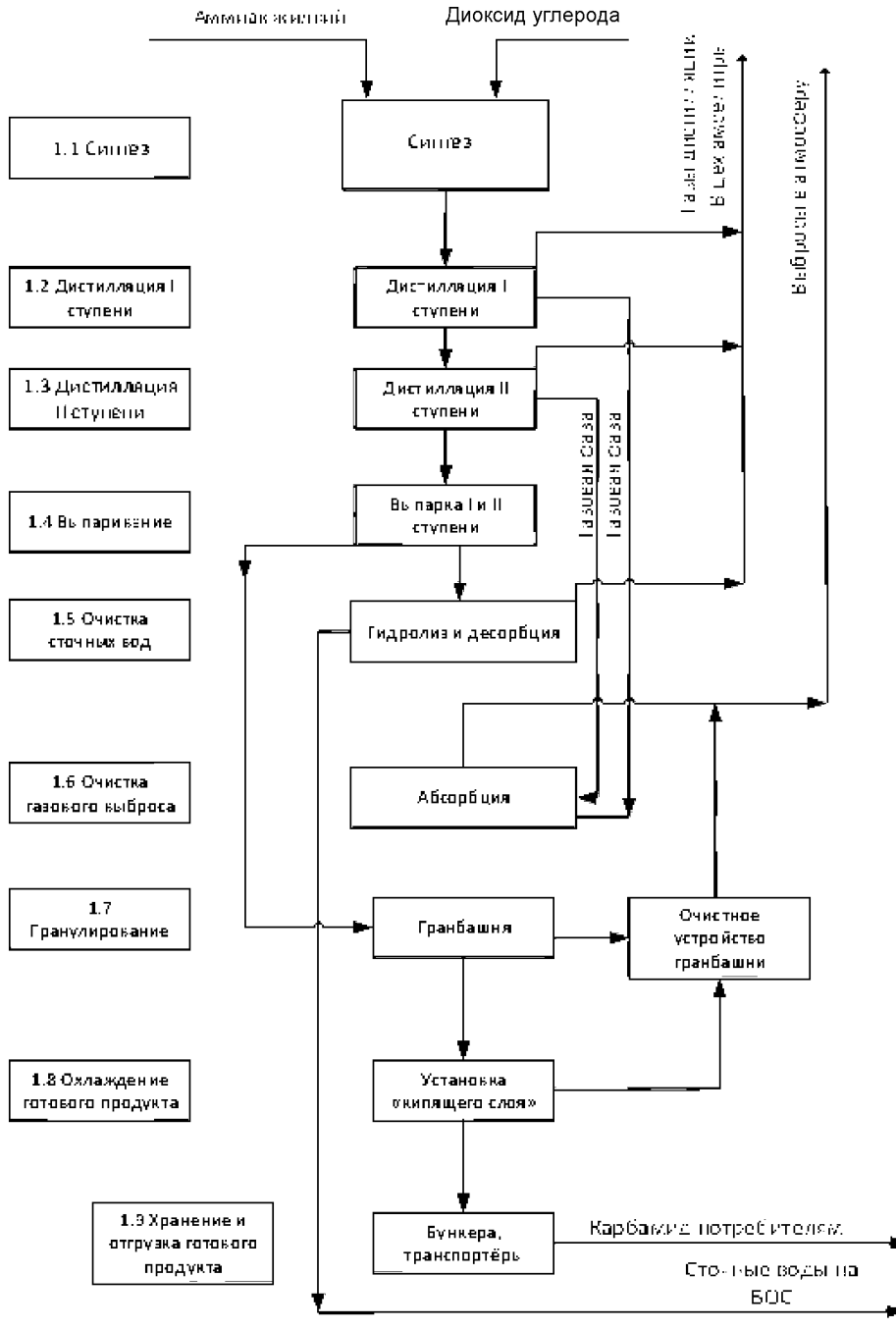


Рисунок 8.2 – Схема технологического процесса (включая получение готового продукта)

Подача реагентов

Диоксид углерода поступает из цеха по производству аммиака с давлением не менее 50 мм вод. ст. и температурой не более 45 °С. Перед компримированием газ проходит влагоотделитель. С целью предотвращения коррозии в узле синтеза в поток диок-

сида углерода вентилятором нагнетается воздух в количестве, обеспечивающем объемную долю кислорода в диоксиде углерода 0,6–1,0 %. Диоксид углерода нагнетается компрессором в колонну синтеза с давлением 20 МПа.

Жидкий аммиак поступает в производство карбамида из заводских сетей с давлением 1,1 МПа. Насосами низкого давления аммиак через фильтры закачивается в танк аммиака, где смешивается с возвратным аммиаком из технологии. Из танка аммиак плунжерными насосами высокого давления с давлением 20 МПа и температурой 60–90 °С подается в колонну синтеза.

В колонну синтеза насосами также подается раствор карбамата из узла рецикла.

Синтез

Реакция синтеза в колонне протекает в две стадии по уравнениям:

$2NH_3 + CO_2 \leftrightarrow NH_2\text{-}COONH_4 + 125{,}6$ кДж/моль (1);

$NH_2\text{-}COONH_4 \leftrightarrow NH_2\text{-}CO\text{-}NH_2 + H_2O$ — 15,49 кДж/моль (2).

Аммиак и диоксид углерода реагируют по уравнению (1) с образованием карбамата аммония и выделением тепла. Равновесие реакции сдвигается вправо вследствие избытка аммиака, вводимого с исходными компонентами. Тепло, выделяющееся при взаимодействии аммиака и двуокиси углерода, используется для образования карбамида по реакции (2), протекающей с поглощением тепла. В целом процесс получеия карбамида экзотермический, т. е. суммарный тепловой эффект реакции (1) и (2) положительный.

Характерной особенностью данного процесса является наличие только одного аппарата высокого давления — реактора синтеза.

Компоненты подаются в реактор синтеза в таком количестве, чтобы мольное соотношение $NH_3{:}CO_2$ составляло $L \approx 4$. Высокое значение L позволяет добиться большой степени конверсии CO_2 в карбамид (до 65–70 %).

Среднее давление

Раствор карбамида после реактора синтеза с температурой 195 °С дросселируется до давления 1,5–1,8 МПа и направляется в ректификационную колонну 1-й ступени.

Жидкая фаза из нижней части колонны поступает в подогреватель I ступени, где нагревается паром 1,4–1,6 МПа до температуры 145–162 °С, при этом происходит разложение карбамата аммония и отделение основной части не прореагировавших аммиака и диоксида углерода от раствора карбамида.

Из подогревателя газожидкостная смесь направляется в сепаратор для разделения фаз. Газы из сепаратора направляются в среднюю часть ректификационной колонны.

Газообразный аммиак и диоксид углерода из верхней части ректификационной колонны направляется в конденсатор среднего давления (барботер). Здесь происходит абсорбция основной части CO_2 и части NH_3. Тепло реакции снимается охлаждающей водой. Далее эта газо-жидкостная смесь с температурой 90–100 °С поступает в промывную колонну.

Промывная колонна (тарельчатый аппарат) орошается свежим аммиаком. Здесь происходит окончательное поглощение CO_2 и получившийся раствор карбамата с температурой 70–80 °С насосами откачивается в колонну синтеза. Газообразный аммиак из

промывной колонны с температурой 40–50 °С направляется в конденсаторы аммиака и далее — в танк, из которого насосами высокого давления подается в колонну синтеза.

По оригинальной схеме газовая фаза из конденсаторов аммиака и танка аммиака отводится за пределы агрегата (к примеру, в цех аммиачной селитры).

Так как для возврата непрореагировавших реагентов используются 2 узла конденсации под давлением 1,8 МПа и 0,3 МПа, то в возвращаемых растворах содержится относительно большое количество воды (в противном случае при этих давлениях растворы не могут существовать). Вода негативно влияет на степень конверсии CO_2 в реакторе синтеза и ухудшает энергоэффективность производства из-за большого удельного объема рецикла.

Низкое давление

Раствор карбамида после сепаратора 1-й ступени дросселируется до давления 0,2–0,4 МПа и подается на вторую ступень дистилляции. Принцип работы ее аналогичен первой ступени. Раствор карбамида подогревается в подогревателе до 135–142 °С. Образовавшийся после конденсации газов раствор карбамата из сборника откачивается насосами в промывную колонну среднего давления.

По оригинальной схеме газовая фаза из сборника раствора карбамата низкого давления направляется за пределы агрегата (к примеру, в цех аммиачной селитры). Стоит отметить, что количество отводимых таким образом NH_3 и CO_2 может достигать 10 кг/т.

Раствор карбамида сливается в сборник, из которого затем насосами подается в узел выпаривания.

Выпаривание

Узел упаривания раствора предназначен для получения обезвоженного плава карбамида из водного раствора карбамида и подачи его на гранулирование. Процесс упаривания раствора карбамида проводится в две ступени. Каждая ступень состоит из теплообменника-испарителя и сепаратора.

На первой ступени выпарки раствор карбамида упаривается до массовой доли карбамида 93–95 % при температуре 120–140 °С и давлении (абсолютном) 30–50 кПа. В испарителе используется пар с давлением 0,8 МПа.

В случае, если плав в дальнейшем подвергается приллированию, то на второй ступени выпарки раствор упаривается до массовой доли карбамида не менее 99,7–99,8 % при абсолютном давлении 3–10 кПа и температуре 134–142 °С. В испарителе используется пар с давлением 0,4–0,9 МПа. В случае если плав подвергается грануляции, то раствор упаривается до концентраций 96–98 %.

Соковые пары (по большей части — вода) из сепараторов направляются в узел конденсации. Конструктивно узел конденсации представляет собой каскад кожухотрубных конденсаторов, охлаждаемых водой и систему паровых эжекторов (на паре 0,8 МПа). Все конденсаторы выпарки охлаждаются оборотной водой. Из хвостового конденсатора газовая фазы выбрасывается в атмосферу. Полученный конденсат сокового пара направляется в узел очистки сточных вод.

Обращение со сточными водами

Как было сказано выше, изначально схемы с полным жидкостным рециклом поставлялись без узла очистки сточных вод. В дальнейшем такие агрегаты были оснащены узлами десорбции и гидролиза образующихся сточных вод для удаления из них аммиака и карбамида.

Конденсат сокового пара из сборника через теплообменники подается насосом на верхнюю тарелку в десорбер первой ступени (вертикальный тарельчатый аппарат). В десорбере I ступени при температуре 130–145 °С давлении 0,27–0,33 МПа из раствора происходит выделение паров NH_3, CO_2 и воды. ПГС из десорбера с температурой 105–115 °С поступает на конденсацию в конденсатор 2-й ступени дистилляции.

Аммиачная вода из десорбера I ступени насосом через теплообменник подается в гидролизеры (2 горизонтальных аппарата со встроенными теплообменниками) с температурой не более 195 °С. В аппаратах с помощью подачи пара поддерживаются условия для разложения карбамида — давление 1,9 МПа, температура 190 °С. Газожидкостная смесь дросселируется и с температурой 129 °С отводится в сепаратор. Газовая фаза из сепаратора направляется в конденсатор 2-й ступени дистилляции. Жидкая фаза отводится в десорбер II ступени (вертикальный тарельчатый аппарат). Отгонка NH_3 и CO_2 здесь производится за счет нагрева раствора водяным паром, подаваемым в межтрубное пространство выносного кипятильника. В кубовой части поддерживается температура 115–125 °С, давление в аппарате 0,15 МПа.

Очищенная сточная вода из десорбера II охлаждается в холодильнике до температуры 40 °С, откуда насосом подается за пределы агрегата.

Газы десорбции проходят каплеотбойник и через межтрубное пространство горизонтального кожухотрубного конденсатора и сепаратор направляются в цех аммиачной селитры.

Описание процесса приведено в таблице 8.2, основное технологическое оборудование — в таблице 8.3, природоохранное оборудование — 8.4.

Таблица 8.2 – Описание технологического процесса

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Аммиак	Компрессия	Аммиак	Насос	
1.2	Диоксид углерода	Компрессия	Диоксид углерода	Компрессор	
1.3	Аммиак, диоксид углерода	Смешение	Раствор карбамата	Смеситель	
1.4	Аммиак, диоксид углерода, карбамат аммония	Синтез	Раствор карбамида и карбамата аммония	Реактор синтеза	

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.5	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Дистиляция и рециркуляция	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Колонна дистилляции, конденсаторы	Аммиак, диоксид углерода
1.6	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Выпаривание, конденсация	Плав карбамида	Испаритель, вакуум-сепаратор, конденсадор	Аммиак
1.7	Газы дистилляции	Абсорбция газов	Водный раствор аммиака	Абсорбер	Аммиак
1.8	Водный раствор аммиака и карбамида	Десорбция и гидролиз	Аммиак	Десорбер (колонна ректи-фикации ам-миака), гидролизёр	Аммиак, карбамид

Таблица 8.3 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Насос аммиака высокого давления	Компримирование аммиака	Давление нагнетания 20 МПа
Компрессор CO_2 центробежный с паровой турбиной	Компримирование диоксида углерода	Давление нагнетания 20 МПа
Карбаматный насос	Подача раствора карбамата в узел синтеза	Давление нагнетания 20 МПа
Смеситель	Смешение аммиака с диоксидом углерода (синтез карбамата)	Давление 20 МПа
Реактор синтеза карбамида	Синтез карбамида	Давление 20 МПа Температура 200 °С
Ректификационная колонна 1-й ступени	Разложение карбамата аммония	Давление 1,8 МПа Температура 160 °С
Подогреватель 1-й ступени	Разложение карбамата аммония	Давление 1,8 МПа Температура 160 °С
Сепаратор 1-й ступени	Разделение газожидкостной смеси	Давление 1,8 МПа Температура 160 °С
Конденсатор 1-й ступени (барботер)	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 1,8 МПа Температура 100 °С
Промывная колонна	Поглощение CO_2 из газовой фазы	Давление 1,8 МПа Температура 70 °С
Конденсатор аммиака	Конденсация NH_3	Давление 1,8 МПа Температура 25 °С
Ректификационная колонна 2-й ступени	Разложение карбамата аммония	Давление 0,3 МПа Температура 140 °С

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Подогреватель 2-й ступени	Разложение карбамата аммония	Давление 0,3 МПа Температура 140 °С
Сепаратор 2-й ступени	Разделение газожидкостной смеси	Давление 0,3 МПа Температура 140 °С
Конденсатор 2-й ступени	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 0,3 МПа Температура 50 °С
Испаритель 1-й ступени выпарки	Упаривание раствора карбамида	Давление 0,03 МПа (абс.) Температура 130 °С
Сепаратор 1-й ступени выпарки	Разделение газовой и жидкой фазы, предотвращение брызгоуноса	Давление 0,03 МПа (абс.) Температура 130 °С
Испаритель 2-й ступени выпарки	Упаривание раствора карбамида	Давление 0,005 МПа (абс.) Температура 140 °С
Сепаратор 2-й ступени выпарки	Разделение газовой и жидкой фазы, предотвращение брызгоуноса	Давление 0,005 МПа (абс.) Температура 140 °С

Таблица 8.4 – Природоохранное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Хвостовой абсорбер	Абсорбция аммиака после стадий: синтеза; дистилляции; ректификации	Давление — атмосферное Температура 45 °С
Хвостовой конденсатор	Конденсация аммиака после узла выпаривания	Давление — атмосферное Температура 45 °С
Десорбер 1-й ступени	Удаление NH_3 и CO_2 из сточной воды	Давление 0,35 МПа Температура 140 °С
Десорбер 2-й ступени	Удаление NH_3 и CO_2 из сточной воды	Давление — атмосферное / или 0,35 МПа Температура 110 °С
Гидролизер	Разложение карбамида в сточной воде	Давление 1,8–2,1 МПа Температура 190 °С

8.1.1.1.2 ТЕС — усовершенствованный процесс «С» с полным жидкостным рециклом на Филиал «ПМУ» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Перми

С момента учреждения в 1961 году компания Toyo Engineering Corporation приобрела известность как инжиниринговый подрядчик и лицензиар процесса получения карбамида. За прошедшие годы компания выполняла проектирование, строительство и пуско-наладку более чем 100 установок карбамида по собственным технологиям, включая процесс грануляции карбамида.

В Россию (СССР), г. Пермь, фирмой ТЕС в 1980 году была поставлена первая установка производительностью 1500 т/сут, в которой применяется усовершенствованный процесс С полного жидкостного рецикла- последняя модификация (на тот период времени) процесса карбамида фирмы Mitsui Toatsu, разработанная специально для крупномасштабных установок.

В схеме ТЕС, как и в классической схеме с полным жидкостным рециклом используется один аппарат с высоким давлением (реактор синтеза) и трехступенчатая дистилляция.

Подача реагентов

Пар высокого давления, поступающий из производства аммиака и котла В-1 производства карбамида, подают на паровую турбину, приводящую в действие турбокомпрессор газообразного диоксида углерода. Пар после турбины под давлением 1,3 МПа используется затем в технологическом процессе.

Газообразный диоксид углерода поступает из производства аммиака с температурой 35 °С. Далее он сжимается в компрессоре до 25 МПа и подается в реактор синтеза.

Аммиак поступает на производство с давлением 1,8 МПа, температурой -34 °С. Пройдя подогреватель-регенератор, он смешивается с возвратным аммиаком и поступает в сборник с параметрами 1,6 МПа и 39 °С. Из сборника аммиак насосами высокого давления сжимается до 25 МПа и направляется в реактор синтеза.

В реактор также подается раствор углеаммонийных солей.

Высокое давление

Рабочие условия, созданные в реакторе (температура 190–200 °С и давление 23–25 МПа), позволяют получить очень высокую степень конверсии диоксида углерода — до 72 %, однако стоит отметить, что такие высокие значения степени конверсии достигаются за счет значительного содержания карбамида в рецикловом растворе карбамата аммония (порядка 10–13 % масс.) в этих условиях кажущееся увеличение степени конверсии составляет более 3,5 % абс.

Среднее давление

Трехступенчатая система дистилляции работает под давлением 1,5–2 МПа, 0,2–0,3 МПа и атмосферным давлением.

Раствор карбамида из реактора синтеза дросселируется до давления 1,7 МПа и с температурой 123 °С подается в узел дистилляции среднего давления.

Колонна дистилляции первой ступени состоит из двух частей: верхней (ректификационной) с ситчатыми тарелками и нижней, представляющей собой отпарной аппарат пленочного типа. Дистилляция идет за счет подогрева раствора в выносном кипятильнике (до 151 °С), а затем нижней части аппарата (до 165 °С) паром.

Раствор карбамида из нижней части колонны дистилляции первой ступени проходит через теплообменник для передачи тепла плава раствору второй ступени дистилляции.

Газовая фаза направляется в барботажный холодильник, где при температуре 100 °С около 65 % CO_2 абсорбируется жидким NH_3 и раствором карбамата.

Оставшиеся газы поступают в абсорбер высокого давления, где при температуре 60 °С и давлении 1,65 МПа смесью NH_3 и слабого раствора карбамата из абсорбера низкого давления абсорбируется оставшаяся часть CO_2. Очищенный от CO_2 газообразный аммиак поступает в конденсаторы и далее в сборник, а затем возвращается в узел синтеза.

Получившийся раствор карбамата с температурой 100 °С подается в узел синтеза с помощью насосов высокого давления.

Низкое давление

Колонна дистилляции второй ступени работает при давлении 0,25 МПа, оборудована выносным кипятильником, тарелками в верхней части и слоем насадки в нижней части. Для более полного выделения из раствора NH_3 и CO_2 используется принцип стриппингования, для чего в нижнюю часть разлагателя подают диоксид углерода от компрессора, благодаря чему сокращается подача воды на абсорбцию. Снижение количества воды в абсорбционной системе в свою очередь способствует высокой конверсии.

Газовая фаза из колонны подается в абсорбер низкого давления барботажного типа для конденсации при температуре 40 °С.

Неабсорбированные газы дросселируются до атмосферного давления и в смеси газов из газосепаратора (третья ступень дистилляции) подаются в атмосферный абсорбер. Здесь при температуре 36 °С происходит абсорбция. Инерты из абсорбера в смеси газом из хвостового абсорбера с помощью газодувки подаются в газосепаратор (третья ступень дистилляции) и промывную колонну отходящих газов.

Атмосферное давление

Третья ступень дистилляции состоит из газосепаратора, разделенного на две части глухой тарелкой: верхняя работает под давлением 0,03 МПа и температуре 106 °С, а нижняя часть — под атмосферным давлением и температуре 92 °С. В верхней части отгоняется большая часть NH_3 и CO_2, выделившихся в результате дросселирования.

Кристаллизация

Окончательное выделение NH_3 и CO_2 из раствора проводят в газосепараторе, из которого раствор направляют в вакуум-кристаллизатор. Процесс кристиллизации протекает при температуре 80 °С. Кристаллы мочевины из раствора промывают от биурета и отделяют в центрифуге, затем с помощью пневмотранспорта сушат и подают на верх башни приллирования, где кристаллы плавят, и полученный расплав диспергируют в башне. Гранулы охлаждаются сначала в полете (воздухом), а затем дополнительно в аппарате охлаждения гранул в КС, расположенном в нижней части башни. Готовый продукт после классификации направляют на склад или упаковку. Газы дистилляции от дистилляторов конденсируют и абсорбируют в соответствующих абсорберах.

После отделения кристаллов в маточнике остается такая нежелательная примесь, как биурет. Проблема решается путем подачи части маточника — насыщенного раствора карбамида с высоким содержанием биурета в зону синтеза, где биурет подвергается процессу аммонолиза с образованием карбамида.

В результате применения узла кристиллизации данная схема позволяет получать карбамид с низким содержанием биурета 0,3–0,4 %.

Очистка сточных вод, абсорбция

Технологический конденсат, содержащий аммиака до 0,53 масс. % и карбамида до 3,86 % масс., насосом через рекуперативный теплообменник подается через подогреватель в 1-ую отпарную колонну.

Колонна представляет собой цилиндрический вертикальный аппарат насадочного типа, заполненный 2-я секциями насадки. Температура в верхней части 132–137 °С, в нижней части 140–143 °С. Регулирование температуры в нижней части осуществляется циркуляцией части кубового продукта через кипятильник.

Очищенный в процессе десорбции от аммиака и диоксида углерода технологический конденсат, содержащий аммиака до 0,41 масс. % и карбамида до 3,63 % масс., последовательно охлаждается в кожухотрубчатых теплообменниках. После охлаждения технологический конденсат подается в технологию.

Газовая фаза из 1-й отпарной колонны с температурой 132–137 °С и давлением 0,28 МПа поступает в абсорбер низкого давления. Соковый конденсат из абсорбера с температурой 25–45 °С сливается в емкость. Из емкости — на орошение концевого абсорбера.

Несконденсировавшийся после конденсаторов газ паровым эжектором подается в нижнюю часть концевого абсорбера. Часть газовой фазы из концевого абсорбера газодувкой возвращается в технологический цикл в газосепаратор, а другая часть направляется в колонну для промывки отходящих газов.

Колонна для промывки отходящих газов представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат насадочного типа. Инертный газ, очищенный от аммиака, сбрасывается в атмосферу.

Из концевого абсорбера раствор с температурой 57 – 68 °С сливается в емкость, где смешиваются с технологическим конденсатом из колонны для промывки отходящих газов и насосом через подогреватель подается на 4-ю тарелку 2-й отпарной колонны.

2-я отпарная колонна представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат, состоящий из двух частей, разделенный глухой тарелкой. В верхней части отпарной колонны температура 142–145 °С, в нижней части — 148–149 °С.

Для разложения карбамида раствор с глухой тарелки насосом через подогреватель подается в гидролизер, где при температуре 176 – 180 °С и давлении 1 МПа происходит разложение карбамида на аммиак и диоксид углерода. Из гидролизера газожидкостная смесь поступает в кубовую часть 2-й отпарной колонны для десорбции аммиака.

Очищенный технологический конденсат охлаждается до температуры не более 81 °С в теплообменнике, после чего поступает на подпитку водооборотного цикла.

Описание процесса приведено в таблице 8.5, основное технологическое оборудование — в таблице 8.6, природоохранное оборудование — 8.7.

Таблица 8.5 – Описание технологического процесса

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Аммиак, диоксид углерода	Прием и хранение сырья	Аммиак, диоксид углерода	Скруббер-охладитель CO_2, реактор выжигания горючих, фильтр NH_3	
1.2	Аммиак	Компрессия	Аммиак	Насос	
1.3	Диоксид углерода	Компрессия	Диоксид углерода	Компрессор	
1.4	Аммиак, диоксид углерода, раствор карбамата	Синтез карбамида	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Реактор синтеза	
1.6	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Дистилляция и рециркуляция	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Подогреватели, сепараторы, конденсаторы	
1.7	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Кристиллизация, конденсация	Плав карбамида	Кристаллизаторы, конденсаторы	
1.8	Водный раствор аммиака и карбамида	Десорбция, гидролиз	Аммиак	Десорбер, гидролизер	Аммиак, карбамид
1.9	Газообразный аммиак, инерты	Абсорбция	Газообразный аммиак, инерты	Абсорберы	Аммиак

Таблица 8.6 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Насос аммиака высокого давления	Компремирование аммиака	Давление нагнетания 25 МПа
Компрессор CO_2 центробежный с паровой турбиной	Компремирование диоксида углерода	Давление нагнетания 25 МПа
Реактор синтеза карбамида	Синтез карбамида	Давление 25 МПа Температура 200 °С
Насос раствора карбамата	Подача раствора карбамата в узел синтеза	Давление 25 МПа Температура 100 °С
Колонна дистилляции 1-й ступени	Разложение карбамата аммония	Давление 1,7 МПа Температура 165 °С
Кипятильник 1-й ступени дистилляции	Разложение карбамата аммония	Давление 1,7 МПа Температура 151 °С
Конденсатор 1-й ступени дистилляции (барботер)	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 1,7 МПа Температура 100 °С
Абсорбер высокого давления	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 1,7 МПа Температура 60 °С
Колонна дистилляции 2-й ступени	Разложение карбамата аммония	Давление 0,25 МПа Температура 115 °С
Кипятильник 2-й ступени дистилляции	Разложение карбамата аммония	Давление 0,25 МПа Температура 115 °С
Абсорбер низкого давления (барботер)	Абсорбция NH_3 и CO_2	Давление 0,25 МПа Температура 70 °С
Газосепаратор (3-я ступень дистилляции)	Разложение карбамата аммония	Давление — атмосферное Температура 106 °С
Абсорбер под атмосферным давлением (узла дистилляции)	Очистка отходящих газов	Давление — атмосферное Температура 36 °С
Кристаллизатор	Разделение жидкой и газовой фаз	Давление — атмосферное Температура 60 °С

Таблица 8.7 – Природоохранное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Промывная колонна отходящих газов	Очистка отходящих газов	Давление — атмосферное Температура 40 °С
2-ая отпарная колонна	Удаление NH_3 и CO_2 из сточной воды	Давление 0,28 МПа Температура 125 °С
Гидролизер	Разложение карбамида в сточной воде	Давление — 1 МПа Температура 180 °С

8.1.1.1.3 Технология URECON®2006 (в том числе — с элементами данной технологии)

Данная технология реализована на следующих предприятиях:
- ПАО «Куйбышев Азот», агрегаты 1, 2;

- ПАО Акрон, агрегаты 1–6;
- ООО «Газпром нефтехим Салават», цех 50, агрегаты 1, 2;
- АО «НАК «Азот», цех Карбамид 2, агрегаты 1–3.

Технология URECON® 2006 представляет собой усовершенствованную схему с полным жидкостным рециклом. URECON® 2006 использует принципиально новые аппараты и устройства с оптимизированной гидродинамикой движения потоков внутри аппаратов и высокой эффективностью тепло- и массообмена. Технология URECON® 2006 может быть использована как для проведения реконструкции агрегата карбамида, так и для строительства нового агрегата карбамида по схеме усовершенствованного полного жидкостного рецикла (см. рисунок 8.3).

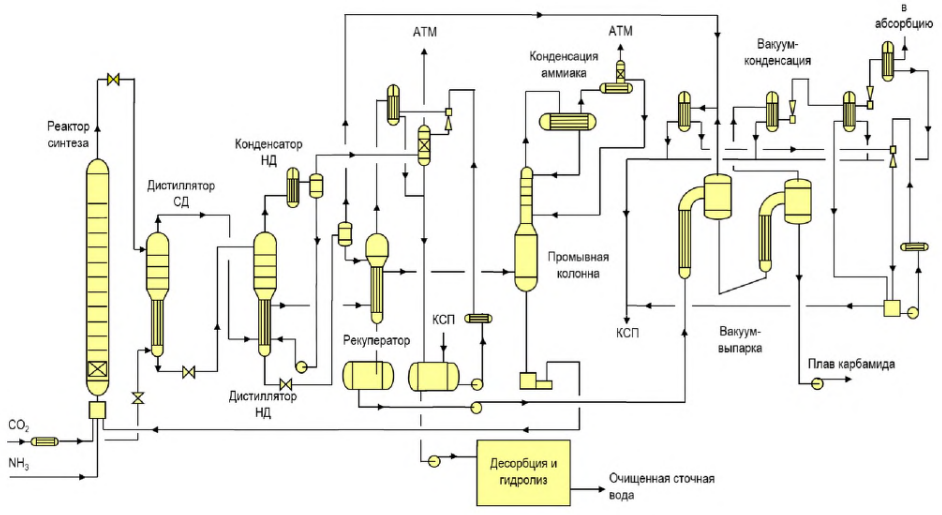


Рисунок 8.3 – Агрегат карбамида по технологии URECON®2006

Основные отличия URECON®2006 от технологии полного жидкостного рецикла кроются в конструкции узла синтеза и оформлении узлов дистилляции среднего и низкого давлений. Поэтому приведем здесь описание только этих узлов.

Высокое давление

Синтез протекает при давлении 20 МПа и температуре 190…195 °С. В реактор устанавливается комплект внутренних устройств (КВУ), состоящий из вихревого смесителя, насадки продольного секционирования и массообменных тарелок. Установка КВУ позволяет получить максимальную степень конверсии сырья в карбамид в интенсивных условиях протекания процесса.

Среднее давление

Дистилляция среднего давления проводится при давлении 1,8–2,0 МПа и температуре 155 °С ÷ 165 °С.

Дистиллятор среднего давления представляет собой совмещенные в одном аппарате массообменный тарельчатый аппарат и пленочный теплообменник-испаритель

(стриппер) с подачей стриппинг-агента (см. рисунок 8.4). В межтрубное пространство теплообменника подается насыщенный пар. Затем отогнанные из раствора аммиак и диоксид углерода контактируют на массообменных тарелках со свежим раствором, подаваемым в верхнюю часть аппарата.

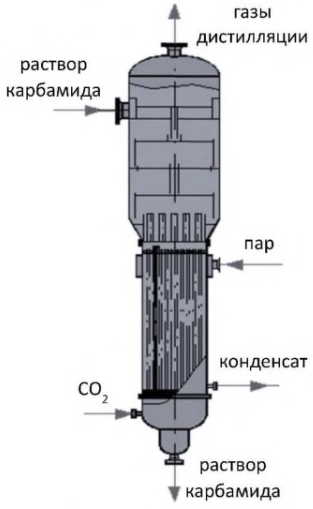


Рисунок 8.4 – Дистиллятор среднего давления

Низкое давление

Раствор карбамида из дистиллятора среднего давления направляется в массообменную часть дистиллятора низкого давления. Газы дистилляции среднего давления, выходящие из дистиллятора среднего давления, направляются для рекуперации тепла в межтрубное пространство дистиллятора низкого давления. Дистиллятор низкого давления также совмещает в одном аппарате функции колонны дистилляции и пленочного теплообменника-испарителя (см. рисунок 8.5). Отличием процесса кроме физических параметров является использование вместо тепла конденсации водяного пара, тепла конденсации газов дистилляции среднего давления. Вместе с газами дистилляции среднего давления в межтрубное пространство дистиллятора низкого давления подается и бóльшая часть раствора карбамата низкого давления от насосов.

Дистилляция низкого давления проводится при давлении 0,25–0,35 МПа и температуре 125–135 °С.

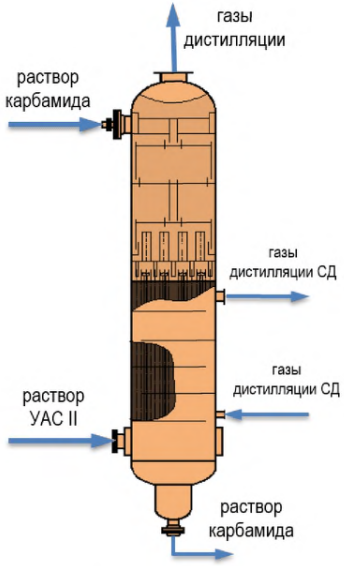


Рисунок 8.5 – Дистиллятор низкого давления

Газы дистилляции низкого давления из верхней части дистиллятора низкого давления направляются в конденсатор, охлаждаемый оборотной водой. В него также подается раствор карбамата из узла десорбции и гидролиза. Газожидкостная смесь из конденсатора отводится в емкость. Насосами большая часть раствора карбамата низкого давления подается в межтрубное пространство дистиллятора низкого давления. Оставшееся количество раствора карбамата подается на нижнюю тарелку в промывную колонну. Несконденсировавшиеся газы из емкости направляются в абсорбер.

Форвыпарка

Раствор карбамида из дистиллятора низкого давления дросселируется и подается в теплообменник-рекуператор форвыпарки (см. рисунок 8.6). Рекуперативный теплообменник позволяет использовать тепло газов дистилляции для подогрева раствора карбамида и исключает расход пара на подогреватель.

В теплообменнике-рекуператоре при остаточном давлении 50÷60 кПа и температуре 95–105 °С происходит окончательная отгонка аммиака и диоксида углерода и предварительное упаривание раствора, за счет использования тепла конденсации-абсорбции газов дистилляции среднего давления, подаваемых в межтрубное пространство рекуператора из межтрубного пространства дистиллятора низкого давления. Вакуум в аппарате создается за счет конденсации соковых паров в конденсаторе форвыпарки. Инерты из конденсатора отсасываются водоструйным эжектором. В качестве рабочего потока в эжекторе используется раствор из сборника конденсата сокового пара, циркулирующий с помощью насосов. Раствор после эжектора используется в качестве орошения абсорбера, в котором происходит абсорбция сдувок дистилляции низкого давления. Тепло абсорбции снимается оборотной водой в холодильнике. Инерты из абсорбера сбрасываются на свечу.

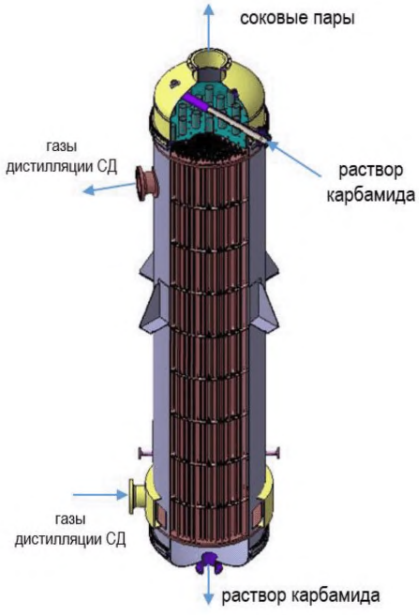


Рисунок 8.6 – Теплообменник-рекуператор

Раствор карбамида из теплообменника-рекуператора, закрепленный до концентрации 79–81 масс. % сливается в сборник раствора карбамида.

Газожидкостная смесь из межтрубного пространства теплообменника-рекуператора направляется для полной конденсации и абсорбции в узел промывной колонны.

Агрегат по схеме URECON®2006 имеет современные технико-экономические показатели: расходный коэффициент по NH_3 — 567–570 кг/т; по CO_2 — 734–750 кг/т; по пару — 0,80–0,85 Гкал/т.

По данной технологии реконструированы агрегаты карбамида на ПАО «Куйбышевазот», АО НАК «Азот», ООО «Газпром нефтехим Салават» (цех № 50), ПАО Акрон (г. В. Новгород), ОАО «Максам- Чирчик», Узбекистан.

В результате проведенных реконструкций достигнуты следующие показатели:

- увеличение мощности с 250–400 до 500–550 т/сут;
- снижение энергопотребления на 25 %;
- стабильность и надежность работы оборудования.

Описание процесса приведено в таблице 8.8, основное технологическое оборудование — в таблице 8.9, природоохранное оборудование — 8.10.

Таблица 8.8 – Описание технологического процесса

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Аммиак	Компрессия	Аммиак	Насос	
1.2	Диоксид углерода	Компрессия	Диоксид углерода	Компрессор	

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.3	Аммиак, диоксид углерода	Смешение	Раствор карбамата	Смеситель	
1.4	Аммиак, диоксид углерода, раствор карбамата	Синтез	Раствор карбамида и карбамата аммония	Реактор синтеза	
1.5	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Дистиляция и рециркуляция	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Колонна дистилляции, конденсаторы	
1.6	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Выпаривание, конденсация	Плав карбамида	Испаритель, вакуум-сепаратор, конденсадор	
1.7	Газы дистилляции	Абсорбция газов	Водный раствор аммиака	Абсорбер	Аммиак
1.8	Водный раствор аммиака и карбамида	Десорбция и гидролиз	Аммиак	Десорбер (колонна ректи-фикации ам-миака), гидролизёр	Аммиак, карбамид

Таблица 8.9 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Насос аммиака высокого давления	Компримирование аммиака	Давление нагнетания 20 МПа
Компрессор CO_2 центробежный с паровой турбиной	Компримирование диоксида углерода	Давление нагнетания 20 МПа
Карбаматный насос	Подача раствора карбамата в узел синтеза	Давление нагнетания 20 МПа
Смеситель	Смешение аммиака с диоксидом углерода (синтез карбамата)	Давление 20 МПа
Реактор синтеза карбамида	Синтез карбамида	Давление 20 МПа Температура 200 °С
Дистиллятор 1-й ступени	Разложение карбамата аммония	Давление 1,8 МПа Температура 165 °С
Конденсатор 1-й ступени (барботер)	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 1,8 МПа Температура 100 °С
Промывная колонна	Поглощение CO_2 из газовой фазы	Давление 1,8 МПа Температура 70 °С
Конденсатор аммиака	Конденсация NH_3	Давление 1,8 МПа Температура 25 °С
Дистиллятор 2-й ступени	Разложение карбамата аммония	Давление 0,3 МПа Температура 135 °С
Конденсатор 2-й ступени	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 0,3 МПа Температура 50 °С
Теплообмениик-рекуператор	Удаление аммиака из раствора карбамида.	Давление 0,05–0,06 МПа (абс.) Температура 105 °С
Испаритель 1-й ступени выпарки	Упаривание раствора карбамида	Давление 0,03 МПа (абс.) Температура 130 °С
Сепаратор 1-й ступени выпарки	Разделение газовой и жидкой фазы, предотвращение брызгоуноса	Давление 0,03 МПа (абс.) Температура 130 °С
Испаритель 2-й ступени выпарки	Упаривание раствора карбамида	Давление 0,005 МПа (абс.) Температура 140 °С
Сепаратор 2-й ступени выпарки	Разделение газовой и жидкой фазы, предотвращение брызгоуноса	Давление 0,005 МПа (абс.) Температура 140 °С

Таблица 8.10 – Природоохранное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Хвостовой абсорбер	Абсорбция аммиака после стадий: синтеза; дистилляции; ректификации	Давление — атмосферное Температура 45 °С
Хвостовой конденсатор	Конденсация аммиака после узла выпаривания	Давление — атмосферное Температура 45 °С
Десорбер 1-й ступени	Удаление NH_3 и CO_2 из сточной воды	Давление 0,35 МПа Температура 140 °С
Десорбер 2-й ступени	Удаление NH_3 и CO_2 из сточной воды	Давление — атмосферное/ или 0,35 МПа Температура 110 °С
Гидролизер	Разложение карбамида в сточной воде	Давление 1,8-2,1 МПа Температура 190 °С

8.1.1.1.4 Стриппинг в токе CO_2

Процесс реализован на следующих предприятиях:

- АО «Невинномысский Азот», цех 2а;
- АО «НАК «Азот», цех Карбамид 3, очередь 2;
- АО «Апатит» (Вологодская область), ЦПМ № 1, ЦПМ № 2, ЦПМ № 3.

Производство карбамида из жидкого аммиака и газообразной двуокиси углерода по технологии стриппинга в токе CO_2 компании Stamicarbon, Нидерланды производится при температуре 170–185 °С и давлении 13,5–14,5 МПа.

Непрореагировавшие NH_3 и CO_2 выделяют из плава синтеза и конденсируют их при высоком давлении. При этом теплоту конденсации газов дистилляции можно отводить при сравнительно высокой температуре, получая пар низкого давления, пригодный для утилизации. Выделение непрореагировавших веществ при высоком давлении осуществляют продувкой CO_2.

В стриппинг-процессах большую часть непревращенного карбамата аммония, содержащегося в плаве синтеза, удаляют и возвращают в реактор до того, как понизить давление. Это позволяет снизить количество воды в возвращаемых компонентах, что приводит к улучшению условий синтеза, уменьшению энергозатрат.

Схема технологического процесса приведена на рисунке 8.7.

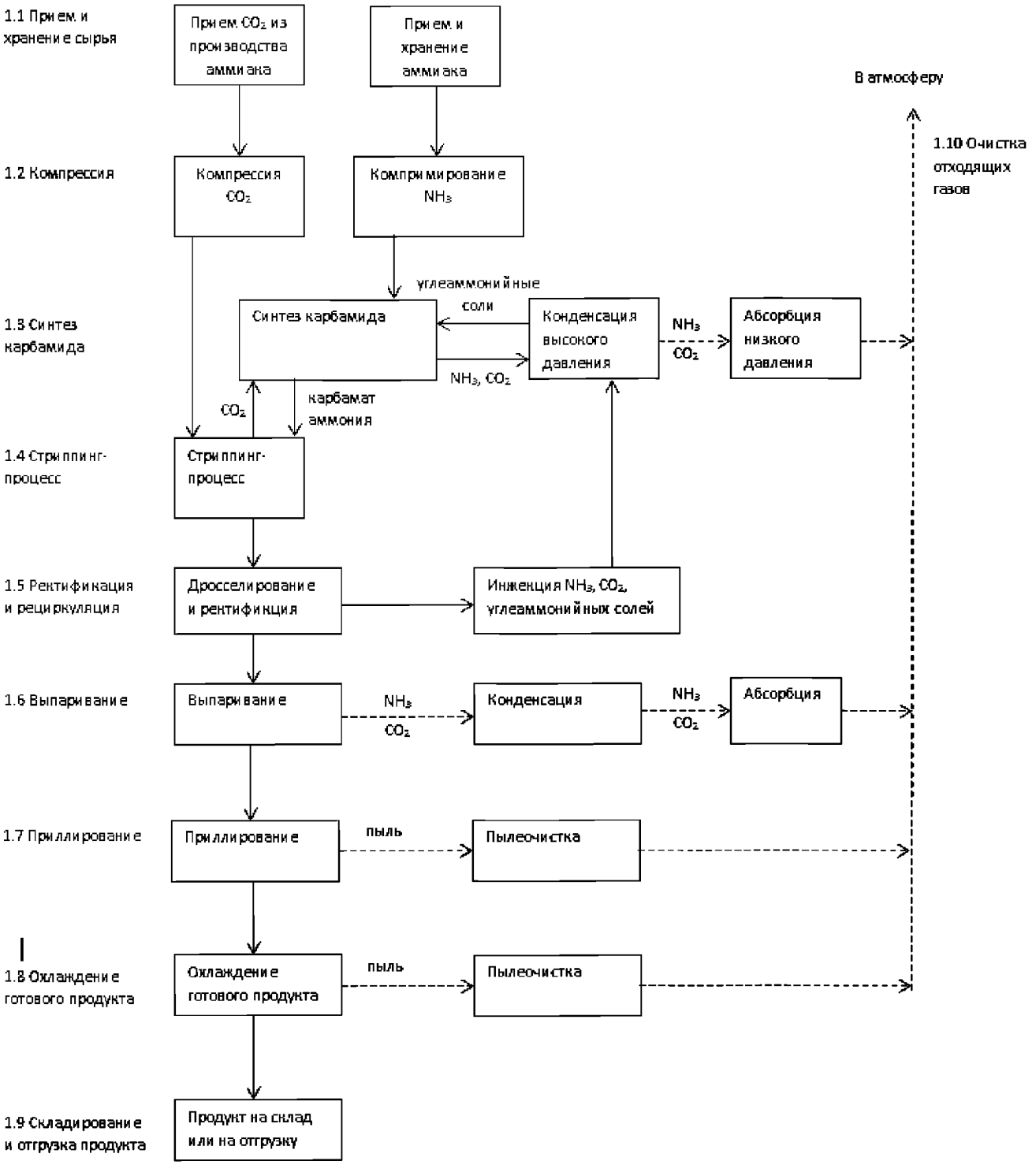


Рисунок 8.7 – Схема технологического процесса (включая получение готового продукта)

Подача реагентов

Диоксид углерода поступает из цеха по производству аммиака. Перед компримированием возможна подготовка газа в узлах его охлаждения и выжигания горючих компонентов. С целью предотвращения коррозии в узле синтеза в поток диоксида углерода

вентилятором нагнетается воздух, в количестве обеспечивающем объемную долю кислорода в диоксиде углерода 0,75–0,95 %. Диоксид углерода нагнетается компрессором в узел синтеза с давлением 14,2–15,2 МПа и температурой 90–125 °С.

Жидкий аммиак поступает в производство карбамида из заводских сетей с температурой от минус 34 до плюс 25 °С и давлением 1,3–2,1 МПа. Осуществляется подогрев до температуры 10–25 °С и далее насосами высокого давления аммиак подается в узел синтеза с давлением 15,1–17,2 МПа.

Высокое давление

Узел синтеза состоит из реактора синтеза, карбаматного конденсатора, скруббера и стриппера. Характерной особенностью данной технологии является то, что все аппараты узла синтеза работают под одним и тем же давлением, а движение потоков осуществляется под действием сил гидростатики.

Раствор карбамида после реактора синтеза с температурой 180–185 °С содержанием карбамида не менее 31 % направляется в стриппер для разложения не конвертированного карбамата аммония. Компоненты подаются в реактор синтеза в таком количестве, чтобы мольное соотношение NH_3:CO_2 составляло L ≈ 3. Средняя степень конверсии CO_2 в таких агрегатах 58–60 %.

Инерты, непрореагировавшие аммиак и диоксид углерода из верхней части реактора синтеза отводятся в скруббер высокого давления.

Стриппинг-процесс ведут таким образом, чтобы массовая доля аммиака в растворе, покидающем стриппер, составляла не более 9,0 %. Греющим агентом выступает пар с давлением 1,7–2,1 МПа, подаваемый из сетей предприятия.

Отогнанные в стриппере газы — NH_3 и CO_2 (а также небольшая часть воды) — направляются для конденсации в карбаматный конденсатор. Там проходит реакция (1) и избыточное тепло отводится в виде пара низкого давления (НД), используемого на нужды цеха. Давление получаемого пара составляет 0,33–0,58 МПа. Условия работы карбаматного конденсатора подобраны таким образом, чтобы степень конденсации газовой фазы составляла ~80 %. Тепло конденсации оставшейся части газовой фазы необходимо для поддержания режима автотермичности в реакторе синтеза.

Полученный в карбаматном конденсаторе раствор карбамата и газовая фаза с температурой 168 – 175 °С направляются в реактор синтеза.

Газовая фаза из реактора в присутствии раствора раствора карбамата из узла конденсации низкого давления NH_3, CO_2 и вода конденсируются в скруббере высокого давления и получившийся раствор с температурой 158 – 168 °С с помощью эжектора подается в карбаматный конденсатор. Рабочим потоком при этом является поток жидкого аммиака высокого давления. Нормальную работу скруббера обеспечивает циркуляция конденсата с температурой на входе в скруббер не менее 100 °С и перепадом температур по выходу и входу конденсата не менее 8 °С.

Газовая фаза из сепарирующей части скруббера отводится в абсорбер низкого давления под давлением 0,55–0,65 МПа. Орошение в абсорбере производится конденсатом сокового пара из узла конденсации вакуум-выпарки. Далее газовая фаза смешивается в эжекторе с воздухом и выбрасывается в атмосферу.

Таким образом в узле синтеза осуществляется газовый рецикл большей части непрореагировавших компонентов. При этом не требуется наличие насоса высокого давления для закачивания большого объема возвратного раствора карбамата в узел синтеза.

Обратной стороной экономии энергоресурсов и снижения количества дорогостоящего динамического оборудования является увеличение размера и количества аппаратов высокого давления (4 шт.) со снижением эффективности работы реактора синтеза (относительно, к примеру, технологии с полным жидкостным рециклом).

Низкое давление

Раствор из стриппера направляется в узел рециркуляции. Узел рециркуляции предназначен для удаления из раствора карбамида непрореагировавших аммиака и диоксида углерода и возврата их в узел синтеза в виде раствора карбамата. Отличительной особенностью технологии стриппинга CO_2 является наличие всего одной ступени дистилляции с давлением, отличным от давления синтеза.

Раствор, выходящий из стриппера с температурой 170 °С, дросселируется до давления не более 0,32 МПа и поступает в колонну ректификации. При дросселировании температура раствора снижается до 95–115 °С. Колонна ректификации состоит из теплообменной и массообменной частей.

В ректификационной колонне газожидкостная смесь форсункой равномерно распределяется по насадке массообменной части и стекает вниз. Пройдя слой насадки, раствор поступает в теплообменник (подогреватель), где нагревается паром до температуры 130–140 °С (используется пар, образующийся в карбаматном конденсаторе высокого давления). В подогревателе происходит окончательное разложение карбамата на аммиак и диоксид углерода. Раствор карбамида из колонны с массовой долей карбамида не менее 67,0 % проходит дополнительную стадию удаления остаточного аммиака под вакуумом 40–45 кПа представляющую собой вакуум-сепаратор и затем сливается в сборник раствора карбамида. Соковые пары из вакуум-сепаратора направляются в узел конденсации.

Газовая фаза из колонны ректификации, обогащенная NH_3 (н/б 35 %) и CO_2 (н/б 50 %), а также с некоторым содержанием воды, направляется на конденсацию. В конденсаторе, охлаждаемом циркулирующим конденсатом с температурой 45–60 °С, происходит образование раствора карбамата. Не сконденсировавшиеся в конденсаторе газы и раствор карбамата поступают в сборник раствора карбамата. Из сборника раствор с массовой долей аммиака не более 33 %, диоксида углерода не более 38 % и температурой 60–77 °С насосами высокого давления подается в скруббер высокого давления.

Газообразный аммиак, диоксид углерода и инерты из сборника раствора карбамата поступают в скруббер абгазов, где происходит поглощение NH_3 и CO_2. Тепло абсорбции отводится оборотной водой в холодильнике. Газовая фаза из скруббера с незначительным содержанием аммиака направляется в концевой конденсатор, а далее — в выхлопную трубу с системой очистки и затем — в атмосферу.

Выпаривание

Из сборника раствор с массовой долей карбамида не менее 67 % и температурой 85–98 °С подается насосом в узел выпаривания. Узел упаривания раствора предназначен для получения плава карбамида из водного раствора карбамида и подачи его на гранулирование. Процесс упаривания раствора карбамида проводится в две ступени. Каждая ступень состоит из теплообменника-испарителя и сепаратора.

На первой ступени выпарки раствор карбамида упаривается до массовой доли карбамида 95 % при температуре 123 – 130 °С и давлении (абсолютном) не более 50 кПа. В испарителе используется пар, получаемый в карбаматном конденсаторе высокого давления.

На второй ступени выпарки раствор упаривается до массовой доли карбамида не менее 99,7 % при абсолютном давлении не более 5 кПа и температуре 136 – 140 °С. В испарителе используется пар с давлением 0,4–0,9 МПа.

Соковые пары из сепараторов направляются в узел конденсации. Конструктивно узел конденсации представляет собой каскад вертикальных кожухотрубных конденсаторов, охлаждаемых водой и систему паровых эжекторов. Все конденсаторы выпарки охлаждаются оборотной водой. Не сконденсировавшиеся в концевом конденсаторе пары и инерты отводятся для окончательного улавливания в скруббер, работающий под атмосферным давлением. Из скруббера газовая фаза направляется в выхлопную трубу с системой очистки и далее в атмосферу. Полученный конденсат сокового пара направляется в узел очистки сточных вод — десорбции и гидролиза.

Обращение со сточными водами

В схеме стриппинга CO_2 применяется узел очистки сточных вод, состоящий из двух десорберов и гидролизера, а также системы рекуперативных теплообменников и узла конденсации газов десорбции.

Конденсат сокового пара из сборника с помощью насоса предварительно подогретый в рекуперативном теплообменнике теплом отходящей очищенной сточной воды подается в десорбер первой ступени (вертикальный тарельчатый аппарат). В десорбере I ступени при температуре 130–145 °С, давлении 0,28–0,40 МПа из раствора происходит выделение паров NH_3, CO_2 и воды. ПГС из десорбера с температурой 111–125 °С поступает на конденсацию в конденсатор, охлаждаемый циркуляционным конденсатом с температурой 45–65 °С. Сконденсировавшиеся NH_3, CO_2 и вода поступают в сборник и в виде раствора карбамата откачиваются насосом в конденсатор узла рециркуляции. Несконденсировавшиеся газы направляются в скруббер атмосферного давления.

Аммиачная вода из десорбера I ступени насосом через рекуперативный теплообменник подается в верхнюю часть гидролизера (вертикальный тарельчатый аппарат). В аппарате с помощью подачи острого пара высокого давления поддерживаются условия для разложения карбамида — давление 1,5–1,8 МПа, температура не более 190 °С. ПГС отводится в среднюю часть десорбера I ступени. Жидкая фаза отводится в десорбер II ступени (вертикальный тарельчатый аппарат). Отгон NH_3 и CO_2 здесь производится за счет нагрева раствора водяным паром давлением 0,6–1,0 МПа, подаваемым в межтрубное пространство выносного кипятильника.

ПГС с температурой 135–145 °С из верхней части десорбера II ступени отводится в нижнюю часть десорбера I ступени. Очищенная сточная вода из десорбера II с температурой 135–150 °С охлаждается сначала в рекуперативном теплообменнике, а затем в водяном холодильнике до температуры 40 °С, откуда насосом подается за пределы агрегата.

Описание процесса приведено в таблице 8.11, основное технологическое оборудование — в таблице 8.12, природоохранное оборудование — 8.13.

Таблица 8.11 – Описание технологического процесса

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Аммиак, диоксид углерода	Прием и хранение сырья	Аммиак, диоксид углерода	Скруббер-охладитель CO_2, фильтр NH_3	
1.2	Аммиак	Компрессия	Аммиак	Насос	
1.3	Диоксид углерода	Компрессия	Диоксид углерода	Компрессор	
1.4	Аммиак, диоксид углерода, раствор карбамата	Синтез карбамида	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Реактор синтеза, скруббер высокого давления, конденсатор высокого давления	Аммиак
1.5	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Стриппинг-процесс	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Стриппер	
1.6	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Дистилляция и рециркуляция	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Ректификационная колонна, конденсатор	
1.7	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Выпаривание, конденсация	Плав карбамида	Испаритель, вакуум-сепаратор, конденсатор	
1.8	Газы дистилляции	Абсорбция газов	Водный раствор аммиака	Абсорбер	Аммиак
1.9	Водный раствор аммиака и карбамида	Десорбция, гидролиз	Аммиак	Десорбер, гидролизер	Аммиак, карбамид

Таблица 8.12 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Насос аммиака высокого давления	Компримирование аммиака	Давление нагнетания 16 МПа
Компрессор CO_2 центробежный с паровой турбиной	Компримирование диоксида углерода	Давление нагнетания 14,5 МПа
Реактор синтеза карбамида	Синтез карбамида	Давление 14 МПа Температура 190 °С
Стриппер высокого давления	Разложение карбамата аммония	Давление 14 МПа Температура 170 °С
Скруббер высокого давления	Конденсация NH_3 и CO_2, отходящих из реактора синтеза	Давление 14 МПа Температура 170 °С
Конденсатор карбамата высокого давления	Конденсация NH_3 и CO_2 из стриппера высокого давления	Давление 14 МПа Температура 175 °С
Ректификационная колонна	Разложение карбамата аммония	Давление 0,3 МПа Температура 140 °С
Конденсатор карбамата низкого давления	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 0,3 МПа Температура 80 °С
Испаритель 1-й ступени выпарки	Упаривание раствора карбамида	Давление 0,05 МПа (абс.) Температура 130 °С
Сепаратор 1-й ступени выпарки	Разделение газовой и жидкой фазы, предотвращение брызгоуноса	Давление 0,05 МПа (абс.) Температура 130 °С
Испаритель 2-й ступени выпарки	Упаривание раствора карбамида	Давление 0,005 МПа (абс.) Температура 140 °С
Сепаратор 2-й ступени выпарки	Разделение газовой и жидкой фазы, предотвращение брызгоуноса	Давление 0,005 МПа (абс.) Температура 140 °С

Таблица 8.13 – Природоохранное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Абсорбер низкого давления	Очистка отходящих газов	Давление 0,7 МПа Температура 75 °С
Абсорбер атмосферный концевой	Очистка отходящих газов	Давление — атмосферное Температура 45 °С
Десорбер 1-й и 2-й ступени	Удаление NH_3 и CO_2 из сточной воды	Давление 0,35 МПа Температура 140 °С
Гидролизер	Разложение карбамида в сточной воде	Давление 2,0 МПа Температура 195 °С

8.1.1.1.5 Стриппинг в токе NH_3 (автостриппинг)

Данный процесс реализован на следующих предприятиях:
- АО «ТольяттиАзот», агрегаты 1, 2;
- АО «НАК Азот», цех Карбамид-3, I очередь;
- АО «Аммоний».

Производство карбамида из жидкого аммиака и газообразного диоксида углерода по технологии стриппинга в токе NH_3 производится при температуре 170–190 °С и давлении 15,5–16,0 МПа (см. рисунок 8.8).

В отличие от стриппинга в токе CO_2 в данной схеме вся газожидкостная смесь из реактора синтеза подается в стриппер. Таким образом в схеме отсутствует скруббер высокого давления.

Газы дистилляции направляют из стриппера в карбаматный конденсатор, где тепло от образования карбамата аммония используют для генерации пара (4 ата). Возврат карбамата из карбаматного конденсатора в реактор проводят используя эжектор, в котором движущей жидкостью является жидкий аммиак. Перепад давления на эжекторе обеспечивает энергию, необходимую для движения потока карбамата аммония. Таким образом, основной рециркулируемый поток возвращают в реактор с минимальными капитальными затратами и эксплуатационными расходами (отсутствие необходимости установки насоса высокого давления для возврата УАС). На первых установках в нижнюю часть дистиллятора в качестве стриппинг-агента подавали газообразный аммиак. Однако вследствие высокой растворимости аммиака в плаве синтеза, это приводило к увеличению нагрузки на дистилляцию низкого давления. Указанный недостаток удалось устранить за счет уменьшения (до полного исключения) подачи NH_3 в стриппер и увеличения избытка NH_3 в реакционной смеси на входе в реактор синтеза. Такой вариант процесса называют автостриппингом (селфстриппинг).

Подача реагентов

Диоксид углерода на входе в установку может проходить подготовку (охлаждение в скруббере) и поступает в центробежный компрессор и выходит из него под давлением около 15,5 МПа.

Жидкий аммиак из внешних сетей сжимается до давления 2,3 МПа и поступает в емкость для аммиака и помощью центробежного насоса. Часть этого аммиака направляют в промывную колонну, а остальной аммиак под давлением 24 МПа плунжерным насосом подают в качестве рабочей жидкости в эжектор, которым раствор карбамата из сепаратора ВД передают в реактор синтеза.

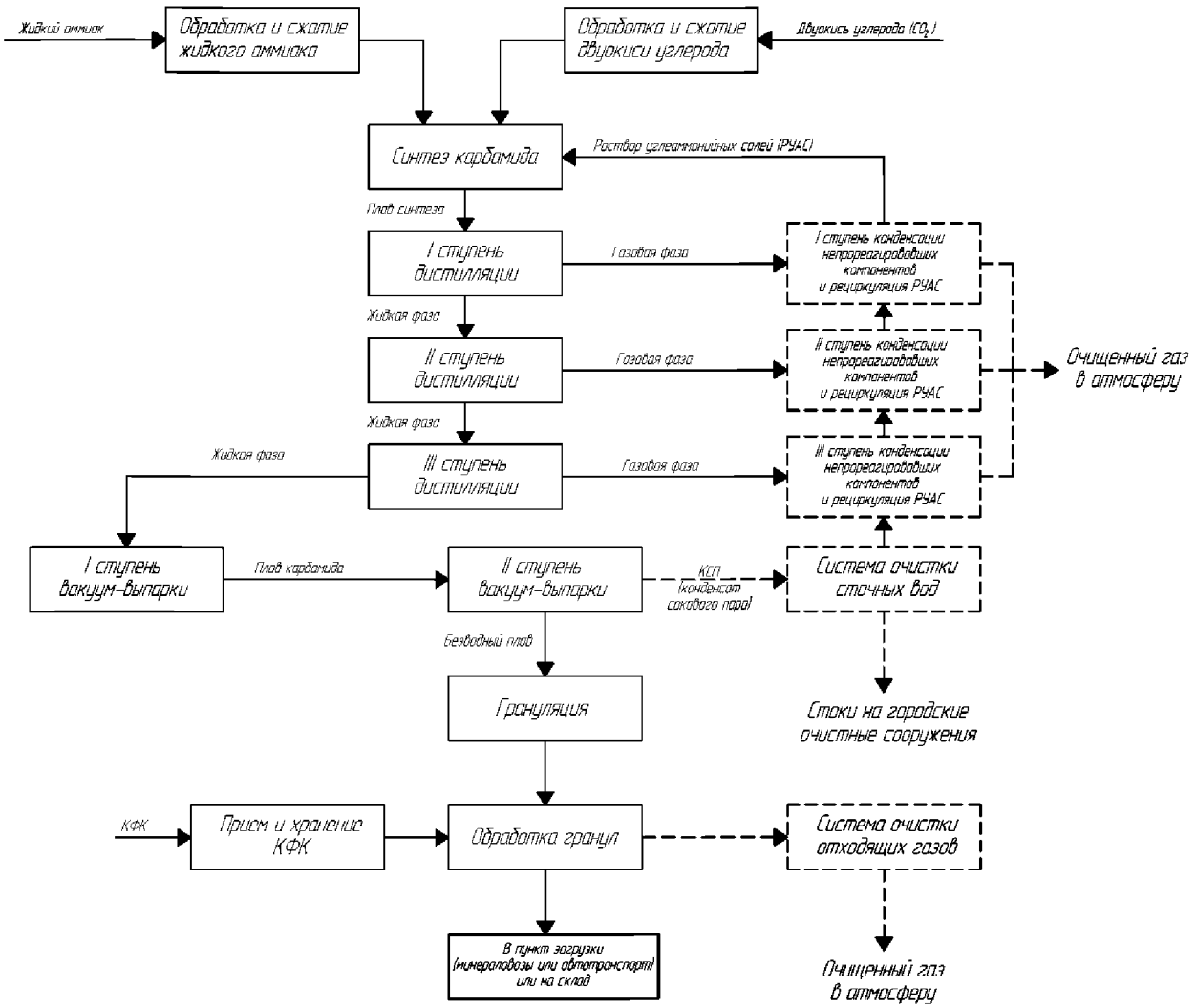


Рисунок 8.8 – Схема технологического процесса (включая получение готового продукта)

Высокое давление

В реакторе синтез карбамида происходит при температуре 190 °С и давлении 15,5 МПа. Процесс синтеза проходит при относительно высоком мольном соотношении L (3,5–3,7). Благодаря этому обеспечивается:

- относительно высокая степень конверсии CO_2 в карбамид (до 65 %);
- малая коррозионная активность плава синтеза;
- низкая скорость образования биурета.

Плав синтеза из реактора подают в подогреваемый паром стриппер с падающей пленкой, где содержание CO_2 в растворе значительно понижают отгонкой аммиаком, выделяющимся из плава. Раствор подогревается в стриппере до 205 °С. Газы из стриппера и раствор карбамата из промывной колонны поступают в карбаматный конденсатор высокого давления, где газы конденсируют при температуре 165 °С и через карбаматный сепаратор с помощью эжектора направляют в реактор. Из верхней части карбаматного сепаратора несконденсированные газы, состоящие из инертов с незначительным количеством NH_3 и CO_2, направляют в нижнюю часть колонны дистилляции 2-й ступени.

Среднее давление

Раствор из стриппера дросселируют до давления 1,8 МПа и подают в верхнюю часть сепаратора дистилляции среднего давления (2-й ступени), где удаляют выделившиеся газы, а плав нагревают в пленочном подогревателе паровым конденсатом из стриппера до температуры 155 °С. Газы дистилляции среднего давления из верхней части сепаратора направляют в конденсатор 2-й ступени и далее в нижнюю часть промывной колонны. Раствор карбамата среднего давления из нижней части промывной колонны при температуре 65–70 °С насосом возвращают в карбаматный конденсатор высокого давления. Поток инертных газов, насыщенный аммиаком с минимальным остаточным содержанием CO_2 (20–100 ppm) передают на конденсацию в аммиачный конденсатор, из которого сконденсировавшийся жидкий аммиак попадает в сборник жидкого аммиака. Далее насосами жидкий аммиак с температурой 35–40 °С через эжектор вводят в реактор синтеза. Инертные газы из сборника очищают конденсатом в абсорбере среднего давления. Образовавшуюся аммиачную воду насосом направляют на орошение скруббера. Очищенные в абсорбере инертные газы выбрасываются в атмосферу.

Низкое давление

Раствор из колонны дистилляции 2-й ступени передают в узел дистилляции низкого давления (3-ей ступени), который работает под давлением 0,35 МПа. Дистиллятор низкого давления с падающей пленкой работает по аналогии с дистиллятором среднего давления. Необходимый подвод тепла (с нагревом раствора до 140 °С) обеспечивается с помощью насыщенного пара с давлением 0,45 МПа. Газы дистилляции низкого давления из сепаратора направляют в конденсатор низкого давления и абсорбер низкого давления, где газы дистилляции конденсируются с образованием раствора карбамата низкого давления с температурой 40 °С. Из конденсатора раствор карбамата низкого давления передают в сборник раствора карбамата низкого давления и далее насосом в конденсатор 2-й ступени дистилляции (барботер). Инертные газы из аммиачного абсорбера низкого давления после водной промывки направляют в атмосферу.

Выпаривание

После узла дистилляции 3-ей ступени 72 %-ный раствор карбамида направляют на двухступенчатую выпарку. Сначала раствор поступает в подогреватель первой и сепаратор ступени выпарки (нагревается до температуры 140 °С), работающие при давлении 30 кПа. Вакуум на первой ступени создают с помощью вакуумной системы с конденсаторами и паровыми эжекторами. Затем раствор карбамида направляется в подогреватель второй ступени выпарки и сепаратор. Остаточное давление 3–5 кПа на второй ступени выпарки также создают вакуумной системой с конденсаторами и паровыми эжекторами. Оба подогревателя выпаривания работают на насыщенном паре с давлением 0,35 МПа. Плав карбамида с концентрацией 99,8 масс. % насосом подают в башню приллирования. Если получение готового продукта производится на установке грануляции, то концентрирование раствора на второй ступени выпаривания ведется до значений 96–98 %.

Обращение со сточными водами

Конденсат сокового пара после вакуумных систем конденсации собирают в емкость сточных вод. Из емкости насосом через рекуперативные теплообменники сточную

воду с температурой 40–50 °С вводят в гидролизер, в котором проводят реакцию гидролиза при давлении 1,8 МПа и температуре 190–195 °С карбамида при косвенном нагреве насыщенным паром с давлением 2,6 МПа. Паровую фазу, полученную в гидролизере конденсируют в конденсаторе при температуре 40 °С, а образовавшийся раствор карбамата используют для орошения конденсатора 3-ей ступени дистилляции. Сточную воду после гидролиза направляют в десорбер, работающий под давлением 0,15 МПа и температуре в кубе 135 °С. В десорбере NH_3 и CO_2 отгоняют с помощью паров, полученных в выносном подогревателе, который работает на насыщенном паре с давлением 0,35 МПа. Газы десорбции с температурой 105–110 °С объединяются с газами из гидролизера и направляются в конденсатор. Очищенную сточную воду охлаждают до 40 °С. Часть очищенной сточной воды используют в очистном устройстве башни приллирования, остальную воду направляют за пределы установки.

В оригинальной схеме применяются воздушные холодильники для охлаждения и конденсации всех технологических сред. Это вызывает ряд трудностей при эксплуатации агрегата карбамида. В летнее время температура воздуха 30–35 °С не позволяет эффективно охлаждать и конденсировать среды с достижением температур 40–45 °С. Возникают отклонения от технологического режима — повышение давления в узлах дистилляции и выпаривания. Из-за этого возможны превышения по выбросам в атмосферу. Зимой же воздушные холодильники и конденсаторы из-за температур воздуха до минус 30 °С ÷ минус 35 °С могут размораживаться с растрескиванием. В итоге эти аппараты довольно быстро изнашиваются, что еще больше ухудшает их эффективность в летнее время года.

Описание процесса приведено в таблице 8.14, основное технологическое оборудование — в таблице 8.15, природоохранное оборудование — 8.16.

Таблица 8.14 – Описание технологического процесса

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Аммиак, диоксид углерода	Прием и хранение сырья	Аммиак, диоксид углерода	Скруббер-охладитель CO_2, фильтр NH_3	
1.2	Аммиак	Компрессия	Аммиак	Насос	
1.3	Диоксид углерода	Компрессия	Диоксид углерода	Компрессор	
1.4	Аммиак, диоксид углерода, раствор карбамата	Синтез карбамида	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Реактор синтеза, конденсатор высокого давления	

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.5	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Стриппинг-процесс	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Стриппер	
1.6	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Дистилляция и рециркуляция	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Колонны дистилляции, конденсаторы	
1.7	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Выпаривание, конденсация	Плав карбамида	Испаритель, вакуум-сепаратор, конденсатор	
1.8	Водный раствор аммиака и карбамида	Десорбция, гидролиз	Аммиак	Десорбер, гидролизер	Аммиак, карбамид

Таблица 8.15 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Насос аммиака высокого давления	Компремирование аммиака	Давление нагнетания 24 МПа
Компрессор CO_2 центробежный с паровой турбиной	Компремирование диоксида углерода	Давление нагнетания 15,5 МПа
Реактор синтеза карбамида	Синтез карбамида	Давление 15,5 МПа Температура 190 °С
Стриппер высокого давления	Разложение карбамата аммония	Давление 15 МПа Температура 205 °С
Конденсатор карбамата высокого давления	Конденсация NH_3 и CO_2 из стриппера высокого давления	Давление 15 МПа Температура 165 °С
Колонна дистилляции 2-й ступени	Разложение карбамата аммония	Давление 1,8 МПа Температура 155 °С
Конденсатор карбамата 2-й ступени (барботер)	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 1,8 МПа Температура 90 °С
Промывная колонна	Конденсация CO_2 из газовой фазы	Давление 1,8 МПа Температура 70 °С

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Конденсатор аммиака	Конденсация NH_3	Давление 1,8 МПа Температура 25 °С
Абсорбер среднего давления	Абсорбция NH_3	Давление 1,8 МПа Температура 40 °С
Колонна дистилляции 3-й ступени	Разложение карбамата аммония	Давление 0,45 МПа Температура 140 °С
Конденсатор 3-й ступени	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 0,45 МПа Температура 40 °С
Испаритель 1-й ступени выпарки	Упаривание раствора карбамида	Давление 0,03 МПа (абс.) Температура 130 °С
Сепаратор 1-й ступени выпарки	Разделение газовой и жидкой фазы, предотвращение брызгоуноса	Давление 0,03 МПа (абс.) Температура 130 °С
Испаритель 2-й ступени выпарки	Упаривание раствора карбамида	Давление 0,003 МПа (абс.) Температура 140 °С
Сепаратор 2-й ступени выпарки	Разделение газовой и жидкой фазы, предотвращение брызгоуноса	Давление 0,003 МПа (абс.) Температура 140 °С

Таблица 8.16 – Природоохранное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Абсорбер среднего давления	Очистка отходящих газов	Давление 1,8 МПа Температура 40 °С
Абсорбер низкого давления	Очистка отходящих газов	Давление 0,45 МПа Температура 40 °С
Десорбер	Удаление NH_3 и CO_2 из сточной воды	Давление 0,3 МПа Температура 135 °С
Гидролизер	Разложение карбамида в сточной воде	Давление 1,8 МПа Температура 190 °С

8.1.1.1.6 Tecnimont

Технология реализована на следующих предприятиях:

- Филиал «Азот» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе Березники;
- Кемеровское АО «Азот».

Схема Tecnimont работает с полным жидкостным рециклом. Синтез проводится под давлением 20–22 МПа с высоким мольным соотношением NH_3:CO_2.Дистилляция

осуществляется в три ступени — под давлениями 7, 1,2 и 0,3 МПа. При этом образовавшийся в узлах конденсации карбамат возвращается в реактор синтеза в виде раствора с помощью карбаматного насоса ВД (см. рисунок 8.9).

Подача реагентов

Диоксид углерода с давлением 1–4 кПа и температурой н/б 45 С через влагоотделитель центробежным компрессором с паровым приводом сжимают до давления 20–22 МПа и подают в реактор синтеза. На всасе компрессора в диоксид углерода дозируется воздух (объемная доля кислорода на всасе II ступени компрессора 0,4–0,5 %). Аммиак из изотермического хранилища с давлением 1,2–1,8 МПа и температурой (-28) ÷ (-33) °С подогревают до температуры 100–110 °С и насосом с давлением 20–22 МПа подаются в реактор синтеза. Также в реактор с помощью насоса вводится водный раствор карбамата аммония.

Высокое давление

В реакторе при давлении 20–22 МПа и температуре 190–195 °С происходит образование карбамата аммония, а затем и карбамида.

Несмотря на то, что давление в реакторе синтеза в данной схеме высокое, степень конверсии в агрегатах, работающих на территории России, находится на довольно низком уровне 54–55 % (вместо 60–62 % по проекту). Это объясняется тем, что хотя в проекте заложено мольное соотношение NH_3:CO_2 в реакторе L=3,5–3,7, фактически обеспечивается работа узла синтеза при соотношении не более L=3,0–3,2. Повышение значения L приводит к «зааммиачиванию» схемы (возрастает давление в узлах дистилляции). Однако стоит отметить, что удельная производительность реактора является здесь наилучшим показателем среди известных технологий и составляет 900–930 кг/($м^3$·ч) при объеме реактора 76 $м^3$ для производительности 1500 т/сут по готовому продукту.

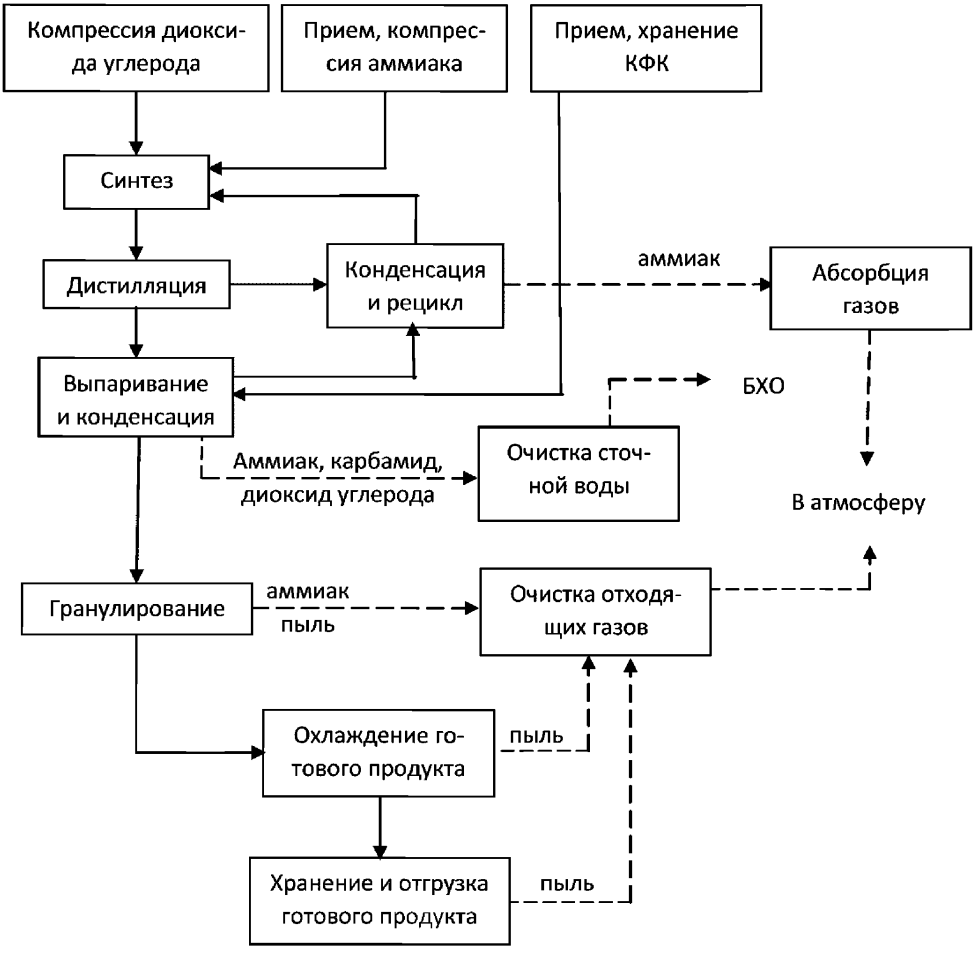


Рисунок 8.9 – Схема технологического процесса (включая получение готового продукта)

Среднее давление (1-я ступень дистилляции)

Полученный в реакторе плав карбамида дросселируют до давления 7 МПа, нагревают в подогревателе (вертикальный кожухотрубчатый аппарат) до 185–190 °С паром с давлением 2 МПа и отделяют непрореагировавшее сырье в сепараторе.

Газы дистилляции первой ступени из сепаратора направляют в конденсаторы, где они конденсируются с образованием водного раствора карбамата аммония. Туда же подают водный раствор карбамата со второй ступени дистилляции. Почти все газы конденсируются под давлением 7 МПа и при температуре 137 – 145 °С. Тепло конденсации в первом по ходу конденсаторе утилизируется в виде водяного пара с давлением 0,2 МПа. Второй конденсатор охлаждается циркулирующим конденсатом. Образовавшийся раствор карбамата аммония насосом направляют в реактор синтеза.

Проведение 1-й дистилляции под давлением 7 МПа несколько уменьшает, количество воды, возвращаемой в узел синтеза, по сравнению с технологией полного жидкостного рецикла. Однако наличие трех ступеней дистилляции вместо двух снижает энергетическую эффективность от такого уменьшения.

Оставшиеся газы проходят холодильник-абсорбер, далее дросселируются до давления 0,6 МПа и направляются в абсорбер низкого давления.

Среднее давление (2-я ступень дистилляции)

Далее раствор карбамида поступает на вторую ступень, которая работает под давлением 1,0–1,2 МПа. В подогревателе поток нагревают до 150–155 °С паром с давлением 0,6 МПа и отделяют газы в сепараторе. Газы дистилляции второй ступени из сепаратора поступают в конденсатор, где они конденсируются с образованием водного раствора карбамата с температурой 60 °С, который насосом направляют в абсорбер-холодильник и далее в конденсатор первой ступени дистилляции. Несконденсированные газы абсорбируются в абсорбере над конденсатором и возвращаются в конденсатор.

Низкое давление

Третья ступень дистилляции (подогреватель и сепаратор) работает под давлением 0,15–0,25 МПа. В подогревателе поток нагревают до 130–135 °С паром с давлением 0,2 МПа и отделяют газы в сепараторе. Газы дистилляции третьей ступени из сепаратора поступают в конденсатор, где они конденсируются с образованием водного раствора карбамата с температурой 45 °С, который насосом направляют в абсорбер и далее в конденсатор второй ступени дистилляции.

Раствор, содержащий 71 % карбамида передают в узел двухступенчатой выпарки.

Выпаривание

Первая ступень выпарки работает под остаточным давлением 35 кПа и температуре 125–130 °С. Вторая ступень — под давлением 3,5–4 кПа. Плав карбамида подают насосом в испаритель, где его нагревают до 136–140 °С и передают в сепаратор, где происходит отделение соковых паров. Из кубовой части сепаратора 99,8 %-ный плав подается на башню приллирования. Газы из сепараторов выпаривания конденсируют в вакуумной конденсационной системе, состоящей из паровых эжекторов и воздушных холодильников. Образовавшийся конденсат сокового пара с температурой 45–50 °С направляется в сборник и далее в узел очистки сточных вод.

Обращение со сточными водами

В оригинальной схеме Tecnimont применяется узел очистки сточных вод, состоящий из десорбера и абсорбера. Гидролиз не проводится. Очистку сточных вод от карбамида проводят отмывкой соковых паров.

Конденсат сокового пара с содержанием NH_3 5–10 % с помощью насоса подается в десорбер. Предварительно он проходит через рекуперативный подогреватель и нагревается до температуры 90–95 °С. Кубовая часть десорбера снабжена выносным кожухотрубчатым кипятильником. Процесс десорбции аммиака и диоксида углерода в колонне дистилляции производится при температуре в кубовой части 120–130 °С, верха 100–110 °С и давлении 0,08–0,12 МПа.

Газовая фаза, содержащая пары воды, аммиака, диоксид углерода, из верхней части колонны дистилляции поступает конденсатор, где большая часть ее конденсируется. Температура парожидкостной смеси после конденсатора 55–60 °С поддерживается подачей охлаждающей воды в межтрубное пространство. Парожидкостная смесь из конденсатора поступает в нижнюю часть абсорбера аммиака. В абсорбере полностью поглощаются аммиак, диоксида углерода, а инертные газы накапливаются в верхней части абсорбера и периодически сдуваются в атмосферу через дистанционно управляемый клапан. Орошение абсорбера производится циркуляционным раствором, охлаждаемым в воздушном холодильнике до температуры 40–45 °С.

Абсорбция

Газы от холодильника-абсорбера под давлением 7 МПа после дросселирования направляются в абсорбер низкого давления. Абсорбер работает под давлением 0,6 МПа. Орошение производится слабым раствором карбамида. Оставшиеся газы (инерты и небольшое количество NH_3) дросселируются до атмосферного давления и с температурой 40 °С поступают в узел кислотного улавливания.

Скруббер кислотного улавливания орошается раствором нитрата или сульфата аммония в смеси с азотной или серной кислотой. В этом узле инерты практически полностью очищаются от аммиака (до 20 мг/нм^3). Недостатком применения узла с использованием серной кислоты является высокая коррозионная активность среды, что приводит к быстрому износу оборудования. Образующийся сульфат аммония добавляют в плав карбамида как улучшающую свойства готового продукта.

В схеме Tecnimont для охлаждения и конденсации также применяются аппараты воздушного охлаждения со всеми вытекающими негативными эффектами (см. п. 8.1.1.1.4).

Описание процесса приведено в таблице 8.17, основное технологическое оборудование — в таблице 8.18, природоохранное оборудование — 8.19.

Таблица 8.17 – Описание технологического процесса

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Аммиак, диоксид углерода	Прием и хранение сырья	Аммиак, диоксид углерода	Скруббер-охладитель CO_2, фильтр NH_3	
1.2	Аммиак	Компрессия	Аммиак	Насос	
1.3	Диоксид углерода	Компрессия	Диоксид углерода	Компрессор	
1.4	Аммиак, диоксид углерода, раствор карбамата	Синтез карбамида	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Реактор синтеза	

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.6	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Дистилляция и рециркуляция	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Подогреватели, сепараторы, конденсаторы	
1.7	Раствор карбамида, карбамата аммония, аммиак, вода	Выпаривание, конденсация	Плав карбамида	Испаритель, вакуум-сепаратор, конденсатор	
1.8	Водный раствор аммиака и карбамида	Десорбция	Аммиак	Десорбер	Аммиак, карбамид
1.9	Газообразный аммиак, инерты	Абсорбция	Газообразный аммиак, инерты	Абсорбер	Аммиак

Таблица 8.18 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Насос аммиака высокого давления	Компремирование аммиака	Давление нагнетания 20 МПа
Компрессор CO_2 центробежный с паровой турбиной	Компремирование диоксида углерода	Давление нагнетания 20 МПа
Реактор синтеза карбамида	Синтез карбамида	Давление 20 МПа Температура 195 °С
Насос раствора карбамата	Подача раствора карбамата в узел синтеза	Давление 20 МПа Температура 110 °С
Подогреватель 1-й ступени дистилляции	Разложение карбамата аммония	Давление 7 МПа Температура 200 °С
Сепаратор 1-й ступени дистилляции	Разделение жидкой и газовой фаз	Давление 7 МПа Температура 185 °С
1-ый конденсатор 1-й ступени дистилляции	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 7 МПа Температура 150 °С
2-й конденсатор 1-й ступни дистилляции	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 7 МПа Температура 110 °С
Подогреватель 2-й ступени дистилляции	Разложение карбамата аммония	Давление 1,2 МПа Температура 155 °С
Сепаратор 1-й ступени дистилляции	Разделение жидкой и газовой фаз	Давление 1,2 МПа Температура 150 °С
Конденсатор 2-й ступени дистилляции	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 1,2 МПа Температура 60 °С
Подогреватель 3-й ступени дистилляции	Разложение карбамата аммония	Давление 0,3 МПа Температура 130 °С
Сепаратор 3-й ступени дистилляции	Разделение жидкой и газовой фаз	Давление 0,3 МПа Температура 125 °С

Конденсатор 3-й ступени дистилляции	Конденсация NH_3 и CO_2	Давление 0,3 МПа Температура 45 °С
Испаритель 1-й ступени выпарки	Упаривание раствора карбамида	Давление 0,05 МПа (абс.) Температура 130 °С
Сепаратор 1-й ступени выпарки	Разделение газовой и жидкой фазы, предотвращение брызгоуноса	Давление 0,05 МПа (абс.) Температура 130 °С
Испаритель 2-й ступени выпарки	Упаривание раствора карбамида	Давление 0,005 МПа (абс.) Температура 140 °С
Сепаратор 2-й ступени выпарки	Разделение газовой и жидкой фазы, предотвращение брызгоуноса	Давление 0,005 МПа (абс.) Температура 140 °С

Таблица 8.19 – Природоохранное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Абсорбер низкого давления	Очистка отходящих газов	Давление — 0,6 МПа Температура 55 °С
Абсорбер под атмосферным давлением (узла дистилляции)	Очистка отходящих газов	Давление — атмосферное Температура 45 °С
Десорбер	Удаление NH_3 и CO_2 из сточной воды	Давление 0,12 МПа Температура 125 °С
Абсорбер под атмосферным давлением (узла десорбции)	Очистка отходящих газов	Давление — атмосферное Температура 45 °С
Скруббер кислотного улавливания (серная или азотная кислота)	Очистка отходящих газов	Давление — атмосферное Температура 45 °С

8.1.1.2 Пошаговое описание применяемого технологического процесса получения твердых форм продукта из концентрированного или высококонцентрированного раствора (плава) карбамида

Для получения твердой формы готового продукта, т. е. продукта в виде зерен определенных размеров, формы и прочности, в промышленности применяют:

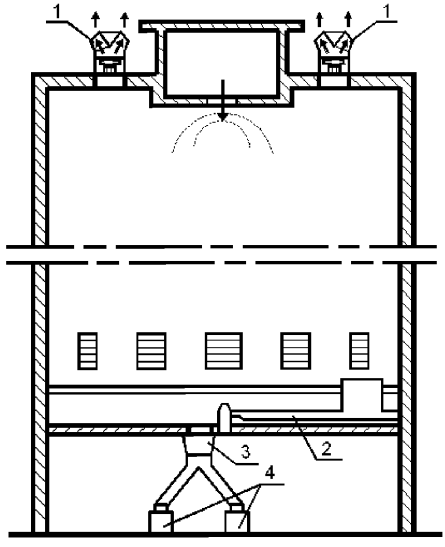
- приллирование, когда гранулы формируются из капли безводного расплава, а процесс кристаллизации происходит в гравитационном режиме в потоке восходящего газа;

- грануляцию в КС путем распыливания раствора или плава карбамида на поверхность «затравочных» частиц и увеличения их размера за счет многократного наслаивания пленок, формируемых из осаждающихся на частицах капель;

- совмещение процессов окатывания и кристаллизации на поверхности частиц. Гранулирование в скоростном барабанном грануляторе (СБГ).

8.1.1.2.1 Полный жидкостный рецикл (АК-70), URECON®2006

Процесс приллирования осуществляли изначально в «старых» башнях, выполненных из железобетона с высотой полета частиц 32 м и диаметром 16 м (см. рисунок 8.10).



1 — осевой вентилятор; 2 — механизм для выгрузки гранул;
3 — узел пересыпки на транспортер; 4 — транспортеры

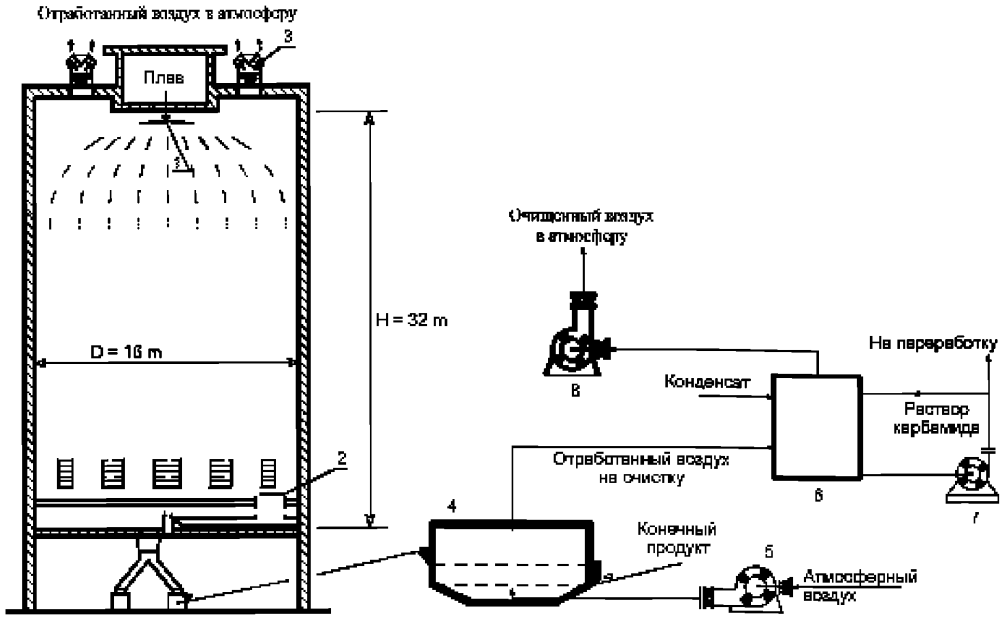
Рисунок 8.10 – Конструкция традиционной башни приллирования с плоским днищем

Верхняя часть башни закрыта железобетонным перекрытием, в центре которого установлен диспергатор (приллер) плава и вытяжные вентиляторы (иногда циклоны для очистки воздуха от пыли). В нижней части башни по окружности расположен ряд окон, через которые в башню поступает атмосферный воздух. Днище имеет плоскую форму. Установленное внизу скребковое устройство движется по окружности и собирает упавшие на подину гранулы, которые через специальную щель выгружаются из башни. Производительность башни: 550–600 т/сут.

Малая высота полета гранул и низкая плотность орошения снижают эффективность теплообмена и исключают возможность получения карбамида высокого качества. Полученный в таких башнях товарный карбамид обладает низким качеством: мелкий, неоднородный продукт (содержание фракции менее 1 мм до 3 %), с низкой прочностью (до 0,5 кгс/гранулу) и высокой температурой 80–100 °С (по ГОСТ 2081—2010 не выше 50 °С). Поэтому в жаркий период года для обеспечения требуемой температуры продукт перед отгрузкой вылеживается на складе. Потери продукта с отходящим воздухом — до 2,5 кг/т.

В дальнейшем технология приллирования на старых башнях была усовершенствована с использованием инновационных методов реконструкции:

- установка нового приллера вибрационного типа;
- монтаж узла охлаждения прилл в КС (аппарат КС);
- монтаж «мокрых» пылеуловителей (см. рисунок 8.11).



1 — виброприллер, 2 — скребок; 3 — вытяжные вентиляторы башни; 4 — выносной аппарат КС; 5 — дутьевой вентилятор аппарата КС; 6 — пылеуловитель «мокрого» типа; 7 — насос раствора карбамида; 8 — хвостовой вентилятор

Рисунок 8.11 – Принципиальная схема узла приллирования после реализации мероприятий по модернизации башен

Конструкция виброприллера позволяет обеспечить равномерное распределение капель расплава по поперечному сечению башни, в результате чего достигается максимально возможное использование объема башни для контакта прилл и охлаждающего воздуха, уменьшается пылеобразование.

К основным техническим преимуществам аппарата охлаждения прилл в КС можно отнести: развитую поверхность контакта твердого продукта и охлаждающего агента (воздуха), что позволяет обеспечить температуру продукта на выходе из аппарата не более 45–50 °С при температуре атмосферного воздуха до 35–40 °С, увеличить размер прилл и их прочность.

Применение пылеуловителей «мокрого» типа позволяет сохранить на прежнем уровне валовый выброс пыли карбамида за счет эффективной очистки запыленного воздуха от аппарата КС и уменьшения пылеобразования в стволе башни.

В результате реализации мероприятий на двух старых башнях в цехе № 24 ООО «Газпром Нефтехим Салават» температура продукта снизилась в 2 раза: с 90–

100 °С до 45–50 °С, прочность прилл увеличилась на 0,2 кгс/гранулу, содержание фракции менее 1 мм уменьшилось в 2–3 раза с 3–6 % до 1–3 %, количество фракции 2–3 мм увеличилось в 3–4 раза — с 20–30 % до 80–95 %.

Большинство действующих производств карбамида оснащены современными башнями приллирования конструкции (см. рисунок 8.12). Башня представляет собой инженерно-техническое сооружение с высотой полета частиц от 70 до 85 м и диаметром ствола башни 11–16 м в зависимости от производительности по готовому продукту.

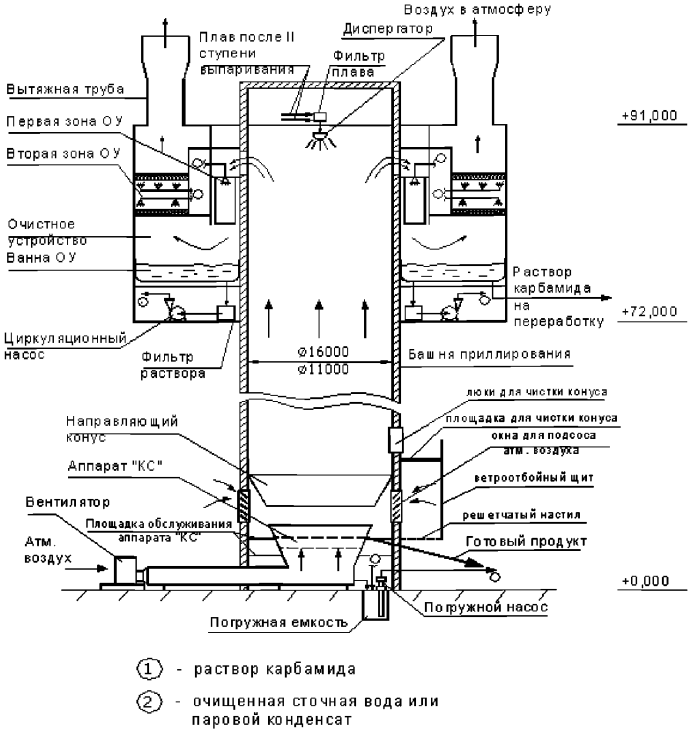


Рисунок 8.12 – Современная башня приллирования с очисткой инжекционного типа

Для обеспечения равномерного распределения воздуха по сечению ствола башни и предотвращения деформации незатвердевших частиц и раскалывания затвердевших, в нижней части башни, практически по всему поперечному сечению, устанавливается встроенный аппарат охлаждения гранул в «кипящем» слое с подводящими воздуховодами и дутьевыми вентиляторами для подачи воздуха в аппарат охлаждения гранул. Благодаря увеличению линейной скорости воздуха удается повысить плотность орошения ствола башни. Кроме того, эффект торможения встречным потоком воздуха сказывается на времени их падения.

Выше аппарата охлаждения гранул по периметру ствола башни предусматриваются окна для подсоса дополнительного количества атмосферного воздуха, а также, в

случае необходимости, монтируется направляющий конус. С внешней стороны ствола башни, в районе размещения окон для подсоса атмосферного воздуха, монтируется ветроотбойный щит с целью предотвращения нарушений аэродинамики движения потоков воздуха и исключения попадания атмосферных осадков внутрь башни.

Средняя часть башни состоит из ствола башни. В верхней части башни имеется перекрытие, в центре которого расположен центробежный разбрызгиватель современной конструкции с наложением колебаний на струю, позволяющий получать продукт монодисперсного состава с основным размером гранул 2,5–3,0 мм. Ниже разбрызгивателя располагаются окна ввода отработанного воздуха в очистное устройство. В качестве очистного устройства используется система очистки инжекционного типа. Использование инжектора в качестве основного аппарата для транспортировки и промывки воздуха определяет всю компоновку верхней части башни. Очистка воздуха осуществляется в двух последовательно расположенных зонах. В первой зоне — отработанный воздух промывается поглотительным раствором (раствором карбамида) в инжекционных элементах (модулях). Под инжекторами расположена ванна для сбора поглотительного раствора и обеспечения работы циркуляционных насосов, подающих поглотительный раствор на рабочие форсунки инжекторов. После первой зоны промывки воздух отделяется от капель поглотительного раствора в сепарационной камере и далее поступает во вторую зону очистки. Во второй зоне очистки воздух проходит через два слоя расположенных по ходу его движения сеточных брызгоуловителей (демистеров). Предусматривается автоматическая промывка демистеров очищенной сточной водой или паровым конденсатом. Очищенный и охлажденный воздух за счет тяги инжектора через выхлопные трубы выходит в атмосферу. Поглотительный раствор из обеих зон промывки сливается в ванну очистного устройства и оттуда отправляется на переработку на агрегат карбамида.

Ствол башни приллирования может быть выполнен из железобетона (см. рисунок 8.13) или металлоконструкций (см. рисунок 8.14).



Рисунок 8.13 – Башня приллирования с железобетонным стволом



Рисунок 8.14 – Башня приллирования с металлическим стволом

Такие башни приллирования были построены для ПАО «Куйбышевазот», ПАО Акрон, АО «НАК «Азот», цех № 2.

8.1.1.2.2 Стриппинг — процесс в токе CO_2

Производство карбамида в цехе № 2 А АО «Невинномысский Азот» оснащено узлом кристаллизации на выходе из которого кристаллы плавят и проводят приллирование в башне.

Башня приллирования имеет железобетонный ствол диаметром 17 м и высоту полета частиц карбамида ~83–84 м. По первоначальному проекту была оснащена скребковым устройством, располагаемым в нижней части башни, для выгрузки готового продукта. Как показал опыт эксплуатации, такая конструкция башни (несмотря на увеличенную высоту полета) при температуре воздуха 17 °С при 100 %-ной нагрузке, не позволяет получать продукт с содержанием основной фракции 2–3 мм не менее 80 % и температурой гранул не более 50 – температура продукта при отгрузке насыпью (показатель регламентированный ГОСТ 2081-92). В летний период года, когда температура воздуха превышает 17 °С, температура продукта на выходе из башни достигает ~90 °С и выше. При такой температуре, кристаллизация гранул еще не завершена, и падение таких частиц на подину башни приводит к их деформации, разрушению или слипанию в конгломераты. Выгрузка готового продукта в подобных условиях приводит не только к его слеживанию, но и к изменению гранулометрического состава (увеличение доли мелкой фракции) и снижению прочности гранул.

Была проведена реконструкция нижней части башни (см. рисунок 8.15), в процессе которой осуществлен демонтаж механизма выгрузки, монтаж аппарата охлаждения гранул в КС и направляющего конуса, установлен дренажный сборник и два вентилятора для подачи атмосферного воздуха в аппарат КС.

После проведения реконструкции, которая была выполнена в период планового капитального ремонта, температура готового продукта в летний период не превышает 50 °С при грансоставе: менее 1 мм — 1 %; 1–4 мм — 99 %; 2–4 мм — 92 %; более 6 мм — отс; прочность при этом составляет 0,93 кгс/гранулу.

Взамен ротационно-дисковых абсорберов (РДА) фирмы «Хемопроект» установлены вихревые абсорберы, обеспечивающие остаточное содержание пыли карбамида 40–50 мг/нм^3.

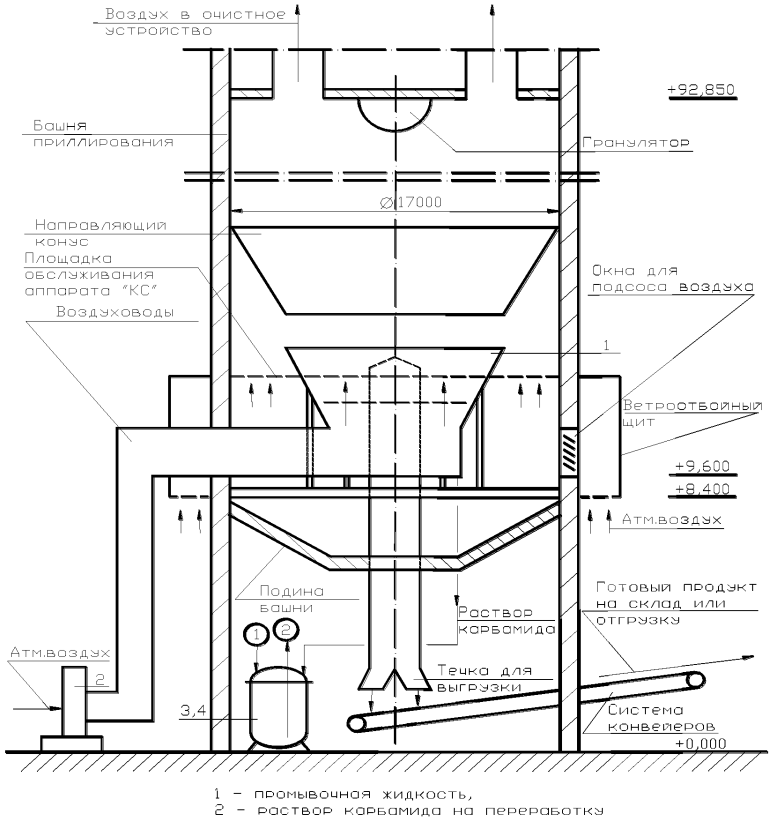


Рисунок 8.15 – Эскиз реконструированной нижней части башни приллирования в цехе № 2А

На двух агрегатах карбамида со стриппинг-процессом в токе CO_2, работающих в Череповце, построены и эксплуатируются современные башни приллирования (см. рисунок 8.12). Башня ЦПМ № 1 отличается от башни ЦПМ № 2 отсутствием вытяжных вентиляторов после очистного устройства.

8.1.1.2.3 Стриппинг-процесс в токе аммиака (автостриппинг или термический стриппинг)

Цеха карбамида по данной технологии (цех № 3 АО «НАК Азот», цех № 08, 09 ПАО Корпорация «ТольяттиАзот») построены по контрактам комплектной поставки с фирмой «Snamprogetti». Башни приллирования конструкции Snamprogetti имеют железобетонный ствол диаметром 22 м и высоту полета частиц ~50 м. В верхней части башня оснащена центробежным диспергатором для разбрызгивания расплава карбамида, а в нижней части — четырьмя транспортерами для выгрузки продукта. Имеется устройство для очистки воздуха, которое располагается внутри ствола башни (см. рисунок 8.16).

Загрязненный воздух из башни приллирования поступает в кольцевой канал А между стенкой башни и помещением для обслуживания диспергаторов. В верхней части кольцевого канала на внутренней его стенке по всему периметру расположены окна, имеющие двери. Данные окна предназначены для выведения запыленного воздуха из башни непосредственно в атмосферу, минуя очистное устройство. С другой стороны в верхней части кольцевого канала А по всему периметру расположена щель для прохода запыленного воздуха из ствола башни в очистное устройство. Очистное устройство образовано наружной кольцевой стенкой канала А, стенкой башни и дном ванны D очистного устройства. Очистное устройство разделено на две части вертикальной металлической перегородкой, не доходящей до дна ванны D. Перегородка образует внутри очистного устройства каналы В и С. По центру канала В расположены форсунки, создающие струи жидкости, за счет энергии которых обеспечивается движение воздуха через очистное устройство и его промывка. Очищенный и насыщенный влагой воздух проходит между вертикальной перегородкой и ванной и поднимается по кольцевому каналу С, в котором происходит отделение большей части капель жидкости.

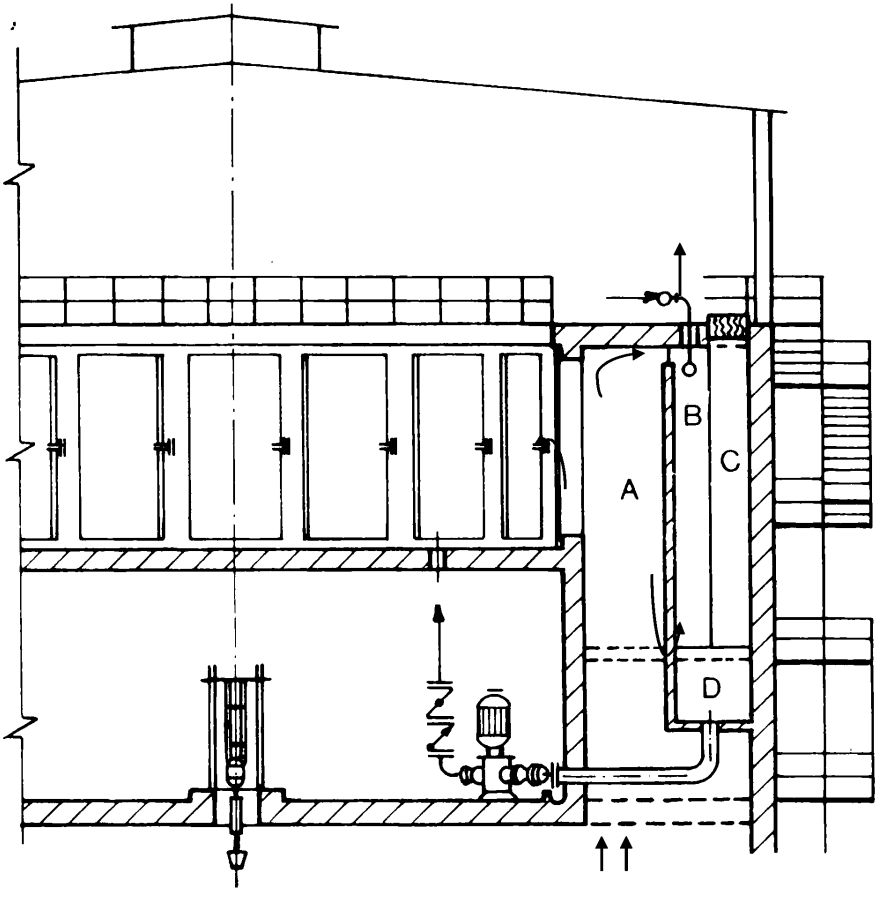


Рисунок 8.16 – Схема и конструкция очистного устройства воздуха, выходящего из башни приллирования фирмы Snamprogetti

В верхней части канала С расположены брызгоуловители для тонкой сепарации капель. Брызгоуловители промывают очищенной сточной водой. Циркуляция поглотительного раствора, подаваемого на форсунки, обеспечивается сбором раствора в кольцевом резервуаре ванны очистного устройства и его подачей центробежными насосами. Уловленный карбамид в виде раствора возвращают в технологическую схему.

По ряду причин, связанных с неэффективной конструкцией очистные устройства на таких башнях в настоящее время не эксплуатируются.

Выбросы воздуха имеют неорганизованный характер. Точки отбора запыленного воздуха на выходе из башни не оборудованы. По данным обследований эмиссия в атмосферу пыли карбамида с воздухом, отходящим из данных башен, составляет порядка 2 кг карбамида на 1 т готовой продукции.

Отключение инжекционных элементов, низкая скорость и отсутствие упорядоченного потока воздуха в башне обуславливают низкую эффективность теплообмена между

падающими каплями плава и охлаждающим воздухом. Это приводит к завышению температуры гранул карбамида (в жаркий период года — до 100 °С).

8.1.1.2.4 Технология Tecnimont

Цеха карбамида по данной технологии были построены по контракту комплектной поставки с фирмой Tecnimont в Березниках (ныне филиал «Азот» АО «ОХК» Уралхим») и в Кемерово (Кемеровское АО «Азот»).

Башня приллирования — железобетонная, прямоугольного сечения (22 × 15 м) и высотой полета прилл ~53 м (см. рисунок 8.17).

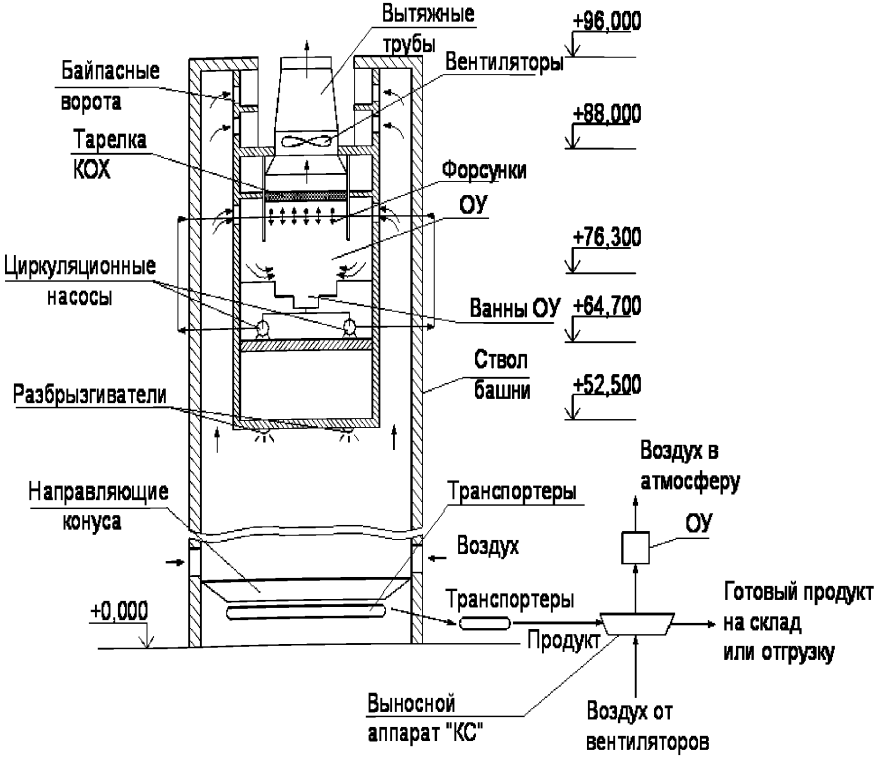


Рисунок 8.17 – Конструкция башни приллирования фирмы Tecnimont

Поскольку часть оборудования узла выпарки установлена на верху башни и там же смонтирована система очистки воздуха, выходящего из башни, то общая высота башни составляет ~96 м. Система очистки состоит из ванны, тарелки «КОСН» с клапанами, промывочных форсунок, брызгоотбойника, циркуляционных насосов и вытяжных вентиляторов. Предусмотрены два варианта работы башни: с включенной очисткой воздуха и с подачей запыленного воздуха, минуя систему очистки через два ряда «байпасных» ворот в атмосферу.

В ряде случаев система очистки воздуха из башни не эксплуатируется. Атмосферный воздух через окна, расположенные внизу башни за счет естественной тяги поступает в башню, далее, минуя очистное устройство и вытяжные вентиляторы, выбрасывается в атмосферу. Запыленный воздух из каналов от отм. +76,0 м промывается конденсатом от циркуляционных насосов, установленных на отм. +64,0 м и далее, пройдя тарелку «КОХА», также орошаемую конденсатом, направляется на всас вытяжных вентиляторов. Раствор карбамида собирается в ваннах и, по мере закрепления, направляется на доупарку.

Горячие гранулы после башни приллирования транспортерами подают на грохот, в котором отделяют мелкую (менее 1 мм) и крупную (более 4 мм) фракции. После классификации продукт обрабатывают раствором форммочевины — 80, охлаждают с 60–75 °С до 30–35 °С в выносном холодильнике с псевдоожиженным слоем и передают на склад.

Из-за низкой высоты полета гранул в башне приллирования температура продукта в месте падения составляет 80–100 °С. При движении продукта по тракту транспортировки до выносного аппарата охлаждения гранул в псевдоожиженном слое наблюдается явление разрушения гранул. Одна из действующих башен при проведении реконструкции была дооборудована встроенным аппаратом охлаждения гранул. Температура гранул на выходе из встроенного аппарата охлаждения не превышает 45 °С, содержание фракции менее 1 мм уменьшилось, а крупной фракции — увеличилось. Статическая прочность гранул возросла с 0,57–0,66 кгс/гран до 0,76 кгс/гран.

На одной из действующих башен была проведена реконструкция очистной системы с ее заменой на очистку инжекционного типа, обеспечивающую работу башни без вытяжных вентиляторов.

8.1.1.2.5 Усовершенствованный процесс «С» полного жидкостного рецикла фирмы ТЕС

Процесс реализован в г. Перми Филиал «ПМУ» АО «ОХК «УРАЛХИМ» в городе. Полученные на предыдущих стадиях кристаллы карбамида сушат и с помощью пневмотранспорта подают на верх башни приллирования, где кристаллы плавят и полученный расплав диспергируют в башне. Внутренний диаметр башни 17,5 м, высота башни ~90 м. Работа узла приллирования осуществляется по схеме, представленной на рисунке 8.18.

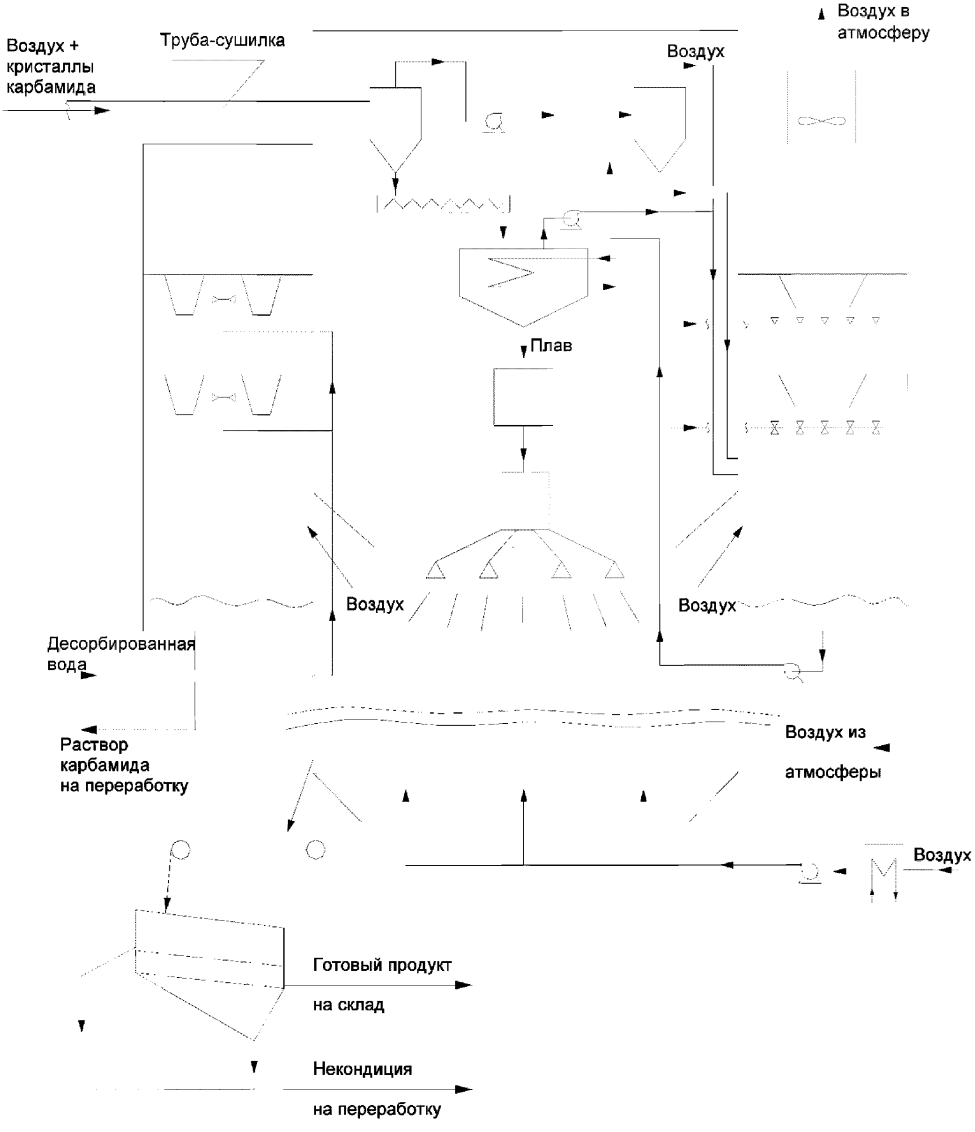


Рисунок 8.18 – Схема узла приллирования фирмы TEC

Воздушный поток с кристаллами карбамида по стволу системы пневмотранспорта поступает в циклоны, в которых происходит отделение кристаллов от воздуха. С помощью шнековых питателей кристаллы подаются в плавильник, где они расплавляются при температуре 135–142 °С. Плав карбамида, пройдя очистку от механических примесей в фильтре стекает в напорный бак, из которого равномерно распределяется на диспергаторы, с помощью которых разбрызгивается в объем башни приллирования.

В нижней части башни смонтирован аппарат охлаждения гранул в КС, на рабочей решетке которого гранулы в КС охлаждаются до температуры не более 50 °С. Атмосферный воздух с помощью дутьевого вентилятора подают в аппарат КС. При необходимости воздух подогревают в теплообменнике паровым конденсатом или теплофикационной водой. Пройдя аппарат КС, воздух попадает в ствол башни и поднимается вверх, охлаждая поток падающих частиц, после чего поступает в очистное устройство. Воздух в очистном устройстве проходит через два яруса пенополиуретановых (ППУ) фильтров и с помощью вентиляторов выбрасывается в атмосферу. ППУ фильтры орошают технологическим конденсатом. Воздушный поток из циклонов, содержащий пыль карбамида, направляют в «мокрые» циклоны, в которых происходит поглощение пыли раствором карбамида из ванны ОУ, подаваемым циркуляционными насосами. Раствор карбамида из циклонов стекает в ванну ОУ. Полученный раствор из ванны ОУ отводят в технологическую схему на переработку.

8.1.1.2.6 Установки грануляции в кипящем слое

Если в процессе приллирования сразу на выходе диспергатора из расплава формируются сферические капли, которые, застывая в свободном падении, превращаются в гранулы, размер которых определен диаметром отверстий истечения, то при грануляции при движении частиц в КС происходит постепенное увеличение их размера за счет многократного наслаивания пленок, формируемых из осаждающихся на частицах капель раствора. В отличии от процесса приллирования, который осуществляется только из высококонцентрированного плава, процесс грануляции в КС проводят из 96–98 % раствора карбамида.

Разновидностью процесса грануляции в КС является грануляция с фонтанирующим слоем, в которой КС формируется вокруг фонтанирующего слоя (см. рисунок 8.19). Такая установка мощностью 1400 т/сут работает в цехе № 24 производства карбамида ООО «Газпром нефтехим Салават». Установка работает на 96 % растворе карбамида (см. рисунок 8.20). Для получения меньшего размера капель, что позволяет иметь большую площадь поверхности, контактирующую с фонтанирующим горячим воздухом и более тонкую пленку на поверхности частиц затравки, применяют многоканальные распылители. Раствор карбамида через многоканальные распылители подают в гранулятор, где в фонтанирующих слоях капельки раствора оседают и затвердевают на затравочных частицах. Увеличенные гранулы охлаждаются псевдоожижающим воздухом во внутренних КС гранулятора. Поскольку рост размера частиц в грануляторе происходит за счет многократного наслаивания пленок, формируемых из капель раствора, осаждающихся на частицах, то гранулы получаются неодинакового размера и неправильной формы. Поэтому полученные гранулы классифицируют. Товарная фракция идет на дополнительное охлаждение атмосферным воздухом в аппарате КС. Мелкая фракция возвращается в гранулятор в качестве затравок. Крупную фракцию измельчают в дробилке и направляют в гранулятор вместе с мелкой фракцией.

Запыленный воздух из гранулятора промывают в пылеулавливающем скруббере мокрого типа. Полученный водный раствор карбамида направляют на рекуперацию на установку карбамида.

Потребление установкой материалов и энергоресурсов показано в таблице 8.20.

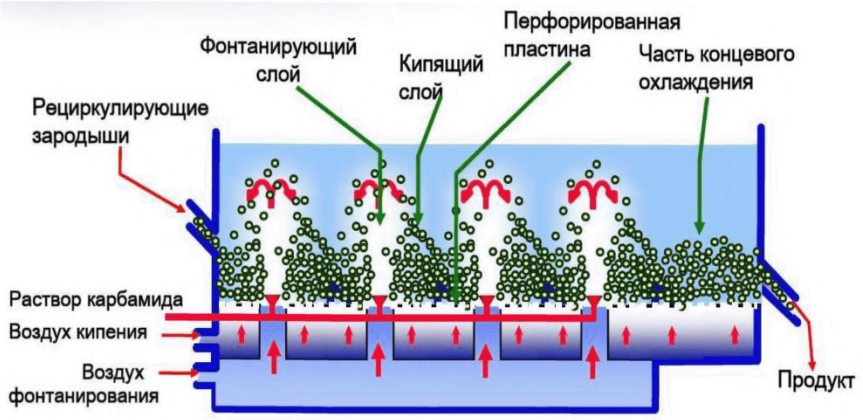


Рисунок 8.19 – Гранулятор с фонтанирующим КС фирмы TEC

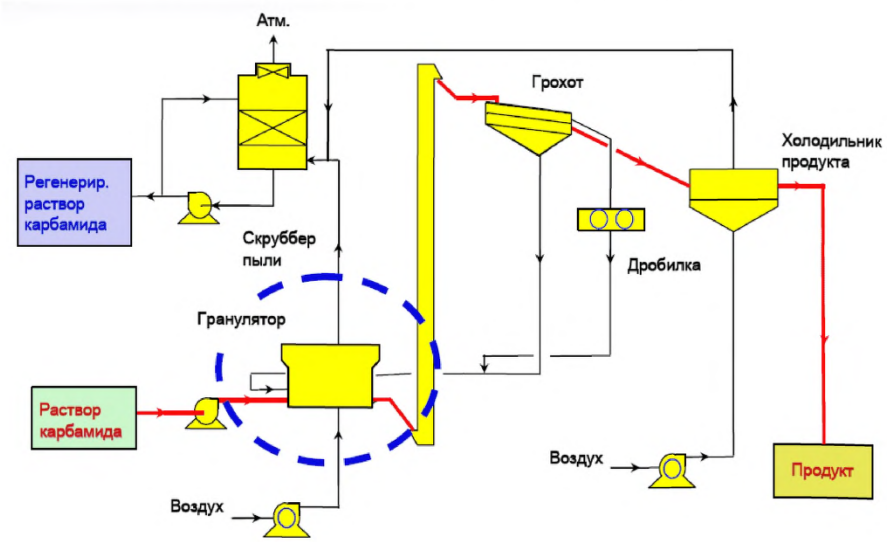


Рисунок 8.20 – Принципиальная технологическая схема процесса грануляции TEC

Таблица 8.20 – Энергопотребление и потребление материалов процесса грануляции в КС ТЕС

№ п/п	Наименование показателя	Единица измерения	Удельный расходный коэффициент
1	Электроэнергия	кВтч/т	18–25
2	Пар, Р = 5 кгс/см^2, насыщ	Т/т	0,03
3	Охлаждающая вода	—	—
4	Дополнительная вода для пылеуловителя	т/т	0,2
5	Формальдегид	кг/т	4,5
6	45 %-ный раствор карбамида для утилизации в технологической схеме	т к-да/т	0,03

Показатели качества готового продукта — гранулированного карбамида — приведены в таблице 8.21.

Таблица 8.21 – Показатели качества гранулированного карбамида, получаемого на установке с фонтанирующим слоем фирмы ТЕС

№ п/п	Наименование показателя	Единица измерения	Типичные численные показатели
1	Содержание общего азота	% масс	46,1
2	Содержание биурета	% масс	0,7
3	Содержание воды	% масс	0,2
4	Содержание формальдегида	% масс	0,45
5	Размер гранул 2–4 мм	% масс	95
6	Прочность гранулы (на гранулу Ø3 мм)	Кгс/гран	3,5

Принципиальная схема установки гранулирования карбамида по технологии Stamicarbon показана на рисунке 8.21.

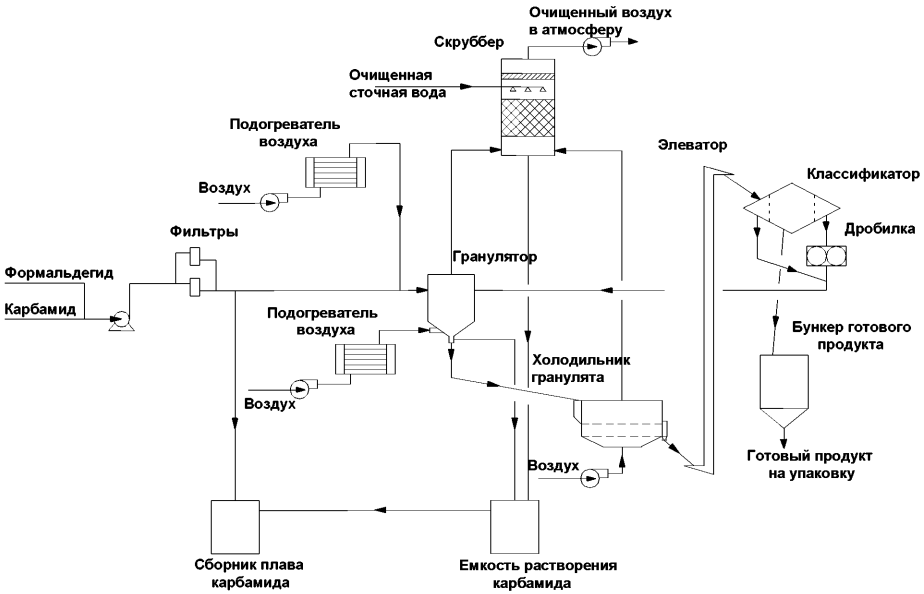


Рисунок 8.21 – Схема гранулирования карбамида по технологии Stamicarbon

Раствор карбамида с концентрацией 98,5 масс. % вводят в гранулятор. В качестве антислеживателя в трубопровод всаса насосов плава подается карбамидоформальдегидная смола или карбамидоформальдегидный концентрат.

Состав карбамидоформальдегидной смолы или карбамидоформальдегидного концентрата (далее — КФС/КФК) до добавления в поток плава карбамида:

- карбамид 20,0 % общ. веса;
- H_2O 26,0 % общ. веса;
- формальдегид 54,0 % общ. веса.

Линия подачи плава от насосов до гранулятора оборудована паровой рубашкой для предотвращения кристаллизации карбамида.

Давление пара в рубашку регулируется клапаном (0,18–0,23 МПа) для поддержания температуры пара близкой к температуре плава, с целью уменьшения образования биурета.

Для предотвращения забивки форсунок гранулятора, на линии подачи плава, установлены фильтры плава карбамида подключенные параллельно.

Плав карбамида с нагнетания насосов, после фильтров, подается в гранулятор, а при работе на циркуляции в емкость плава карбамида.

Кроме плава к нагнетательным головкам подается воздух от нагнетателя воздуха распыления, подогретый в нагревателе воздуха распыления до температуры (135–144) °С. Воздух необходим для распыления плава через форсунки в псевдоожиженном слое гранулятора. Высокая температура воздуха требуется для предотвращения кристаллизации карбамида в распылительных форсунках и нагнетательных головках.

Для работы в зимних условиях на всасе нагнетателя воздуха распыления установлен дополнительный подогреватель воздуха.

Воздух для создания «псевдоожиженного» слоя в грануляторе подается вентилятором гранулятора. На всасе вентилятора установлен дополнительный подогреватель воздуха, который предназначен для поддержания температуры подаваемого воздуха не менее минус 10 °С.

Воздух, выходящий из верхней части гранулятора с температурой (90–110) °С, попадает в скруббер гранулятора. В линию воздуховода после гранулятора через форсунку периодически подается сточная вода для его промывки.

Полученный продукт грануляции с температурой (80–105) °С, проходит через решетку, где происходит удаление крупных частиц размером более 10 мм. Крупные частицы и комки подаются по течкам в емкость для растворения карбамида. Просеянный продукт после решетки спекшихся гранул, поступает в холодильник гранулята и далее направляется на классификацию, после которой целевая фракция направляется на склад готовой продукции.

Рециркулирующий поток (ретур) твердых материалов, содержащий мелкую фракцию и дробленые частицы, подается через два входных отверстия в гранулятор. В секции грануляции на ретур напыляется расплав карбамида. По мере того как гранулы движутся через секции грануляции, их размер постоянно увеличивается путем добавления слоев, достигая необходимый размер. После грануляции продукт попадает в камеру охлаждения, где происходит затвердевание и удаление пыли с гранул перед последующей обработкой.

Потребление материалов и энергетических средств процесса показаны в таблице 8.22.

Таблица 8.22 – Потребление материалов и энергетических средств процесса гранулирования Stamicarbon

№ п/п	Наименование показателя	Единица измерения	Удельный расходный коэффициент
1	Электроэнергия	кВтч/т	38
2	Пар низкого давления P=4 бар P=12 бар	 кг/т кг/т	 11 21
3	Технологическая вода	т/т	0,15
4	Охлаждающая вода	—	Отсутствует
5	Исходный раствор карбамида	масс. %	98,5
6	Возврат пыли	кг/т	69

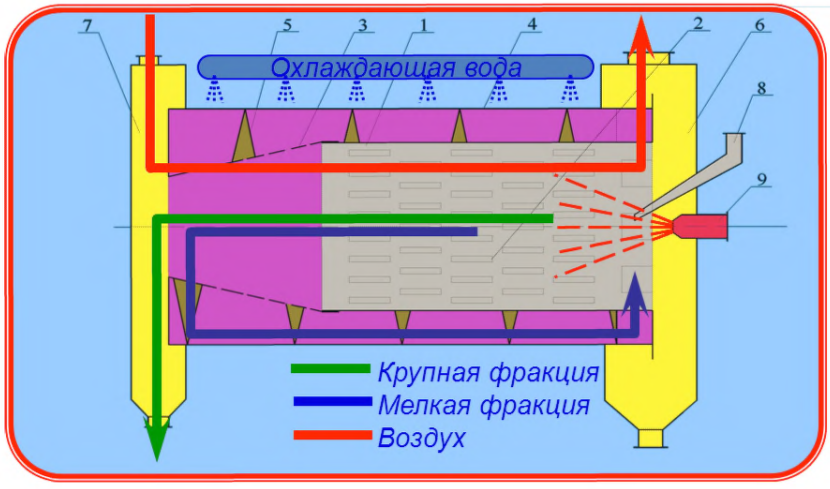
При грануляции в КС создаются условия для образования пыли: из высыхающих мелких капель раствора, уносимых воздухом из зоны формирования гранул; в процессе истирания гранул при классификации полученных гранул, при размалывании крупной фракции, а также при транспортировке ретура в гранулятор. Значительная часть пыли осаждается на внутренней поверхности технологического оборудования и внутренней поверхности газоходов. Все это приводит к необходимости проведения периодической чистки оборудования и промывки газоходов, что требует остановки узла грануляции.

После промывок в технологическую схему поступают дополнительные количества слабых растворов карбамида, переработка которых создает дополнительную нагрузку на узлы выпаривания.

Одним из недостатков грануляции в КС является обязательная подача в раствор карбамида формальдегид-содержащей добавки, которая в своем составе имеет канцерогенное вещество — формальдегид. Кроме того, малые скорости движения раствора карбамида по большому количеству трубопроводов приводят к увеличению времени пребывания при температуре ~140 °С и дополнительному образованию биурета, реакция образования которого идет с выделением аммиака. Условия в грануляторе также способствуют дополнительной десорбции аммиака из раствора карбамида. Удельные выбросы с этих установок превышают удельные выбросы из узла приллирования.

8.1.1.2.7 Гранулирование в скоростном барабанном грануляторе (СБГ)

Метод гранулирования с кристаллизацией на поверхности частиц можно осуществлять не только в псевдоожиженном (кипящем) слое. Совмещение процессов кристаллизации на поверхности частиц с процессами окатывания и сушки в одном аппарате дает дополнительные преимущества.



1 — внутренний барабан; 2 — транспортирующая насадка; 3 — классификатор; 4 — наружный барабан; 5 — обратный шнек; 6 — камера загрузки; 7 — камера выгрузки; 8 — загрузочная труба; 9 — форсунка

Рисунок 8.22 – Принципиальная конструкция СБГ

Скоростной барабанный гранулятор (СБГ) состоит (см. рисунок 8.22) из внутреннего барабана с насадкой на его поверхности, классификатора и дополнительного наружного барабана. В межбарабанном пространстве расположен шнек. С обоих концов оба скрепленных между собой барабана имеют неподвижные камеры загрузки и выгрузки. На стенке передней камеры загрузки установлена загрузочная труба и форсунка.

СБГ работает следующим образом. Гранулы или кристаллы продукта, подлежащие обработке жидким компонентом, поступают в основной барабан на насадку. Одновременно в переднюю часть основного барабана на завесу из гранул с помощью форсунки распыляется жидкий компонент (это может быть плав, раствор или пульпа). Лопасти насадки при вращении барабана непрерывно поднимают и выбрасывают продукт в поперечном сечении барабана, образуя при этом плотную и равномерную завесу обрабатываемого материала по всему сечению внутреннего барабана. В результате весь продукт многократно подвергается обработке распыляемым агентом. После обработки жидкой фазой гранулированный продукт поступает в классификатор, где отделяется мелкая его фракция, которая подхватывается шнеком, и подается во внутренний барабан. Готовый продукт из классификатора выгружается в камеру выгрузки.

Мелкая фракция гранул, возвращенная во внутренний барабан, вновь подается в завесу для обработки жидкой фазой.

Этот цикл увеличения размеров гранул до заданного, регулируется классификатором и проводится многократно.

На основании данного аппарата была разработана и внедрена промышленная установка кондиционирования приллированного карбамида (увеличение размеров приллированного карбамида в процессе гранулирования раствора карбамида путем нанесения его на мелкую фракцию приллированного карбамида) в скоростном барабанном грануляторе в производстве карбамида Кемеровского АО «Азот». Данная установка (см. рисунок 8.23) рассчитана на производительность 500 т/сут по готовому продукту и предназначена для кондиционирования гранул карбамида размером менее 2 мм и улучшения качества товарного продукта.

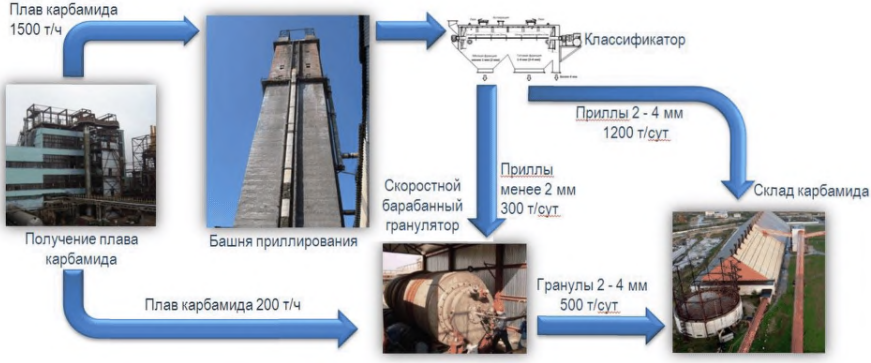


Рисунок 8.23 – Блок-схема реконструкции узла получения готового продукта с использованием СБГ

Приллированный карбамид после башни приллирования транспортерами подается в классификатор, в котором происходит рассев продукта по фракциям менее 2 мм — мелкая фракция, 2–4 мм — товарная фракция, и более 4 мм — крупная фракция. Крупные приллы по существующей схеме направляются на растворение, а товарная фракция продукта направляется на охлаждение в аппарат охлаждения в КС. Мелкие приллы направляются в СБГ для кондиционирования.

Одновременно в переднюю часть внутреннего барабана на завесу из гранул распыляется раствор/расплав с помощью форсунки, поступающий от существующих насосов с гранбашни, в количестве 100 т/сут на каждый барабанный гранулятор в пересчете на готовый продукт. Перед подачей в СБГ плав разбавляется паровым конденсатом до концентрации 96–98 % в узле смешения.

В результате весь продукт многократно подвергается обработке распыляемым раствором/расплавом, вследствие чего укрупняется. По мере выгрузки продукта из барабанных грануляторов осуществляется постоянная дозировка мелкой фракции прилированного карбамида из дозировочного бункера в СБГ.

Процесс кристаллизации карбамида из раствора протекает с выделением тепла, поэтому для поддержания требуемого температурного режима в СБГ предусматривается следующее:

- охлаждение внешней поверхности корпусов СБГ оборотной водой;
- подача атмосферного воздуха в СБГ с температурой 20–35 °С.

Для подачи воздуха в СБГ устанавливаются дутьевые вентиляторы, а для подогрева воздуха в холодный период года паровые калориферы. Для сбора и отвода использованной оборотной воды предусмотрены сборники и насосы.

Отработанный воздух из СБГ, содержащий аммиак и пыль карбамида, направляется на очистку в существующий пылеуловитель мокрого типа. Раствор карбамида из узла растворения и из пылеочистной системы по существующей схеме направляется в узел вакуум-выпарки.

Кондиционированный карбамид из установки СБГ смешивается с товарной фракцией приллированного карбамида.

8.1.1.2.8 Производство гранулированного карбамида с серой

В цехе «Карбамид-2» АО «НАК «Азот» организовано отделение производства гранулированного карбамида с серой. Мощности производства по видам выпускаемых марок представлены в таблице 8.23.

Таблица 8.23 – Мощности производства карбамида с серой различных марок

Марка карбамида	Проектная мощность, тыс. т/год	Фактический выпуск в 2018 году, тыс. т/год
UAS 4 (содержание серы 4 %)	160,32	19,616
UAS 7,5 (содержание серы 7,5 %)	195,056	18,063
UAS 12 (содержание серы 12 %)	200,4	1,553

Блок-схема отделения производства карбамида с серой представлена на рисунке 8.24.

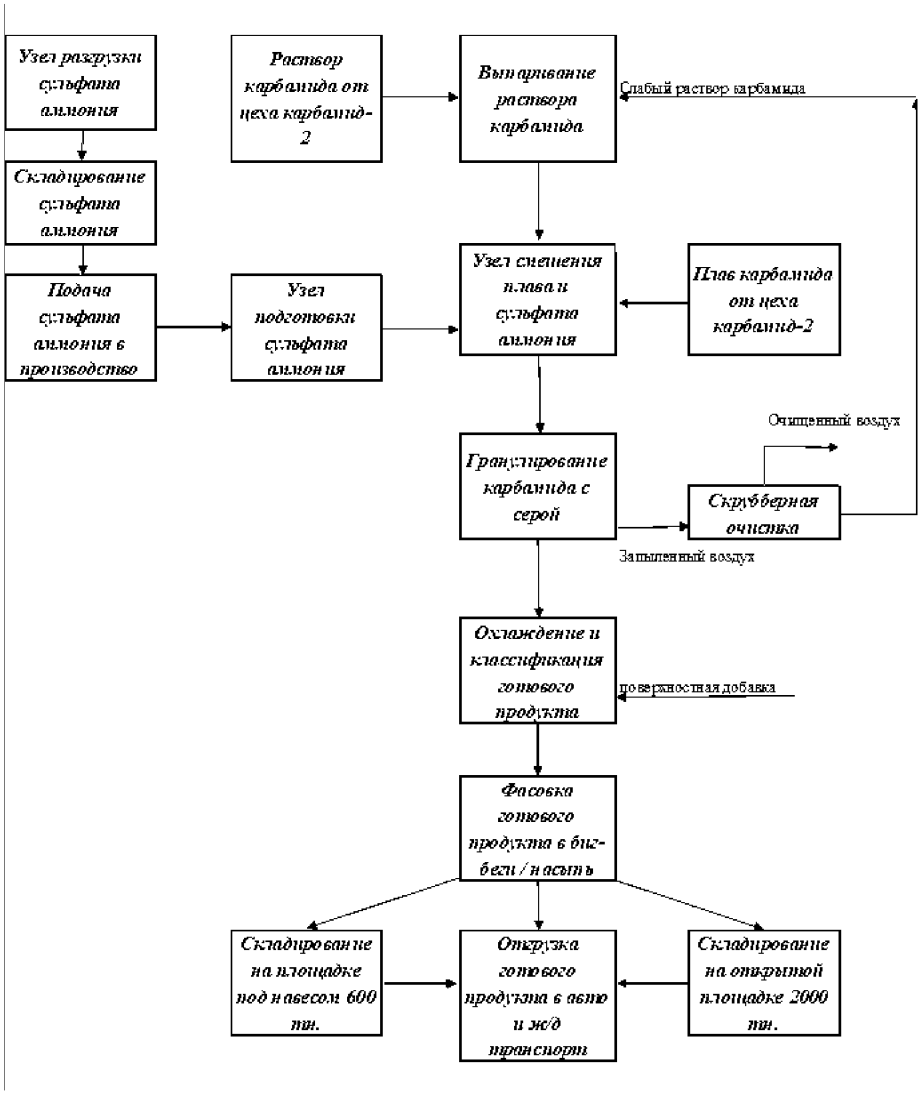


Рисунок 8.24 – Блок-схема отделения производства карбамида с серой

Сырьем для получения гранулированного карбамида с серой служат сульфат аммония кристаллический, 70 % раствор карбамида и 98 % плав карбамида от цеха карбамид-2.

Производство гранулированного карбамида с серой состоит из следующих стадий:

- Прием плава и раствора карбамида из отделения «Переработка» цеха Карбамид-2;
- Транспортировка, подготовка, подогрев кристаллического сульфата аммония;
- Смешение плава карбамида с подогретым сульфатом аммония;
- Грануляция полученной суспензии в грануляторе кипящего слоя;
- Классификация и охлаждение готового продукта;
- Фасовка готового продукта;

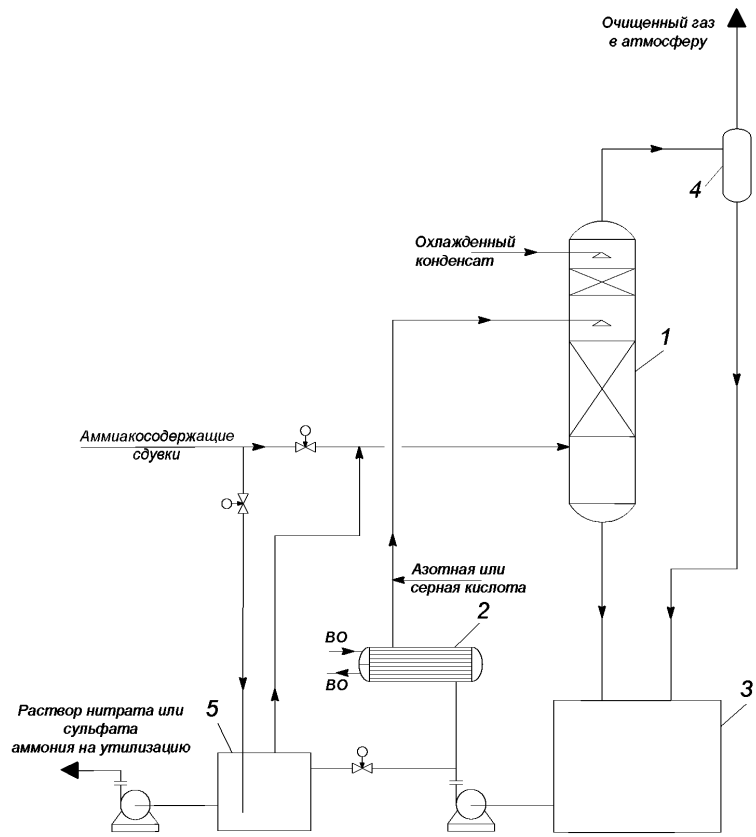
- Склад и погрузка карбамида.

8.1.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду

8.1.2.1 Выбросы в атмосферу и пути их сокращения

Основными источниками газовых выбросов являются сдувочные газы отделений дистилляции и концентрирования растворов, а также потоки отходящего воздуха из узлов получения твердых форм готового продукта.

Очистку отходящих газов от аммиака осуществляют путем абсорбции водными растворам при высоком среднем и низком давлениях и давлении близком к атмосферному. Для тонкой очистки отходящих газов от примеси аммиака применяют кислотную промывку. Наибольшее распространение получили установки кислотного улавливания с использованием азотной кислоты. Один из вариантов современной схемы узла кислотного улавливания приведен на рисунке 8.25.



1 — скруббер; 2 — холодильник; 3 — сборник нитрата (или сульфата) аммония; 4 — сепаратор-каплеотделитель; 5 — донейтрализатор

Рисунок 8.25 – Принципиальная схема современного узла кислотного улавливания

Рациональной конструкцией скруббера является аппарат колонного типа с двумя зонами контакта. Обе зоны оснащаются массообменными насадками. Нижнюю зону орошают циркулирующим раствором нитрата (или сульфата), содержащим свежую кислоту. В этой зоне осуществляется связывание основного количества аммиака из смеси газов. Верхняя зона орошается конденсатом и служит для охлаждения газа и предотвращения уноса брызг кислоты и раствора нитрата (или сульфата) аммония с уходящими газами. Наибольшее влияние на эффективность работы узла кислотного улавливания оказывает температура циркулирующего раствора.

Узлы кислотного улавливания изначально входили в состав проекта большинства агрегатов карбамида на территории России и стран СНГ. В настоящее время действуют установки кислотного улавливания на следующих производствах карбамида:

- КАО «Азот» (г. Кемерово) (подача серной кислоты);
- ПАО Акрон (г. Великий Новгород), агрегаты № 1–4, агрегат № 5 (подача азотной кислоты);
- ПАО «Куйбышевазот» (г. Тольятти) (подача азотной кислоты).

Сравнительный анализ показателей работы современных установок кислотного улавливания, приведен в таблице 8.24.

Таблица 8.24 – Перечень технологий кислотного улавливания аммиака в выбросах производства карбамида

№ п/п	Наименование технологического узла	Тип поглотителя	Фирма-разработчик
1	Узел гранулирования	H_2SO_4 HNO_3	UFT
2	Узел приллирования	H_2SO_4	PROZAP, Польша
3	Узел гранулирования (приллирования)	H_2SO_4	ENICHEM AGRICOLTURA S.p.A
4	Узел гранулирования	H_2SO_4 HNO_3	Uhde Fertilizer Technology B.V
5	Узел абсорбции сдувочных газов	HNO_3	АО «НИИК»

Отработанным перспективным решением является строительство новых или реконструкция существующих башен приллирования там, где это необходимо.

Метод очистки воздуха от пыли карбамида по своей эффективности, превосходит другие методы, используемые в производстве карбамида, при значительно более низком удельном уровне энергетических затрат. Что касается величины конечной концентрации пыли после очистки, то достигнутая в промышленных условиях после инжекционного пылеочистного устройства величина 4–10 мг/нм^3 значительно ниже допустимых норм выбросов пыли карбамида, установленных в других странах и гарантийных показателей зарубежных разработчиков очистных устройств (см. таблицу 8.25).

Таблица 8.25 – Предельные нормы выбросов, установленные в зарубежных странах после башен приллирования и установок грануляции в пересчете на аммиак

Величины предельной нормы, мг/нм^3			Страна, наименование нормативного документа
Аммиак	Карбамид	Общий аммиак	
50	28,3	78,3	EFMA BAT Booklet (2001)
3–35	8,5–31	11,5–66	EV BREF LVIC (2007)
30	17	47	UAE (2011)
< 15	5,7	< 20,7	США (2013)

Инжекционный метод очистки имеет следующие преимущества:

- простота;
- модульность построения для создания любой нужной производительности по газу;
- низкое гидравлическое (аэродинамическое) сопротивление, инжектор сам является побудителем расхода газа.

К настоящему времени построено более двух десятков башен приллирования в производствах карбамида России, Украины, Белоруссии, Литвы, Узбекистана, Алжира (см. таблицу 8.26).

Таблица 8.26 – Современные башни приллирования с инжекционной очисткой

Место расположения	Год пуска	Продукт	Производство карбамида, тыс. т/год
Невинномысск (реконструкция)	2011	Карбамид	450
Череповец	2011	Карбамид	450
Ферталж (Алжир)	2010	Карбамид	400
Новгород (реконструкция)	2007	Карбамид	500
Новомосковск (реконструкция)	2005	Карбамид	400
Череповец	1998	Карбамид	400
Невинномысск (реконструкция)	1997	Карбамид	330
Горловка (реконструкция)	1997	Карбамид	570

Горловка	1993	Карбамид	330
Гродно	1987	Карбамид	330
Тольятти	1986	Карбамид	270
Северодонецк	1986	Карбамид	270
Новгород	1986	Карбамид	270
Гродно	1986	Карбамид	270
Ионава	1986	Карбамид	270
Северодонецк	1986	Карбамид	330
Днепродзержинск	1986	Карбамид	330
Фергана	1986	Карбамид	330
Чирчик	1986	Карбамид	270
Одесса	1985 1986	Карбамид	330

В таблице 8.27 приведены данные по выбросам аммиака в атмосферу для рассматриваемых технологий производства карбамида. Они сгруппированы по принципу «Основная технология + Технология получения готового продукта».

Таблица 8.27 – Потери аммиака с выбросами в атмосферу, кг/т готового продукта по данным анкет

№ п/п	Технология	От всех стадий производства		
		Мин.	Макс.	Среднее
Полный жидкостный рецикл				
1	Stamicarbon (АК-70) с полной или частичной реконструкцией URECON®2006 + новая или реконструированная башня	0,028	1,81	0,808
2	Stamicarbon (АК-70) с незамкнутым циклом без усовершенствований + старая башня и грануляция	10,9	11,299	11,1
3	ТЕС + старая башня	1,053	2,37	1,82
Стриппинг в токе CO_2				
4	Стриппинг в токе CO_2 + новая башня	0,498	0,873	0,691
5	Стриппинг в токе CO_2 + старая башня	0,8	0,886	0,8
6	Стриппинг в токе CO_2 + грануляция	0,484	2,13	1,1
Автостриппинг (в токе NH_3)				
7	Автостриппинг + старая башня	0,456	2,326	1,39
8	Автостриппинг + грануляция	0,535	1,444	0,99
Tecnimont				
9	Tecnimont + старая башня	0,047	2,25	1,15
Карбамид с серой на основе карбамида и сульфата аммония				
	Карбамид с серой на основе карбамида и сульфата аммония с использованием аппаратов КС	1,01	1,01	1,01

8.1.2.2 Обращение со сточными водами

В результате химического процесса, взаимодействия аммиака и диоксида углерода, не образуются новые вещества, представляющие опасность для окружающей среды. Вода, получаемая в соответствии с уравнением реакции (0,3 т/т), и выделенная из раствора, после узла выпаривания, содержит незначительные примеси аммиака и карбамида. При использовании современных технологий, десорбции аммиака и гидролиза карбамида на аммиак и диоксид углерода, очищенная сточная вода с содержанием аммиака и карбамида от 1 до 5 мг/л, может быть использована на водоподготовке для получения котловой воды или на подпитке водооборотного цикла. Никаких других отходов в производстве карбамида не образуется.

8.1.2.2.1 Типовые схемы очистки сточных вод производства карбамида

Существует несколько типовых схем очистки сточных вод производства карбамида:

- десорбция в одну ступень;
- десорбция в две ступени;
- двухступенчатая десорбция и гидролиз;
- двухступенчатая десорбция и гидролиз с узлом конденсации.

Десорбция в одну ступень (см. рисунок 8.26).

Конденсат сокового пара из отделения выпарки, содержащий 0,03 % карбамида, до 7 % аммиака и до 2 % диоксида углерода собирается в сборнике. Из сборника сточная вода через рекуперативный теплообменник подается в десорбер. В десорбере происходит отгон аммиака, диоксида углерода и паров воды из сточной воды при давлении 0,08–0,1 МПа и температуре 112 – 125 °С. Подогрев сточной воды в кубе десорбера может осуществляться за счет подачи водяного пара как в выносной кипятильник, так и непосредственно в виде подачи «острого» водяного пара. Подогрев сточной воды, входящей в десорбер осуществляется в рекуперативном теплообменнике за счет тепла очищенной сточной воды, выходящей из куба десорбера. Далее очищенная сточная вода передается на очистные сооружения. После отгонки аммиака и диоксида углерода в очищенной сточной воде содержание аммиака составляет не более 200 мг/л и карбамида не более 400 мг/л.

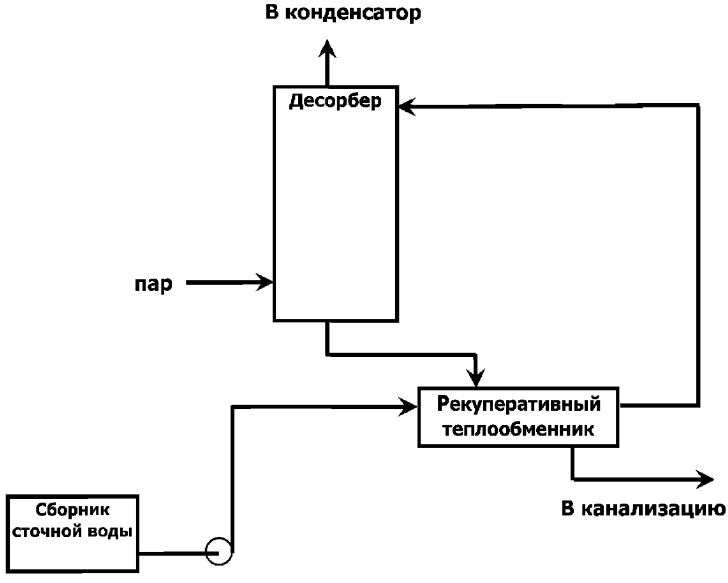


Рисунок 8.26 – Принципиальная схема десорбции аммиака в одну ступень

Степень очистки сточных вод по данной схеме достаточно низкая. Кроме того, на таких установках не происходит очистки от карбамида.

Десорбция в две ступени (см. рисунок 8.27)

Конденсат сокового пара из отделения выпарки, содержащий до 0,5 % карбамида, до 6 % аммиака и до 2 % диоксида углерода собирается в сборнике. Из сборника сточная вода через рекуперативный теплообменник подается в десорбер I ступени. В десорбере происходит отгон аммиака, диоксида углерода и паров воды из сточной воды под избыточным давлением 0,25–0,35 МПа (давление второй ступени дистилляции) и температуре 125–135 °С. Газы десорбции отправляются в конденсатор II ступени дистиляции или передаются в смежные цех. Подогрев сточной воды в кубе десорбера I ступени осуществляться за счет подачи водяного пара в выносной кипятильник. Подогрев сточной воды, входящей в десорбере I ступени осуществляется в рекуперативном теплообменнике за счет тепла сточной воды выходящей из куба десорбера. Далее сточная вода передается на II ступень десорбции. В десорбере II ступени происходит окончательный отгон аммиака, диоксида углерода и паров воды при атмосферном давлении. Подогрев сточной воды в кубе десорбера II ступени осуществляться за счет подачи водяного пара в выносной кипятильник. Газовая фаза из десорбера II ступени направляется в абсорбер работающий под атмосферном давление. Далее очищенная сточная вода пройдя через холодильник передается на очистные сооружения. Сточные воды последовательно проходили десорберы I и II ступеней, после чего содержание аммиака в стоках составляло до 50–100 мг/л и карбамида до 5 г/л.

Недостатком данной схемы является отсутствие очистки сточных вод от карбамида, количество которого в стоках практически не изменяется.

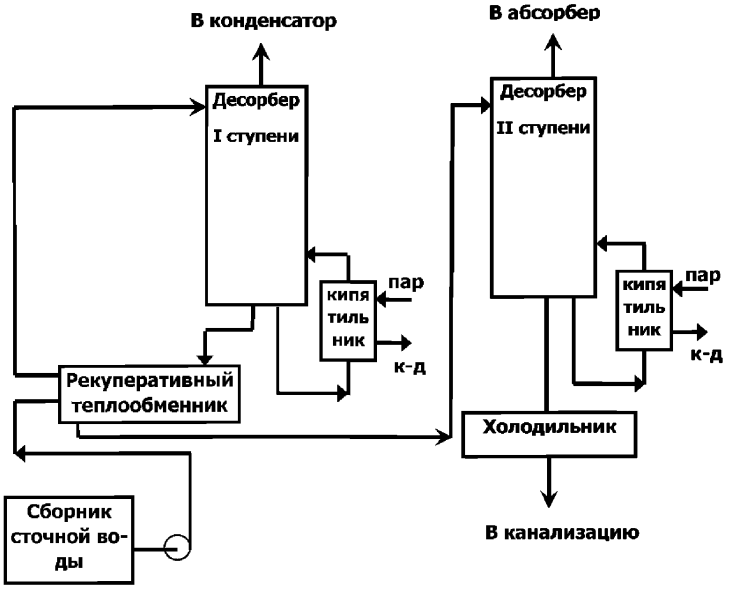


Рисунок 8.27 – Принципиальная схема очистки сточных вод десорбцией в две ступени

Двухступенчатая десорбция и гидролиз (см. рисунок 8.28)

Отличие от схемы двухступенчатой десорбции заключается в том, что после I ступени десорбции сточная вода направляется на гидролиз, а далее на II ступень десорбции где происходит окончательная отгонка аммиака, диоксида углерода и воды.

Гидролиз карбамида осуществляется под давлением 1,7–2,0 МПа при температуре 190–200 °С.

В гидролизере сначала происходит реакция изомеризации карбамида в цианат аммония, который в дальнейшем подвергается гидролизу:

$CO(NH_2)_2 \leftrightarrow NH_4OCN$ (1);

$NH_4OCN + 2H_2O \leftrightarrow (NH_4)_2CO_3$ (2).

При этом цианат аммония в водном растворе диссоциирует на ионы:

$NH_4OCN \leftrightarrow NH_4^+ + NCO^-$ (3),

и ионы NCO^- подвергаются гидролизу:

$NCO^- + 2H_2O \leftrightarrow NH_4^+ + CO_3^{2-}$ (4).

Применение такой схемы позволяло очистить сточные воды от карбамида до 150–300 мг/л, снизить содержание аммиака до 50–100 мг/л.

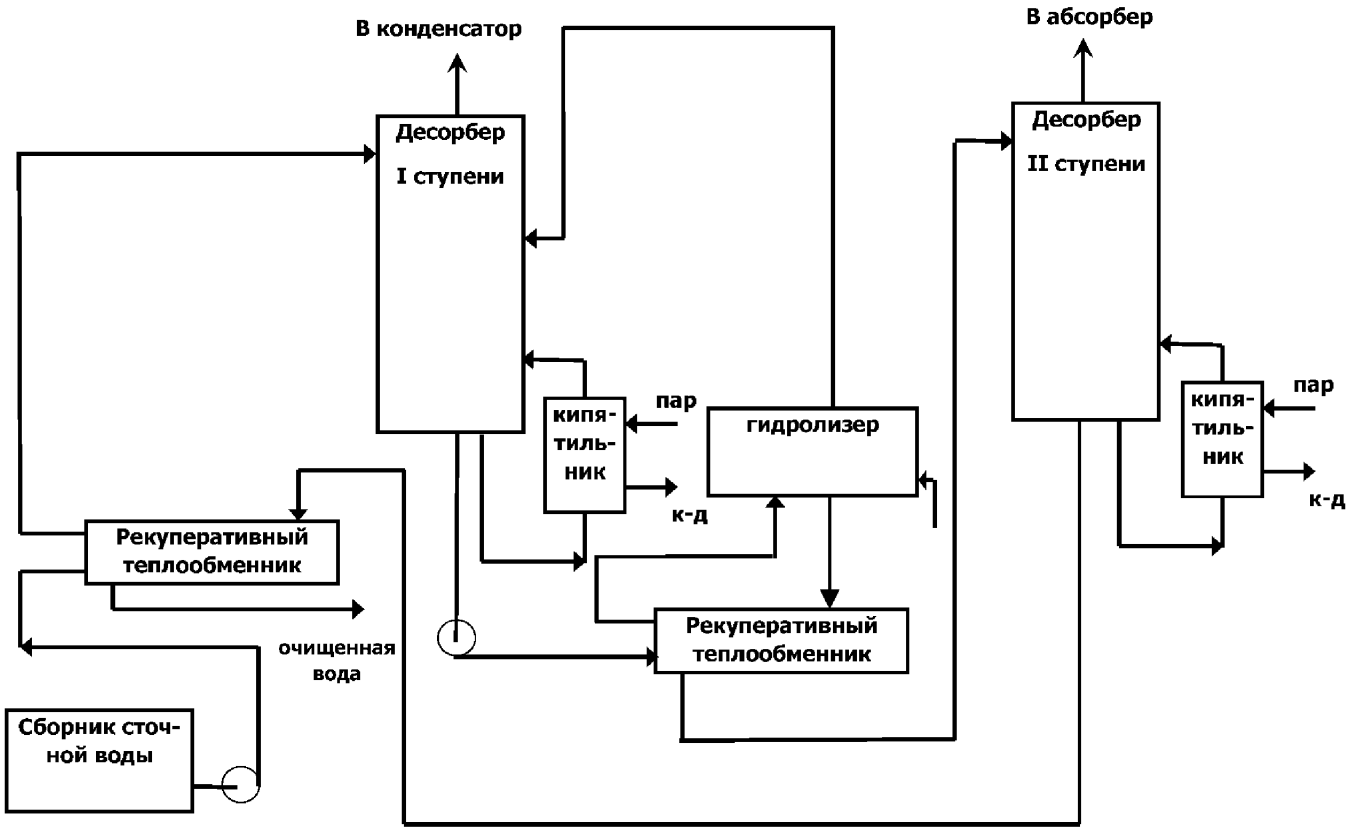


Рисунок 8.28 – Принципиальная схема очистки сточных вод с двухступенчатой десорбцией и гидролизом

Двухступенчатая десорбция и гидролиз с узлом конденсации (см. рисунок 8.29)

Отличие от схемы двух ступенчатой десорбции с гидролизом заключается в установке отдельного конденсатора для газов десорбции. Данное решение позволяет держать давление в конденсаторе, отличное от давления узла рецикла, что облегчает эксплуатацию данных узлов и позволяет в каждом узле держать то давление, которое является оптимальным. Раствор карбамата (сконденсировавшиеся пары воды, аммиака и диоксида углерода) откачивается из конденсатора насосом в конденсатор узла рециркуляции. Часть раствора с нагнетания насоса подается на орошение в верхнюю тарелку десорбера I ступени.

В зависимости от расхода и температуры раствора УАС, подаваемого на орошение десорбера I ступени, изменяется температура ПГС на выходе из десорбера, а, следовательно, и массовая доля воды, что позволяет уменьшить рецикл воды в узел синтеза. Давление в конденсаторе и десорбере регулируется сбросом газа в абсорбер работающий под атмосферным давлением.

Применение такой схемы позволяет получить сточные воды с содержанием аммиака и карбамида в очищенной сточной воде на уровне не более 2 ppm (мг/л).

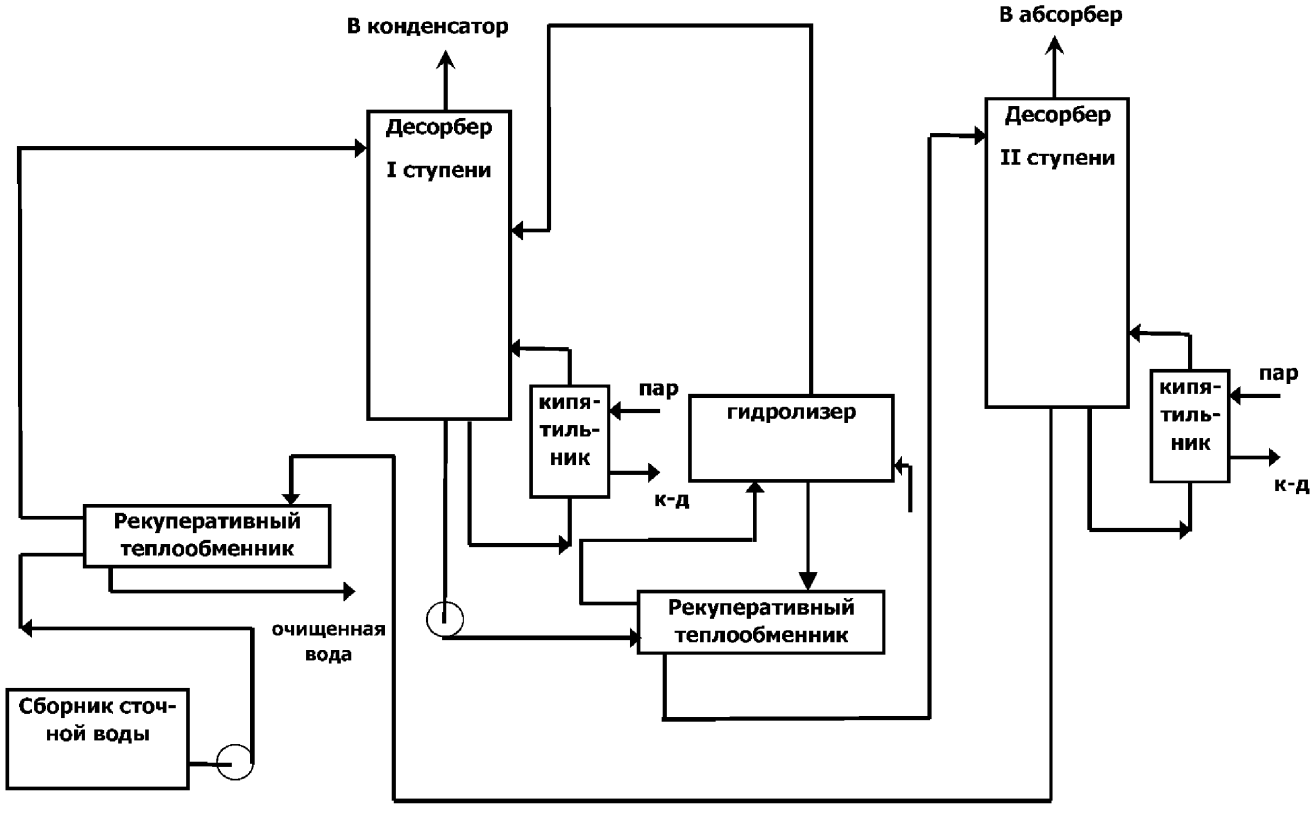


Рисунок 8.29 – Принципиальная схема очистки сточных вод с двухступенчатой десорбцией и гидролизом с узлом конденсации

Из приведенных выше описанных схем наилучшие показатели очистки сточных вод производства карбамида достигаются по схеме «Очистка сточных вод с двухступенчатой десорбцией и гидролизом с узлом конденсации».

Экологические преимущества схемы:

- возможность повторного использования очищенной технологической сточной воды (например, в качестве подпиточной воды водооборотного цикла);
- независимость работы цеха карбамида от смежных цехов (газы десорбции утилизируются в производстве карбамида);
- возврат аммиака и карбамида в виде раствора карбамата в технологию;
- отсутствие выброса аммиака и карбамида с производства карбамида в водный бассейн;
- прекращение сброса сточных вод на БОС и в канализацию.

В таблице 8.28 приведены данные по сбросам вредных веществ (аммиак и карбамид) в сточных водах, которые соответствуют различным описанным выше схемам.

Таблица 8.28 – Сточные воды производства карбамида

Наименование загрязняющих веществ	Сбросы		Источники сброса/стадия процесса	Эффективность очистки/повторного использования	Комментарии			
	Объем и (или) масса сбросов загрязняющих веществ на выходе из производства в расчете на тонну продукции, кг/т	Метод очистки или переработки			Валовый выброс, $м^3/ч$	Примечание/информация о том, куда направляются сточные воды с производства и сточные воды после очистки	Мощность производства, т/год	Метод определения загрязняющих веществ
	Среднее							
Десорбция в одну ступень								
Аммоний-ион (NH_4^+) Карбамид	0,14 0,28	БОС, ГОС	Очистка сточных вод			Сточные воды направляются на БОС, далее в поверхностный водоем	450 000	Фотометрический
Аммоний-ион (NH_4^+) Карбамид	0,045 0,045	Биологическая очистка	Технологическая вода после колонны дистилляции С 904		12,5		515 000	
Десорбция в две ступени + Двухступенчатая десорбция и гидролиз с узлом конденсации								
Аммоний-ион (NH_4^+) Карбамид	0,098 0,29	Гидролиз-десорбция	Очистка сточных вод	80 %	47	Сточные воды из цеха Карбамид-2 направляются в цех ВК НиОПСВ	400 000	МВИ
Двух ступенчатая десорбция и гидролиз								
Аммоний-ион (NH_4^+) Карбамид	0,076 0,409*	БОС			25,68	В коллектор химгрязной канализации - На станцию нейтрализации - биоочистные сооружениявводный объект	350 000	

Двухступенчатая десорбция и гидролиз с узлом конденсации								
Аммоний-ион (NH_4^+) Карбамид	0,0023 0,00114	ГОСВ, десорбция аммиака Гидролиз карбамида	ЭФК, участок № 1	100 %	60	Сточные воды из цеха карбамид-3 на станцию БХО, на станцию получения деминерализованной воды, на подпитку ВОЦ	1 100 000	Аналитический
Аммоний-ион (NH_4^+) Карбамид	0,0036 0,0051	Нитриденитрификация в цехе биохимической очистки сточных вод предприятия (БХОи-ТООП)	Узел десорбции-гидролиза (переработка амводы, образованной при упаривании раствора карбамида)	98,7 %. Сточные воды повторно не используются 100 %. Сточные воды повторно не используются	45	В цех биохимической очистки сточных вод предприятия (БХОи-ТООП). После очистки сбрасываются в р. Барсучки	495 000	Фотоколориметрический МВИ 60-А Фотоколориметрический МВИ 426–04
Аммоний-ион (NH_4^+) Карбамид	0,007 0,0022	Нитриденитрификация в цехе биохимической очистки сточных вод предприятия (БХОи-ТООП)	Производство карбамида	98,7 %. Сточные воды повторно не используются 100 %. Сточные воды повторно не используются	53,85	Очистка сточных вод предприятия (БХОи-ТООП). После очистки сбрасываются в р. Барсучки	440 000	Фотометрический, МВИ 60-А Фотометрический
Аммоний-ион (NH_4^+) Карбамид	0,0065 0,0249	БОС	Производство карбамида		25	Сточные воды направляются на БОС, далее в поверхностный водоем	650 000	Фотоколориметрический Фотометрический

* Повышенное количество карбамида обусловлено повышенным содержанием его в сточных водах, направляемых на очистку в узел десорбции и гидролиза. Это обусловлено различием в основных технологиях, от которых производится переработка сточных вод. В схему с десорбцией в одну ступень поступает сточная вода с содержанием карбамида — 0,03 %, в схему с двухступенчатой десорбцией и гидролизом — 0,5 %

8.1.2.2.2 Современные способы обращения со сточными водами и их аппаратурное оформление

Сточные воды из цехов карбамида, как правило, поступают на биологические очистные сооружения. Удельные затраты на очистку сточных вод постоянно растут. Для получения котловой воды обычно используют речную воду. Затраты на водоподготовку увеличиваются с каждым годом (см. рисунок 8.30). Затраты на приготовление котловой воды можно существенно сократить (см. рисунок 8.31), если очищать не речную воду, содержащую большее количество примесей, а сточную воду производства карбамида, содержание примесей в которой минимально. В большинстве случаев это карбамид и аммиак, очистка от которых решается на основе схемы двух ступенчатой десорбции и гидролиза. При этом карбамид, разложившийся на аммиак и диоксид углерода и отогнанный аммиак не выбрасываются за пределы производства, а возвращаются в синтез в виде раствора карбамата аммония, что дополнительно снижает расходный коэффициент по аммиаку.

Возможно проведение реконструкции узлов очистки сточных вод с минимальным количеством вновь устанавливаемого оборудования, путем модернизации существующих аппаратов и перераспределения технологических потоков. Достигаемая степень очистки после проведения реконструкции узла сточных вод составляет не более 2 мг/л по аммиаку и карбамиду.

В связи с имеющимися особенностями технологии на различных агрегатах карбамида, отличиями режимов эксплуатации узла очистки сточных вод, и наличием конструктивных особенностей оборудования узла, комплекс мероприятий по реконструкции для каждого агрегата карбамида подбирается индивидуально.

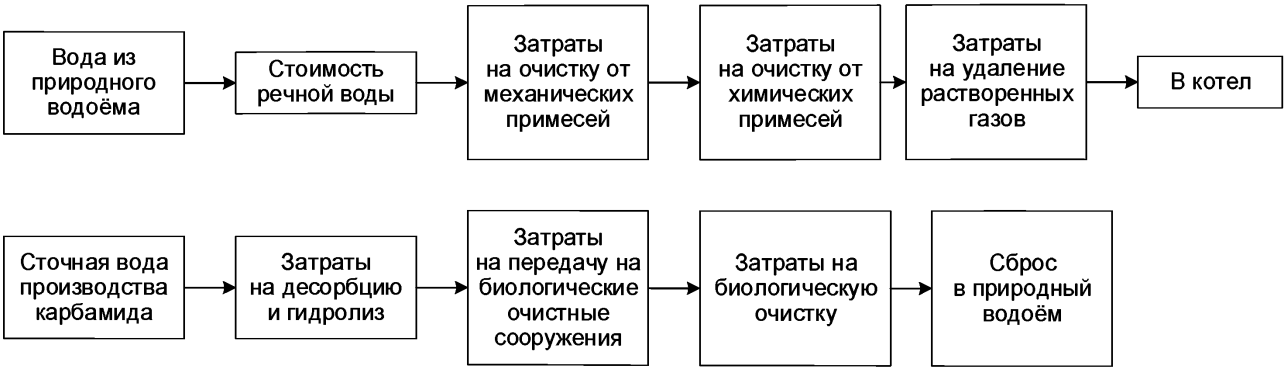


Рисунок 8.30 – Существующая схема затрат на получение котловой воды и переработку сточных вод производства карбамида

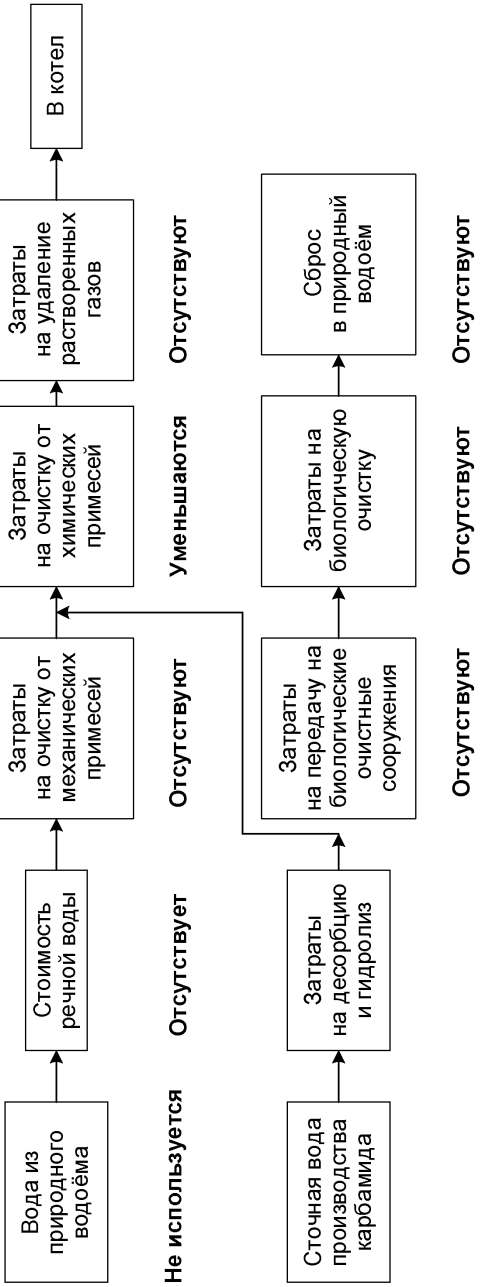


Рисунок 8.31 – Предлагаемая схема затрат на получение котловой воды

Разработаны и освоены для реконструкции узлов очистки сточных вод следующие технические решения:

- замена существующих перегородок в десорберах I и II ступени на высокоэффективные;
- установка высокоэффективного двухзонного гидролизера;
- уменьшение градиента температур по высоте гидролизера;
- установка конденсатора газов десорбции, работающего в затопленном режиме;
- наращивание теплообменной поверхности в случае необходимости.

Схема работы высокоэффективных контактных устройств струйного типа показана на рисунок 8.32. Предлагаемые контактные устройства по сравнению с обычными тарелками, используемыми в узлах очистки сточных вод, обладают следующими преимуществами:

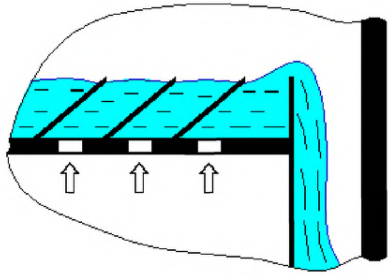


Рисунок 8.32 – Схема работы контактных устройств струйного типа

1) Меньшее гидравлическое сопротивление (на ~30 %) за счет лучшего использования кинетической энергии струи газа.

В данном случае газ выходит из отверстий в направлении движения жидкости по тарелке; это вызывает снижение продольного перемешивания жидкости и способствует движению жидкости, что приводит к уменьшению гидравлического градиента.

2) Повышение эффективности работы тарелки на ~15 %.

Наклонные отбойные элементы на ситчатой тарелке создают направленное движение газа в сторону перелива, за счет чего уменьшается градиент уровня жидкости на тарелке, вследствие чего газовая фаза равномерно проходит по всему сечению тарелки. Кроме этого, планки отбойных элементов (поперек потока на тарелке), а также несущие элементы планок (вдоль потока) выполняют роль секционирующих устройств, уменьшая обратное перемешивание на тарелке и повышая эффективность ее работы.

3) Возможность работы тарелки на повышенных нагрузках по газовой фазе.

В связи со снижением концентрации аммиака на выходе из десорберов и увеличения количества сточной воды возрастает количество выделившейся газовой фазы, что приводит к увеличению скорости паро-газовой фазы в десорбере.

Отбойные элементы на ситчатой тарелке препятствуют повышению брызгоуноса на вышележащую тарелку при повышении расхода газовой фазы, т. е. уменьшают продольное перемешивание в масштабах всей тарельчатой колонны, что приводит к повышению эффективности работы аппарата.

Высокоэффективный двухзонный гидролизер (см. рисунок 8.33) имеет оптимальную конструкцию для достижения наиболее полного разложения карбамида в сточной воде. В нем ведется как процесс гидролиза карбамида, так и отгонки аммиака. Гидролизер представляет собой аппарат колонного типа, состоящий из двух частей «гидролизной» и «десорбционной».

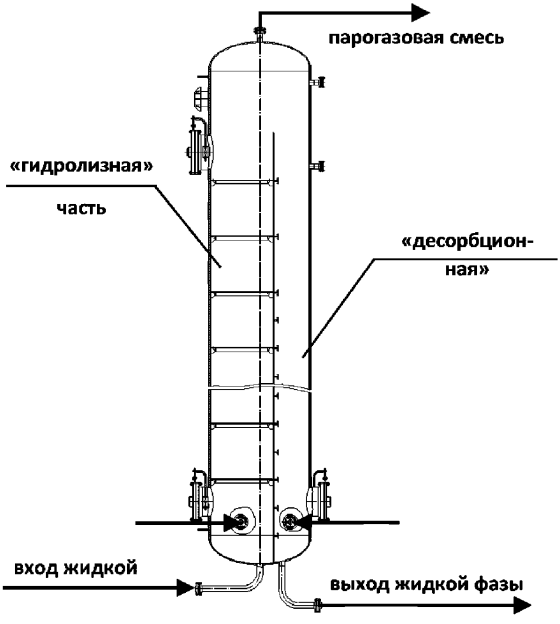


Рисунок 8.33 – Эскиз высокоэффективного двухзонного гидролизера

Как известно, процесс гидролиза карбамида наиболее эффективно протекает в режиме идеального вытеснения. Одним из наиболее простых и надежных способов установки требуемой гидродинамики является секционирование полого аппарата. Установка контактных устройств равномерно по высоте гидролизера в «гидролизной» части дает следующий эффект:

- значительно уменьшается обратное перемешивание жидкости. Гидродинамический режим работы приближается к режиму идеального вытеснения;
- значительно увеличивается поверхность контакта фаз в аппарате за счет многократного диспергирования газовой фазы;
- устраняются крупномасштабные циркуляционные токи жидкости в аппарате.

В «десорбционной» части гидролизера происходит эффективный отгон аммиака, выделившегося в результате гидролиза карбамида. Промежуточный отвод аммиака из технологической воды позволяет вести эффективный гидролиз и в «десорбционной» части гидролизера.

Установка отдельного конденсатора для газов десорбции (см. рисунок 8.34) позволяет держать давление в нем, отличное от давления узла рецикла, что облегчает эксплуатацию данных узлов и позволяет в каждом узле держать то давление, которое является оптимальным.

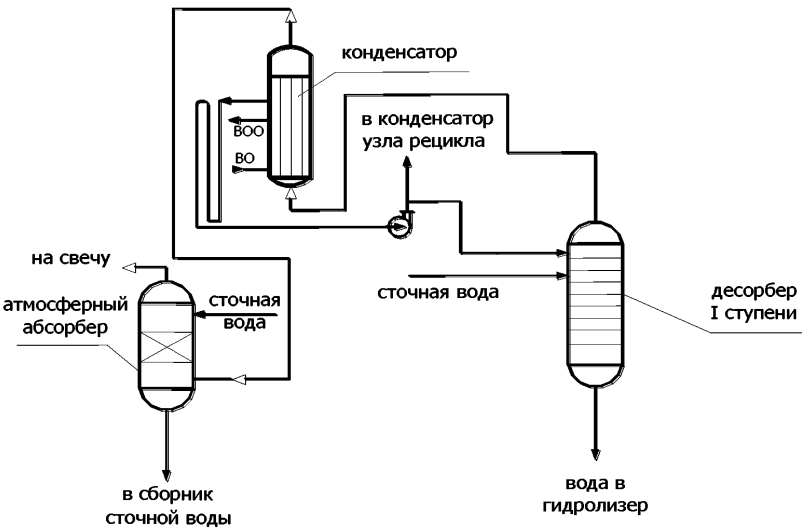


Рисунок 8.34 – Схема установки затопленного конденсатора газов десорбции

В условиях барботажа газов десорбции в жидкую фазу конденсация газа протекает более эффективно, что приводит к увеличению степени конденсации газов десорбции после «затопления» конденсатора.

Установка атмосферного абсорбера приводит к повышению эффективности работы узла сточных вод в целом и снижению содержания аммиака в сточных водах после очистки за счет разделение сдувок рецикла и десорбции.

Одним из способов повышения эффективности работы узла очистки сточных вод, является снижение концентрации аммиачной воды, подаваемой в узел за счет перераспределения потоков поступающих в сборник сточных вод (см. рисунок 8.35). В результате перераспределения потоков кроме того происходит повышение концентрации раствора, подаваемого в узел абсорбции и соответственно повышение концентрации растворов УАС, подаваемых в узел синтеза, что приводит к повышению эффективности работы всего агрегата.

Разделение сборника процессного конденсата осуществляется с целью снижения концентрации аммиачной воды подаваемой в узел десорбции и гидролиза и, как следствие, снижения нагрузки на этот узел, а также для повышения концентрации раствора, подаваемого в узел рецикла и, соответственно, снижения количества воды, подаваемой в узел синтеза вместе с раствором карбамата. Реконструкция состоит в дооборудовании сборника КСП карманом», в который подается КСП с высоким содержанием аммиака (из конденсатора форвыпарки, 2-го конденсатора II ступени выпарки). Раствор из этого «кармана» подается на всас насоса абсорбера НД.

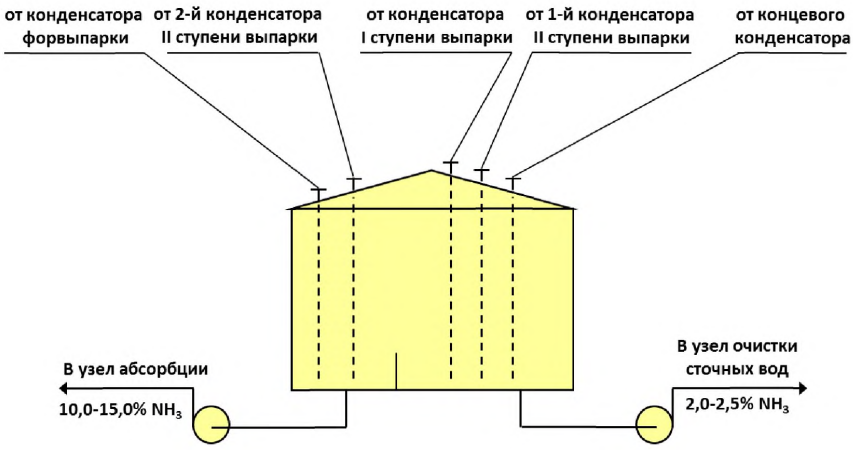


Рисунок 8.35 – Пример перераспределения потоков процессного конденсата (КСП)

В результате проведенной реконструкции сборника процессного конденсата достигается:

- снижение концентрации аммиака в растворе, подаваемом в узел десорбции (на 1–1,5 %);

- повышение концентрации аммиака в растворе, подаваемом в узел абсорбции (до 10–15 %).

Данное мероприятие успешно реализовано на: АО НАК «Азот», Карбамид-3 (2 очередь), г. Новомосковск.

Одним из приемов снижения нагрузки на узел очистки сточных вод является использование водоструйных эжекторов вместо паровых. Это мероприятие не только дает экономию пара и оборотной воды за счет отключения паровых эжекторов, но и снижает количество сточных вод и энергозатраты в узле очистки сточных вод.

Реконструкции узла очистки сточных вод в производствах карбамида проведены на АО «НАК «Азот» цех М-2, г. Новомосковск, ГХЗ ООО «Газпром нефтехим Салават», цех № 50, г. Салават, АО «НАК «Азот» цех К-3 (2 очередь), ПАО Акрон, агрегат № 5, г. Великий Новгород.

Отдельные результаты реконструкции показаны в таблицах 8.29, 8.30.

Таблица 8.29 – Показатели состава сточной воды до и после реконструкции

Наименование показателя	До реконструкции	После реконструкции
Состав сточной воды после очистки, ppm:		
аммиак	300	5
карбамид	8000	5

Таблица 8.30 – Результаты реконструкции на ООО «Газпром нефтехим Салават», цех № 50, г. Салават

Наименование показателя	До реконструкции	После реконструкции
Состав сточной воды после очистки, ppm:		
аммиак	150	3,4
карбамид	350	отсутствует

8.1.2.3 Характеристики ресурсо- и энергосбережения

Степень пользования аммиака, основного сырья для производства карбамида, характеризует расходный коэффициент по аммиаку (см. таблицу 8.30), который показывает, сколько кг аммиака израсходовано для получения 1тонны готового продукта.

Различные технологии получения карбамида используют различные энергоресурсы, и учет их расходования ведется по-разному. Для того, чтобы иметь возможность сравнить энергозатратность отличных технологий (см. таблицу 8.31) воспользуемся приемом, рекомендуемым Госкомстатом для энергетических балансов, переведем все энергетические средства в тонны условного топлива (ТУТ) и определим их сумму для каждой технологии.

Таблица 8.31 – Расходный коэффициент по аммиаку

№ п/п	Предприятие, цех, технология	Расходный коэффициент по аммиаку, кг/т (диапазон), среднее
1	Stamicarbon (AK-70) с полной или частичной реконструкцией URECON®2006	(574–580) 577
2	Stamicarbon (AK-70) с незамкнутым циклом без усовершенствований	(574–603) 589
3	TEC	581,7
5	Стриппинг в токе CO_2	(570,0–603) 587
6	Автостриппинг (в токе NH_3)	(568,3–600,0) 581,1
7	Tecnimont	(575,6–582,6) 579,3

Таблица 8.32 – Расход энергетических средств

№ № п/п	Технология	Пар, Гкал/т	Электроэнергия, кВтч/т	Вода оборотная, $м^3/т$	Природный газ, $м^3/т$	Суммарный расход энергетических средств	
						ТУТ/т*	ГДж/т
Полный жидкостный рецикл							
1	Stamicarbon (АК-70) с полной или частичной реконструкцией URECON®2006	0,833–1,114	151–175,0	117–130		0,2391	7,007
2	Stamicarbon (АК-70) с незамкнутым циклом без усовершенствований	0,835-1,666	151-175,3	117-130		0,3212	9,413
3	ТЕС	1,396	44,2	68,7		0,2302	6,747
Стриппинг в токе CO_2							
5	Пар со стороны	0,766–0,977	150–166,4	40–83,2		0,1900	5,568
6	С котлом для получения пара		102,9		133,9	0,1900	5,568
Автостриппинг (в токе NH_3)							
7	Пар со стороны	1,544	47,5	51,2		0,2514	7,368
8	С котлом для получения пара		88,7		176,2	0,2339	6,855
Tecnimont							
9	Tecnimont	0,260	75,8		192,9	0,2874	8,423
Карбамид с серой на основе карбамида и сульфата аммония							
10	Карбамид с серой на основе карбамида и сульфата аммония с использованием аппаратов КС	0,2–0,306	141,6–192,6				

* Согласно постановлению № 46 Госкомстата Российской Федерации от 23 июня 1999 г. расчет ТУТ/т ведется по формуле:
1 ТУТ/т = П·0,1486 + Г·1,154 + Э·0,3445 + В·0,11,
где П — пар, Гкал/т; Г — природный газ, тыс. $м^3/т$; Э — электроэнергия, тыс. кВт· ч/т; В — оборотная вода, тыс. $м^3/т$
1 ТДж = 0,0293076 ТУТ.

Таблица 8.33 – Отходы производства карбамида

			Отходы производства и потребления					
Наименование отходов	Класс опасности	Единица измерений	Источники образования	Метод очистки, повторного использования	Объем и (или) масса отходов в расчете на тонну продукции			
					Регламентный	Минимальное	Максимальное	Среднее
Отработанные индустриальные масла	3	кг/т	—	Утилизация	—	—	—	0,005
Отработанные турбинные масла	3	кг/т	—	Утилизация	—	—	—	0,016

8.1.3 Определение наилучших доступных технологий

8.1.3.1 Классификация технологий

Для получения карбамида в промышленности во всем мире используют единственный способ: синтез из аммиака и диоксида углерода, при высоком давлении и температуре. Главные стадии производства высококонцентрированного раствора (плава): синтез, дистилляция (с вариантами проведения с разным количеством ступеней и различных диапазонах давления), конденсация и возврат непрореагировавшего сырья на стадию синтеза, выпаривание воды из раствора карбамида. В технологиях разных разработчиков могут существенно отличаться параметры технологического режима и конструкции используемого оборудования.

В 8.1.1 были описаны все технологии производства карбамида, применяемые в настоящее время в России.

Условно технологии получения концентрированного раствора (плава) карбамида можно разделить на:

- технологии с полным жидкостным рециклом (Stamicarbon АК-70, URECON®2006, TEC, Tecnimont);
- технологии со стриппинг-процессом (Stamicarbon АК-80, Snamprogetti).

Технологии получения твердых форм готового продукта можно разделить на:

- башни приллирования;
- грануляцию в КС.

В соответствии с этой классификацией и предлагается вести описание НДТ. Ниже рассмотрим критерии отнесения указанных технологий к НДТ.

8.1.3.2 Промышленное внедрение технологических процессов, оборудования, технических способов, методов на двух и более объектах в Российской Федерации

Количество объектов, относящихся к области применения НДТ:

- по технологии получения концентрированного раствора (плава) карбамида:
  - полный жидкостный рецикл с незамкнутым циклом — 4 агрегата;
  - URECON®2006 и его элементы — 14 агрегатов карбамида;
  - полный жидкостный рецикл Tecnimont — 2 агрегата;
  - стриппинг-процесс в токе CO_2–5 агрегатов карбамида;
  - автостриппинг — 5 агрегатов карбамида;
- по технологии получения твердых форм готового продукта:
  - Современные башни приллирования конструкции АО «НИИК» с увеличенной высотой полета частиц, встроенным аппаратом охлаждения гранул и пылеочистным устройством инжекционного типа — 5 башен построено и 2 реконструировано;
  - Башни Tecnimont — 2 шт.
  - Башни приллирования Snamprogetti — 3 шт.
  - Установка грануляции в КС — 4 шт.

Объекты распределены по всей территории Российской Федерации и эксплуатируются в различных климатических зонах: как на Севере (Вологодская обл.), тоже и на Юге (Ставропольский край).

8.1.3.3 Наименьший уровень негативного воздействия на окружающую среду в расчете на 1 т произведенного карбамида

При современных технологиях получения карбамида отходы не образуются. Вода, получаемая по уравнению реакции, после установки двухступенчатой десорбции аммиака и гидролиза, может использоваться на водоподготовке вместо речной воды или для подпитки водооборотного цикла (ВОЦ).

В производстве карбамида ключевым (маркерным) загрязняющим веществом является аммиак. Эмиссии в окружающую среду из производства карбамида (при условии применения установки очистки сточных вод), могут быть только в виде газовых выбросов, причем наибольшее воздействие на окружающую среду оказывают выбросы из узлов приллирования и грануляции, а основным загрязняющим веществом является аммиак. Пыль карбамида также оказывает негативное воздействие. К примеру, она может оседать на строительных сооружениях и вызывать их разрушение. При контакте с водой вследствие гидролиза карбамид превращается в аммиак и диоксид углерода.

По основной технологии в соответствии с 8.1.2, таблицей 8.26 сравнительно высокое значение выброса имеет технология полного жидкостного рецикла Stamicarbon с незамкнутым циклом. В данном случае это обусловлено инфраструктурой предприятия, эксплуатирующего его, а именно отсутствием производства аммиачной селитры интегрированным с производством карбамида. В остальных случаях применения данной технологии передача газов (как и описано в 8.1.1.1.1.1) из узла дистилляции идет в цех аммиачной селитры для переработки, или же они каким-либо образом улавливаются в агрегате карбамида.

8.1.3.4 Применение ресурсо- и энергосберегающих методов

В соответствии с 8.1.2, стриппинг-процесс в токе CO_2 имеет самые низкие показатели по расходованию энергетических средств 5,6 ГДж/т. Очевидно, что выбор условий проведения процесса в целом и стриппинга в частности — наилучшие в данной технологии. Чуть большие значения показывают технологии автостриппинга (6,8–7,4 ГДж/т), а также технологии полного жидкостного рецикла с применением энергосберегающих решений TEC и URECON®2006 (6,7–7,0 ГДж/т). Более высокими значениями расхода энергосредств отличаются технологии полного жидкостного рецикла Tecnimont и Stamicarbon без усовершенствований (8,4–9,4 ГДж/т). В последних почти не применяется рекуперация технологического тепла.

Самый низкий расход сырья (аммиака) (8.1.2) у стриппинга в токе CO_2 (571,5 кг/т), чуть больше сырья расходуется в технологии полного жидкостного рецикла с применением реконструкции URECON®2006 (576 кг/т), далее все остальные технологии (автостриппинг, полные жидкостные рециклы Tecnimont и Stamicarbon без усовершенствований — 579–588 кг/т).

8.1.3.5 Определение наилучших доступных технологий

8.1.3.5.1 Получение плава карбамида

На сегодня НДТ получения плава карбамида с точки зрения энергоэффективности и экологичности являются стриппинг процессы, а также технологии полного жидкостного рецикла с учетом доработки их до современного уровня.

Технология стриппинга в токе CO_2 и автостриппинга могут обеспечить наилучшие технико-экономические показатели. В основе таких результатов лежит главный принцип — возврат основной части непрореагировавшего сырья без снижения давления. В этом случае не происходит потери энергии при дросселировании раствора карбамида. Также при этом сокращаются выбросы вредных веществ в атмосферу, так как большая часть рециркулирующих компонентов не выходит за рамки узла синтеза. Тепло конденсации газов дистилляции утилизируется в виде водяного пара. Обратной стороной данного подхода является тот факт, что для достижения необходимой эффективности отгонки непрореагировавших компонентов в стриппере, требуется поддерживать пониженное давление синтеза. Отсюда пониженная степень конверсии CO_2 в карбамид (что не дает достигнуть еще лучших результатов по энергетике), увеличенный размер оборудования узла синтеза, наличие 3–4 аппаратов высокого давления.

Технологии с полным жидкостным рециклом в своем классическом исполнении уступают технологиям со стриппинг-процессами. Однако наличие технологии URECON®2006 позволяет повысить эффективность работы процесса с полным жидкостным рециклом Stamicarbon АК-70 и приблизить технико-экономические показатели к современному уровню стриппинг-технологий.

Отметим, что в процессе внедрения технологии URECON®2006 производительность агрегатов карбамида АК-70 была увеличена с 250 до 500–550 т/сут, энергозатраты снижены на 20–25 %.

Схема НДТ выглядит следующим образом:

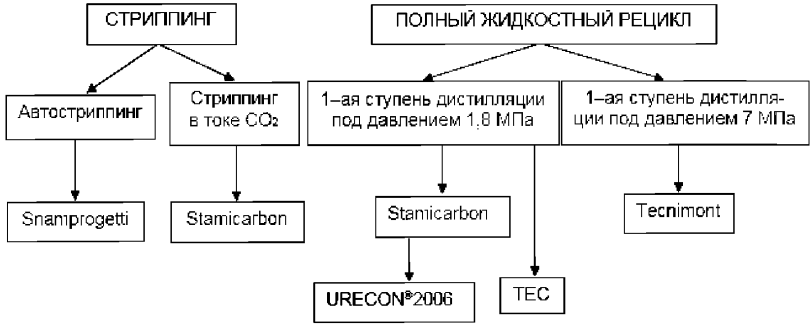


Рисунок 8.36

8.1.3.5.2 Получение готового продукта

В области приллирования современная башня приллирования российской разработки обеспечивает на территории России на сегодняшний день:

- наилучшее качество готового продукта;
- наименьшие выбросы вредных веществ в атмосферу.

Башни приллирования Snamprogetti, TEC, старые башни Stamicarbon также обеспечивают выпуск готовой продукции в соответствии с ГОСТ 2081—2010 при приемлемом уровне выбросов. Для башен Tecnimont характерны некоторые проблемы с качеством готового продукта (низкая прочность). Однако все они могут быть отнесены к НДТ ввиду того, что выпускаемая товарная продукция проходит контроль качества, а выбросы из установок не превышают установленных норм.

В области гранулирования на сегодня НДТ является грануляция в КС по технологии Stamicarbon.

8.1.4 Наилучшие доступные технологии

8.1.4.1 Перечень НДТ, позволяющих сократить эмиссии в окружающую среду, потребление сырья, воды, энергии и образование отходов в области получения плава карбамида. Отдельные мероприятия

Отдельные мероприятия приведены в таблице 8.34.

Таблица 8.34 – НДТ в области получения плава карбамида. Отдельные мероприятия

№ п/п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
НДТ в области получения плава карбамида							
1	Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	Полный жидкостный рецикл	—	Экономия энергии 0,04–0,08 Гкал/т	Снижение расхода пара на производство	—	Вихревой смеситель Насадка продольного секционирования Массообменные тарелки
2	Дистиллятор среднего давления (один аппарат) либо стриппер-дистиллятор	Полный жидкостный рецикл	—	Повышение эффективности работы узла дистилляции среднего давления. Экономия энергии 0,12 Гкал/т	Снижение расхода пара на производство	—	Дистиллятор среднего давления либо Стриппер-дистиллятор
3	Дистиллятор низкого давления (единый аппарат)	Полный жидкостный рецикл	—	Экономия энергии 0,05–0,07 Гкал/т	Снижение расхода пара на производство	—	Дистиллятор низкого давления
4	Рекуператор газов дистилляции	Полный жидкостный рецикл	—	Экономия энергии 0,15 Гкал/т	Снижение расхода пара на производство	—	Рекуператор газов дистилляции

№ п/п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
5	Абсорбер среднего давления	Полный жидкостный рецикл	Исключение выбросов газов из узла среднего давления в случае отсутствия цеха аммиачной селитры	—	Исключение вывода газов из узла среднего давления на переработку в цех аммиачной селитры	—	Независимость работы цеха карбамида от работы цеха аммиачной селитры
6	Модернизация атмосферного абсорбера	Полный жидкостный рецикл	Исключение выбросов аммиаксодержащих газов в случае отсутствия цеха аммиачной селитры	—	Исключение вывода газов из узла низкого давления в цех аммиачной селитры	—	Независимость работы цеха карбамида от работы цеха аммиачной селитры
7	Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	Стриппинг в токе CO_2	—	Экономия энергии до 0,04 Гкал/т	Снижение расхода пара на производство	—	- Насадка продольного секционирования - Массообменные тарелки

№ п/п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
8	Модернизация распределительного устройства раствора карбамида в стриппере	Стриппинг в токе CO_2	—	Повышение эффективности процесса стриппинга (увеличение степени отгона аммиака на 3–7 %) Повышается степень превращения CO_2 в карбамид и достигается экономия пара и повышение производительности	Снижение расхода пара на производство	—	Распределительное устройство раствора карбамида
9	Модернизация схемы работы карбаматного конденсатора (перевод в затопленный режим работы)	Стриппинг в токе CO_2	—	Повышение давления пара, вырабатываемого. Сокращение энергозатрат	Снижение расхода пара на производство	—	Модернизация существующего карбаматного конденсатора либо Новый карбаматный конденсатор
10	Утилизация тепла абсорбции газов синтеза в узле выпаривания	Стриппинг в токе CO_2	—	Экономия энергозатрат	Снижение расхода пара на производство	—	Дополнительная секция теплообмена в узле выпаривания

№ п/п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
11	Утилизация тепла конденсата пара, обогревающего стриппер, в дистилляторе среднего давления	Автостриппинг (в токе NH_3)	—	Сокращение энергозатрат на подогрев для дистилляции под давлением 1,8 МПа	Снижение расхода пара на производство	—	Дополнительная секция теплообмена в узле дистилляции под давление 1,8 МПа
12	Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения	Автостриппинг (в токе NH_3) Tecnimont	—	Значительное повышение надежности работы оборудования охлаждения технологических потоков. Повышение стабильности работы в течение года. Что в итоге ведет к экономии энергоресурсов	—	—	Холодильники и конденсаторы, охлаждаемые оборотной водой

№ п/п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
13	Узел, включающий в себя: 1. Двухступенчатую десорбцию, совмещенную в одном аппарате и подогревом острым паром. 2. Вертикальный двухзонный гидролизер с подогревом острым паром и с разделением газовой и жидкой фаз. 3. Рекуперативные теплообменники десорбера и гидролизера. 4. Затопленный конденсатор газов десорбции	Очистка сточных вод (универсальный узел для всех технологий)	Обеспечение минимально возможных сбросов аммиака и карбамида (2 ppm для каждого в-ва). Прекращение сброса сточных вод на БОС и в канализацию	Сокращение энергетических затрат. Достижение минимальных энергетических затрат и эксплуатационных за счет применения рекуперации тепла, подогрева острым паром, а также совмещения первой и второй ступеней десорбции (нет потерь тепла)	Снижение расхода пара на производство. Достижение минимальных капитальных затрат за счет объединения первой и второй ступени десорбции (нет дополнительного аппарата и обвязки между аппаратами)	—	Десорбер Гидролизер Рекуперативные теплообмениики десорбера и гидролизера Затопленный конденсатор газов десорбции
14	Утилизация низкопотенциального пара путем его сжатия до более высоких параметров	Общие мероприятия	—	Повышение давления пара до 0,5–0,6 МПа и возможность его применения в различных технологических узлах	—	—	Паровой эжектор

№ п/п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
15	Новый агрегат мощностью 300–600 т/сут	Новое строительство	—	Снижение расхода пара до 0,80 Гкал/т Расход электрической энергии — 190 кВтч/т	Расход аммиака-570 кг/т Расход диоксида углерода — 740 кг/т	Агрегат небольшой мощности	Комплектная поставка оборудования
16	Новый агрегат мощностью 1500 т/с	Новое строительство	—	Снижение расхода пара до 0,65 Гкал/т Расход электрической энергии — 180 кВтч/т	Расход аммиака — 570 кг/т Расход диоксида углерода — 740 кг/т	Технология подходит для строительства и реконструкции агрегатов мощностью 1500–2500 т/с	Комплектная поставка оборудования

№ п/п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
НДТ в области получения твердых форм готового карбамида							
17	Современная башня приллирования российской разработки	Любая технология получения высококонцентрированного плава	Снижение концентрации пыли карбамида до 10–20 мг/нм^3. Снижение концентрации аммиака до 30–60 мг/нм^3	Затраты электрической энергии: 23–30 кВтч/т Пар используется периодически	Сокращение потерь аммиака до 0,3–0,6 кг/т Повышение качества готового продукта, увеличение производительности установки	—	Ствол башни Виброприллер Аппарат КС Пылеочистное устройство Вентилятор дутьевой Насос циркуляционный

№ п/п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
18	Установка грануляции в КС фирмы Stamicarbon	Любая технология получения плава с концентрацией карбамида 98,5 % масс	—	Затраты электрической энергии: 38 кВтч/т Затраты тепловой энергии: 0,015 Гкал/т	—	Из-за повышенного содержания КФС продукт имеет ограниченное применение	Гранулятор с большим количеством форсунок Подогреватель воздуха Емкость растворения Холодильник гранулята Воздуходувка Нагнетатель воздуха на распыление Элеватор Классификатор Дробилка Транспортер ретура Бункер Скруббер Вентилятор Насос

№ п/п	Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения			Ограничение применимости	Основное оборудование
			Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.		
19	Установка кислотного улавливания аммиаксодержащих газов	Сдувки с примесью аммиака из технологических аппаратов	Снижение концентрации аммиака после кислотной промывки до 20 мг/нм^3	—	Образовавшийся раствор сульфата или нитрата аммония утилизируется в виде сульфатной добавки или на смежных производствах аммиачной селитры и сложных удобрений	—	Скруббер колонного типа с двумя зонами контакта Холодильник Сборник Сепаратор- каплеуловитель Донейтрализатор

8.1.4.2 Перечень НДТ, позволяющих сократить эмиссии в окружающую среду, потребление сырья, воды, энергии и образование отходов в области получения плава карбамида. Новое строительство

8.1.4.2.1 Технология получения концентрированного раствора (плава) карбамида при высоких давлениях и возврате рецикла в виде раствора — URECON®2006

Технология URECON®2006 основана на многолетнем опыте в проведении реконструкций агрегатов карбамида с полным жидкостным рециклом. Строительство малотоннажного агрегата актуально в тех случаях, когда на предприятии существует небольшой избыток аммиака, который необходимо переработать в карбамид. Размещается на отдельной этажерке и может монтироваться независимо от режима работы основного производства.

Одним из основных преимуществ технологии является наличие всего одного аппарата высокого давления — реактора синтеза карбамида. Синтез протекает при давлении 20 МПа и температуре 190–195 °С. В реактор устанавливается комплект внутренних устройств (КВУ), что позволяет получить максимальную степень конверсии сырья в карбамид в интенсивных условиях протекания процесса. Непрореагировавшее сырье в виде газов начинает выделяться еще в сепарационной части реактора под давлением синтеза. Затем плав синтеза из реактора последовательно проходит две ступени дистилляции: среднего и низкого давления. Каждая ступень дистилляции состоит из одного аппарата-дистиллятора, совмещающего в себе колонну дистилляции и стриппер. Применение высокоэффективной стриппинговой дистилляции среднего давления позволяет уменьшить рецикл воды в ректор. Тепло горячих газов дистилляции используется для подогрева плава карбамида в колонне дистилляции среднего давления. Для возврата в узел синтеза избыточного аммиака установлен узел рецикла аммиака, включающий промывную колонну, аммиачные конденсаторы и концевой абсорбер. После второй ступени дистилляции, работающей без подачи пара на тепле газов дистилляции среднего давления, раствор карбамида поступает в рекуператор форвыпарки. Окончательное концентрирование раствора карбамида происходит на двухступенчатой выпарке с пониженным потреблением водяного пара, а полученный высококонцентрированный плав карбамида направляется в отделение получения товарных форм.

Таблица 8.35 – Перечень основного технологического оборудования для нового агрегата производства карбамида по технологии URECON®2006

№ п/п	Наименование	Кол-во
Компрессия, насосная высокого давления		
1	Компрессор CO_2	1
2	Насосы жидкого аммиака	2
3	Карбаматные насосы ВД	2
4	Танк жидкого аммиака	1
Синтез		
5	Подогреватель жидкого аммиака	1
6	Реактор синтеза	1

№ п/п	Наименование	Кол-во
7	Комплект внутренних устройств	1
	Узел дистилляции среднего давления	
8	Колонна дистилляции I ступени	1
9	Промывная колонна	1
10	Конденсатор жидкого аммиака	3
11	Буфер возвратного аммиака	1
12	Скруббер	1
	Узел дистилляции низкого давления	
13	Дистиллятор II ступени	1
14	Конденсатор II ступени дистилляции	1
15	Насос РУАС II ступени	2
16	Емкость постоянного напора	1
	Узел форвыпарки	
17	Теплообменник-рекуператор	1
18	Конденсатор узла форвыпарки	1
19	Абсорбер	1
	Выпарка и конденсация	
20	Сборник раствора карбамида	1
21	Насос подачи плава на выпарку	2
22	Испаритель I ступени выпарки	1
23	Конденсатор I ступени выпарки	1
24	Испаритель II ступени выпарки	1
25	Конденсатор II ступени выпарки	1
26	Хвостовой конденсатор выпарки	1
27	Сепаратор I ступени выпарки	1
28	Сепаратор II ступени выпарки	1
29	Паровой эжектор инертов II ступени выпарки	1
30	Сборник аммиачной воды	1
31	Циркуляционный насос эжектора	2
32	Водоструйный эжектор	1
33	Насос подачи плава на грануляцию	2
	Десорбция и гидролиз	
34	Оборудование узла очистки сточной воды	

Технология URECON®2006 может быть использована как для строительства нового агрегата, так и для реконструкции существующих агрегатов. По состоянию на 2015 год по данной технологии реконструированы агрегаты карбамида на ПАО «Куйбышевазот»», АО НАК «Азот», ООО «Газпром нефтехим Салават» (цех № 50), ПАО Акрон (г. В. Новгород).

В комплексе агрегат по схеме URECON®2006 имеет современные технико-экономические показатели: расходный коэффициент по NH_3–567–570 кг/т, по CO_2 –734–750 кг/т; по пару — 0,85–0,85 Гкал/т. Современная и эффективная организация технологического процесса, а также наличие специальной системы абсорбции позволяет добиться минимальных выбросов вредных веществ в атмосферу. Применение узла очистки сточных вод с двухступенчатой десорбцией и гидролизом позволяет полностью исключить сбросы вредных веществ со сточными водами.

8.1.4.2.2 Технологии получения концентрированного раствора (плава) карбамида с дистилляцией плава при сравнительно высоких давлениях и утилизации тепла конденсации газов дистилляции в виде водяного пара — стриппинг-процессы

В стриппинг-процессе непрореагировавшие NH_3 и CO_2 выделяют из плава синтеза и конденсируют при высоком давлении. При этом теплоту конденсации газов дистилляции можно отводить при высокой температуре, получая пар низкого давления, пригодный для применения в собственном производстве.

Преимущества стриппинг-технологий можно представить следующим образом:

- низкие затраты энергии на агрегате карбамида за счет возврата непрореагировавших компонентов без снижения давления синтеза и утилизации тепла процесса для выработки пара, который используется внутри процесса;
- наличие развитой системы абсорбции отходящих газов с достижением минимальных выбросов в атмосферу.

К недостаткам технологии можно отнести значительное снижение давление объединенного узла синтеза-дистилляции по сравнению, например, с давлением и соответствующей ему температурой в узле синтеза в классической схеме с полным жидкостным рециклом. В итоге применение стриппинг-технологии приводит к значительному снижению удельной производительности узла синтеза и степени и степени конверсии диоксида углерода в карбамид, а, следовательно, увеличению объема реактора синтеза. Значительная экономия энергетических средств достигается ценой значительного снижения удельной производительности реакторного оборудования, что ведет к его удорожанию, т. е. повышению первоначальных капитальных затрат.

Перечень основного технологического оборудования представлен в таблице 8.36.

Таблица 8.36 – Перечень основного технологического оборудования стриппинг-процесса

№ п/п	Наименование	Кол-во
Компрессия, насосная высокого давления		
1	Компрессор CO_2	1
2	Насос аммиака высокого давления	2
3	Насос карбамата высокого давления	2
Синтез		
4	Реактор синтеза карбамида	1
5	Стриппер высокого давления	1
6	Конденсатор высокого давления	1
7	Скруббер высокого давления	1
Узел дистилляции		
8	Ректификационная колонна низкого давления	1
9	Теплообменик рециркуляции	1
10	Конденсатор низкого давления	1
11	Скруббер рецикла	1
Выпарка и конденсация		
12	Испаритель I ступени выпаривания (2 секции)	1
13	Испаритель II ступени выпаривания	1
14	Сепаратор I ступени выпаривания	1
15	Сепаратор IIступени выпаривания	1

16	Скруббер низкого давления	1
Десорбция и гидролиз		
17	Десорбер I ступени	1
18	Гидролизер	1
19	Десорбер II ступени	1
20	Концевой скруббер абгазов	1

Технология стриппинг-процесса может быть использована только для строительства нового производства карбамида.

В комплексе применение стриппинг-процесса позволяет добиться максимальной энергоэффективности агрегата карбамида. Как и в случае с технологией URECON®2006 применяются эффективные методы абсорбции отходящих газов, а также очистки сточных вод.

8.1.4.3 Перечень НДТ, позволяющих сократить эмиссии в окружающую среду, потребление сырья, воды, энергии и образование отходов в области получения твердых форм готового продукта. Новое строительство

8.1.4.3.1 По технологии получения твердых форм готового продукта — современная башня приллирования

Современная башня приллирования, изображенная на рисунке 8.37, представляет собой инженерно-техническое сооружение с высотой полета частиц от 70 до 85 м и диаметром ствола башни 11–18 м в зависимости от производительности по готовому продукту. Для обеспечения равномерного распределения воздуха по сечению ствола башни и предотвращения деформации незатвердевших частиц и раскалывания затвердевших, в нижней части башни, практически по всему поперечному сечению, устанавливается встроенный аппарат охлаждения гранул в «кипящем» слое 1 с подводящими воздуховодами и дутьевыми вентиляторами 3 для подачи воздуха в аппарат охлаждения гранул.

Благодаря увеличению линейной скорости воздуха удается повысить плотность орошения ствола башни. Кроме того, эффект торможения гранул встречным потоком воздуха сказывается на времени их падения. Выше аппарата охлаждения гранул по периметру ствола башни предусматриваются окна для подсоса дополнительного количества атмосферного воздуха 4, а также, в случае необходимости, монтируется направляющий конус 5, а также люки 6 и площадка 7 для его очистки.

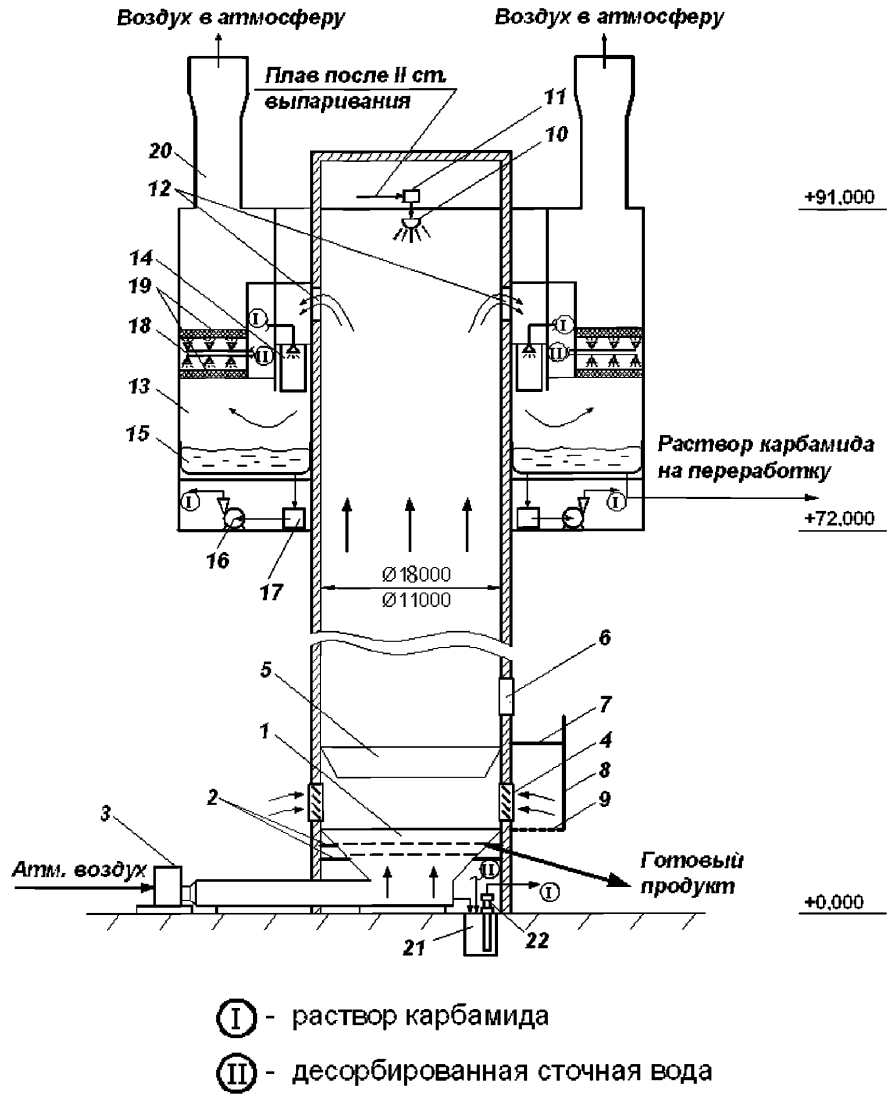
С внешней стороны ствола башни, в районе размещения окон для подсоса атмосферного воздуха, монтируется ветроотбойный щит 8 с целью предотвращения нарушений аэродинамики движения потоков воздуха и исключения попадания атмосферных осадков внутрь башни. Средняя часть башни состоит из цилиндрического ствола. В верхней части башни имеется перекрытие, в центре которого расположен центробежный разбрызгиватель (диспергатор) 10 современной конструкции с наложением колебаний на струю, позволяющий получать продукт монодисперсного состава с основным размером гранул 2,5–3,0 мм. Перед подачей плава на диспергатор предусмотрена установка

фильтра плава 11. Ниже разбрызгивателя располагаются окна ввода отработанного воздуха в очистное устройство 12. В качестве очистного устройства 13 используется система очистки инжекционного типа. Использование инжектора в качестве основного аппарата для транспортировки и промывки воздуха определяет всю компоновку верхней части башни. Очистка воздуха осуществляется в двух последовательно расположенных зонах. В первой зоне 14 — отработанный воздух промывается поглотительным раствором (раствором карбамида) в инжекционных элементах (модулях). Под инжекторами расположена ванна 15 для сбора поглотительного раствора и обеспечения работы циркуляционных насосов 16, подающих поглотительный раствор, предварительно прошедший через фильтры 17, на рабочие форсунки инжекторов. После первой зоны промывки воздух отделяется от капель поглотительного раствора в сепарационной камере и далее поступает во вторую зону очистки 18. Во второй зоне очистки воздух проходит через два слоя расположенных по ходу его движения сеточных брызгоуловителей (демистеров) 19. Предусматривается автоматическая промывка демистеров очищенной сточной водой или паровым конденсатом. Очищенный и охлажденный воздух за счет тяги инжектора через выхлопные трубы 20 выходит в атмосферу. Поглотительный раствор из обеих зон промывки сливается в ванну очистного устройства и оттуда отправляется на переработку.

Перечень основного технологического оборудования современной башни приллирования приведен в таблице 8.37.

Таблица 8.37 – Перечень основного оборудования башни приллирования

№ п/п	Наименование	Кол-во
1	Башня приллирования	1
2	Фильтр плава карбамида	1
3	Аппарат КС	1
4	Установка подогрева воздуха для аппарта КС	1
5	Вентилятор дутьевой	2
6	Лифт грузопассажирский	1
Пылеочистное устройство:		
7	Инжекционная система	1
8	Вторая зона промывки	1
9	Ванна очистного устройства	1
10	Насос циркуляционный	6
11	Труба вытяжная	17



1 — аппарат КС; 2 — площадка обслуживания аппарата КС; 3 — вентилятор; 4 — окна для подсоса атмосферного воздуха; 5 — направляющий конус; 6 — люки для чистки конуса; 7 — площадка для чистки конуса; 8 — ветроотбойный щит; 9 — решетчатый настил; 10 — диспергатор; 11 — фильтр плава; 12 — окна ввода отработанного воздуха; 13 — очистное устройство (ОУ);14 — первая зона ОУ; 15 — ванна ОУ; 16 — циркуляционный насос; 17 — фильтр раствора; 18 — вторая зона ОУ; 19 — демистеры; 20 — вытяжная труба; 21 — погружная емкость; 22 — погружной насос

Рисунок 8.37 – Современная башня приллирования

Данную технологию можно применять как на новом производстве карбамида, так и для реконструкции существующих бешен приллирования. В последнем случае производится:

- установка пылеочистного устройства в верхней части башни (если позволяет несущая способность конструкции);
- установка аппарата КС в нижней части (встроенного или выносного);
- замена гранулятора на более совершенный.

Также новая башня приллирования может быть достроена к любому существующему производству карбамида взамен существующей.

Комплексными преимуществами башни приллирования являются:

- высокая энергоэффективность технологии, при минимуме динамического оборудования достигается получение качественного готового продукта;
- минимальные выбросы вредных веществ в атмосферу за счет применения эффективных методов очистки воздуха в сочетании с технологией, которая сама по себе дает малое количество выбросов (применение специальных грануляторов, аппарата КС и пр.)

8.1.4.3.2 По технологии получения твердых форм готового продукта — грануляция в кипящем слое по технологии Stamicarbon

Принципиальная схема установки гранулирования карбамида по технологии Stamicarbon показана на рисунке 8.36.

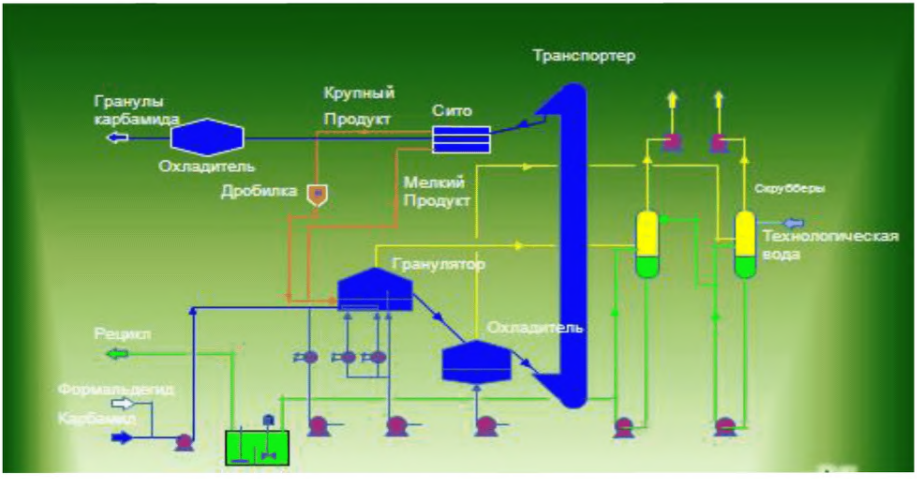


Рисунок 8.3836 – Принципиальная схема гранулирования карбамида по технологии Stamicarbon

Раствор карбамида с концентрацией 98,5 масс. % вводится в гранулятор через нагнетательные коллекторы. Каждый нагнетательный коллектор включает в себя вертикальные стояки, оснащенные распылителями, которые набрызгивают раствор карбамида на затравочные частицы. Подача вторичного воздуха, необходимого для транспор-

тировки гранул через пленку раствора карбамида, осуществляется при помощи воздуходувки. Формальдегид-содержащий компонент добавляют к раствору карбамида в качестве дополнительного средства и агента против слеживания, а также повышения прочности гранул при раздавливании.

Гранулятор состоит из секции грануляции и охлаждающей секции. В обеих секциях воздух, предназначенный для псевдоожижения, равномерно распределяется на псевдоожижение и охлаждение гранул. Затравочные частицы вводятся в первую камеру секции грануляции. Раствор карбамида распыляется над слоем затравочных частиц.

Гранулы продвигаются от секции грануляции до секции охлаждения (без распылителей), где они охлаждаются и затвердевают. Из секции охлаждения образовавшиеся гранулы выгружаются в ковшовый элеватор, посредством которого они направляются в грохот на классификацию.

Отработанный воздух из гранулятора, охладителя гранул и грохота смешивается и отводится на очистку в скрубберы. В скрубберах воздух очищается при помощи раствора карбамида. После очистки воздух выбрасывается в атмосферу вытяжным вентилятором. Разбавленный раствор карбамида частично рециркулируют в скруббер, а другая его часть возвращается на упаривание для повторного использования.

Перечень основного оборудования грануляции в КС приведен в таблице 8.39.

Таблица 8.39 – Перечень основного оборудования грануляции в КС

№ п/п	Наименование	Кол-во
1	Гранулятор	1
2	Подогреватель воздуха	2
3	Емкость растворения карбамида	1
4	Холодильник гранулята	1
5	Воздуходувка	2
6	Нагнетатель воздуха на распыление	1
7	Элеватор	1
8	Классификатор	1
9	Дробилка	1
10	Бункер готового продукта	1
	Очистка газов:	
11	Скруббер	1
12	Вентилятор	1
13	Насос	1

Данную технологию можно применять как на новом производстве карбамида, так и на существующих производствах. В последнем случае возможно смягчение режима работы узла выпаривания второй ступени, так как для производства гранулированного карбамида достаточно плава с концентрацией карбамида 98,5 % масс.

Комплексными преимуществами технологии грануляции можно назвать получение готового продукта с повышенной прочностью — до 3,5 кгс/гранулу и большим средним размером гранул 3 мм.

8.1.4.4 Экономические аспекты реализации наилучших доступных технологий

Экономические аспекты реализации НДТ определяются в наибольшей мере способом их внедрения. Рассмотрим эти способы и в дальнейшем при рассмотрении НДТ и их элементов будем придерживаться данной классификации.

Реализации проекта строительства нового производства характеризуется очень большим объемом инвестиций и длительными сроками окупаемости.

При реализации отдельных элементов НДТ можно выделить несколько вариантов:

- Внедрение, направленное на повышению энергоэффективности и производительности по готовому продукту. Окупается, как правило, в относительно короткие сроки. Однако при существенном повышении производительности агрегата карбамида (более 30 %) затраты на его реконструкцию резко возрастают. При этом срок окупаемости также увеличивается.

- Внедрение, направленное на повышение качества или изменение товарной формы готового продукта. Окупается за счет увеличения продажной цены продукта.

- Внедрение, направленное на повышение экологической безопасности. По сути не имеет экономической отдачи, так как при вложении средств снижает выбросы вредных веществ в окружающую среду. Но стоимость возвращенного продукта и сырья не покрывает затрат. Частично затраты могут быть компенсированы снижением платы за негативное воздействие.

Данные по экономическим аспектам реализации НДТ приведены в таблице 8.40.

Технологические показатели НДТ в области получения карбамида приведены в таблице 8.41.

Таблица 8.40

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Полный жидкостный рецикл (новое строительство)				
Новое строительство	Капитальные затраты на строительство агрегата мощностью 600 т/сут составляют приблизительно $100–130 млн. Срок окупаемости строительства — 4–5 лет	Расход аммиака — 570 кг/т Расход диоксида углерода — 740 кг/т Пар — 0,80 Гкал/т Охлаждающая вода — 110 $м^3$/т Электроэнергия — 190 кВт· ч/т (электропривод компрессора диоксида углерода) Общий расход энергии — 0,1964 (5,757) ТУТ/т (ГДж/т)	При строительстве нового производства по данной отечественной технологии URECON®2006 обеспечивается высокая энергоэффективность в рамках небольшого по мощности агрегата карбамида	Технология подходит для строительства и реконструкции агрегатов мощностью 300–1000 т/сут по карбамиду
Установка комплекта внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	$100–600 тыс. в зависимости от состава комплекта внутренних устройств	Внутренние устройства в реакторе синтеза карбамида позволяют при небольших капитальных затратах получить экономию энергоресуров (в виде пара) на последующих стадия в размере 0,04–0,08 Гкал/т готового продукта. Результат	Повышение энергетической эффективности работы агрегата карбамида.	В состав внутренних устройств может входить:

		достигается за счет правильно организации потоков в реакторе синтеза, что ведет к повышению степени конверсии CO_2	Повышение производительности узла синтеза карбамида	— высокоэффективный вихревой смеситель, — насадка продольного секционирования, — массообменные тарелки
Установка дистиллятора низкого давления		Предназначен для утилизации тепла газов дистилляции среднего давления. За счет этого достигается экономия пара ≈0,05–0,07 Гкал/т карбамида	Дистиллятор низкого давления совмещает в одном аппарате функции колонны дистилляции и пленочного теплообменника-испарителя. Обеспечивает эффективный тепломассообмен. Возможно повышение производительности агрегата	
Установка рекуператора тепла газов дистилляции		За счет установки достигается экономия пара ≈0,15 Гкал/т карбамида	Рекуператор предназначен для утилизации тепла газов дистилляции I ступени для отгонки воды, NH_3 и CO_2 из раствора карбамида. Возможно повышение производительности агрегата	
Установка абсорбера среднего давления			Исключение вывода газов из узла среднего давления на переработку в цех аммиачной селитры.	Независимость работы цеха карбамида от работы цеха аммиачной селитры

			Исключение выбросов этих газов в случае отсутствия цеха аммиачной селитры	
Модернизация атмосферного абсорбера		Исключение вывода газов из узла низкого давления в цех аммиачной селитры. Исключение выбросов аммиаксодержащих газов в случае отсутствия цеха аммиачной селитры		Независимость работы цеха карбамида от работы цеха аммиачной селитры

Стриппинг в токе CO_2				
Новое строительство	Капитальные затраты на строительство агрегата мощностью 1500 т/сут составляют приблизительно $350–400 млн. Срок окупаемости строительства — 3–4 года	Показатели работы таковы: Расход аммиака — 570 кг/т Расход диоксида углерода — 740 кг/т Пар — 0,65 Гкал/т Охлаждающая вода — 80 $м^3$/т Электроэнергия — 180 кВт· ч/т (электропривод компрессора диоксида углерода) Общий расход энергии — 0,1674 (4,906) ТУТ/т (ГДж/т)	При строительстве нового производства по данной технологии обеспечивается максимальная энергоэффективность	Технология подходит для строительства и реконструкции агрегатов мощностью 1500–2500 т/сут по карбамиду
Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	$300–600 тыс. зависимости от состава комплекта внутренних устройств	Экономия энергии до 0,04 Гкал/т	Повышение энергетической эффективности работы агрегата карбамида. Повышение производительности узла синтеза карбамида	В состав внутренних устройств может входить: - Насадка продольного секционирования - Массообменные тарелки
Модернизация распределительного устройства раствора карбамида в стриппере	Около $250 тыс	Повышение эффективности процесса стриппинга, увеличение степени отгона аммиака на 3–7 %	За счет более эффективного в конечном итоге повышается степень превращения CO_2 в карбамид и достигается экономия пара и повышение производительности	
Модернизация схемы работы карбаматного конденсатора (перевод в затопленный режим работы)	Около $ 2,5 млн	Повышение давления пара, вырабатываемого. Сокращение энергозатрат	Возможности для наращивания производительности	

Утилизация тепла абсорбции газов синтеза в узле выпаривания		Экономия энергозатрат	Рекуперация тепла. Возможности для наращивания производительности	Используется конденсат, охлаждающий абсорбер газов синтеза для подогрева раствора карбамида, направляемого в узел выпаривания
Автостриппинг (в токе NH_3)				
Утилизация тепла конденсата пара, обогревающего стриппер, в дистилляторе среднего давления		Экономия энергозатрат	Сокращение энергозатрат на подогрев для дистилляции под давлением 1,8 МПа	
Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения		Исключение из энергозатрат электрической энергии на вентиляторы аппаратов воздушного охлаждения. Включение эксплуатационных затрат водооборотного цикла	Повышение стабильности работы в течение года. Значительное повышение надежности работы оборудования охлаждения технологических потоков	
Tecnimont				
Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения		Исключение из энергозатрат электрической энергии на вентиляторы аппаратов воздушного охлаждения. Включение эксплуатационных затрат водооборотного цикла	Повышение стабильности работы в течение года. Значительное повышение надежности работы оборудования охлаждения технологических потоков	

Обращение со сточными водами (универсальный узел для всех технологий)				
Узел, включающий в себя: 1. Двухступенчатую десорбцию, совмещенную в одном аппарате и подогревом острым паром. 2. Вертикальный двухзонный гидролизер с подогревом острым паром и с разделением газовой и жидкой фаз. 3. Рекуперативные теплообменники десорбера и гидролизера. 4. Затопленный конденсатор газов десорбции		Сокращение энергетических затрат Обеспечение минимально возможных сбросов аммиака и карбамида (2 ppm для каждого)	Достижение минимальных энергетических затрат и эксплуатационных за счет применения рекуперации тепла, подогрева острым паром, а также совмещения первой и второй ступеней десорбции (нет потерь тепла). Достижение минимальных капитальных затрат за счет объединения первой и второй ступени десорбции (нет дополнительного аппарата и обвязки между аппаратами)	

Получение твердых форм готового продукта				
Замена устаревшей башни приллирования на башню новой конструкции	Около $ 11,5 млн	Электроэнергия — 23–30 кВт· ч/т	Сокращение потерь аммиака до 0,28 кг/т. Повышение качества готового продукта и увеличение производительности установки	Метод очистки: 1 зона — промывка воздуха слабым раствором карбамида (до 20 %); 2 зона — орошаемые очищенной сточной водой демистеры

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Полный жидкостный рецикл (новое строительство)				
Новое строительство	Капитальные затраты на строительство агрегата мощностью 600 т/сут составляют приблизительно $100–130 млн. Срок окупаемости строительства — 4–5 лет	Расход аммиака — 570 кг/т Расход диоксида углерода — 740 кг/т Пар — 0,80 Гкал/т Охлаждающая вода — 110 м^3/т Электроэнергия — 190 кВт· ч/т (электропривод компрессора диоксида углерода) Общий расход энергии — 0,1964 (5,757) ТУТ/т (ГДж/т)	При строительстве нового производства по данной отечественной технологии URECON®2006 обеспечивается высокая энергоэффективность в рамках небольшого по мощности агрегата карбамида	Технология подходит для строительства и реконструкции агрегатов мощностью 300–1000 т/сут по карбамиду
Установка комплекта внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	$100–600 тыс. в зависимости от состава комплекта внутренних устройств	Внутренние устройства в реакторе синтеза карбамида позволяют при небольших капитальных затратах получить экономию энергоресуров (в виде пара) на последующих стадия в размере 0,04–0,08 Гкал/т готового продукта. Результат достигается за счет правильно организации потоков в реакторе	Повышение энергетической эффективности работы агрегата карбамида. Повышение производительности узла синтеза карбамида	В состав внутренних устройств может входить: — высокоэффективный вихревой смеситель,

		синтеза, что ведет к повышению степени конверсии CO_2		— насадка продольного секционирования, — массообменные тарелки
Установка дистиллятора низкого давления		Предназначен для утилизации тепла газов дистилляции среднего давления. За счет этого достигается экономия пара ≈0,05–0,07 Гкал/т карбамида	Дистиллятор низкого давления совмещает в одном аппарате функции колонны дистилляции и пленочного теплообменника-испарителя. Обеспечивает эффективный тепломассообмен. Возможно повышение производительности агрегата	
Установка рекуператора тепла газов дистилляции		За счет установки достигается экономия пара ≈0,15 Гкал/т карбамида	Рекуператор предназначен для утилизации тепла газов дистилляции I ступени для отгонки воды, NH_3 и CO_2 из раствора карбамида. Возможно повышение производительности агрегата	
Установка абсорбера среднего давления			Исключение вывода газов из узла среднего давления на переработку в цех аммиачной селитры. Исключение выбросов этих газов в случае отсутствия цеха аммиачной селитры	Независимость работы цеха карбамида от работы цеха аммиачной селитры

Модернизация атмосферного абсорбера		Исключение вывода газов из узла низкого давления в цех аммиачной селитры. Исключение выбросов аммиаксодержащих газов в случае отсутствия цеха аммиачной селитры		Независимость работы цеха карбамида от работы цеха аммиачной селитры

Стриппинг в токе CO_2				
Новое строительство	Капитальные затраты на строительство агрегата мощностью 1500 т/сут составляют приблизительно $350–400 млн. Срок окупаемости строительства — 3–4 года	Показатели работы таковы: Расход аммиака — 570 кг/т Расход диоксида углерода — 740 кг/т Пар — 0,65 Гкал/т Охлаждающая вода — 80 $м^3$/т Электроэнергия — 180 кВт· ч/т (электропривод компрессора диоксида углерода) Общий расход энергии — 0,1674 (4,906) ТУТ/т (ГДж/т)	При строительстве нового производства по данной технологии обеспечивается максимальная энергоэффективность	Технология подходит для строительства и реконструкции агрегатов мощностью 1500–2500 т/сут по карбамиду
Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	$300–600 тыс. зависимости от состава комплекта внутренних устройств	Экономия энергии до 0,04 Гкал/т	Повышение энергетической эффективности работы агрегата карбамида. Повышение производительности узла синтеза карбамида	В состав внутренних устройств может входить: - Насадка продольного секционирования - Массообменные тарелки
Модернизация распределительного устройства раствора карбамида в стриппере	Около $250 тыс	Повышение эффективности процесса стриппинга, увеличение степени отгона аммиака на 3–7 %	За счет более эффективного в конечном итоге повышается степень превращения CO_2 в карбамид и достигается экономия пара и повышение производительности	
Модернизация схемы работы карбаматного конденсатора (перевод в затопленный режим работы)	Около $ 2,5 млн	Повышение давления пара, вырабатываемого. Сокращение энергозатрат	Возможности для наращивания производительности	

Утилизация тепла абсорбции газов синтеза в узле выпаривания		Экономия энергозатрат	Рекуперация тепла. Возможности для наращивания производительности	Используется конденсат, охлаждающий абсорбер газов синтеза для подогрева раствора карбамида, направляемого в узел выпаривания
Автостриппинг (в токе NH_3)				
Утилизация тепла конденсата пара, обогревающего стриппер, в дистилляторе среднего давления		Экономия энергозатрат	Сокращение энергозатрат на подогрев для дистилляции под давлением 1,8 МПа	
Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения		Исключение из энергозатрат электрической энергии на вентиляторы аппаратов воздушного охлаждения. Включение эксплуатационных затрат водооборотного цикла	Повышение стабильности работы в течение года. Значительное повышение надежности работы оборудования охлаждения технологических потоков	
Tecnimont				
Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения		Исключение из энергозатрат электрической энергии на вентиляторы аппаратов воздушного охлаждения. Включение эксплуатационных затрат водооборотного цикла	Повышение стабильности работы в течение года. Значительное повышение надежности работы оборудования охлаждения технологических потоков	

Обращение со сточными водами (универсальный узел для всех технологий)				
Узел, включающий в себя: 1. Двухступенчатую десорбцию, совмещенную в одном аппарате и подогревом острым паром. 2. Вертикальный двухзонный гидролизер с подогревом острым паром и с разделением газовой и жидкой фаз. 3. Рекуперативные теплообменники десорбера и гидролизера. 4. Затопленный конденсатор газов десорбции		Сокращение энергетических затрат Обеспечение минимально возможных сбросов аммиака и карбамида (2 ppm для каждого)	Достижение минимальных энергетических затрат и эксплуатационных за счет применения рекуперации тепла, подогрева острым паром, а также совмещения первой и второй ступеней десорбции (нет потерь тепла). Достижение минимальных капитальных затрат за счет объединения первой и второй ступени десорбции (нет дополнительного аппарата и обвязки между аппаратами)	

Получение твердых форм готового продукта				
Замена устаревшей башни приллирования на башню новой конструкции	Около $ 11,5 млн	Электроэнергия — 23–30 кВт· ч/т	Сокращение потерь аммиака до 0,28 кг/т. Повышение качества готового продукта и увеличение производительности установки	Метод очистки: 1 зона — промывка воздуха слабым раствором карбамида (до 20 %); 2 зона — орошаемые очищенной сточной водой демистеры

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Полный жидкостный рецикл (новое строительство)				
Новое строительство	Капитальные затраты на строительство агрегата мощностью 600 т/сут составляют приблизительно $100–130 млн. Срок окупаемости строительства — 4–5 лет	Расход аммиака — 570 кг/т Расход диоксида углерода — 740 кг/т Пар — 0,80 Гкал/т Охлаждающая вода — 110 $м^3$/т Электроэнергия — 190 кВт· ч/т (электропривод компрессора диоксида углерода) Общий расход энергии — 0,1964 (5,757) ТУТ/т (ГДж/т)	При строительстве нового производства по данной отечественной технологии URECON®2006 обеспечивается высокая энергоэффективность в рамках небольшого по мощности агрегата карбамида	Технология подходит для строительства и реконструкции агрегатов мощностью 300–1000 т/сут по карбамиду
Установка комплекта внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	$100–600 тыс. в зависимости от состава комплекта внутренних устройств	Внутренние устройства в реакторе синтеза карбамида позволяют при небольших капитальных затратах получить экономию энергоресуров (в виде пара) на последующих стадия в размере 0,04–0,08 Гкал/т готового продукта. Результат достигается за счет правильно организации потоков в реакторе	Повышение энергетической эффективности работы агрегата карбамида. Повышение производительности узла синтеза карбамида	В состав внутренних устройств может входить: — высокоэффективный вихревой смеситель,

		синтеза, что ведет к повышению степени конверсии CO_2		— насадка продольного секционирования, — массообменные тарелки
Установка дистиллятора низкого давления		Предназначен для утилизации тепла газов дистилляции среднего давления. За счет этого достигается экономия пара ≈0,05–0,07 Гкал/т карбамида	Дистиллятор низкого давления совмещает в одном аппарате функции колонны дистилляции и пленочного теплообменника-испарителя. Обеспечивает эффективный тепломассообмен. Возможно повышение производительности агрегата	
Установка рекуператора тепла газов дистилляции		За счет установки достигается экономия пара ≈0,15 Гкал/т карбамида	Рекуператор предназначен для утилизации тепла газов дистилляции I ступени для отгонки воды, NH_3 и CO_2 из раствора карбамида. Возможно повышение производительности агрегата	
Установка абсорбера среднего давления			Исключение вывода газов из узла среднего давления на переработку в цех аммиачной селитры. Исключение выбросов этих газов в случае отсутствия цеха аммиачной селитры	Независимость работы цеха карбамида от работы цеха аммиачной селитры

Модернизация атмосферного абсорбера		Исключение вывода газов из узла низкого давления в цех аммиачной селитры. Исключение выбросов аммиаксодержащих газов в случае отсутствия цеха аммиачной селитры		Независимость работы цеха карбамида от работы цеха аммиачной селитры

Стриппинг в токе CO_2				
Новое строительство	Капитальные затраты на строительство агрегата мощностью 1500 т/сут составляют приблизительно $350–400 млн. Срок окупаемости строительства — 3–4 года	Показатели работы таковы: Расход аммиака — 570 кг/т Расход диоксида углерода — 740 кг/т Пар — 0,65 Гкал/т Охлаждающая вода — 80 $м^3$/т Электроэнергия — 180 кВт· ч/т (электропривод компрессора диоксида углерода) Общий расход энергии — 0,1674 (4,906) ТУТ/т (ГДж/т)	При строительстве нового производства по данной технологии обеспечивается максимальная энергоэффективность	Технология подходит для строительства и реконструкции агрегатов мощностью 1500–2500 т/сут по карбамиду
Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	$300–600 тыс. зависимости от состава комплекта внутренних устройств	Экономия энергии до 0,04 Гкал/т	Повышение энергетической эффективности работы агрегата карбамида. Повышение производительности узла синтеза карбамида	В состав внутренних устройств может входить: - Насадка продольного секционирования - Массообменные тарелки
Модернизация распределительного устройства раствора карбамида в стриппере	Около $250 тыс	Повышение эффективности процесса стриппинга, увеличение степени отгона аммиака на 3–7 %	За счет более эффективного в конечном итоге повышается степень превращения CO_2 в карбамид и достигается экономия пара и повышение производительности	
Модернизация схемы работы карбаматного конденсатора (перевод в затопленный режим работы)	Около $ 2,5 млн	Повышение давления пара, вырабатываемого. Сокращение энергозатрат	Возможности для наращивания производительности	

Утилизация тепла абсорбции газов синтеза в узле выпаривания		Экономия энергозатрат	Рекуперация тепла. Возможности для наращивания производительности	Используется конденсат, охлаждающий абсорбер газов синтеза для подогрева раствора карбамида, направляемого в узел выпаривания
Автостриппинг (в токе NH_3)				
Утилизация тепла конденсата пара, обогревающего стриппер, в дистилляторе среднего давления		Экономия энергозатрат	Сокращение энергозатрат на подогрев для дистилляции под давлением 1,8 МПа	
Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения		Исключение из энергозатрат электрической энергии на вентиляторы аппаратов воздушного охлаждения. Включение эксплуатационных затрат водооборотного цикла	Повышение стабильности работы в течение года. Значительное повышение надежности работы оборудования охлаждения технологических потоков	
Tecnimont				
Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения		Исключение из энергозатрат электрической энергии на вентиляторы аппаратов воздушного охлаждения. Включение эксплуатационных затрат водооборотного цикла	Повышение стабильности работы в течение года. Значительное повышение надежности работы оборудования охлаждения технологических потоков	

Обращение со сточными водами (универсальный узел для всех технологий)				
Узел, включающий в себя: 1. Двухступенчатую десорбцию, совмещенную в одном аппарате и подогревом острым паром. 2. Вертикальный двухзонный гидролизер с подогревом острым паром и с разделением газовой и жидкой фаз. 3. Рекуперативные теплообменники десорбера и гидролизера. 4. Затопленный конденсатор газов десорбции		Сокращение энергетических затрат Обеспечение минимально возможных сбросов аммиака и карбамида (2 ppm для каждого)	Достижение минимальных энергетических затрат и эксплуатационных за счет применения рекуперации тепла, подогрева острым паром, а также совмещения первой и второй ступеней десорбции (нет потерь тепла). Достижение минимальных капитальных затрат за счет объединения первой и второй ступени десорбции (нет дополнительного аппарата и обвязки между аппаратами)	

Получение твердых форм готового продукта				
Замена устаревшей башни приллирования на башню новой конструкции	Около $ 11,5 млн	Электроэнергия — 23–30 кВт· ч/т	Сокращение потерь аммиака до 0,28 кг/т. Повышение качества готового продукта и увеличение производительности установки	Метод очистки: 1 зона — промывка воздуха слабым раствором карбамида (до 20 %); 2 зона — орошаемые очищенной сточной водой демистеры

Технологические мероприятия, объекты производства	Капитальные затраты	Эксплуатационные затраты (на единицу выпускаемой продукции)	Обоснование экономического эффекта	Примечание
Полный жидкостный рецикл (новое строительство)				
Новое строительство	Капитальные затраты на строительство агрегата мощностью 600 т/сут составляют приблизительно $100–130 млн. Срок окупаемости строительства — 4–5 лет	Расход аммиака — 570 кг/т Расход диоксида углерода — 740 кг/т Пар — 0,80 Гкал/т Охлаждающая вода — 110 м^3/т Электроэнергия — 190 кВт· ч/т (электропривод компрессора диоксида углерода) Общий расход энергии — 0,1964 (5,757) ТУТ/т (ГДж/т)	При строительстве нового производства по данной отечественной технологии URECON®2006 обеспечивается высокая энергоэффективность в рамках небольшого по мощности агрегата карбамида	Технология подходит для строительства и реконструкции агрегатов мощностью 300–1000 т/сут по карбамиду
Установка комплекта внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	$100–600 тыс. в зависимости от состава комплекта внутренних устройств	Внутренние устройства в реакторе синтеза карбамида позволяют при небольших капитальных затратах получить экономию энергоресуров (в виде пара) на последующих стадия в размере 0,04–0,08 Гкал/т готового продукта. Результат достигается за счет правильно организации потоков в реакторе	Повышение энергетической эффективности работы агрегата карбамида. Повышение производительности узла синтеза карбамида	В состав внутренних устройств может входить: — высокоэффективный вихревой смеситель,

		синтеза, что ведет к повышению степени конверсии CO_2		— насадка продольного секционирования, — массообменные тарелки
Установка дистиллятора низкого давления		Предназначен для утилизации тепла газов дистилляции среднего давления. За счет этого достигается экономия пара ≈0,05–0,07 Гкал/т карбамида	Дистиллятор низкого давления совмещает в одном аппарате функции колонны дистилляции и пленочного теплообменника-испарителя. Обеспечивает эффективный тепломассообмен. Возможно повышение производительности агрегата	
Установка рекуператора тепла газов дистилляции		За счет установки достигается экономия пара ≈0,15 Гкал/т карбамида	Рекуператор предназначен для утилизации тепла газов дистилляции I ступени для отгонки воды, NH_3 и CO_2 из раствора карбамида. Возможно повышение производительности агрегата	
Установка абсорбера среднего давления			Исключение вывода газов из узла среднего давления на переработку в цех аммиачной селитры. Исключение выбросов этих газов в случае отсутствия цеха аммиачной селитры	Независимость работы цеха карбамида от работы цеха аммиачной селитры

Модернизация атмосферного абсорбера		Исключение вывода газов из узла низкого давления в цех аммиачной селитры. Исключение выбросов аммиаксодержащих газов в случае отсутствия цеха аммиачной селитры		Независимость работы цеха карбамида от работы цеха аммиачной селитры

Стриппинг в токе CO_2				
Новое строительство	Капитальные затраты на строительство агрегата мощностью 1500 т/сут составляют приблизительно $350–400 млн. Срок окупаемости строительства — 3–4 года	Показатели работы таковы: Расход аммиака — 570 кг/т Расход диоксида углерода — 740 кг/т Пар — 0,65 Гкал/т Охлаждающая вода — 80 $м^3$/т Электроэнергия — 180 кВт· ч/т (электропривод компрессора диоксида углерода) Общий расход энергии — 0,1674 (4,906) ТУТ/т (ГДж/т)	При строительстве нового производства по данной технологии обеспечивается максимальная энергоэффективность	Технология подходит для строительства и реконструкции агрегатов мощностью 1500–2500 т/сут по карбамиду
Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	$300–600 тыс. зависимости от состава комплекта внутренних устройств	Экономия энергии до 0,04 Гкал/т	Повышение энергетической эффективности работы агрегата карбамида. Повышение производительности узла синтеза карбамида	В состав внутренних устройств может входить: - Насадка продольного секционирования - Массообменные тарелки
Модернизация распределительного устройства раствора карбамида в стриппере	Около $250 тыс	Повышение эффективности процесса стриппинга, увеличение степени отгона аммиака на 3–7 %	За счет более эффективного в конечном итоге повышается степень превращения CO_2 в карбамид и достигается экономия пара и повышение производительности	
Модернизация схемы работы карбаматного конденсатора (перевод в затопленный режим работы)	Около $ 2,5 млн	Повышение давления пара, вырабатываемого. Сокращение энергозатрат	Возможности для наращивания производительности	

Утилизация тепла абсорбции газов синтеза в узле выпаривания		Экономия энергозатрат	Рекуперация тепла. Возможности для наращивания производительности	Используется конденсат, охлаждающий абсорбер газов синтеза для подогрева раствора карбамида, направляемого в узел выпаривания
Автостриппинг (в токе NH_3)				
Утилизация тепла конденсата пара, обогревающего стриппер, в дистилляторе среднего давления		Экономия энергозатрат	Сокращение энергозатрат на подогрев для дистилляции под давлением 1,8 МПа	
Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения		Исключение из энергозатрат электрической энергии на вентиляторы аппаратов воздушного охлаждения. Включение эксплуатационных затрат водооборотного цикла	Повышение стабильности работы в течение года. Значительное повышение надежности работы оборудования охлаждения технологических потоков	
Tecnimont				
Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения		Исключение из энергозатрат электрической энергии на вентиляторы аппаратов воздушного охлаждения. Включение эксплуатационных затрат водооборотного цикла	Повышение стабильности работы в течение года. Значительное повышение надежности работы оборудования охлаждения технологических потоков	

Обращение со сточными водами (универсальный узел для всех технологий)				
Узел, включающий в себя: 1. Двухступенчатую десорбцию, совмещенную в одном аппарате и подогревом острым паром. 2. Вертикальный двухзонный гидролизер с подогревом острым паром и с разделением газовой и жидкой фаз. 3. Рекуперативные теплообменники десорбера и гидролизера. 4. Затопленный конденсатор газов десорбции		Сокращение энергетических затрат Обеспечение минимально возможных сбросов аммиака и карбамида (2 ppm для каждого)	Достижение минимальных энергетических затрат и эксплуатационных за счет применения рекуперации тепла, подогрева острым паром, а также совмещения первой и второй ступеней десорбции (нет потерь тепла). Достижение минимальных капитальных затрат за счет объединения первой и второй ступени десорбции (нет дополнительного аппарата и обвязки между аппаратами)	

Получение твердых форм готового продукта				
Замена устаревшей башни приллирования на башню новой конструкции	Около $ 11,5 млн	Электроэнергия — 23–30 кВт· ч/т	Сокращение потерь аммиака до 0,28 кг/т. Повышение качества готового продукта и увеличение производительности установки	Метод очистки: 1 зона — промывка воздуха слабым раствором карбамида (до 20 %); 2 зона — орошаемые очищенной сточной водой демистеры

Таблица 8.41 – Технологические показатели НДТ в области получения карбамида

П/п	Технология	Технологические показатели
		Выбросы
1	Stamicarbon (АК-70) с полной или частичной реконструкцией URECON®2006 + новая или реконструированная башня	NH_3< 1,81 кг/т
2	Stamicarbon (АК-70) с незамкнутым циклом без усовершенствований + старая башня и грануляция	NH_3< 10,9 кг/т
3	ТЕС + старая башня	NH_3< 2,37 кг/т
4	Стриппинг в токе CO_2 + новая башня	NH_3< 0,873 кг/т
5	Стриппинг в токе CO_2 + старая башня	NH_3< 0,886 кг/т
6	Стриппинг в токе CO_2 + грануляция	NH_3< 2,13 кг/т
7	Автостриппинг + старая башня	NH_3< 1,87 кг/т
8	Автостриппинг + грануляция	NH_3< 1,444 кг/т
9	Tecnimont + старая башня	NH_3< 2,17 кг/т
10	Карбамид с серой на основе карбамида и сульфата аммония с использованием аппаратов КС	NH_3< 1,01 кг/т

8.1.5 Перспективные технологии

8.1.5.1 Получение концентрированного раствора (плава) карбамида

8.1.5.1.1 Новая российская технология получения концентрированного раствора (плава) карбамида

Во всех представленных сегодня на рынке технологиях получения карбамида синтез карбамида ведется при мольном соотношении L в диапазоне 3,0–3,6 и содержании воды (W) на уровне ~0,5.

Однако фактическая степень конверсии в реакторе, как правило, значительно ниже равновесной степени конверсии, поскольку давление в реакторе ниже равновесного.

В разработанной технологии (см. рисунок 8.39) были выбраны условия протекания процесса синтеза обеспечивающие максимальное приближение фактической степени конверсии к равновесной. Избыток аммиака в реакторе составляет ~3,6, давление — 20,0 МПа, температура 190–192 °С. Для достижения высокой удельной производительности реактора синтеза, или другими словами снижения его размеров гидродинамический режим в нем был максимально приближен к режиму идеального вытеснения. Данная задача была решена за счет зонального секционирования — вихревой смеситель, насадка продольного секционирования, тарелки.

В результате достигается на ~50 % большая удельная производительность реактора синтеза, чем в предлагаемых сейчас технологиях при степени конверсии около 70 %.

Узел дистилляции ВД включает сепаратор, стриппер, 2 карбаматных конденсатора (I и II ступени) и абсорбер. Одним из приемов снижающим нагрузку на узел дистилляции ВД давления является многократная сепарация плава синтеза перед подачей его в стриппер. Предварительная сепарация плава осуществляется в реакторе. Благодаря отделению избыточного газообразного аммиака в реакторе снижаются потери тепла плава при дросселировании. Т. е. плав приходит на дистилляцию с более высокой температурой, что позволяет снизить расход пара на стриппер.

Основным критерием оценки энергоэффективности стриппинг-процесса является оптимальное соотношение между эффективностью утилизации внутреннего тепла процесса и эффективностью отгонки непрореагировавших компонентов. Хорошо зарекомендовавшим себя способом утилизации внутреннего тепла процесса является получение низкопотенциального пара с дальнейшим использованием его внутри производства карбамида.

Технологически и экономически обоснованным для использования внутри производства карбамида является давление низкопотенциального пара не ниже 0,4 МПа.

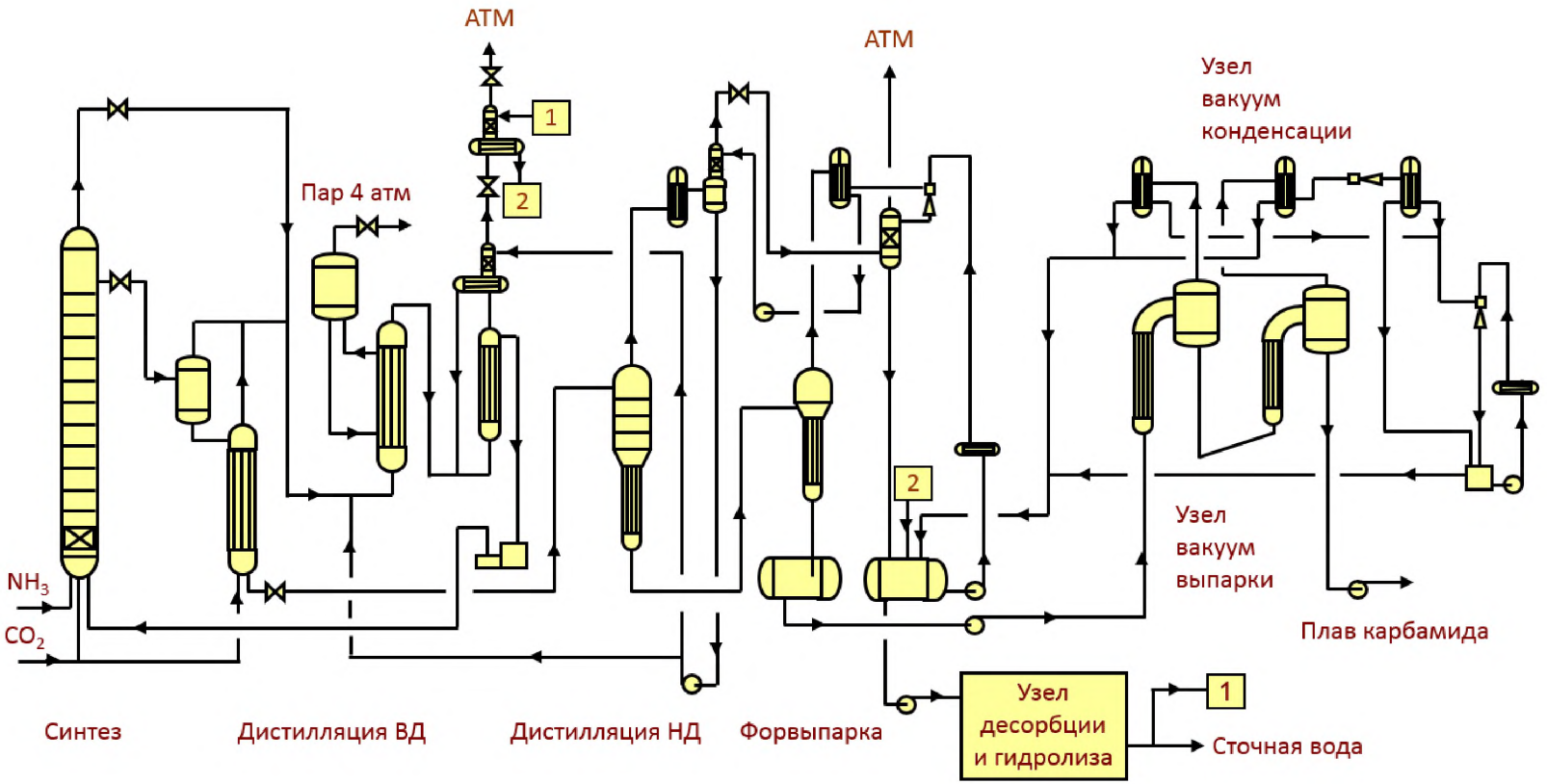


Рисунок 8.379 – Принципиальная схема получения плава карбамида по новой отечественной технологии

При давлении дистилляции ниже 8,5 МПа давление вырабатываемого пара снижается, так как конденсация идет при низкой температуре. В то же время эффективность отгонки увеличивается и увеличивается количество вырабатываемого пара. Но использование такого пара, во-первых, ограничено, и во-вторых, приводит к значительному увеличению размеров теплообменного оборудования.

При давлении дистилляции больше 10,5 МПа давление вырабатываемого пара выше 0,4 МПа, однако, в результате снижения эффективности отгонки, количество вырабатываемого пара значительно снижается, что приводит к увеличению общего расходного коэффициента по пару за счет увеличения потребления внешнего пара.

Таким образом оптимальным давлением дистилляции исходя из соотношения общего потребления пара к размерам теплообменного оборудования, является давление 9,0–9,5 МПа.

В результате того, что узел синтеза и дистилляции высокого давления работают под разным давлением, упрощается компоновка оборудования — снижается высота расположения оборудования высокого давления. В итоге снижаются стоимость строительно-монтажных работ и общие инвестиционные затраты на строительство агрегата карбамида.

С целью повышения эффективности дистилляции использован процесс стриппинга в токе CO_2.

Выделившаяся после дросселирования плава с 20,0 МПа до 9,0 МПа газовая фаза, содержащая аммиак, диоксид углерода и небольшое количество воды отделяется в сепараторе. После сепаратора мольное соотношение NH_3/CO_2 в растворе карбамида составляет 2.9–3.0, что позволяет осуществить его эффективную стриппинг-дистилляцию в токе CO_2.

Количество CO_2, подаваемого в качестве стриппинг-агента в стриппер составляет 30–35 % от общего количества свежего диоксида углерода. Остальное количество диоксида углерода подается в реактор для поддержания теплового баланса реактора.

Того количества CO_2, которое подается в стриппер достаточно для эффективной отгонки аммиака и диоксида углерода. Концентрация NH_3 после стриппера составляет не более 8 масс. %. Кроме того, благодаря подаче стриппинг агента снижается требуемая температура в стриппере. Т. е. идет процесс т. н. холодного стриппинга, благодаря чему снижается скорость коррозии в аппарате и увеличивается срок службы стриппера.

Стриппер представляет собой кожухотрубный пленочный испаритель, в межтрубное пространство которого подается пар с давлением 2,0 МПа.

Вся газовая фаза, отогнанная в узле дистилляции ВД, конденсируется в двух последовательно установленных карбаматных конденсаторах. Туда же направляется газовая фаза из реактора синтеза.

Конденсация в первом конденсаторе идет с образованием низкопотенциального пара с давлением не менее 0,4 МПа в межтрубном пространстве. Во втором конденсаторе тепло конденсации отводится охлаждающим конденсатом. Раствор карбамата, полученный в ходе конденсации, с помощью насосов ВД подается в реактор синтеза.

Благодаря эффективной отгонке в узле дистилляции под давлением 9,0 МПа достаточно установить еще только один узел дистилляции НД (под давлением 0,35 МПа).

Процесс осуществляется в дистилляторе — аппарате, совмещающем в себе тарельчатую колонну дистилляции и пленочный подогреватель, который обеспечивает высокую эффективность отгонки непрореагировавших компонентов. Тепло в узел дистилляции подводится в виде пара 0,4 МПа, полученного в конденсаторе ВД.

Газовая фаза из дистиллятора НД конденсируется с образованием раствора карбамата. Полученный раствор карбамата подается на всас карбаматных насосов, с помощью которых закачивается в конденсатор ВД и на орошение абсорбера ВД.

При разработке новой технологии большое внимание уделено экологической безопасности производства, т. е. очистке газовых выбросов и сточных вод.

Для очистки сточных вод применяется схема с двухступенчатой десорбцией под давлением 0,3 МПа и двухзонным гидролизом под давлением 2,2 МПа. Тепло в гидролизер и десорбер II ступени подается в виде острого пара.

Степень очистки сточных вод составляет 2 ppm для аммиака и карбамида.

Расходные коэффициенты для новой технологии представлены в таблице 8.42.

Таблица 8.42 – Расходные коэффициенты для новой отечественной технологии получения плава карбамида (производительность 2000 т/сут)

Наименование показателя	Единица измерения	Значение показателя
Расход аммиака	Кг/т	571
Расход пара	Гкал/т	0,625
Расход электроэнергии	КВтч/т	165
Расход охлаждающей воды	$М^3$/т	80
Общий расход энергии	ТУТ/т ГДж/т	0,1585 4,646

Степень проработки технологии и возможные сроки коммерческого внедрения.

Разработаны конструкции аппаратов и эскизные проекты на критическое оборудование, подготовлены опросные листы на компрессор и критические позиции насосов.

От отечественных и ведущих мировых производителей оборудования получены предложения на изготовление и поставку критического оборудования, включая компрессор, насосы высокого давления, реактор синтеза, оборудование дистилляции высокого давления и других позиций.

Также разработаны типовые технологические схемы с КИПиА для производства по новой технологии. Выполнена типовая компоновка оборудования и генплан установки.

8.1.5.2 Интеграция технологии Urea-2000plus синтеза карбамида с применением стриппинг-процесса в токе CO2 компании Stamicarbon

Технология Urea-2000plus компании Stamicarbon может быть использована для реконструкции агрегатов карбамида с технологией полного жидкостного рецикла.

Суть реконструкции заключается в проведение реакций синтеза карбамида с получением плава карбамида в двух последовательных реакционных объёмах при давлении рабочих сред 140–160 $кг/см^2$. На первом этапе реакции синтеза карбамида осуществляются в бассейновом горизонтальном реакторе из исходных компонентов — аммиак, диоксид углерода, с использованием рециклового водного раствора карбамата аммония и карбамида, с разделом фаз рабочей среды газ/жидкость в реакционном объёме.

Далее реакции синтеза карбамида проводятся в реконструированном вертикальном реакторе с массообменными тарелками, в жидкой фазе, поступающей из бассейнового конденсатора с подачей CO_2 для повышения конверсии аммиака. Для защиты оборудования и элементов трубопроводов контура синтеза и стриппера от высококоррозионной рабочей среды применяется дуплексная нержавеющая сталь Safurex.

Положительный эффект такой реконструкции заключается в снижении удельных энергозатрат на компримирование компонентов синтеза за счет снижения давления в контуре синтеза карбамида на ~30 % по сравнению со стандартным процессом синтеза в реакторе вытеснения с массообменными тарелками и в снижении на 2 % коэффициента расхода исходного жидкого аммиака, поступающего на агрегат.

8.1.5.3 Производство карбамида из диоксида углерода, содержащегося в дымовых газах

Особенностью данной технологии является источник получения диоксида углерода — дымовые газы печей риформинга производства метанола. Диоксид углерода поступает из установки выделения CO_2 из дымовых газов печей первичного риформинга.

В производство карбамида поступает также отходящий газ высокого давления и раствор карбамата производства меламина для преобразования содержащихся в них аммиака и диоксида углерода в карбамид.

Основными стадиями производства карбамида являются:

- компрессия CO_2;
- синтез карбамида;
- конденсация отходящих газов производства меламина;
- дистилляция карбамида, рециркуляция;
- выпарка карбамида;
- вакуумное получение карбамида, поступающего в производство меламина;
- приллирование карбамида в башне;
- абсорбция среднего и низкого давления;
- очистка сточных вод.

Блок-схема получения плава карбамида представлена на рисунке 8.38.

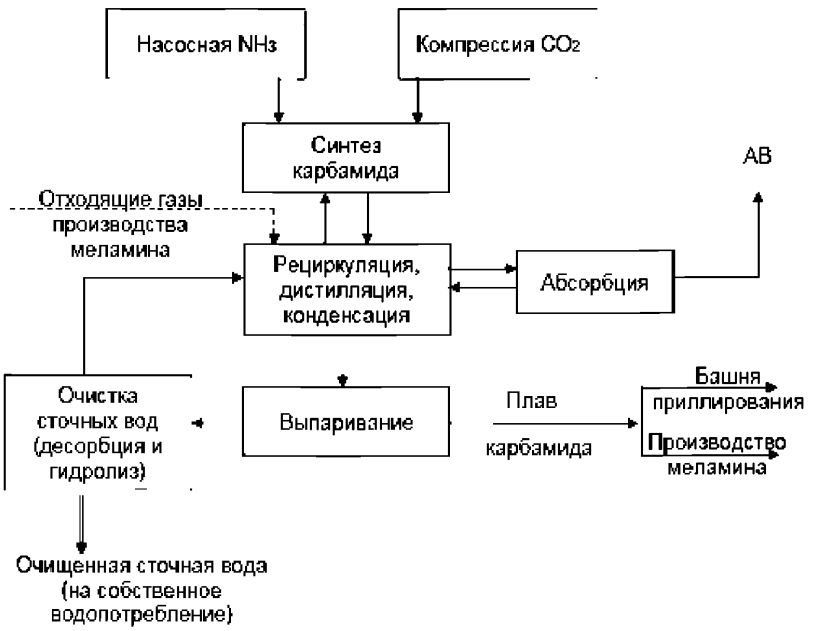


Рисунок 8.40 – Блок-схема производства карбамида из CO_2, содержащегося в дымовых газах печей первичного риформинга

Расходные коэффициенты для технологии производства карбамида из CO_2, содержащегося в дымовых газах печей первичного риформинга, представлены в таблице 8.43.

Таблица 8.43 – Расходные коэффициенты для технологии производства карбамида из CO_2, содержащегося в дымовых газах печей первичного риформинга

Наименование показателя	Единица измерения	Значение показателя
Расход аммиака	Кг/т	580
Расход пара	Гкал/т	1,2
Расход электроэнергии	КВтч/т	112
Расход охлаждающей воды	$М^3$/т	120
Общий расход энергии	ТУТ/т ГДж/т	0,23 6,7413

8.1.5.4 Получение твердых форм готового продукта

8.1.5.4.1 Технология грануляции в скоростном барабанном грануляторе

Одной из перспективных технологий получения твердых форм готового продукта является технология грануляции в скоростном барабанном грануляторе (СБГ), которая может быть использована для кондиционирования приллированного продукта — так называемой «докатки» приллированного карбамида (см. рисунок 8.41).

Монтаж установки СБГ позволяет разгрузить башню приллирования до проектного значения производительности и стабилизировать ее работу с уменьшением доли дефектных гранул и увеличением доли основной фракции продукта 2–4 мм. При этом минимизируется содержание фракции менее 1 мм, увеличивается содержание основной фракции 2–4 мм за счет «докатки» мелкой фракции приллированного карбамида размером менее 2 мм и, как следствие, увеличивается прочность получаемого продукта при сравнительно невысоких капитальных затратах.

В случае применения данной технологии достигается необходимый результат без проведения значительной реконструкции башни приллирования, а самое главное — без длительной ее остановки на ремонт, а значит — без потери выработки по карбамиду.

Основные преимущества установки СБГ:

- компактность;
- отсутствие трудностей в размещении на территории действующих цехов;
- отсутствие больших объемов воздуха;
- отсутствие постоянной подачи пара на технологические нужды;
- низкие энерго- и эксплуатационные затраты;
- возможность работы и регулирования в широком диапазоне мощностей.

На 2015 год такая установка проходила ввод в промышленную эксплуатацию на одном из агрегатов карбамида России. Предполагаемые результаты внедрения показаны в таблице 8.44.

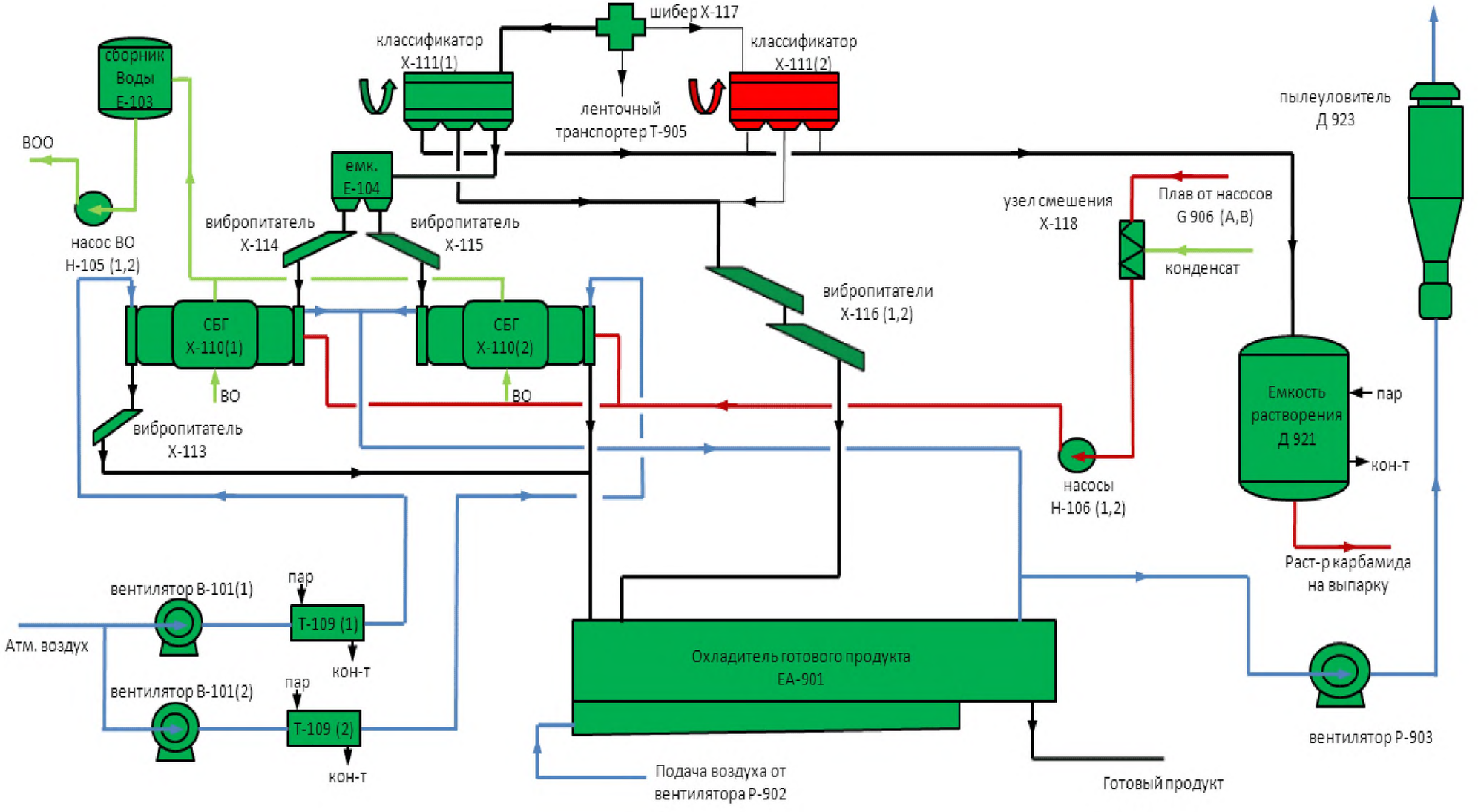


Рисунок 8.41 – Принципиальная схема докатки прилл в СБГ

Таблица 8.44 – Показатели качества карбамида до и после внедрения установки СБГ

Наименование	Показатель		
	До реконструкции	Гарантированный	Планируемый к достижению
Гранулометрический состав. Массовая доля гранул, %: - менее 1 мм - 1–4 мм - 2–4 мм - остаток на сите 6 мм	 3,0 97,0 77,4 отсутствие	 Не более 1,0 не менее 98,0 не менее 92,0 отсутствие	 Отсутствие 99,7 99,3 отсутствие
Статическая прочность гранул, кгс/гранулу	0,56	Не менее 0,80	Более 2,50
Температура товарного продукта, °С	Не более 50	Не более 50	Не более 50
Остальные показатели	В соответствии с ГОСТ 2081–2010	В соответствии с ГОСТ 2081–2010	В соответствии с ГОСТ 2081—2010

Реализация проекта дает:

- разгрузку башни приллирования;
- повышение качества получаемого продукта;
- переработку мелкой фракции (< 2 мм) в готовый продукт вместо растворения и возвращения в узел выпаривания;
- возможности по организации других форм удобрений на основе карбамида (NS, NK, NPK и др.).

8.1.5.4.1.1 Использование низкопотенциального пара и горячего конденсата для выработки холода с использованием АБХМ

Получение охлаждающей воды с температурой 16 °С и выше для узлов конденсации соковых паров выпарки и узлов охлаждения готового продукта.

8.1.5.4.2 Использование тепла кристаллизации карбамида для охлаждения готового продукта

За счет снятия части теплоты кристаллизации карбамида можно снизить температуру готового продукта на 10 °С.

8.2 Производство смеси карбамида и нитрата аммония (КАС)

КАС — азотное удобрение, представляющее собой смесь растворов карбамида и аммиачной селитры. Азот в КАС присутствует во всех трех формах: амидной, аммонийной и нитратной, легко усваиваемых растениями. Нитратный азот очень подвижный в почве и быстро усваивается, а аммонийный и амидный азот аккумулируется в пахотном слое и становится доступным на протяжении вегетации, что делает КАС-удобрением скорого и длительного действия.

Широко используется во многих странах мира, в ряде стран Европы (Германия, Нидерланды и др.) преимущественно. Способ получения раствора КАС основан на смешении в определенном соотношении водных растворов карбамида и аммиачной селитры, нейтрализации свободного аммиака и ингибировании полученного продукта. Производятся марки КАС-28, КАС-30 и КАС-32, в которых массовая доля азота составляет соответственно 28, 30 и 32 %. Крупнотоннажные установки получения КАС расположены на интегрированных производствах, где производятся либо карбамид, либо аммиачная селитра, либо (обычно) оба этих продукта.

В ходе производства КАС концентрированные растворы карбамида и аммиачной селитры поступают и смешиваются в статических смесителях. Путем добавления азотной кислоты и аммиака регулируется pH, при необходимости раствор разбавляется технологической водой. Приготовленный раствор охлаждается и фильтруется, в него вносится ингибитор коррозии и готовый продукт перекачивается в хранилище.

Растворы КАС могут производиться по одной из трех схем:

- из твердых (гранулированных) карбамида и аммиачной селитры;
- из растворов карбамида и аммиачной селитры, полученных по традиционной технологии;
- по интегральной схеме, разработанной специально для производства КАС.

По первой схеме себестоимость единицы азота в растворах КАС будет выше, чем в твердых удобрениях. По второй схеме себестоимость будет ниже, чем в твердых удобрениях, так как исключаются операции доупаривания, гранулирования и кондиционирования. Интегральная схема предусматривает получение КАС из раствора карбамида и раствора аммиачной селитры, получаемого нейтрализацией аммиака азотной кислотой. Причем в качестве аммиака могут использоваться газообразный аммиак либо газовые сдувки из производства карбамида, содержащие аммиак.

В настоящее время на территории Российской Федерации эксплуатируется 5 предприятй, производящих КАС. Из них ПАО Акрон, АО «Невинномысский азот», ПАО «КуйбышевАзот» и КАО «Азот» работают по схеме смешения растворов, а АО «НАК «Азот» — по интегральной схеме. Их географическое расположение, сроки введения в эксплуатацию, производительность, используемые технико-экономические показатели приведены в таблице 8.45.

Таблица 8.45 – Установки по производству КАС в Российской Федерации

№ п/п	Наименование предприятия	Месторасположение	Год ввода в эксплуатацию	Годовой объем выпуска тыс. т/год
1	АО «НАК «Азот»	Г. Новомосковск, Тульская область		236
2	АО «Невинномысский Азот»	Г. Невинномысск, Ставропольский край		1000
3	ПАО Акрон	Г. Великий Новгород, Новгородская область		1420
4	ПАО «КуйбышевАзот»	Г. Тольятти, Самарская область	1984	300
5	КАО «Азот»	Г. Кемерово		106

Трудности производства КАС связаны с необходимостью точного дозирования поступающих в смеситель концентрированных растворов карбамида и аммиачной селитры в связи с отсутствием стабильности их концентраций.

Показатели расхода сырья и энергопотребления указаны в таблице 8.46.

Таблица 8.4628 – Расход сырья и энергоресурсов при производстве КАС

№ п/п	Процесс	Расходный коэффициент по аммиачной селитре, кг/т	Расходный коэффициент по карбамиду, кг/т	Расход энергетических средств, тут/т
1	Производство КАС	396–480	303,5–364	0,001–0,0073

8.2.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время

Способ получения раствора КАС основан на смешивании в определенном соотношении водных растворов карбамида и аммиачной селитры, охлаждении полученной

смеси, дозирования в смесь воды (при необходимости), введении ингибитора коррозии и нейтрализации свободного аммиака азотной кислотой в готовом продукте (см. рисунок 8.42).

Для обеспечения непрерывной работы производства растворов КАС раствор аммиачной селитры (78–90 %) с температурой 90–150 °С и раствор карбамида (69–79 %) с температурой 80–120 °С поступают по трубопроводам из соответствующих производственных цехов в отдельные емкости.

Раствор аммиачной селитры и раствор карбамида центробежными насосом подаются одновременно в смеситель, где в результате смешивания растворов получается карбамид-аммиачная селитра (КАС). Трудности производства КАС связаны с необходимостью точного дозирования поступающих в смеситель концентрированных растворов карбамида и аммиачной селитры в связи с отсутствием стабильности их концентраций.

После смесителя полученная смесь раствора КАС с массовым соотношением между карбамидом и аммиачной селитрой 0,74–0,80 охлаждается оборотной водой в холодильнике до температуры 30–50 °С.

Для дальнейшего выравнивания состава КАС по содержанию воды охлажденная смесь растворов КАС поступает в смеситель, куда предусматривается подача парового конденсата (технологической воды), а также впрыск ингибитора коррозии. Из смесителя растворы КАС поступают в емкость с перемешивающим устройством, где за счет постоянного перемешивания достигается получение однородного по составу продукта.

Для доведения массовой доли свободного аммиака в растворе КАС до нормы раствор КАС перекачивается в емкость, в которую осуществляется подача азотной кислоты. Готовый раствор КАС из емкости откачивается центробежными насосами на склад в хранилища.

Для очистки раствора КАС от примесей перед выдачей на склад в хранилище на линии нагнетания насосов установлены угольные фильтры.

Избыток газообразного аммиака из емкостного оборудования направляется на улавливание в скруббер-нейтрализатор, где орошается циркулирующим закисленным слабым раствором аммиачной селитры. Из скруббера-нейтрализатора слабый раствор аммиачной селитры массовой долей не более 20 % собирается в емкость, охлаждается оборотной водой в теплообменнике и подается на орошение в скруббер-нейтрализатор. Соковый пар после очистки в скруббере-нейтрализаторе сбрасывается в атмосферу.

Из хранилища раствор КАС насосами подается для налива в железнодорожные и автоцистерны.

Описание технологического процесса приведено в таблице 8.47, перечень основного оборудования — в таблице 8.48, природоохранного оборудования — в таблице 8.46.

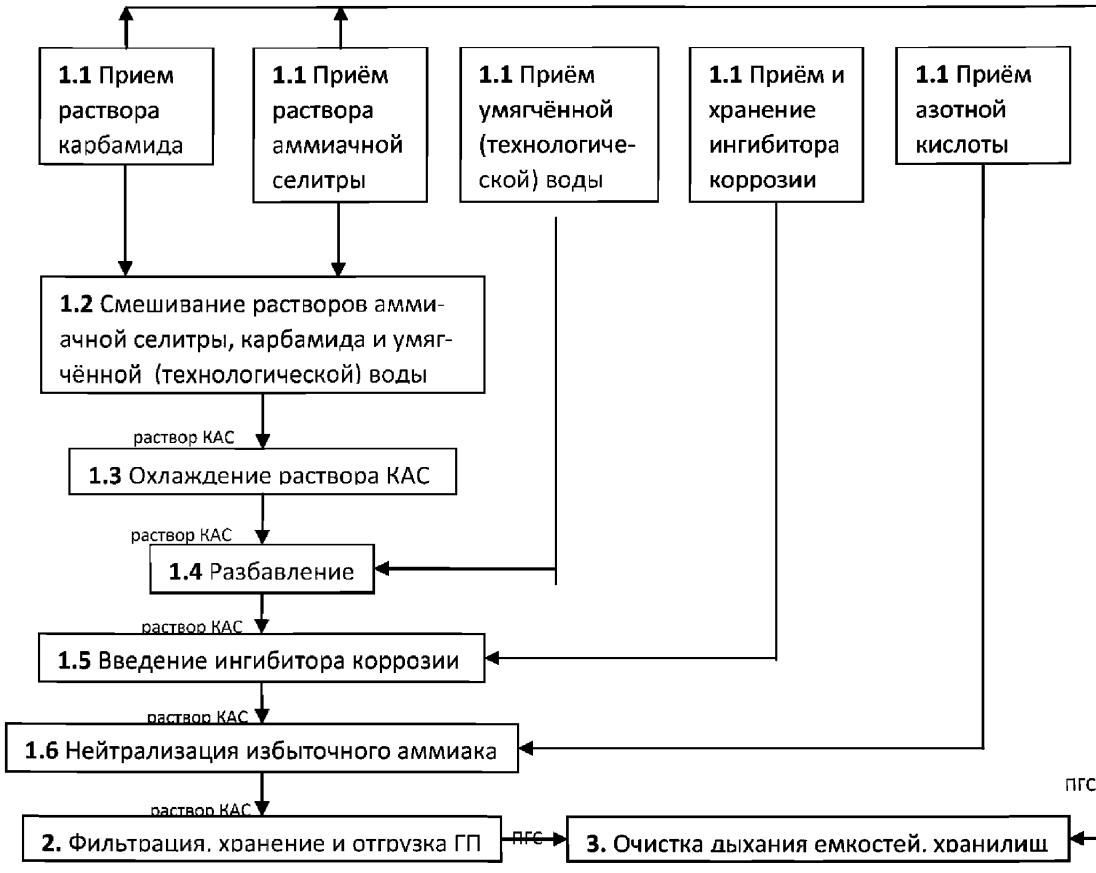


Рисунок 8.42 – Схема технологического процесса

Таблица 8.47 – Описание технологического процесса

№ подпроцесса	Вход	Подпроцесс	Выход	Основное оборудование	Эмиссии (наименование)
1.1	Селитра Карбамид Азотная кислота Ингибитор коррозии Умягченная (технологическая) вода	Прием и хранение сырья	Селитра Карбамид Азотная кислота Ингибитор коррозии Умягченная (технологическая) вода	Емкости Трубопроводы	NH_3

1.2	Селитра Карбамид	Смешивание растворов	Раствор КАС	Смеситель	Нет
1.3	Раствор КАС	Охлаждение	Раствор КАС	Теплообменник	Нет
1.4	Раствор КАС Умягченная (технологическая) вода	Разбавление	Раствор КАС	Смеситель	Нет
1.5	Раствор КАС Ингибитор коррозии	Введение ингибитора коррозии	Раствор КАС	Смеситель	Нет
1.6	Раствор КАС Азотная кислота	Нейтрализация аммиака	Раствор КАС	Смеситель	Нет
2	Раствор КАС	Фильтрация, хранение и отгрузка готового продукта	Раствор КАС	Фильтры угольные Емкости	NH_3
3	Раствор аммиачной селитры ПГС	Очистка дыхания емкостей, хранилищ	Раствор аммиачной селитры Очищенный воздух	Скруббер-нейтрализатор	NH_3

Таблица 8.4829 – Основное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Емкость для раствора аммиачной селитры	Прием раствора аммиачной селитры	Емкость
Емкость для раствора карбамида	Прием раствора карбамида	Емкость
Реактор-смеситель	Предназначена для смешивания растворов аммиачной селитры и карбамида в заданном соотношении	Емкость
Холодильник раствора КАС	Предназначен для охлаждения раствора КАС	Кожухотрубчатый теплообменник
Фильтр	Предназначен для фильтрации раствора КАС от масла	Фильтр на активном угле
Хранилище раствора КАС	Предназначено для хранения готового продукта и доведения (при необходимости) его до соответствия ТУ	Емкость

Таблица 8.309 – Природоохранное оборудование

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Технологические характеристики
Скруббер-нейтрализатор с вспомогательным оборудованием: напорная емкость, насос и холодильник	Предназначены для мокрой очистки газовоздушной смеси перед выбросом в атмосферу	Колонна с насадкой

8.2.2 Текущие уровни эмиссии в окружающую среду

Характеристики ресурсо- и энергосбережения

Степень использования карбамида и аммиачной селитры, основного сырья для производства КАС, характеризуют соответствующие расходные коэффициенты (см. таблицу 8.47), которые показывают, сколько кг карбамида и аммиачной селитры израсходовано для получения 1 т готового продукта.

Различные технологии получения КАС используют различные энергоресурсы, и учет их расходования ведется по-разному. Для того, чтобы иметь возможность сравнить энергозатратность отличных технологий (см. таблицу 8.48) воспользуемся приемом, ре-

комендуемым Госкомстатом для энергетических балансов, переведем все энергетические средства в тонны условного топлива (ТУТ) и определим их сумму для каждой технологии.

Таблица 8.50

	Расходный коэффициент по аммиачной селитре, кг/т	Расходный коэффициент по карбамиду, кг/т
Минимальное значение	441	347
Максимальное значение	480	364
Среднее значение	459,5	355

Таблица 8.51

	Пар, Гкал/т	Электроэнергия кВтч/т	Вода оборотная, $м^3$/т	Суммарный расход энергетических средств,	
				ТУТ/т*	ГДж/т
Минимальное значение	0	0,95	0,3	0,001	0,029
Максимальное значение	0,04	3,83	7,5	0,0073	0,214
Среднее значение	0,0267	2,39	4,6	0,0053	0,154
* по угольному эквиваленту в соответствии с постановлением Госкомстата от 1992 г					

Сточных вод в производстве КАС не образуется. Основным источником газовых выбросов является «дыхание» емкостей (см. таблицу 8.52).

Таблица 8.52 – Потери аммиака с выбросами в атмосферу

Выбросы аммиака	0,01 кг/т готового продукта 0,73 кг/т готового продукта (в случае включения в производство узлов нейтрализации и выпарки раствора аммиачной селитры)

Газообразного аммиак из «дыхания» емкостного оборудования улавливается в скруббере-нейтрализаторе путем орошения циркулирующим закисленным слабым раствором аммиачной селитры.

8.2.3 Определение наилучших доступных технологий

Для получения раствора КАС в промышленности во всем мире используют единственный способ: смешение растворов карбамида и аммиачной селитры. Главные ста-

дии производства: смешение, охлаждение, разбавление, нейтрализация аммиака, фильтрация. В технологиях разных разработчиков могут существенно отличаться лишь источник сырья. Технология производства при этом неизменна.

В связи с этим выбор технологии безальтернативен.

Раздел 9. Производство хлористого калия

Калий — жизненно важный элемент, необходимый для функционирования всех живых клеток. Он является природным компонентом почвы и, наряду с фосфором и азотом, незаменимым питательным элементом для растений и сельскохозяйственных культур. Только регулярное внесение этих трех основных макроэлементов может обеспечить сбалансированное питание растений.

Калийные удобрения, содержащие один из основных видов минеральных питательных веществ, обеспечивают полноценное развитие корневой системы растений, стимулируют обмен веществ, повышают устойчивость к погодным условиям, болезням и вредителям, улучшают вкусовые качества плодов, делают их устойчивыми к длительному хранению. Свыше 90 % выпускаемого калийного продукта представлено хлористым калием (KCl), остальное — сульфатом калия и калимагнезией.

Хлористый калий — высококонцентрированное удобрение, агрономическая и экономическая целесообразность использования которого доказана более чем полувековым опытом мирового сельского хозяйства, которое потребляет около 95 % всего производимого калия в мире.

Около 80 % ежегодных объемов хлористого калия производят из природного твердого сырья (калийные руды), добываемого из недр шахтным способом; 12 % — из естественных природных рассолов, находящихся на земной поверхности (соляные озера, моря); 8 % — при переработке искусственных растворов, получаемых путем подземного растворения водой соляных залежей. Основной тип калийных руд — сильвиниты, содержащие основные породообразующие водорастворимые минералы сильвин (KCl) и галит (NaCl), а также примеси нерастворимого в воде остатка, минеральных соединений: солей кальция, магния и др.

Мировые запасы калийных солей отличаются высокой концентрированностью. Канада обладает около 45 % всех мировых запасов. Россия находится на втором месте — около 33 %, на третьем месте — Республика Беларусь — около 5 %. Прогнозные ресурсы калийных руд России огромны — около 11,5 млрд т.

Переработки калийных руд началось в 19 веке галургическим способом термического выщелачивания калийных солей с последующей их кристаллизацией из насыщенных солевых растворов (Страсбург, Германия) и применяется на ряде предприятий до настоящего времени. Процесс характеризуется большими тепловыми затратами, высоким коррозионным воздействием на оборудование горячих (95–100 °С) солевых растворов, но позволяет получать готовый продукт с содержанием хлористого калия до 98,0–98,5 %, используемый при производстве сложных удобрений и получении ряда технических продуктов.

Соляные минералы характеризуются относительно крупной вкрапленностью калийных минералов (0,5–3 мм), что создает благоприятные условия для их механического разделения. В связи с этим внимание многих исследователей было направлено

на изучение возможности флотационного разделения водорастворимых солей, позволяющего осуществить производство калийных удобрений (хлористого калия) без дополнительного нагрева солевых растворов.

Предложенное в США в 1936 году Кирби (Kirby) применение алкиламинов для флотации хлористого калия послужило основой для разработки технологии флотационной переработки калийных руд. Начиная с 1950–1960-х годов началось интенсивное строительство флотационных калийных предприятий в Канаде, США, СССР, Германии, Франции, Испании, обеспечившее мировое развитие производства KCl для сельскохозяйственных целей. В Советском Союзе с 1963 года были введены в эксплуатацию 8 флотационных калийных фабрик. В настоящее время в мире добытые шахтным способом сильвинитовые руды (смесь сильвина (KCl) и галита) перерабатывают на 25 обогатительных фабриках, из числа которых по флотационной технологии на 10 фабриках, в том числе в Российской Федерации на четырех фабриках — по галургической технологии (растворение-кристаллизация) на четырех фабриках, в том числе в Российской Федерации на двух фабриках; по комбинированной технологии (флотация + растворение — кристаллизация) на 11 фабриках. Мощность действующих калийных предприятий в мире составляет 40,7 млн т K_2O (2010 г.), а производство — 38,5 млн т K_2O (2014 г.). Лидирующее положение в производстве хлористого калия традиционно занимали Канада, Россия, Беларусь и Германия, обеспечивающие около 70 % мирового производства (см. таблицу 9.1).

Таблица 9.1 – Объемы производства KCl в мире (статистика Международной ассоциации производителей удобрений IFA), тыс. т K_2O

Страны, регионы	2000	2005	2010	2011	2012	2013	2014
Европа и Ближний Восток							
Россия	3716	6266	6128,1	6500,0	5403,3	6000	} 20951,5
Беларусь	3372	4928	5222,6	5332,1	4830,7	4178,5	
Германия	3409	3665	2961,6	3106,1	3056,4	2968,4	
Великобритания	601	439	<*>	<*>	<*>	<*>	
Испания	522	494	<*>	<*>	<*>	<*>	
Израиль	1748	2224	2799,7	2555,9	2962,0	3094,1	
Иордания	1162	1098	1165,5	1355,2	1094,4	1046,5	
Америка							
Канада	9174	10596	9497	10819,0	9270,0	10107,4	} 12758,7
Бразилия	340	372	398	362,7	318,2	285,4	

Чили	330	431	850,5	961,4	1240,9	1186,9	
США	821	832	613,2	696,9	607,0	633,5	
Азия							
Китай	290	1450	2345	2598,8	3090,0	3600,0	} 4797,8
Лаос	-	-	-	15	50	50	
Всего:	25815	32794	31981,4	34345,0	32048,1	33609,6	38508,0
<*> С 2009 года данные приводятся вместе с Израилем, который приобрел акции калийных производителей в этих странах.							

В Российской Федерации хлористый калий производится из добываемых шахтным способом сильвинитовых руд предприятиями группы «ЕвроХим» и ПАО «Уралкалий», производственные мощности последнего составляют 13,1 млн т KCl, а объем производства достиг 12,1 млн т KCl.

Калийная промышленность — отрасль промышленности, объединяющая предприятия по добыче калийных солей и получению калийных удобрений. Все возрастающая потребность в калийных удобрениях на мировом рынке для обеспечения интенсивного уровня развития сельского хозяйства, а также уменьшение запасов месторождений калийных солей в Европе (Германия, Испания, Франция) стимулирует строительство новых калийных предприятий с вовлечением в переработку новых участков разрабатываемых месторождений калийных руд и освоение новых калийных месторождений.

Калийная промышленность в России стала создаваться после открытия в 1925 году калийных месторождений на самом востоке Европейской России в области Предуралья. На территории Пермского края находится крупнейшее в России Верхнекамское месторождение калийно-магниевых солей. В 1927 году началось строительство первого промышленного комбината в г. Соликамске. В 1930 году было запущено строительство промышленного комплекса по производству калийных удобрений и в г. Березники. Четыре производственных комплекса в г. Березники и три производственных комплекса в г. Соликамске были введены в эксплуатацию между 1957 и 1992 гг. В настоящее время все они входят в состав ПАО «Уралкалий», контролирующего всю производственную цепочку — от добычи калийных солей до поставок хлористого калия покупателям.

ПАО "Уралкалий" создано в 2011 году путем присоединения ОАО «Сильвинит» к ОАО «Уралкалий». В настоящее время производственные мощности ПАО «Уралкалий» включают шесть калийных фабрик, которые расположены в городах Березники и Соликамск Пермского края. Общие запасы руды компании составляют около 8,2 млрд тонн. В 2014 году было произведено 12,1 млн т хлористого калия. ПАО «Уралкалий» производит калийные удобрения: гранулированный, мелкокристаллический и мелкозернистый хлористый калий. На долю ПАО «Уралкалий» приходится около 20 % мирового производства калийных удобрений. В таблице 9.2 приведены показатели ресурсно-сырьевого обеспечения ПАО «Уралкалий».

Таблица 9.2 – Ресурсно-сырьевое обеспечение ПАО «Уралкалий»

Рудоуправление	Балансовые запасы руды (форма 5-ГР на 1 января 2015 г.), млн т	Мощность рудника, млн т./год	Обеспеченность рудника, лет
Первое Соликамское калийное рудоуправление (СКРУ-1)	287,2	4,6	25
Второе Соликамское калийное рудоуправление (СКРУ-2)	1024,0	11.32	36,7
Третье Соликамское калийное рудоуправление (СКРУ-3)	1329,6	11,35	41,6
Второе Березниковское производственное калийное рудоуправление (БКПРУ-2)	251,3	8,0	8,7
Четвертое Березниковское производственное калийное рудоуправление (БКПРУ-4) <*>	1686,8	19,8	43,6
Усть-Яйвинский рудник (строящийся)	1290,6	11,0	33
Половодовский горно-обогатительный комбинат (строящийся)	1575,7	12,5	57
Всего запасов	7445,4		
<*> В настоящее время поставляет руду для производства хлористого калия на обогатительной фабрике Четвертого Березниковского производственного калийного рудоуправления — БКПРУ-4 (галургический способ) и обогатительной фабрике Третьего Березниковского производственного калийного рудоуправления (БКПРУ-3), перерабатывающей руду с использованием флотационного способа.			

В настоящее время ведется реализация инвестиционных проектов расширения производства хлористого калия на Третьем Соликамском рудоуправлении и строительства новой флотационной калийной фабрики на Половодовском калийном комбинате ПАО «Уралкалий».

Осуществляется строительство нового Усть-Яйвинского калийного рудника для обеспечения расширения объема производства хлористого калия на Третьем и Четвертом Березниковских рудоуправлениях ПАО «Уралкалий».

Компания «Еврохим» в 2018 году осуществила запуск производства хлористого калия на Верхнекамском месторождении калийно-магниевых солей и продолжает строительство новых производственных мощностей на Гремяченском месторождениях калийных солей.

В настоящее время минеральные удобрения на Дальнем Востоке не производятся, а ввоз их из центральной России достаточно дорог и представляет собой серьезную транспортную проблему. В связи с этим для развития производства хлористого калия в России, интенсификации сельского хозяйства в Сибири и Дальнем Востоке перспективным является освоение Непского калийного месторождения, расположенного в Катангском районе Иркутской области. Сильвинитовая руда характеризуется достаточно высокой вкрапленностью сильвина (1,5–2 мм), содержит от 23 % до 48 % хлористого калия и незначительное количество силикатно-карбонатных примесей, что обеспечивает высокую степень обогатимость руды. Запасы сильвинитов составляют около 14 млрд тонн при среднем содержании KCl 33 %.

Значительные запасы калийных солей, близкое расположение к сельскохозяйственным районам Сибири и Дальнего Востока, а также к Китаю, импортирующего значительные количества производимого в России хлористого калия, позволяют положительно оценить перспективу промышленного освоения Непского месторождения (при условии создания необходимой инфраструктуры в этом районе) и дальнейшее развитие калийной промышленности в Российской Федерации в 21 веке.

9.1 Описание технологических процессов, используемых в настоящее время при производстве хлористого калия.

Основной тип перерабатываемых калийных руд — сильвиниты, содержащие основные породообразующие водорастворимые минералы сильвин (KCl) и галит (NaCl), а также примеси нерастворимого в воде остатка, минеральных соединений: солей кальция, магния и др. Применяемые для переработки калийных руд руды технологии, как в мировой практике, так и в России сильно отличаются от переработки всех других промышленных полезных ископаемых вследствие специфики их минералогического и химического состава. Калийные руды являются водорастворимыми полезными ископаемыми и процесс их переработки ведется в насыщенных растворах хлоридов калия и натрия (с небольшими примесями хлорида магния) в строго замкнутом режиме по жидкой фазе.

Существуют два способа производства хлорида калия из сильвинитовых руд: флотационный и галургический. Оба эти способа используются на калийных предприятиях в России. Технология производства флотационного и галургического хлористого калия из калийных руд включает следующие процессы:

- добыча сильвинитовой руды;
- сухое дробление сильвинитовой руды;
- обогащение сильвинита молотого флотационным или галургическим способом;
- сушка мелкозернистого концентрата;
- гранулирование хлористого калия;
- обработка гранулированного/мелкозернистого хлористого калия модифицирующими реагентами.
- складирование и отгрузка готового продукта.

Общая схема технологического процесса производства хлористого калия флотационным и галургическим способом приведена на рисунке 9.1.

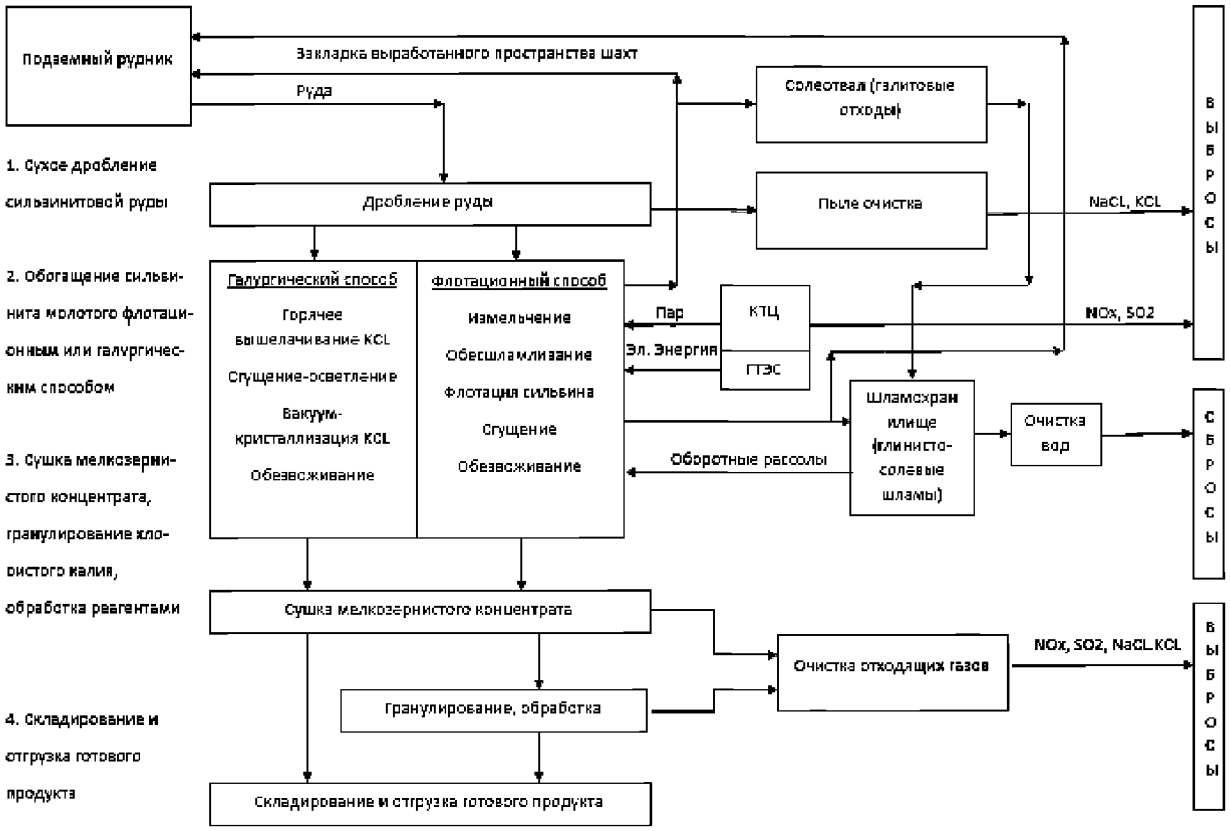


Рисунок 9.1 – Общая схема технологического процесса производства хлористого калия флотационным и галургическим способом

В руде Верхнекамского месторождения калийных и магниевых солей содержится от 25 % до 32 % хлористого калия, следовательно, при производстве удобрений около 70–75 % руды переходит в галито-шламовые отходы производства (галитовые отходы и глинисто-солевые шламы). Количество образующихся отходов при близкой эффективности применяемых технологий переработки руды будет определяться минеральным составом исходной руды. В связи с этим оценка эффективности применяемой технологии производства хлористого калия должна проводиться в основном по степени извлечения хлористого калия в готовый продукт от количества KCl в перерабатываемой руде, а не по количеству образующихся отходов производства.

При переработке и обогащении сырья образуются твердые, содержащие в основном хлористый натрий (галит) — галитовые отходы и глинисто-солевые шламы.

Твердые галитовые отходы размещаются на солеотвалах и частично используются для закладки выработанного пространства шахт.

Глинисто-солевые шламы размещаются в поверхностных шламонакопителях и частично используются для закладки выработанного пространства шахт.

Влияние предприятия на окружающую среду заключаются также в том, что при проведении основных стадий технологического процесса производства калийных удобрений (сухое дробление сильвинитовой руды, сушка мелкозернистого концентрата, гранулирование хлористого калия в атмосферный воздух поступают частицы хлорида

калия и хлорида натрия, для улавливания которых все источники газо- и пылевыделения оборудуются современными системами очистки отходящих газов.

9.1.1 Производство хлористого калия галургическим способом

Галургический способ производства хлористого калия из калийных руд или метод избирательного растворения хлористого калия и последующей его кристаллизации основан на различии температурных коэффициентов растворимости хлоридов калия и натрия при их совместном присутствии. При нормальной температуре растворимость хлоридов калия и натрия почти одинакова. С повышением температуры растворимость хлорида натрия практически не меняется, а растворимость хлорида калия резко возрастает.

Физико-химические химические и технологические основы галургического способа получения хлористого калия широко освещены в технической литературе. Диаграмма растворимости солей в системе KCl — NaCl — $MgCl_2$ — H_2O позволяет определить составы насыщенного и маточного растворов в зависимости от температуры и степени насыщения и определить условия, необходимые для получения продукта заданного качества.

Производство хлористого калия галургическим способом осуществляется на Первом Соликамском рудоуправлении (СКРУ-1) и на Четвертом Березниковском рудоуправлении (БКПРУ-4) ПАО «Уралкалий».

Информация об отдельных подпроцессах (этапах технологического процесса) приведена в Таблице 9.3

Таблица 9.3 – Описание технологического процесса производства хлористого калия галургическим способом

Входной поток	Этап процесса (подпроцесс)	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии
Руда сильвинитовая	Сухое дробление сильвинитовой руды	Сильвинит молотый	Грохот РВГ-190, ГИТ-71Н, дробилка СМ-170В	Выбросы в атмосферу натрий хлорид, калия хлорид
Сильвинит молотый Тепловая энергия Природный или попутный газ Электроэнергия Оборотные рассолы	Обогащение сильвинита молотого галургическим способом	Влажный концентрат	Конвейеры, узлы пересыпки, горизонтальные шнековые растворители, сгустители типа «Брандес», сгустители типа «Дорр», установки вакуум-кристаллизации, гидроциклоны, центрифуги, вакуум-фильтры, паровые котлы, водогрейные	Выбросы в атмосферу: натрий хлорид, калия хлорид, CO, NOx, SO2. Галитовые отходы, глинисто-солевые шламы, сточные воды

			котлы, котлы-утилизаторы, газотурбинные электростанции (ГТЭС)	
Влажный концентрат Природный или попутный газ	Сушка мелкозернистого концентрата	Готовый продукт после сушки	Печи кипящего слоя (КС)	Выбросы в атмосферу: натрий хлорид, калия хлорид, CO, NOx, SO2.
Готовый продукт после сушки	Складирование и отгрузка готового продукта	Готовый продукт. Калий хлористый различных марок	Конвейеры, узлы пересыпки	Выбросы в атмосферу: натрий хлорид, калия хлорид

Основное технологическое оборудование, используемое при производстве хлористого калия галургическим способом, приведено в таблице 9.4.

Таблица 9.4 – Основное технологическое оборудование, используемое при производстве хлористого калия галургическим способом

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характериститки технологического оборудования
Дробилка СМ-170В	Сухое дробление руды	Производительность 400 тонн/час
Грохот РВГ-190, ГИТ 71Н	Классификация после сухого дроблениия руды	Производительность 400/3000 тонн/час соответственно
Конвейеры ленточные, узлы пересыпки	Транспортировка руды, галитовых отходов, готового продукта	Производительность до 1600 тонн/час. Нестандартное оборудование, металл сборный
Растворитель шнековый	Растворение сильвинитовой руды	Металл сборный, химическая защита, теплоизоляция, производительность до 750 тонн/час
Сгуститель типа «Брандес»	Сгущение солевого шлама	Металл сборный, химическая защита, теплоизоляция. D = 5–9 метров
Отстойник типа «Дорр»	Осветления насыщенного раствора	Металл сборный, химическая защита, теплоизоляция. D = 9–24,8 метров
Вакуум-кристаллизатор	Кристаллизация хлористого калия	Комплектная установка, обьем аппарата до 917 м^3
Гидроциклон	Сгущение суспензии хлористого калия	Материал изготовления — углеродистая сталь с хим.защитой (футеровка)
Фильтрующая центрифуга	Обезвоживание суспензии хлористого калия	Производительность до 75 тонн/час.

Ленточный вакуум-фильтр	Обезвоживание суспензии хлористого калия Обезвоживание галитовых отходов	Комплектная установка, Sфильт = до 10 м^2
Градирня	Охлаждение оборотной промводы	Комплектная установка
Печь кипящего слоя КС	Сушка мелкозернистого концентрата	Производительность до 250 тонн/час. Топливо — природный или попутный газ
Паровые котлы ГМ-50, ZFR-X-1E, ПТВМ	Выработка тепловой энергии	Производительность до 45 тонн/час пара. Топливо — природный или попутный газ
Водогрейные котлы КВ-ГМ	Выработка тепловой энергии	Теплопроизводительность котла до 33 Гкал/час. Топливо — природный или попутный газ
Котел-утилизатор КГТ, Пр-17,8	Выработка тепловой энергии	Производительность до 24 тонн/час пара
Газотурбинный энергоблок SGT-400, Урал-6000	Выработка электрической энергии	Выработка до 12,9 МВт электроэнергии

9.1.1.1 Сухое дробление сильвинитовой руды.

Основная цель дробления сильвинитовой руды заключается в том, чтобы обеспечить заданные требования по крупности, необходимой для последующих стадий обогащения. При галургическом способе обогащения на фабриках Четвертого Березниковского и Первого Соликамского рудоуправления дробление руды осуществляют до крупности 5–6 мм для обеспечения необходимой эффективности выщелачивания хлористого калия из сростков сильвина с галитом.

Повышенное количество в дробленой руде фракций крупности менее 1 мм также не оправдано, поскольку приводит к увеличению содержания мелкодисперсного солевого шлама при растворении руды и дополнительным потерям хлористого калия с отходами производства.

Сухое дробление сильвинитовой руды для галургического способа обогащения включает одностадийную классификацию по регламентируемой верхней границе крупности и одностадийное сухое дробление в открытом цикле надрешетного продукта предварительной классификации. На Четвертом Березниковском рудоуправлении руда поступает из подземного рудника и подается конвейерным транспортом из надшахтных бункеров в приемные бункеры производственного участка размола (ПУР), из которых транспортируется на операцию классификации с использованием инерционных грохотов типа ГИТ-71Н, имеющих просеивающую поверхность, состоящую из решеток с шириной щели от 5 до 6 мм. Подрешетный продукт (сильвинит молотый) является исходным сырьем для обогащения галургическим способом и поступает на склад руды или непосредственно на сильвинитовую обогатительную фабрику.

Надрешетный продукт классификации дробится в молотковых дробилках типа СМ-170В и направляется на флотационное обогащение на Третьем Березниковском рудоуправлении.

Отходов на стадии сухго дробления сильвинитовой руды не образуется. Источником выделения загрязняющих веществ в атмосферный воздух являются перегрузочные узлы и оборудование (грохота, дробилки).

Выбросы содержат в своем составе хлорид калия и хлорид натрия. Для защиты атмосферы от загрязнения перегрузки оборудованы защитным противопылевым укрытием и системой аспирации. Корпуса грохотов и дробилок герметично закрыты.

9.1.1.2 Обогащение сильвинита молотого галургическим способом. Этап горячего выщелачивания хлористого калия.

Растворение сильвинитовой руды (выщелачивание из руды хлористого калия) осуществляется в две стадии в горизонтальных шнековых растворителях с использованием горячего ненасыщенного по хлористому калию растворяющего (оборотного) щелока.

Задачей стадии растворения является получение горячего насыщенного по KCl раствора при максимальном выщелачивании KCl из руды. Эффективность выщелачивания KCl из руды зависит от соотношения руда/щелок, температурного режима стадии растворения и крупности помола руды.

Одновременно с рудой в первый растворитель самотеком поступает слив второго растворителя — средний щелок с температурой 98–103 °С и часть (25–30 %) горячего растворяющего щелока. Полученный в первом растворителе горячий неосветленный насыщенный щелок самотеком распределяется по сгустителям типа «Брандес», в которых происходит сгущение солевого шлама.

Нагревание растворяющего щелока осуществляется паром, поступающим из котлотурбинного цеха.

Температура насыщенного щелока в сливе первого растворителя составляет 93–95 °С для СКРУ-1 и 96–98 °С для БКПРУ-4.

Обеспечение заданного температурного режима стадии растворения достигается за счет поддержания температуры горячего растворяющего щелока, поступающего в растворители, на уровне 114–118 °С и распределения его между первым и вторым растворителями с коррекцией по температуре в растворителях.

Нерастворившаяся в первом растворителе руда обезвоживающим наклонным элеватором транспортируется во второй шнековый растворитель. Сюда же самотеком поступает основная часть (~2/3) горячего растворяющего щелока. На выходе из второго растворителя выщелачивание KCl из руды в основном завершается.

9.1.1.3 Обогащение сильвинита молотого галургическим способом. Этап сгущения солевого шлама и осветления горячего насыщенного раствора.

Слив первого растворителя (неосветленный насыщенный щелок), содержащий увлеченные потоком взвешенные частицы — солевой и глинистый шлам, самотеком распределяется на сгустители типа «Брандес», в которых осуществляется сгущение солевого шлама.

На галургических калийных фабриках солеунос твердой фазы (шлама) со сливом первого растворителя составляет от 20 % до 30 % от расхода руды. Источники солевого шлама следующие:

- мелкие фракции руды (размером менее 0,4–0,5 мм);
- высаливание хлористого натрия при выщелачивании KCl из руды;
- циркуляционный поток наиболее мелких фракций солевого шлама, поступающих во второй растворитель со стадии сгущения солевого шлама.

Разгрузка сгустителей производится непрерывно и регулируется в зависимости от плотности сгущенной суспензии, которая должна составлять (1450–1600) кг/м^3. Сгущенная суспензия солевого шлама (на линии В СОФ БКПРУ-4) поступает в зумпф, куда самотеком поступает горячий растворяющий щелок после теплообменников, что позволяет растворить наиболее мелкие классы руды, поступающие в слив первого растворителя и далее в разгрузку сгустителей Брандеса, и, соответственно, снизить циркуляционный поток солевого шлама.

Из зумпфа циркуляционный поток солевого шлама насосами возвращается во второй растворитель.

На СОФ СКРУ-1 и на линии А СОФ БКПРУ-4 реализована схема вывода солевого шлама. Сгущенная суспензия солевого шлама поступает в сборник, из которого насосами подается для гидроклассификации и дополнительного сгущения на гидроциклоны. Разгрузка гидроциклонов поступает на фильтрацию совместно с галитовыми отходами. Слив гидроциклонов возвращается во второй шнековый растворитель (в зону подачи нерастворившейся части руды из первого растворителя).

Слив сгустителей типа «Брандес» через общий коллектор поступает на стадию осветления насыщенного раствора, которое осуществляется в сгустителях типа «Дорр». Для интенсификации процесса осветления насыщенного раствора от глинистого шлама в сгустители типа «Дорр» подают раствор флокулянта (полиакриламид).

Осветленный насыщенный раствор переливается в кольцевой желоб, стекает в общий коллектор и далее самотеком поступает в приемный бак установки вакуум-кристаллизации.

Плотность слива отстойников типа «Дорр» должна составлять от 1244 до 1247 кг/м^3. Температура осветленного насыщенного раствора должна составлять не менее 91 °С для СКРУ-1 и (95–97) °С для БКПРУ-4.

Сгущенная суспензия глинисто-солевого шлама разгружается из сгустителей с помощью насосов и частично подается в шламохранилище, частично откачивется в рудник для закладки выработанного пространства шахт.

9.1.1.4 Обогащение сильвинита молотого галургическим способом. Этап вакуум-кристаллизации хлористого калия.

С целью кристаллизации хлористого калия из осветленного насыщенного раствора его подвергают охлаждению от 91–98 °С до 25–35 °С под вакуумом на установках вакуум-кристаллизации, где происходит ступенчатое выпаривание воды из насыщенного раствора с одновременным его охлаждением. Вакуум создается за счет конденсации растворного пара в поверхностных и барометрических конденсаторах и отсоса несконденсировавшегося пара и воздуха системой паровых эжекторов и водокольцевых ва-

куум-насосов. Кристаллизация хлорида калия осуществляется как за счет снижения температуры раствора, так и за счет уменьшения количества воды в растворе в связи с ее испарением. Температура, до которой возможно охлаждение насыщенного раствора на вакуум-кристаллизационной установке, определяется температурой охлаждающей воды, подаваемой на конденсацию растворного пара, и объективно зависит от времени года.

Задачей стадии вакуум-кристаллизации является получение продукта требуемого качества и гранулометрического состава. Качество галургического хлористого калия в значительной степени определяется водным балансом стадии вакуум-кристаллизации. Необходимое количество воды на стадию вакуум-кристаллизации зависит от расхода осветленного насыщенного раствора и его состава и определяется на основании данных по растворимости солей в системе KCl-NaCl-H_2O в присутствии $MgCl_2$ ($CaCl_2$) по линии совместного насыщения хлоридами калия и натрия. Если на растворимость хлорида калия наибольшее влияние оказывает температура, то на растворимость хлорида натрия — содержание воды в системе. Для того, чтобы предотвратить загрязнение получаемого хлорида калия хлоридом натрия, на стадию вакуум-кристаллизации вводят воду, снижая таким образом степень насыщения жидкой фазы по NaCl. Общее количество воды, которое необходимо подавать на стадию вакуум-кристаллизации, зависит от допустимого содержания NaCl в твердой фазе кристаллизата и определяется требованиями к качеству готового продукта.

Гранулометрический состав получаемого хлористого калия зависит от гидродинамического режима процесса, который принципиально различается для установок регулируемой (РВКУ) и нерегулируемой (ВКУ) вакуум-кристаллизации.

Кристаллизация хлорида калия на РВКУ, состоящих из 7 ступеней, осуществляется на БКПРУ-4. Установки регулируемой вакуум-кристаллизации обеспечивают получение крупнокристаллического обеспыленного продукта путем регулирования числа центров кристаллизации за счет кристаллизации хлористого калия на поверхности уже существующих кристаллов и ограничения образования новых кристаллов путем их растворения или удаления из зоны кристаллизации. В каждом аппарате производится многократная перекачка (внутренняя циркуляция) проходящего через вакуум-кристаллизатор раствора, которая осуществляется с помощью осевых пропеллерных мешалок, установленных под циркуляционными трубами. Для получения крупнокристаллического продукта необходимо минимальное пересыщение в зоне кипения раствора на выходе из циркуляционной трубы, что реализуется за счет большого внутреннего циркуляционного потока. Интенсивность (кратность) циркуляции во внутреннем циркуляционном потоке в вакуум-кристаллизаторах задается производительностью циркуляционных насосов.

Требуемая крупность кристаллов достигается управлением потоками твердых и жидких фаз, влияющими на время пребывания растущих кристаллов в аппаратах (время их роста). Время пребывания твердой фазы в вакуум-кристаллизаторах обеспечивается путем поддержания заданного значения плотности суспензии в разгрузке каждого вакуум-кристаллизатора. Плотность суспензии кристаллизата в каждом вакуум-кристаллизаторе контролируется и нормируется. Получение обеспыленного продукта достигается как путем удаления мелких кристаллов из зоны кристаллизации со сливом маточного раствора, так и путем растворения мелких вновь образующихся кристаллов, что обеспечивается подачей воды во внешние циркуляционные контуры вакуум-кристаллизаторов. На РВКУ БКПРУ-4 получают обеспыленный по классу 0,2 мм хлористый калий. Средний

диаметр кристаллов составляет 0,6–0,7 мм. Возможность получения обеспыленного хлористого калия с достаточно однородным и регулируемым гранулометрическим составом является безусловным достоинством установок регулируемой вакуум-кристаллизации.

Установки нерегулируемой вакуум-кристаллизации проще в эксплуатации и управлении процессом, более компактны, их работа требует значительно меньшего расхода электроэнергии; основным недостатком является получение мелкокристаллического продукта полидисперсного состава. Кристаллизацию хлорида калия на нерегулируемой вакуум-кристаллизационной установке отечественного производства, состоящей из 14 ступеней, осуществляют на СКРУ-1 ПАО «Уралкалий».

На установках нерегулируемой вакуум-кристаллизации осветленный насыщенный раствор поступает в приемный бак ВКУ, куда также подают воду, необходимую для предотвращения кристаллизации хлорида натрия в твердую фазу. Исходный раствор из приемного бака засасывается за счет разности давления в первую ступень ВКУ и далее перетекает из предыдущей ступени в последующую вместе с кристаллизующимся продуктом по переточным трубам. Переток суспензии происходит как за счет разности разрежения между ступенями, так и за счет разности уровней расположения вакуум-кристаллизаторов. Из последней ступени суспензия кристаллизата разгружается в бак-гидрозатвор и далее поступает на стадию разделения суспензии кристаллизата.
Прохождение твердой и жидкой фаз по ступеням ВКУ происходит с одинаковой скоростью самотеком, общее время пребывания суспензии в вакуум-кристаллизаторах составляет от 20 до 40 мин. Кристаллизат ВКУ имеет полидисперсный состав: кристаллы размером от 0,063 до 1 мм; до 70 % кристаллов имеют размеры от 0,2 до 0,4 мм. Средний диаметр кристаллов составляет 0,23–0,25 мм.

Процесс кристаллизации хлористого калия из насыщенного раствора на РВКУ и ВКУ сопровождается рекуперацией тепла горячего насыщенного раствора. Вакуум-кристаллизаторы первой части установок работают с рекуперацией тепла растворного пара. Растворный пар первой части ВКУ, конденсируясь в поверхностных конденсаторах, нагревает оборотный (маточный) раствор после последней ступени вакуум-кристаллизации. Маточный раствор, насыщенный по KCl и NaCl, последовательно проходит через поверхностные конденсаторы и нагревается до температуры 65–75 °С. Дальнейший нагрев оборотного раствора до максимальной температуры 114–118 °С производится в теплообменниках паром, после чего он подается на стадию растворения руды в качестве горячего растворяющего щелока.

Конденсат растворного пара первой части вакуум-кристаллизационной установки используется в технологическом процессе непосредственно на РВКУ. Конденсация растворного пара второй части установки осуществляется охлаждающей водой в барометрических конденсаторах, и вторая часть РВКУ работает с тепловыми потерями.

Смесь конденсата и охлаждающей воды из барометрических конденсаторов поступает через барометрический сборник в отделение оборотной воды для охлаждения.

Смесь остаточного пара и воздуха из сводного барометрического конденсатора с помощью водокольцевых вакуум-насосов выбрасывается в атмосферу.

9.1.1.5 Обогащение сильвинита молотого галургическим способом. Этап обезвоживание.

Для выделения кристаллизата хлористого калия из суспензии, полученной на установках вакуум-кристаллизации, используют операции сгущения и обезвоживания. Продукционная суспензия со стадии вакуум-кристаллизации подается для сгущения на гидроциклоны, слив гидроциклонов, содержащий мелкодисперсные частицы, возвращается в корпуса РВКУ, а сгущенная суспензия хлористого калия подается для обезвоживания в центрифуги. Влажность крупнокристаллического кристаллизата, поступающего после центрифуг на сушку, составляет не более 4,0 %.

На нерегулируемых ВКУ СКРУ-1 сгущение суспензии осуществляется в две стадии: первоначально на сгустителях типа «Брандес», затем в сгустителях типа «Дорр», куда направляется слив сгустителей типа «Брандес». Объединенная сгущенная суспензия мелкокристаллического KCl подается для обезвоживания в центрифуги и на ленточные вакуум-фильтры. Влажность мелкокристаллического кристаллизата, поступающего на сушку, составляет 5–7 %.

Обезвоживание галитового отвала после выщелачивания хлористого калия из руды осуществляется по следующей схеме. Галитовый отвал из второго растворителя обезвоживающим наклонным элеватором подается в шнековую мешалку. В шнековой мешалке осуществляется рекуперация тепла отвала, для чего подается холодный маточный раствор после ВКУ, подача которого регулируется в зависимости от температуры слива шнековой мешалки, поступающего во второй растворитель, которая должна составлять 65–75 °С.

С целью снижения интенсивности шламообразования при растворении руды оба растворителя и шнековая мешалка работают по принципу прямотока. Для промывки ковшей обезвоживающих элеваторов используется засоленный конденсат, вода из системы оборотного водоснабжения или сильвинитовый рассол.

Галитовый отвал из шнековой мешалки выгружается обезвоживающим наклонным элеватором и поступает на фильтрацию на ленточные вакуум-фильтры.

С целью снижения потерь основного вещества KCl с жидкой фазой отвала осуществляется его промывка на вакуум-фильтрах конденсатом или оборотной водой. Фильтрат и промывные воды через ресиверы возвращаются в шнековую мешалку. Паровоздушная смесь из ресиверов поступает в барометрические конденсаторы, которые орошаются оборотной водой. Не сконденсировавшиеся пары воды и воздух вакуум-насосами выбрасываются в атмосферу. Вода, орошающая конденсаторы, поступает в систему оборотного водоснабжения.

Галитовые отходы с ленточных вакуум-фильтров с влажностью не более 7,0 % системой конвейеров частично удаляется с фабрики на солеотвал, частично подаются в рудник для закладки выработанного пространства шахт.

9.1.1.6 Обогащение сильвинита молотого галургическим способом. Генерация тепловой и электрической энергии.

С целью обеспечения технологического процесса производства хлористого калия галургическим способом тепловой и электрической энергией используются стационарные котельные и парогазовые установки (ПГУ) ГТЭС, установленная мощность которых составляет до 520 Гкал/ч (в горячей воде 230,0 Гкал/ч, в паре — 290,0 Гкал/ч, 51,6 МВт/ч электроэнергии).

Парогазовая установка (ПГУ) газотурбинной электростанции (ГТЭС) БКПРУ-4 ПАО «Уралкалий», предназначена для получения пара на производство с давлением 13 кгс/см^2, температурой — 196 ºС в количестве 24 т/ч и выработки 12,9 МВт электроэнергии. Блок (4шт.) состоит из двухвальной газотурбинной установки типа SGT -400, котла-утилизатора типа КГТ -24/1,3-250 и вспомогательного оборудования, включенного в схему блока.

Газотурбинная электростанция (далее ГТУ-ТЭЦ) мощностью 12 МВт предназначена для производства и обеспечения электроэнергией и тепловой энергией в виде пара потребителей СКРУ-1 ПАО «Уралкалий».

Выработка электрической энергии на ГТУ КТЦ производится двумя блочно-контейнерными газотурбинными электростанциями «Урал-6000» (далее ГТЭС) мощностью по 6 МВт.

Утилизация тепла горячих дымовых газов ГТЭС производится двумя котлами-утилизаторами. Котлы-утилизаторы предназначены для производства пара на технологические нужды СКРУ-1 ПАО «Уралкалий».

Сырьем для паровых котлов является конденсат, возвращаемый с производства и питательная вода, удовлетворяющая следующим требованиям:

а) жесткость общая не более 15 мкг/дм^3;

б) содержание кислорода не более 30 мкг/дм^3;

в) содержание свободной углекислоты отсутствие;

г) pH = 8,5–9,5;

д) содержание железа не более 300 мкг/дм^3;

Основным топливом для котлов является: природный или попутный нефтяной газ.

Удельное потребление электроэнергии, пара и природного или попутного газа при производстве хлористого калия галургическим способом, приведено в таблице 9.8 и таблице 9.9.

9.1.1.7 Сушка мелкозернистого концентрата.

Влажный хлористый калий после обезвоживания на центрифугах или ленточных вакуум-фильтрах подается на сушку для удаления влаги. Сушка концентрата осуществляется в аппаратах КС горячими дымовыми газами, образующимися при сгорании топлива в топочной камере. В качестве топлива используется природный или попутный газ. На СКРУ-1 имеются две технологические линии сушки. Отходящие газы отсасываются из верхней части печи КС дымососом и поступают на двухстадийную пыле-газоочистку. Очистка от пыли осуществляется в циклоне. Пылевые фракции продукта из циклонов смешиваются с основной частью хлористого калия, либо подаются на склад отдельно. Далее дымовые газы поступают на стадию «мокрой» очистки в трубу «Вентури» где орошаются холодной водой (конденсатом), затем подаются в каплеуловитель. Выброс очищенного воздуха в атмосферу осуществляется через трубу высотой 40 м. Сточные воды газоочистки стекают по гидрожелобу в сборник, откуда вместе с глинисто-солевым шламом сбрасываются на шламохранилище.

Сушильное отделение БКПРУ-4 состоит из трех технологических линий сушки и охлаждения хлористого калия. Сушка мелкозернистого концентрата в аппаратах КС осуществляется горячими дымовыми газами, образующимися при сгорании топлива в топочной камере. В качестве топлива используется природный или попутный газ.

Сухой обеспыленный хлористый калий из печей КС направляется в ковшовый элеватор, откуда подается в просеивающие машины (грохоты) для классификации. Все грохоты оснащены сеткой с размером ячеек 5 х 5 мм для отсеивания спеков, образовавшихся во время сушки в печах КС. Надрешетный продукт (спеки) направляется в накопительный бункер, из которого направляются для последующего использования в технологическом процессе.

С грохота подрешетный продукт подается на охлаждение в пластинчатые охладители колонного типа, где охлаждается водой до температуры не более 60 °С. В печах КС происходит обеспыливание высушиваемого хлористого калия по классу +/- 0,2 мм. Запыленный воздух, содержащий наиболее мелкие фракции хлористого калия, удаляется из верхней части из печей КС и поступает на стадию пыле-газоочистки.

Печи КС, элеваторы, просеивающее оборудование, охладители и барабаны смешения подключены к системам обеспыливания. Потоки запыленного воздуха удаляются из печей КС с помощью мельничных вентиляторов (дымососов). Первоначально обеспыливание запыленного воздуха из печей КС производится в двойных циклонах, в которых происходит отделение наиболее крупных фракций циклонной пыли. Через подключенные к циклонам шлюзовые затворы циклонная пыль поступает в гидрожелоба, откуда смывается оборотной водой или конденсатом из отделения РВК. Для растворения циклонной пыли используются также сточные воды из скрубберов мокрой очистки. Суспензии циклонной пыли с гидрожелобов поступает в емкость, из которой используется при кристаллизации хлористого калия на РВКУ.

После сухой очистки в циклонах потоки воздуха, содержащие наиболее мелкие фракции хлористого калия, а также продукты сгорания топлива, поступают на "мокрую очистку" в трубу (скруббер) «Вентури» для охлаждения, куда подается циркулирующий раствор, что обеспечивает охлаждение поступающего воздуха. Для орошения скруббера подается вода из системы оборотного водоснабжения. Очищенный воздух через брызгоуловитель поступает в коллектор и отводится в дымовую трубу.

Для нейтрализации продуктов сгорания топлива, содержащихся в очищаемом воздухе, стадию «мокрой очистки» подается раствор соды с массовой долей Na_2CO_3 (1,35 +/- 0,05)%.

Удаление загрязненного воздуха с элеваторов, просеивающего оборудования, охладителей колонного типа и системы конвейеров осуществляется вентилятором с последующей «мокрой» очисткой в скруббере. Выброс очищенного воздуха в атмосферу осуществляется через трубу высотой 120 м.

Готовый продукт после сушки обрабатывается реагентами для предотвращения пылимости и слеживаемости.

Для предотвращения слеживаемости при дальнейшем хранении и транспортировании хлористый калий обрабатывают реагентами-антислеживателями и кондиционерами.

В соответствии с требованиями мирового рынка при поставке хлористого калия в качестве моноудобрения он должен иметь красный цвет. В связи с этим по требованию потребителя предусмотрено окрашивание хлористого калия пигментом красным железноокисным.

9.1.2 Флотационный способ получения хлористого калия

Флотационный способ разделения минеральных составляющих полезных ископаемых основан на различной способности минералов удерживаться на межфазной границе газ-жидкость. Уменьшение смачиваемости водой поверхности флотируемого минерала в результате селективно сорбции на ней реагента-собирателя создает условия для закрепления минеральной частицы на поверхности пузырька воздуха и извлечения комплекса пузырек воздуха — минеральная частица в пенный слой флотационной машины.

Сочетание действия различных флотационных реагентов (депрессоров, собирателей, вспенивателей) обеспечивает регулирование коллоидно-химического состояния флотационных реагентов в жидкой фазе, агрегатное состояние минеральных частиц в суспензии, сорбцию реагентов на поверхности минеральных частиц, селективное и эффективное закрепление минеральных частиц на пузырьках воздуха, регулирование пенообразования и структуры трехфазного пенного слоя во флотационных камерах.

Флотационное обогащение калийных руд осуществляется с применением алифатических аминов с длиной углеводородного радикала C_{16} – C_{22} в качестве реагента-собирателя для флотации сильвина. Разработанные реагентные режимы обеспечивают эффективную флотацию сильвина крупностью до 3–4 мм из калийных руд с различным содержанием водонерастворимых примесей и хлористого магния при сезонных колебаниях температуры оборотного солевого раствора на флотационных калийных фабриках от 18 до 37 градусов.

Флотация осуществляется в механических и пневмомеханических флотационных машинах, колонных флотомашинах с принудительным или эжекционным способом подачи воздуха во флотационную камеру. Конструкция флотокамер обеспечивает необходимую аэрацию суспензии, высокую вероятность соприкосновения пузырьков воздуха и минеральных частиц, необходимые гидродинамические условия для селективной и эффективной флотируемости минеральных частиц различной крупности [8-12].

Информация об отдельных подпроцессах (этапах технологического процесса) приведена в таблице 9.5

Таблица 9.5 – Описание технологического процесса производства хлористого калия флотационным способом

Входной поток	Этап процесса (подпроцесс)	Выходной поток	Основное технологическое оборудование	Эмиссии
Руда сильвинитовая	Сухое дробление сильвинитовой руды	Сильвинит молотый	Грохот ГИСТ-52СМ, ГИТ52ТК, ГИТ51М, РВГ-160,190 дробилка СМ-170В	Выбросы в атмосферу натрий хлорид, калия хлорид
Сильвинит молотый Тепловая энергия	Обогащение сильвинита	Влажный концентрат	Конвейеры, дозаторы, дуговые сита, стержневые мельницы,	Выбросы в атмосферу: натрий хлорид, калия

Природный или попутный газ Оборотные рассолы	молотого флотационным способом		флотомашины, МПСГ, гидроциклоны, сгустители, центрифуги, вакуум-фильтры, паровые котлы, водогрейные котлы	хлорид, CO, NOx, SO2. Галитовые отходы, глинисто-солевые шламы, сточные воды
Влажный концентрат Природный (попутный газ) или мазут	Сушка мелкозернистого концентрата, гранулирование хлористого калия	Готовый продукт после сушки	Печи кипящего слоя (КС), просеивающие машины, пресса, дробилки, конвейеры, элеваторы, печи подогрева, сушильно-охладительные установки (ВСОУ), трубы-сушилки (ТС), сушильные барабаны (СБ), питатели (дозаторы)	Выбросы в атмосферу: натрий хлорид, калия хлорид, CO, NOx, SO2.
Готовый продукт после сушки	Складирование и отгрузка готового продукта	Готовый продукт. Хлористый калий различных марок	Конвейеры, узлы пересыпки	Выбросы в атмосферу: натрий хлорид, калия хлорид

Основное технологическое оборудование, используемое при производстве хлористого калия флотационным способом, приведено в таблице 9.6.

Таблица 9.6 – Основное технологическое оборудование, используемое при производстве хлористого калия флотационным способом

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характериститки технологического оборудования
Грохот ГИСТ 52СМ, ГИТ-510М, РВГ-160,190, ГИТ52ТК	Сухое дробление руды	Производительность до 1000 тонн/час
Дробилка СМ-170В	Сухое дробление руды	Производительность до 400 тонн/час

Конвейеры ленточные, узлы пересыпки	Транспортировка руды, галитовых отходов, готового продукта	Производительность до 1600 тонн/час. Нестандартное оборудование, металл сборный
Машина флотационная	Флотация сильвина	Обьем камеры 6,3–16 м^3
Гидроциклон	Сгущение суспензии хлористого калия	Материал изготовления — углеродистая сталь с хим.защитой (футеровка)
Сгуститель	Сгущение продуктов обогащения	Сгуститель П-25(30) с перферическим приводом или сгуститель с центральным приводом
Фильтрующая центрифуг	Обезвоживание суспензии хлористого калия	Производительность до 75 тонн/час.
Ленточный вакуум-фильт	Обезвоживание суспензии хлористого калия Обезвоживание галитовых отходов	Комплектная установка, Sфильт = до 18,5 м^2
Паровые котлы ДКВР, ДЕ, ГМ	Выработка тепловой энергии	Производительность до 52 тонн/час пара. Топливо — природный или попутный газ
Водогрейные котлы ПТВМ, КВ	Выработка тепловой энергии	Теплопроизводительность котла до 30 Гкал/час. Топливо — природный или попутный газ
Печь кипящего слоя (КС)	Сушка мелкозернистого концентрата	Производительность до 200 тонн/час. Топливо — природный или попутный газ
Труба-сушилка (ТС)	Сушка мелкозернистого концентрата	Производительность 120 тонн/час. Топливо — мазут
Сушильный барабан (СБ	Сушка мелкозернистого концентрата	Производительность до 160 т/ч. Топливо — природный или попутный газ.
Дозатор ленточный весовой	Сушка мелкозернистого концентрата	Производительность до 160 т/ч
Элеватор ковшовый	Транспортировка хлористого калия	Комплектное оборудование, производительность до 250 тонн/час
Печь подогрева	Подогрев мелкозернистого хлористого калия	Комплектное оборудование, производительность до 120 тонн/час. Топливо — природный или попутный газ
Валковый пресс	Гранулирование хлористого калия	Комплектное оборудование, производительность до 110 тонн/час

Просеивающая машина	Классификация гранулированного хлористого калия	Производительность до 180 тонн/час
Сушильно-охладительная установка (ВСОУ)	Сушка и охлаждение гранулята	Комплектное оборудование, производительность до 150 тонн/час

9.1.2.1 Измельчение руды

Селективное флотационное разделение минеральных частиц возможно при дроблении руды до крупности, при которой происходит раскрытие сростков разделяемых минералов. Калийные руды Верхнекамского месторождения характеризуются крупностью вкрапленности сильвина до 1,5–2,0 мм в связи с чем на флотационных фабриках дробление руды перед ее флотацией целесообразно осуществлять до крупности 1,5–1,6 мм.

Руда из подземного рудника крупностью до 120–150 мм направляется в отделение дробления, где классифицируется сухим способом по крупности 10 мм. Надрешетный продукт классификации дробится в молотковых дробилках. Разгрузка молотковых дробилок объединяется с подрешетным продуктом классификации руды и подается на склад или в отделение обогащения.

В отделении обогащения осуществляется предварительная мокрая классификация руды по крупности ~1,5 мм с доизмельчением надрешетного продукта классификации в стержневых мельницах и контрольной классификацией разгрузки мельницы на дуговых ситах.

Отходов на стадии измельчения руды не образуется. Источником выделения загрязняющих веществ в атмосферный воздух являются перегрузочные узлы и оборудование (грохота, дробилки, мельницы).

Выбросы содержат в своем составе хлорид калия и хлорид натрия. Для защиты атмосферы от загрязнения перегрузки оборудованы защитным противопылевым укрытием и системой аспирации. Корпуса грохотов и дробилок герметично закрыты.

9.1.2.2 Обогащение сильвинита молотого флотационным способом. Этап обесшламливание руды.

Содержащиеся в калийных рудах и легкошламующиеся в процессе измельчения руды примеси силикатных, алюмосиликатных, карбонатных минералов и ангидрита, характеризуются повышенной сорбционной активностью по отношению к катионному реагенту-собирателю для флотации сильвина — первичным алифатическим амина и значительно ухудшают показатели флотации сильвина. В летний период времени (с увеличением температуры флотационной жидкой фазы — насыщенного солевого раствора) и при повышении концентрации хлористого магния в солевом растворе отрицательное влияние шламов на флотируемость сильвина усиливается.

Для устранения отрицательного влияния шламов на флотацию сильвина технологическими схемами флотационного обогащения калийных руд предусмотрено проведение предварительного обесшламливания руды. В зависимости от содержания нерастворимых примесей (нерастворимого остатка — н.о.) в руде аппаратурно-технологические схемы обесшламливания предусматривают:

- при содержании н.о. менее 2,0–2,5 % проведение обесшламливания флотационным способом в механических флотомашинах с объемом камеры до 16 м^3 с применением в качестве собирателя оксиэтилированных поверхностно-активных веществ (оксиэтилированного фенола, оксиэтилированного амина) с предварительной флокуляцией шламов полиакриламидным флокулянтом (фабрики Второго и Третьего Соликамских калийных рудоуправлений);

- при содержании н.о. более 2,5 % проведение обесшламливания по комбинированной схеме с первоначальным выделением шламов центробежно-гравитационным способом в гидроциклонах и гидросепараторах, машинах пенной сепарациии глубоких (МПСГ) и с контрольным флотационным обесшламливанием продуктов центробежно-гравитационного выделения шламов из руды.

Выделенный шламовый продукт сгущается с добавлением полиакриламидного флокулянта, обесшламленная руда направляется на флотацию сильвина.

9.1.2.3 Обогащение сильвинита молотого флотационным способом. Этап флотация сильвина.

Аппаратурно-технологическая схема флотации сильвина предусматривает:

- обработку питания основной сильвиновой флотации реагентом-депрессором шламов, уменьшающим сорбцию алифатических аминов (собиратель сильвина) на шламах и создающим условия для закрепления в необходимом количестве алкиламина на поверхности частиц сильвина.

- обработку питания основной сильвиновой флотации эмульсией алкиламина, вспенивателя и аполярного реагента;

- проведение основной сильвиновой флотации в механических или пневмомеханических флотомашинах с объемом камеры до 16 м^3;

- классификацию пенного продукта основной сильвиновой флотации по крупности ~0,6–0,8 мм с направлением надрешетного продукта классификации на выщелачивание хлористого натрия, а подрешетного продукта классификации на первую перечистную флотацию;

- последовательное проведение двух/трехкратной перечистной флотации сильвинового концентрата основной сильвиновой флотации с частичным возвратом камерных продуктов перечистных сильвиновых флотаций в голову процесса.

Содержание хлористого калия в готовом продукте должно составлять не менее 95 %. Для гарантированного выпуска готового продукта требуемого качества на предприятиях содержание хлористого калия в нем поддерживается на уровне 95,5 %. В связи с тем, что при сушке флотационного концентрата в него выпадает хлористый натрий, содержащийся в жидкой фазе, пропитывающей обезвоженный концентрат, содержание хлористого калия в твердой фазе концентрата должно составлять не менее 97,4–97,8 % (в зависимости от содержания влаги в концентрате, обезвоженном в центрифугах или на ленточных фильтрах).

Содержание хлористого калия в твердой фазе концентрата после флотации составляет 95–95,5 % и поэтому пенный продукт третьей перечистной сильвиновой флотации и надрешетный продукт классификации пенного продукта основной сильвиновой

флотации направляются на выщелачивание хлористого натрия в механических мешалках. Выщелачивание ведется при нормальной температуре водой или выщелачивающим раствором, насыщенным по хлористому калию. Концентрат после выщелачивания направляется на обезвоживание.

9.1.2.4 Обогащение сильвинита молотого флотационным способом. Этап обезвоживание.

Камерный продукт основной сильвиновой флотации (хвосты флотации) направляется на классификацию в гидроциклонах по крупности ~0,20–0,25 мм. Слив гидроциклонов сгущается в сгустителях с периферическим приводом, разгрузка которого объединяется с песками гидроциклонов и направляется на обезвоживание на ленточных вакуум-фильтрах. Осадок фильтров с содержанием влаги ~7,5 % транспортируется на солеотвал. Фильтрат возвращается в сгуститель мелкой фракции хвостов флотации.

Флотационный сильвиновый концентрат после выщелачивания направляется на обезвоживание в центрифугах или на ленточных вакуум-фильтрах с целью снижения влажности. Ленточные вакуум-фильтры снабжены камерой для обработки паром осадка концентрата на фильтре. Влажность осадка центрифуг и ленточных фильтров составляет 5–5,5 %. Фильтраты и фугаты возвращаются в технологический процесс.

9.1.2.5 Обогащение сильвинита молотого флотационным способом. Генерация тепловой энергии.

С целью обеспечения технологического процесса производства хлористого калия флотационным способом тепловой энергией используются стационарные паровые и водогрейные котельные, работающие на природном и (или) попутном нефтяном газе установленная мощность которых составляет до 175,0 Гкал/ч (в горячей воде 105,0 Гкал, в паре — 70,0 Гкал).

Паровая котельная вырабатывает пар на технические нужды потребителей, и для горячего водоснабжения в летнее время. Паровые котлы, установленные в котельных цехах ПАО «Уралкалий», предназначены для получения пара на производство с давлением 13 кгс/см^2, температурой — 196–250 °С.

Водогрейная котельная предназначена для получения, подогрева теплофикационной воды для нужд отопления, вентиляции и горячего водоснабжения потребителей в зимний период.

Котельная осуществляет качественный метод регулирования отпуска тепла по температурному графику 130–70 °С.

Сырьем для паровых котлов является питательная вода, удовлетворяющая следующим требованиям:

а) жесткость общая не более 15 мкг/дм^3;

б) содержание кислорода не более 30 мкг/дм^3;

в) содержание свободной углекислоты отсутствие;

г) pH = 8,5–9,5;

д) содержание железа не более 300 мкг/дм^3.

Обработка воды для паровых котлов типа ДКВР-20-13, ДЕ-25-14, ГМ-50 предусматривается в отделении химводоочистки по схеме:

1) напорная фильтрация на осветлительных фильтрах с загрузкой — кварцевый песок;

2) двухступенчатое прямоточное Na — катионирование.

Удельное потребление пара и природного или попутного газа при производстве хлористого калия флотационным способом, приведено в таблице 9.10 и таблице 9.11.

9.1.2.6 Сушка мелкозернистого концентрата, гранулирование хлористого калия. Этап сушка мелкозернистого концентрата.

Влажный хлористый калий после обезвоживания в центрифугах или на ленточных вакуум-фильтрах подается на сушку для удаления влаги. Сушка флотационного концентрата осуществляется в аппаратах кипящего слоя (КС), трубах-сушилках (ТС) или сушильных барабанах (СБ) горячими дымовыми газами, образующимися при сгорании топлива в топочной камере. В качестве топлива используется природный (попутный газ) или мазут. Сушка концентрата и пыле-газоочистка отходящих газов осуществляется аналогично сушке кристаллизата на галургических обогатительных фабриках.

Продукт после сушки обрабатывается реагентами для предотвращения пылимости и слеживаемости.

В соответствии с требованиями мирового рынка при поставке хлористого калия в качестве моноудобрения он должен иметь красный цвет. В связи с этим на всех флотационных калийных фабриках ПАО «Уралкалий» предусмотрено окрашивание хлористого калия пигментом красным железноокисным. Расход красителя зависит от степени природной окраски частиц сильвина во флотационном концентрате.

Промводы мокрой газоочистки используются для приготовления выщелачивающего раствора и выщелачивания хлористого натрия из надрешетного продукта классификации пенного продукта основной сильвиновой флотации и пенного продукта третьей перечистной сильвиновой флотации.

9.1.2.7 Сушка мелкозернистого концентрата, гранулирование хлористого калия. Этап гранулирование хлористого калия.

Гранулирование дисперсных материалов применяется с целью увеличения размера частиц материала в случаях, когда мелкозернистость сыпучего материала является причиной его сегрегации, агломерации, плохой текучести или повышенного пылеобразования.

Мелкокристаллический хлористый калий, полученный при обогащении сильвинитовой руды флотационным способом, направляют на гранулирование, которое осуществляется методом прессования на валковых прессах. Метод основан на уплотнении материала под воздействием внешних сил с формированием плотной структуры вещества, что обусловлено прочными когезионными связями между частицами при их сжатии. Гранулирование осуществляется посредством уплотнения твердых частиц в зазоре между двумя гладкими или профильными валками. Гранулирование в сочетании с последующими процессами дробления и просеивания представляет собой процесс грануляции.

Гранулят хлористого калия имеет улучшенные физические и агрохимические свойства: снижается пыление при перегрузках, уменьшается слеживаемость, возрастает усваиваемость растениями в течение всего вегетационного периода.

Отделение грануляции состоит из нескольких параллельно работающих технологических ниток гранулирования. Несмотря на то, что аппаратурно-технологическое оформление грануляционных отделений на различных рудоуправлениях отличается друг от друга в части организации подачи и возврата материала на прессование, дробления плитки и классификации продукта, принципиально каждая технологическая нитка состоит из валкового пресса, оборудования для дробления и классификации, а также транспортного оборудования (ковшовый элеватор, ленточный и скребковый конвейер).

На прессование поступает горячий хлористый калий непосредственно из сушильных аппаратов или с дополнительным подогревом. Оптимальной температурой хлористого калия для прессования является 115–140 °С.

Сухой концентрат смешивается с ретурным продуктом и после отсева спеков поступает для прессования в шахту валковых прессов. Спрессованный в плитку материал из пресса подается на валковую дробилку для предварительного измельчения. Раздробленный продукт направляется на просеивающую машину, на которой осуществляется классификация материала на надрешетный, подрешетный продукт и гранулят. Подрешетный мелкий продукт (просыпи), возвращается на повторное прессование. Надрешетный продукт просеивающей машины направляется на дополнительное дробление и классификацию, Гранулят (фракции крупностью от 2 до 4 мм подается на установку обработки гранулированного хлористого калия модифицирующими реагентами для повышения прочности и снижения пылимости. Пропускная способность валковых прессов по промежуточному продукту достигает 100–130 т/ч. Выход гранулята зависит от диапазона размера частиц и типа обработки и составляет от 35 до 55 т/ч гранулята размером от 2 до 4 мм.

Для каждой технологической нитки грануляции предусмотрена аспирационная установка для улавливания пыли, образующейся в процессе прессования. Уловленная пыль как часть ретурного потока, возвращается на прессование.

При дроблении спрессованной плитки получаются зерна (гранулы) неправильной формы с острыми кромками и множеством микротрещин, что снижает механическую прочность и товарные качества готового продукта, при этом впоследствии увеличивается содержание мелких фракций, из-за чего резко возрастает пыление, ухудшаются сыпучесть и рассыпчатость. Поэтому для улучшения качественных показателей гранулированного хлористого калия проводится дополнительная обработка гранул модифицирующими реагентами.

Гранулят увлажняется в смесителе (водой или водными растворами реагентов). При перемешивании и перемещении увлажненных гранул происходит истирание кромок и острых краев, исчезновение микротрещин. После обработки гранулят поступает на сушку и охлаждение, после чего обрабатывается реагентами для предотвращения пылимости и слеживаемости.

9.1.2.8 Складирование и отгрузка готового продукта

Хлористый калий хранят в закрытых складских помещениях, исключающих попадание атмосферных осадков и грунтовых вод. Для различного марок продукта используют, как правило, разные склады.

Гранулированный хлористый калий может отгружаться как с предварительным грохочением на просеивающих машинах, так и без данной операции. Целью операции грохочения, является обеспечение требуемого гранулометрического состава отгружаемого на экспорт продукта по массовой доле фракции менее 2 мм.

На складирование готовый продукт подается ленточным конвейером, оборудованным барабанной сбрасывающей тележкой, при помощи которой продукт распределяется по объему склада. Разгрузка склада ведется кратцер-кранами на ленточный конвейер, с которого концентрат перегружается системой ленточных конвейеров в корпус погрузки готовой продукции в вагоны. Перед ленточными конвейерами оборудуются местные отсосы пылевой фракции, предназначенные для снижения пылимости готового продукта. Отсасываемая пыль поступает в циклон, где выделяется из воздушного потока и через скребковый перегружатель подается в бункер для погрузки в отдельные железнодорожные вагоны или удаляется в отдельную емкость с дальнейшим вывозом на склад руды. Воздух из циклона направляется на мокрую очистку. Применяемый для мокрого пылеулавливания рассол подается в отделение обогащения.

Аналогичным образом осуществляется складирование и погрузка мелкого хлористого калия.

9.1.3 Сведения об используемом природоохранном оборудовании.

Применение природоохранного оборудования при производстве хлористого калия галургическим и флотационным способом в основном обусловлено необходимостью очистки отработанного воздуха (промышленных выбросов) от частиц хлорида натрия и хлорида калия, образующихся на стадиях сухого дробления сильвинитовой руды, сушки мелкозернистого концентрата, гранулирования хлористого калия и отгрузки готового продукта, с целью снижения эмиссии в атмосферный воздух и снижения потерь целевого продукта с выбросами.

В таблице 9.7 приведено природоохранное оборудование, предназначенное для очистки промышленных выбросов производства хлористого калия галургическим и флотационным способом

Таблица 9.7 – Природоохранное оборудование, предназначенное для очистки промышленных выбросов производства хлористого калия галургическим и флотационным способом

Наименование оборудования	Назначение оборудования	Существенные характеристики природоохранного оборудования
Циклон ЦН-15, ZP-1400-4, ЦМ-600У, ФЦ-2,5, ЦН-7	Сухая очистка воздуха от частиц хлорида натрия и хлорида калия	Производительность до 33071 м^3/час
Пылеуловители ФРИП-90		Производительность до 9700 м^3/час

Циклон со вставкой ЛИОТ, Z-250, ВС-500		Производительность до 20000 м³/час
Фильтровальная установка SFDW		Производительность 33071 м³/час
Рукавный фильтр SFDW, KJSW		Площадь фильтрующей поверхности до 560 м², производительности до 82000 м³/час
Плоскорукавный фильтр LUHR типа DF		Площадь фильтрующей поверхности 476 м², производительности до 54900 м³/час
Пылеуловитель КМП	Мокрая очистка воздуха от частиц хлорида натрия и хлорида калия	Производительность 10,22 м³/с.
Труба вентури с каплеуловителем ТК-800		Производительность 5640 м³/час, Dгорл=700 мм D=900 мм
Эжекционный скруббер с каплеуловителем		Производительность 6,77 м³/сек
Циклон с пылеуловителем		Производительность 85000 м³/час
Горизонтальный скруббер		Производительность 85000 м³/час
Эжекционный горизонтальный скруббер		Производительность 85000 м³/час
Скруббер вентури с брызгоуловителем MVS		Производительность 114341 м³/час
Пылеуловители ПВМ20СА		Производительность до 20000 м³/час

9.2 Текущие уровни потребления ресурсов и эмиссии в окружающую среду

9.2.1 Потребление сырьевых материалов при производстве хлористого калия галургическим способом.

Основным сырьем для производства хлористого калия является природная калийная руда (сильвинит молотый — соль с массовой долей хлорида калия на уровне 15–35 % с примесями солей натрия, магния и не растворимого в воде остатка н.о.). По внешнему виду: дробленая сыпучая масса, содержащая сростки минералов различной крупности красного или красно-бурого цвета с сероватым оттенком.

Таблица 9.8 – Потребление материальных и энергетических ресурсов при производстве хлористого калия галургическим способом

Сырье, вспомогательные материалы и энергоресурсы			
Наименование	Единица измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Руда сильвинитовая	тонн/т	3,5068	4,6451
Полиакриламид различных марок	кг/т	0,012	0,019
Пар водяной насыщенный	т/т	0,71	0,84
Вода на производственные нужды	$м^3$/т	1,64	8,0
Энергопотребление (тепловая энергия)	Гкал/т	0,397	0,61
Электроэнергия (производственное потребление)	кВт·ч/т	174,3	189,7
в.ч. Электроэнергия собственной генерации (ГТЭС)	кВт·ч/т	54,0	98,0

9.2.2 Энергопотребление при производстве хлористого калия галургичеким способом.

Производство хлористого калия галургическим способом связано со значительным потреблением энергии, что обусловлено высокой технологической оснащенностью производства и необходимостью достижения и поддержания высоких температур процесса выщелачивания из руды хлористого калия. Сушка мелкозернистого концентрата осуществляется в аппаратах «КС» горячими дымовыми газами, образующимися при сгорании топлива в топочной камере. В качестве топлива используется природный или попутный газ.

Потребность производства в тепловой энергии (пар, теплофикат) удовлетворяется за счет собственной генерации (котлотурбинные цеха), потребность в электрической энергии частично удовлетворяется собственной генерацией (газотурбинной электростанции). В качестве топлива используется природный или попутный газ. В качестве резервного топлива используется мазут.

Таблица 9.9 – Удельный расход топлива для получения 1 тонны хлористого калия галургическим способом

Вид топлива	Удельный расход топлива, $м^3$/тонна	
	Минимальный	Максимальный
Природный или попутный газ	93,31	122,6

9.2.3 Потребление сырьевых материалов при производстве хлористого калия флотационным способом.

Основным сырьем для производства хлористого калия является природная калийная руда (сильвинит молотый — соль с массовой долей хлорида калия на уровне 15–30 % с примесями солей натрия, магния и не растворимого в воде остатка н.о.). По внешнему виду: дробленая сыпучая масса, содержащая сростки минералов различной крупности красного или красно-бурого цвета с сероватым оттенком.

Таблица 9.10 – Потребление материальных и энергетических ресурсов при производстве хлористого калия флотационным способом

Сырье, вспомогательные материалы и энергоресурсы			
Наименование	Единица измерения	Расход на 1 т продукции	
		Минимальный	Максимальный
Руда сильвинитовая	тонн/т	3,7650	4,35
Флотационные реагенты различных марок	кг/т	0,030	0,216
Пар водяной насыщенный	т/т	0,04	0,106
Вода на производственные нужды	$м^3$/т	0,49	1,3
Энергопотребление (тепловая энергия)	Гкал/т	0,027	0,208
Электроэнергия (производственное потребление)	кВт·ч/т	101,32	312,18

Калий хлористый (ГОСТ 4568-95, ТУ 2184-041-00203944-2016) используется в промышленности, в т.ч. для производства сложных удобрений, в сельском хозяйстве в качестве однокомпонентного калийного удобрения, а также для промышленности при производстве химических продуктов и для других целей. Не образует токсичных соединений в воздушной среде, не горюч, пожаро- и взрывобезопасен. Основные константы калия хлористого: удельный вес — от 1,99 до 2,00 г/$см^3$; насыпная плотность — от 900 до 1400 кг/$м^3$; молекулярная масса — 74,555 у.е.; температура плавления — 768–772 °С, удельная теплоемкость — 690 Дж/(кг·К) (0,167 ккал/(кг·°С))

Калий хлористый, гранулированный: удобрение для прямого внесения в почву или сухого тукосмешения, не образует токсичных соединений в воздушной среде, не горюч, пожаро- и взрывобезопасен. Основные константы продукции: насыпная плотность — от 995 до 1140 кг/$м^3$; молекулярная масса — 74,555 у.е.; температура плавления — 768–772 °С, удельная теплоемкость — 690 Дж/(кг·К).

9.2.4 Энергопотребление при производстве хлористого калия флотационным способом.

Производство хлористого калия флотационным способом связано с высоким потреблением энергии, что обусловлено высокой технологической оснащенностью производства. Сушка мелкозернистого концентрата и обработка гранулята осуществляется в аппаратах кипящего слоя «КС», трубах-сушилках «ТС», сушильных барабанах «СБ» горячими дымовыми газами, образующимися при сгорании топлива в топочной камере. В качестве топлива используется природный (попутный газ) или мазут.

Потребность производства в тепловой энергии (пар, теплофикат) удовлетворяется за счет собственной генерации (котельные цеха).

Таблица 9.11 – Удельный расход топлива для получения 1 тонны хористого калия флотационным способом

Вид топлива	Удельный расход топлива, м^3/тонна	
	Минимальный	Максимальный
Природный или попутный газ	12,08	41,02
Мазут, (кг/тонна)	0,004	5,0

9.2.5 Перечень маркерных загрязняющих веществ, характерных для производства хлористого калия

Маркерное вещество: Наиболее значимый для конкретного производства показатель, выбираемый по определенным критериям из группы веществ, внутри которой наблюдается тесная корреляционная взаимосвязь [112].

Выбор маркерных веществ (показателей) должен быть основан на следующих принципах, заложенных в [111, 130, 140]:

- рассматриваемое вещество (показатель) характерно только для этого процесса (вещество является частью сырьевого потока, образуется в результате протекания основных или побочных процессов);
- вещество присутствует в эмиссиях постоянно (или систематически с высокой известной частотой);
- загрязняющее вещество в эмиссиях присутствует в значимых концентрациях (в перспективе в концентрациях, позволяющих автоматизировать их контроль);
- метод (методы) определения данного вещества должен быть доступным, легко воспроизводимым и соответствовать требованиям обеспечения единства измерений;
- вещество должно оказывать значительное воздействие на окружающую среду, т.е. быть токсичным, высокотоксичным, или же, при невысокой токсичности, обладать большой массой эмиссии;

В промышленных выбросах производства хлористого калия галургическим и флотационным способом постоянно и в значимом количестве присуствуют оксиды азота (NOx),

оксид углерода (CO), серы диоксид (SO2), частицы хлорида натрия (NaCL) и хлорида калия (KCL).

Отправной точкой в выборе маркерных веществ в выбросах может быть принят ГОСТ Р 56828.44-2018 «Наилучшие доступные технологии. Производство аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот. Выбор маркерных веществ для выбросов в атмосферу от промышленных источников» и Перечень веществ, утвержденных Распоряжением Правительства РФ от 08.07.2015 N 1316-р с учетом технологических особенностей производства и приведенных выше факторов.

В таблице 9.12 представлены маркерные загрязняющие вещества и технологические показатели выбросов производства хлористого калия галургическим и флотационным способом.

В качестве маркерных загрязняющих веществ, характерных для сбросов от производства хлористого калия, следует рассматривать вещества, являющиеся основными компонентами промышленных сбросов сточных вод, вещества, являющиеся частью сырьевого потока производства хлористого калия галургическим и флотационным способом и определяющие основной вклад эмиссии в окружающую среду с учетом Переченя веществ, утвержденных Распоряжением Правительства РФ от 08.07.2015 N 1316-р.

В таблице 9.13 представлены маркерные загрязняющие вещества и технологические показатели сбросов от производства хлористого калия галургическим и флотационным способом.

9.2.6 Выбросы загрязняющих веществ в атмосферу.

При проведении основных стадий технологического процесса производства хлористого калия (сухое дробление сильвинитовой руды, сушка мелкозернистого концентрата, гранулирование хлористого калия и отгрузки готового продукта) в воздух поступают продукты сгорания топлива, используемого при сушке и частицы хлорида натрия и хлорида калия. В связи с этим источники выделения загрязняющих веществ на предприятии оборудуются системами двухступенчатой очистки и обезвреживания выбросов. После очистки сухим и(или) мокрым методом очищенный воздух направляется в атмосферу.

Дымовые газы, образующиеся при сгорании топлива на объектах собственной генерации тепловой и(или) электрической энергии (котлотурбинные цеха, котельные цеха), выбрасываются в атмосферу через дымовые трубы без очистки.

На каждую тонну хлорида калия, в зависимости от способа производства и вида используемого топлива, стационарными источниками выбросов, расположенными в границах промплощадки объектов, оказывающих негативное воздействие на окружающую среду, в атмосферу выбрасывается до 0,78 кг диоксида азота и до 0,17 кг диоксида серы.

Маркерные загрязняющие вещества и технологические показатели выбросов производства хлористого калия галургическим и флотационным способом приведены в таблице 9.12.

Таблица 9.12 – Удельный обьем выбросов маркерных загрязняющих веществ в атмосферу на 1 тонну готовой продукции

Источник выброса	Наименование	Метод очистки, повторного использования	Объем и/или масса выбросов загрязняющих веществ, кг/т
Производство хлористого калия галургическим или флотационным способом	Азота диоксид	-	≤ 0,78
	Серы диоксид	-	≤ 0,17

9.2.7 Сбросы загрязняющих веществ в водные объекты.

Производство калийных удобрений (хлористого калия) сопровождается образованием галитовых отходов, глинисто-солевых шламов, минерализованных вод.

Галитовые отходы размещаются на поверхности земли в виде солеотвалов. Глинисто-солевые шламы размещаются в шламохранилищах. Избыточные минерализованные воды перекачиваются в шламохранилища.

В течение календарного года образуется до 5–6 млн. м^3 минерализованных вод. Механизм формирования и долевое участие потоков в общем объеме минерализованных вод следующие:

- воздействие на поверхность солеотвала атмосферных осадков приводит к растворению галитовых отходов и образованию минерализованных вод, которые собираются в специальные резервуары-накопители и перекачиваются в шламохранилища — 64 % от общего объема;
- глинисто-солевые шламы содержат в своем составе 1 % минерализованных вод;
- избыточные минерализованные воды галургических производств — 35 %.

В шламохранилищах происходит механическая очистка и разбавление минерализованных вод атмосферными осадками и часть из них возвращается в технологический процесс (оборотные рассолы).

Дренажные воды шламохранилищ, воды пылегазоочистки, воды от охлаждения и промывки оборудования в основных и вспомогательных цехах, ливневые воды проходят очистку в специальных прудах-отстойниках и в виде сточных вод сбрасываются в водный объект.

Таблица 9.13 – Удельный обьем сброса маркерных загрязняющих веществ в водный объект на 1 тонну готовой продукции

Источник сброса	Наименование	Направление сбросов (в водный объект, в системы канализации)	Метод очистки, повторного использования	Объем и/или масса сбросов загрязняющих веществ после очистки, кг/т
Производство хлористого калия галургическим или флотационным способом	Калий	В водный объект	Механическая очистка — (шламохранилище), пруд-отстойник	≤ 33,75
	Натрий			≤ 60,94
	Хлорид-анион (хлориды)			≤ 152,02
	Магний (при наличии в исходном сырье)			≤ 4,0

9.2.8 Отходы производства хлорида калия галургическим и флотационным способом.

Галитовые отходы являются неизбежным побочным продуктом переработки калийных руд флотационным и галургическим способами и их количество при достигнутом уровне извлечения хлористого калия в готовый продукт определяется составом перерабатываемой руды. Галитовые отходы в основном состоят из хлористого натрия (на 94–98 %). Кроме того, в отходах содержатся небольшие количества KCl, $MgCl_2$, $CaSO_4$, нерастворимого остатка.

Галитовые отходы галургических калийных фабрик крупностью менее 5 мм и содержанием влаги не более 7,0 % и галитовые отходы флотационных калийных фабрик крупностью менее 2 мм и с влажностью не более 7,5 % размещаются на солеотвалах и частично используются для закладки выработанного пространства шахт. На каждую тонну хлорида калия в зависимости от содержания сильвина в руде образуется до 5,0 тонн галитовых отходов. Удельные обьемы размещения галитовых отходов на солеотвалах приведены в таблице 9.14.

Глинисто-солевые шламы представляют собой суспензию, в основном, тонкодисперсных содержащихся в руде водонерастворимых примесей и некоторого количества соляных частиц. Суспензия шламов с содержанием твердого вещества 28–38 % (масс.) гидротранспортом подается в шламохранилище и частично используются для закладки выработанного пространства шахт.

После отстаивания в шламохранилище часть жидкой фазы возвращается в технологический процесс фабрики (оборотные рассолы). На каждую тонну хлористого калия образуется до 0,58 тонн глинисто-солевых шламов. Удельные обьемы размещения глинисто-солевых шламов в шламохранилищах приведены в таблице 9.14.

Таблица 9.14 – Удельный объем размещения отходов производства на 1 тонну готовой продукции при производстве хлористого калия галургическим или флотационным способом

Наименование	Класс опасности	Источники образования	Метод очистки, повторного использования	Обьем и/или масса размещенных отходов в расчете на тонну продукции, тонн/тонн
Глинисто-солевые шламы	5	Обогащение сильвинита молотого флотационным способом или галургическим способом	Закладка выработанного пространства шахт	≤ 0,58
Галитовые отходы				≤ 2,97

9.3 Определение наилучших доступных технологий

В соответствии с определением, приведенным в статье 1 Федерального закона N 7-ФЗ от 10 января 2002 г. «Об охране окружающей среды», наилучшая доступная технология — технология производства продукции (товаров), выполнения работ, оказания услуг, определяемая на основе современных достижений науки и техники и наилучшего сочетания критериев достижения целей охраны окружающей среды при условии наличия технической возможности ее применения.

Понятие «технологии» относится как к используемым технологиям производства, так и к способам проектирования, создания, обслуживания, управления, эксплуатации и вывода предприятий из эксплуатации.

Доступные технологии — это технологии, разработанные в масштабах, позволяющих их внедрить в соответствующей отрасли промышленности экономически и технически осуществимым способом с учетом соответствующих материальных затрат и выгод.

Наилучшие технологии — это технологии, позволяющие наиболее эффективным способом достичь общего высокого уровня защиты окружающей среды в целом.

В настоящее время производство хлористого калия в качестве монокалийного удобрения и составной части сложных NPK-удобрений производится флотационным и галургическим способом на ПАО «Уралкалий». Компания «Еврохим» в 2018 году осуществила запуск производства хлористого калия на Верхнекамском месторождении калийно-магниевых солей и продолжает строительство новых производственных комплексов на Гремячин-

ском месторождениях калийных солей. Для ПАО «Уралкалий» ведется проектирование Половодовского калийного комбината с производством хлористого калия флотационным способом.

В качестве сырья для производства хлористого калия используются калийные руды, добываемые подземным способом на тех же рудоуправлениях, где осуществляется их переработка. Флотационный и галургический способы производства хлористого калия обеспечивают высокую эффективность переработки калийных руд с широким диапазоном содержания в руде хлористого калия (от 15 % до 35 %) и водонерастворимых примесей (от 1,5 % до 10 % и более).

9.3.1 Флотационный способ производства хлористого калия

Основной особенностью флотационного способа является изменение смачиваемости водой поверхности разделяемых соляных минералов сильвина (KCl) и галита (NaCl) после обработки руды реагентом-собирателем в результате чего происходит селективное закрепление частиц сильвина на пузырьках воздуха и извлечение хлористого калия в пенный продукт флотационной машины. Сочетание действия различных флотационных реагентов (депрессоров, собирателей, вспенивателей) обеспечивает регулирование коллоидно-химического состояния флотационных реагентов в жидкой фазе (насыщенный раствор, в основном, хлоридов калия и натрия) и наилучшие условия флотации сильвина.

Общими преимуществами флотационного способа являются:

- низкие тепловые затраты в связи с осуществлением процесса переработки руды при температуре окружающей среды;
- получение флотационного сильвинового концентрата крупностью до 2–3 мм в зависимости от структурной характеристики перерабатываемой калийной руды (крупности вкрапленности сильвина);
- высокие фонды рабочего времени технологических систем и отдельного оборудования;
- пуск и остановка — легко регулируемые;
- содержание хлористого калия в готовом продукте — не менее 95 %;
- высокое извлечение хлористого калия в готовый продукт (до 90–92 %).

9.3.1.1 Экологические аспекты и воздействие на различные компоненты окружающей среды

- Отходы производства — галитовые отходы размещаются на солеотвалах и используются для закладки выработанного пространства шахт; глинисто-солевые шламы размещаются в шламохранилищах с возвратом части жидкой фазы (оборотные рассолы) в технологический процесс, и используются для закладки выработанного пространства шахт;
- Глубокая двухстадийная очистка отходящих газов сухим и мокрым способами;
- Сравнительно низкая эмиссия хлоридов калия и натрия с отходящими газами.

Эксплуатационные данные:

- Технология является самой освоенной и распространенной в мире.
- Достигаемый фонд времени работы технологической системы — 320–330 сут в год.

- Проведение процесса при минимальных тепловых затратах.
- Возможность варьирования единичной мощности технологической линии.
- Содержание хлористого калия в готовом продукте не более 95,5–96,0 %.

Движущая сила для внедрения технологии:

- Экономическая и практическая целесообразность.
- Возможность варьирования производительности, этапного наращивания уровня производства.
- Получение готового продукта, представленного природными кристаллами сильвина, характеризующимися повышенной прочностью.
- Производство хлористого калия в гранулированном виде с размером гранул 2–4 мм.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость):

- Технология характеризуется относительной простотой реализации и эксплуатации.
- Технология экономически целесообразна в том случае, если не требуется производство готового продукта с содержанием хлористого калия более 96 %.

9.3.2 Галургический способ производства хлористого калия

Галургический способ производства хлористого калия из калийных руд или метод избирательного растворения хлористого калия и последующей его кристаллизации основан на различии температурных коэффициентов растворимости хлоридов калия и натрия при их совместном присутствии в водном растворе. При нормальной температуре растворимость хлоридов калия и натрия почти одинакова. С повышением температуры растворимость хлорида натрия практически не меняется, а растворимость хлорида калия резко возрастает. Проведение выщелачивания хлористого калия из руды при температуре 100–105 °С позволяет получать солевые растворы с увеличенным содержанием хлористого калия из которых при последующем вакуумном охлаждении растворов селективно кристаллизуется хлористый калий.

Общими преимуществами галургического способа являются:

- возможность получения готового продукта с повышенным содержанием хлористого калия (до 98,5 %)
- низкие потери хлористого калия с отходами производства;
- возможность применения галургического способа для производства хлористого калия по комбинированной флото-галургической схеме с получением готового продукта с улучшенными физико-механическими свойствами и меньшими потерями хлористого калия с отходами производства;
- высокие фонды рабочего времени технологических систем и отдельного оборудования;
- содержание хлористого калия в готовом продукте — не менее 95 %;
- высокое извлечение хлористого калия в готовый продукт (до 90–92 %).

9.3.2.1 Экологические аспекты и воздействие на различные компоненты окружающей среды

Отходы производства — галитовые отходы размещаются на солеотвалах или в руднике; глинисто-солевые шламы размещаются в шламохранилищах с возвратом части жидкой фазы (оборотные рассолы) в технологический процесс, так и используются для закладки выработонного пространства шахт.

Глубокая двухстадийная очистка отходящих газов сухим и мокрым способами.

Эксплуатационные данные:

- Технология является освоенной и распространенной в мире.
- Достигаемый фонд времени работы технологической системы — 320–330 сут в год.
- Возможность варьирования единичной мощности технологической линии.
- Содержание хлористого калия в готовом продукте — до 98,5 %.

Движущая сила для внедрения технологии:

- Экономическая и практическая целесообразность.
- Возможность варьирования производительности, этапного наращивания уровня производства.
- Получение готового продукта с содержанием хлористого калия от 95 до 98,5 %.
- Производство хлористого калия в крупнокристаллическом виде на установках регулируемой вакуум-кристаллизации.

Применимость, техническая возможность (экономическая и практическая приемлемость):

- Технология характеризуется относительной простотой реализации и эксплуатации.
- Технология экономически целесообразна в том случае, если требуется производство готового продукта в крупнокристаллическом виде с содержанием хлористого калия от 96 % до 98,5 % или в мелкокристаллическом виде для производства сложных удобрений или для технических целей.

9.4 Наилучшие доступные технологии

На настоящее время существует возможность дальнейшей модернизации представленных в Разделе 9.2 способов производства хлористого калия с приростом мощности, снижением себестоимости продукции и уменьшением воздействия на окружающую среду.

В составе представленных технологий рекомендуется по ряду подпроцессов технологической схемы в качестве частных НДТ использовать:

- сухое дробление руды до флотационной крупности, уменьшающее переизмельчение руды, снижающего энергозатраты на рудоподготовку, уменьшающего количество образования галитовых отходов и глинисто-солевых шламов, пылимость готового продукта.
- проведение сгущения глинисто-солевых шламов в сгустителях специальных конструкций, обеспечивающего повышение содержания твердого в сгущенной суспензии до 40 % и уменьшающего объем шламов, направляемых на размещение.
- проведение галургической переработки калийных руд с принудительным охлаждением оборотной воды в холодильной установке.

- обогащение калийных руд по комбинированной флотационно-галургической технологии с переработкой тонкозернистых солевых фракций галургическим способом и получением непылящего зернистого хлористого калия.

- совместное обезвоживание галито-шламовых отходов флотационных галургических фабрик, устраняющих складирование отходов в виде солевых суспензий.

Необходимо отметить, что стандартной модели технологии обогащения при переработке калийных руд с получением хлористого калия не существует поскольку выбор технологии определяется уникальностью природных калийных руд, которые могут различаться как по химическому и минеральному составу, так и по крупности вкрапленности сильвина и нерастворимых примесей на разных месторождениях, а иногда даже в рамках различных участков одного месторождения, что имеет место при переработке руд Верхнекамского месторождения калийно-магниевых солей.

Перечень технологических и организационных мероприятий приведен в таблицах 9.15 и 9.16 соответственно.

Таблица 9.15–Описание технологических мероприятий

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения		
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.
Замена труб-сушилок (ТС) на сушильные установки кипящего слоя фирмы «Ventilex» или «Биндер»	Отделение сушки	Снижение выбросов KCl, NaCl и ангидрид сернистый (серы диоксид)		
Реконструкция аспирационной системы отделения обогащения СОФ БКПРУ-2	Отделение обогащения	Повышения эффективности работы ПГУ		

Таблица 9.16 – Описание организационных мероприятий

Описание мероприятия	Объект внедрения	Эффект от внедрения		
		Снижение эмиссий основных загрязняющих веществ	Энергоэффективность, отн. ед.	Ресурсосбережение, отн. ед.
Проведение исследований на объектах хвостового хозяйства калийных предприятий; предоставление исходных	Шламохранилище	Оценка и прогноз техногенного воздействия на		

данных для расчетов объемов фильтрации		состояние водной среды, уменьшение негативного воздействия		
Проведение гидрогеологических наблюдений (мониторинг подземных и поверхностных вод)		Оценка и прогноз техногенного воздействия на состояние водной среды, уменьшение негативного воздействия		

9.5 Перспективные технологии

Перспективными технологиями, позволяющими повысить эффективность производства и снизить эмиссии в окружающую среду и находящимися на стадии научно-исследовательских работ и опытно-промышленных испытаний являются:

1) Сухое дробление руды до флотационной крупности, уменьшающее переизмельчение руды, снижающего энергозатраты на рудоподготовку, уменьшающего количество галитовых отходов и глинисто-солевых шламов, пылимость готового продукта.

2) Осуществление флотационного обогащения калийных руд с содержанием нерастворимых примесей до 2 % без предварительного обесшламливания руды с совместным обезвоживанием галитовых отходов и глинисто-солевых шламов и размещением их в твердом виде на солеотвале.

3) Проведение сгущения шламовых продуктов в сгустителях специальных конструкций, обеспечивающего повышение содержания твердого в сгущенной суспензии до 40 % и уменьшающего массу галитовых отходов и глинисто-солевых шламов, направляемых на размещение.

4) Проведение галургической переработки калийных руд с принудительным охлаждением в холодильной установке оборотной воды.

5) Обогащение калийных руд по комбинированной флотационно-галургической технологии с переработкой тонкозернистых солевых фракций галургическим способом и получением непылящего зернистого хлористого калия.

6) Размещение в пластах горных пород избыточных минерализованных вод, образующихся у пользователей недр, осуществляющих разведку и добычу, а также первичную переработку калийных и магниевых солей.

7) Регулируемый сброс сточных, в том числе дренажных, вод (в зависимости от региональной специфики гидрологического и гидрохимического режима водных объектов) для более полного использования ассимилирующего потенциала водных объектов — приемников. В целях обеспечения эффективного начального разбавления сточных в

том числе дренажных вод в водных объектах необходима в том числе разработка рассеивающих водовыпусков специальной конструкции, учитывающих высокую плотность отводимых стоков.

8) Объемное или тонкослойное укрытие не действующих солеотвалов для уменьшения растворения галитовых отходов и образования минерализованных вод в следствие воздействия на поверхность солеотвала атмосферных осадков.

Для решения проблемы совместного складирования галитовых отходов и глинисто-солевых шламов в последние годы появилось промышленное оборудование нового поколения большой единичной мощности и непрерывного действия. К данному виду оборудования относятся высокопроизводительные сгустители, которые позволяют обеспечить плотность сгущения шламов, необходимую для их последующей фильтрации.

Сгустители различных производителей отличаются друг от друга характерными особенностями: конструкцией питающих колодцев, профилями граблин, систем привода, площадью основания, высотой стенок чана и т.д. В России также разрабатываются и изготавливаются высокопроизводительные сгустители для различных отраслей промышленности. Перспективность предлагаемых технических решений по сгущению глинисто-солевых шламов показывают работы, которые ПАО «Уралкалий» проводит совместно с фирмами-разработчиками по сгущению шламов на СКРУ-1.

Для фильтрации глинисто-солевых шламов могут быть использованы осадительные центрифуги для осадительной фильтрации глинисто-солевого шлама мощностью от 50 до 100 т/ч, выполненные с высокой степенью защиты от абразивного износа, а также автоматизированные фильтр-прессы, позволяющие эффективно осуществлять разделение суспензии и промывку шлама.

Для смешения отфильтрованного галитового отвала и глинисто-солевого шлама могут быть использованы различные смесители производительностью до 1000 т/ч, обеспечивающие эффективное смешивание исходных компонентов с получением однородной массы, легко транспортируемой на солеотвал.

Предлагаемые технические решения требуют экспериментальной проверки на реальных средах для разработки технологического режима процесса и выбора оборудования. Реализация рассматриваемых технических решений в схеме обогащения калийных руд позволит в перспективе существенно сократить массу отходов, размещаемых в шламохранилищах.

Раздел 10. Обращение со сточными водами

10.1 Анализ приоритетных проблем при обращении со сточными водами

Важным аспектом функционирования любого химического предприятия является обращение со стоками. В качестве последних здесь рассматриваются не только непосредственно сточные воды, но и водные растворы, суспензии, эмульсии, которые являются избыточными в рамках технологической установки, и направляются либо на использование, либо на очистку с последующим сбросом.

Фактически, избыточные водные растворы, суспензии, эмульсии, не сбрасываемые в водный объект, в соответствии с действующим законодательством Российской Федерации сточными водами, в понятиях Водного Кодекса, не являются, а относятся к технологическим растворам. Поэтому их контроль выполняется по ограниченному числу показателей лишь в рамках контроля производства в соответствии с постоянными, временными (пусковыми), разовыми (опытными) технологическими регламентами.

Любое предприятие отрасли минеральных удобрений, как правило, представляет собой комплекс производств целой линейки продуктов, и связанных между собой интегрированной системой водоснабжения и водоотведения. Зачастую сточные воды собираются и усредняются в единый поток (или несколько потоков), который впоследствии подвергается обработке. Предприятие также может принимать сточные воды от абонентов (в том числе и коммунальные стоки) или наоборот передавать образующиеся стоки сторонним организациям, в том числе специализированным по очистке коммунальных стоков,. Выделить каждый конкретный поток, отходящий от отдельного цеха, измерить и проконтролировать его зачастую нецелесообразно и в существующих условиях является проблематичным.

Учитывая приведенное выше, при формировании общих подходов к выбору маркерных веществ в сточных водах принято категорирование предприятий по видам производимой продукции и системам обращения со сточными водами в соответствии с таблицей 10.1.

Установление категории предприятию осуществляется посредством определения валового выпуска конкретных видов выпускаемых минеральных удобрений, что и будет предопределять основной химический состав образующихся сточных вод.

Чтобы отнести химическое предприятие к конкретной категории преимущественный выпуск продукции должен соотвествовать процессам, указанным в таблице 10.1.

Существуют следующие разновидности систем обращения со сточными водами предприятий отрасли минеральных удобрений:

- наличие очистных сооружений (с применением механических и физико- химических методов очистки) с последующим сбросом в поверхностный водный объект;
- наличие очистных сооружений (подготовка вод) с последующей закачкой сточных вод в глубокий пласт-коллектор, в том числе закачка в изолированные пласты горных пород минерализованных вод (рассолов);
- наличие очистных сооружений (предварительная очистка вод) с последующей передачей сточных вод третьим лицам на доочистку;
- передача сточных вод на очистные сооружения третьим лицам;
- наличие комплекса биологических очистных сооружений, на которые также могут приниматься хозяйственно-бытовые сточные воды поселений, городских округов, с последующим сбросом очищенных сточных вод в поверхностный водный объект;

Наличие очистных сооружений с последующим сбросом очищенного стока в поверхностный водный объект позволяет химическому предприятию самостоятельно осуществлять выбор технологии очистки сточных вод и непосредственно влиять на состав и качество сбрасываемых вод. Кроме того, рациональная организация извлечения из сточных вод загрязняющих веществ позволяет использовать регенерированные компоненты для производства товаров, выполнения работ, оказания услуг.

Наличие очистных сооружений (подготовка вод) с последующей закачкой сточных вод в глубокий пласт-коллектор или размещение в пластах горных пород минерализованных вод (рассолов) чаще всего обусловлено не только историческим развитием химического предприятия, но и специфическим составом сточных вод, закачиваемых в глубокий пласт-коллектор. Данная разновидность систем обращения со сточными водами требует аргументированного обоснования с проведением детальных геологических изысканий, более подробно данные условия описаны в разделе 1.4.5 справочника ИТС НДТ 47-2017 «Системы обработки (обращения) со сточными водами и отходящими газами в химической промышленности».

Наличие очистных сооружений (предварительная очистка вод) с последующей передачей сточных вод третьим лицам на доочистку позволяет химическому предприятию производить лишь их частичную очистку. Дальнейшая доочистка сточных вод осуществляется третьими лицами, а наличие в сточных водах загрязняющих веществ контролируется в соответствии с условиями договора на водоотведение согласно статье 14 федерального закона от 7 декабря 2011 г. № 416-ФЗ «О водоснабжении и водоотведении» (ред. от 25.12.2018).

Передача сточных вод на очистные сооружения третьим лицам подразумевает передачу ответственности по очистке сточных вод, образующихся на химическом предприятии, третьим лицам для соблюдения нормативов состава сточных вод, установленных природоохранным законодательством Российской Федерации.

Наряду с названными системами обращения со сточными водами существуют бессточные системы водопользования, позволяющие полностью отказаться от отведения (сброса) сточных вод в водные объекты. Важными аспектами при организации бессточных систем водопользования являются климатические условия, которые при преобладании среднегодовых испарений над среднегодовыми осадками предоставляют предприятию благоприятную возможность организации технологического процесса с отказом от сброса сточных вод в водные объекты. При этом оборотная вода используется исключительно в технологических целях.

В силу исключительного разнообразия климатических условий Российской Федерации, географического положения предприятий отрасли минеральных удобрений, а также с учетом индивидуальных особенностей каждого предприятия возможность внедрения бессточных схем не может быть определена как общепримениМая наилучшая доступная технология, а в некоторых случаях может быть рассмотрена только как перспективная технология.

Последовательное введение системы технологического нормирования выбросов и сбросов загрязняющих веществ, которая основана на современных достижениях науки и техники, реализованных на практике и отнесенных к наилучшим доступным технологиям, подразумевает переход от ранее используемого нормирования с использованием предельно допустимых концентраций для нормирования непосредственно сточных вод.

Принцип технологического нормирования заключается в признании за технологией, отнесенной к наилучшей доступной технологии, достижения наилучших значений показателей технологического процесса. Поэтому требования к качеству сточных вод должны определяться, исходя из наилучших реально достигнутых на данном этапе развития производительных сил общества значениях показателей технологического процесса.

Технологические показатели сбросов загрязняющих веществ в водный объект формируются на основании определения наилучших доступных технологий при обращении со сточными водами по совокупности данных учета количества загрязняющих веществ, сбрасываемых в составе сточных вод через канализационный выпуск.

Стоит также отметить, что действующая система нормирования в Российской Федерации не подразумевает обязательной процедуры инвентаризации сбросов промышленных производств. Разрабатываемая схема водохозяйственного баланса водопользователя подразумевает инвентаризацию только объемов воды, поступающей и отводимой от производственных процессов, а также ее потерь.

В то же время в настоящее время отсутствуют в полном объеме требования по учету масс веществ, попадающих на предприятие вместе с забираемой поверхностной и подземной водой, в том числе с питьевой водой, поставляемой Водоканалами, а также, ливневыми стоками и сточными водами, поступающими в сети канализации от предприятий — абонентов.

Отсутствие четких требований к инвентаризации сбросов, а также недостаточная изученность и контроль за содержанием веществ в природных водах, в том числе подходов по установлению природного фона, приводят к существованию различных подходов при установлении перечня веществ, которые должны контролироваться и нормироваться для сброса в водный объект. Для однотипных производств, перечень нормируемых показателей в сбросах может составлять от 14 до 27 единиц для каждого конкретного предприятия.

Частой практикой является включение в разрешительную документацию таких показателей как ионы меди, цинка, марганца, молибдена, содержание которых в поверхностных водах значительно, но на предприятиях нет технологических операций и процессов, которые могли бы привести к образованию водорастворимых соединений названных металлов. Наличие данных показателей в стоке предприятия обусловлено их присутствием в воде, забираемой из природных источников.

Аналогичная ситуация складывается с наличием в сточных водах ионов алюминия и железа, которые одновременно и поступают на предприятие с потребляемой водой, и образуются на предприятии в процессах водоподготовки и механической очистки воды. Применение коагулянтов, содержащих алюминий и железо в больших количествах, обусловлено жесткими требованиями по содержанию взвешенных веществ в сбрасываемых водах (зачастую показатели взвешенных веществ в сточной воде после очистных сооружений ниже аналогичного показателя в природной воде), что приводит к дополнительному сбросу данных ионов. Всё это необходимо учитывать при выборе маркерных веществ для конкретных технологических процессов, а также при определении технологии в качестве наилучшей доступной технологии.

10.2 Описание технологических процессов, используемых при обращении со сточными водами

10.2.1 Механическая очистка

Седиментация

В химической промышленности широко применяется седиментационный метод очистки сточных вод для удаления из них грубодисперсных взвешенных частиц. Осаждение происходит под действием силы тяжести. Для проведения процесса используют механзированные решетки, песколовки, отстойники и осветлители.

Механизированные решетки применяют для очистки сточных вод от крупного твердого и волокнистого мусора. Решетка представляет собой металлическую раму, в которой установлен ряд параллельных стержней с определенной толщиной и прозорами в зависимости от характера поступающего мусора.

Песколовки применяют для предварительного выделения минеральных и органических загрязнений из сточных вод. Конструкцию песколовки выбирают в зависимости от количества сточных вод, концентрации взвешенных веществ.

Отстойники различают периодического и непрерывного действия. По направлению движения воды они делятся на горизонтальные, вертикальные и радиальные. Повышение эффективности отстаивания достигается путем увеличения скорости осаждения взвешенных частиц посредством увеличения их размера с помощью коагуляции и флокуляции или уменьшения вязкости сточной воды путем увеличения ее температуры.

Осветлители применяются для предварительного осветления сточных вод некоторых производств. Используются осветлители с взвешенным слоем осадка, через который пропускается вода, предварительно обработанная коагулянтом.

Фильтрование

Фильтрование применяют для выделения из сточных вод тонкодиспергированных твердых веществ. Разделение фаз ведут при помощи пористых перегородок, пропускающих жидкость и задерживающих диспергированную фазу, под действием гидростатического давления столба жидкости, повышенного давления до перегородки и вакуума после перегородки. Выбор перегородок зависит от свойств сточной воды, температуры, давления фильтрования и конструкции фильтра. Фильтрующий материал должен иметь требуемую пористость, обладать достаточной механической прочностью к истиранию и химической устойчивостью.

10.2.2 Физико-химическая очистка

Химическое осаждение

Очистку сточных вод, образующихся при производстве экстракционной фосфорной кислоты, фосфорсодержащих минеральных удобрений, технических, кормовых и пищевых фосфатов, от водорастворимых фосфатов и фторидов проводят посредством обработки известковым молоком, мелом или доломитом. В результате химического осаждения происходит образование малорастворимых фосфатов и фторидов кальция. Образующаяся суспензия обрабатывается флокулянтами и отстаивается в отстойниках, после чего сгущенная пульпа при необходимости фильтруется с отделением осадка от очищенной воды.

Коагуляция и флокуляция

Коагуляция — процесс укрупнения дисперсных частиц в результате из взаимодействия и объединения в агрегаты. Коагуляцию применяют для ускорения процесса оса-

ждения тонкодисперсных примесей и эмульгированных веществ. Коагуляция может происходить самопроизвольно, под влиянием химических и физических процессов. В процессах очистки сточных вод коагуляция проводится под влиянием добавляемых к ним специальных веществ — коагулянтов. Коагулянты в воде образуют хлопья гидратов окисей металлов, которые быстро оседают под действием силы тяжести. Хлопья обладают способностью улавливать коллоидные и взвешенные частицы и агрегировать их. Так как коллоидные частицы имеют слабый отрицательный заряд, а хлопья коагулянтов обладают слабым положительным зарядом, то между ними возникает взаимное притяжение. В качестве коагулянтов обычно используют соли алюминия, железа или их смеси. Выбор коагулянта зависит от его состава, физико-химических свойств и стоимости.

Флокуляция — это процесс агрегации взвешенных частиц при добавлении в сточную воду высокомолекулярных соединений, называемых флокулянтами. В отличие от коагуляции при флокуляции агрегация происходит не только при непосредственном контакте частиц, но и в результате взаимодействия молекул адсорбированного на частицах флокулянта. Для очистки сточных вод используют природные и синтетические флокулянты. При выборе состава и дозы флокулянта учитывают свойства его макромолекул и природу диспергированных частиц.

Флокуляцию проводят для интенсификации процесса образования хлопьев гидроокисей алюминия и железа с целью повышения скорости их осаждения. Использование флокулянтов позволяет снизить дозы коагулянтов, уменьшить продолжительность процесса коагулирования и повысить скорость осаждения образующихся хлопьев.

Электродиализ

Процесс очистки сточных вод электродиализом основан на разделении ионизированных веществ под действием электродвижущей силы, создаваемой в растворе по обе стороны мембран.

Ионный обмен

Ионный обмен представляет собой процесс взаимодействия раствора с твердой фазой, обладающей свойствами обменивать ионы, содержащиеся в ней, на другие ионы, присутствующие в растворе. Вещества, составляющие эту твердую фазу, носят название ионитов. Поглотительная способность ионитов характеризуется обменной емкостью, которая определяется числом эквивалентов ионов, поглощаемых единицей массы или объема ионита.

Десорбция летучих примесей

При производстве карбамида образующийся в отделении выпарки конденсат сокового пара содержит примеси аммиака, диоксида углерода и карбамида. Очистку подобных сточных вод от аммиака, имеющегося в растворе и образующегося в результате гидролиза карбамида, проводят посредством десорбции в одну или две ступени; в последнем случае схемы могут предусматривать проведение гидролиза карбамида. В десорбере происходит отгонка аммиака и диоксида углерода из сточной воды при давлении 0,08–0,1 МПа и температуре 112–125 °С или под избыточным давлением 0,25–0,35 МПа и температуре 125–135 °С. Гидролиз карбамида проводят под давлением 1,7-2,0

МПа при температуре 190–200 °С. Подогрев сточной воды в кубе десорбера может осуществляться за счет подачи водяного пара как в выносной кипятильник, так и непосредственно в виде подачи «острого» пара.

10.2.3 Биологическая очистка

Биохимический метод применяется для очистки сточных вод от многих растворенных органических и некоторых неорганических (сероводород, сульфиды, аммиак, нитриты и др.) веществ. Процесс очистки основан на способности микроорганизмов использовать эти вещества для питания в ходе своей жизнедеятельности.

Для определения возможности подачи промышленных сточных вод на биохимические очистные сооружения устанавливают максимальные концентрации токсичных веществ, которые не влияют на процессы биохимического окисления и на работу очистных сооружений. При отсутствии таких данных возможность биохимического окисления устанавливают по отношению полной биохимической потребности в кислороде (БПКп) и химической потребности в кислороде (ХПК). При этом необходимо, чтобы сточные воды не содержали ядовитых веществ и примесей солей тяжелых металлов.

Известны аэробные и анаэробные методы биохимической очитки сточных вод. Аэробный метод основан на использовании аэробных групп микроорганизмов, для жизнедеятельности которых необходим постоянный приток кислорода и температура 20–40 ^{oc}. При изменении кислородно-температурного режима состав и количество микроорганизмов меняется. При аэробной очистке микроорганизмы культивируются в активном иле или биопленке. Анаэробные методы биохимической очистки протекают без доступа кислорода; их используют главным образом для обезвреживания осадка сточных вод.

Аэробная очистка

Аэробные процессы биохимической очистки могут протекать в естественных условиях и в искусственных сооружениях. В естественных условиях очистка происходит на полях орошения, полях фильтрации и биологических прудах. Искусственными сооружениями являются аэротенки (железобетонные аэрируемые резервуары) и биофильтры разной конструкции. Выбор типа сооружений производится с учетом местоположения завода, климатических условий, источника водоснабжения, объема промышленных и бытовых сточных вод, состава и концентрации загрязнений. В искусственных сооружениях процессы очистки протекают с большей скоростью, чем в естественных условиях.

Процесс очистки в аэротенке идет по мере протекания через него аэрированной смеси сточной воды и активного ила. Аэрация необходима для насыщения воды кислородом и поддержания ила во взвешенном состоянии.

При подаче в аэротенки сточные воды должны содержать не более 150 мг/л взвешенных частиц и не более 25 мг/л нефтепродуктов. Температура очищаемых сточных вод не должна быть ниже 6 ^{0}С и выше 30^{0}С, а pH должен находится в пределах 6,5–9.

Перед проведением аэробной очистки промышленные сточные воды предварительно подвергают механической очистке с помощью песколовок и отстойников.

Процесс биохимической очистки азотсодержащих сточных вод происходит по двум технологическим цепочкам:

10.2.3.1. Нитрификация с продленной стадией аэрациии в аэротенках с низкой нагрузкой.

Процесс биологического окисления аэробными микроорганизмами можно представить в виде следующих уравнений:

$$C_xH_yO_zN + (X + \frac{У}{4} - \frac{Z}{3} - \frac{3}{4}) O_2 \text{ ферменты} = CO_2 + (\frac{У-3}{2}) H_2O + NH_3 + H \quad (10.1)$$

$$C_xH_yO_zN + NH_3 + O_2 \text{ ферменты} = C_5H_7NO_2 + H_2O + CO_2 + H \quad (10.2)$$

$$C_5H_7NO_2 + 5O_2 \text{ ферменты} = 5CO_2 + NH_3 + 2H_2O + H \quad (10.3)$$

$$NH_3 + O_2 \text{ ферменты} = HNO_2 + O_2 \text{ ферменты} = HNO_3 \quad (10.4)$$

где: $C_xH_yO_zN$ - органические вещества, содержащиеся в поступающей жидкости;

$C_5H_7NO_2$ - среднестатическое соотношение основных элементов образующегося клеточного вещества микроорганизмов.

Реакции (10.1) и (10.2) описывают биологический процесс очистки от исходных загрязнений состава C_xH_yO: окисление вещества на энергетические потребности клетки (10.1) и синтез биомассы состава $C_5H_7NO_2$ (10.2). Затраты кислорода на эти две реакции соответствует $БПК_{полн.}$ исходной сточной жидкости.

После использования исходного количества органических веществ начинается процесс окисления клеточного вещества микроорганизмов (10.3).

Когда сточные воды очищены и внешний источник углерода исчерпан, при наличии в воде достаточного количества растворенного кислорода развиваются микроорганизмы – нитрификаторы, которые осуществляют биологическое окисление азота аммонийного до нитритного, а затем до нитратного (10.4).

Для нормального прохождения процесса синтеза клеточного вещества, а следовательно, и для эффективности процесса очистки стоков в среде должно быть достаточное количество всех основных элементов питания микроорганизмов – органического углерода (БПК), азота, фосфора и в очень незначительных количествах ряд других элементов.

На нормальное протекание процесса биологической очистки большое влияние оказывают температура, активная реакция среды (pH), обеспеченность кислородом, присутствие легко- и трудноокисляемых органических веществ, токсичность загрязнений.

Жизнедеятельность большинства микроорганизмов протекает при температуре в интервале от 0 до 45^0 С.

Оптимальной для процесса биологической очистки является температура от 12^0 до 25^0 С.

При pH среды ниже 6,5 и выше 8,5 жизнедеятельность микроорганизмов практически полностью прекращается. Оптимальная величина pH лежит в пределах 6,5 – 8,5 ед. pH, при pH менее 4 и более 9,5 микроорганизмы погибают.

10.2.3.2 Нитрификация и денитрификация.

Процесс осуществляется в две стадии:

- нитрификация;
- денитрификации.

Стадия нитрификации протекает в две фазы. Первая фаза нитрификации заключается в окислении солей аммония в нитриты по следующему уравнению:

$$2NH_4^+ + 3O_2 = 4H^+ + 2NO_2^- + 2H_2O.$$

Наиболее благоприятная реакция среды для нитрифицирующих бактерий находится в интервале pH 7,0–8,6. Некоторые штаммы нитрификаторов устойчивы к повышенной концентрации солей.

Вторая фаза нитрификации заключается в окислении образовавшихся на первой фазе солей азотистой кислоты в соли азотной кислоты. Процесс протекает в соответствии со следующим уравнением:

$$2NO_2^- + O_2 = 2NO_3^-.$$

Стадия денитрификации заключается в восстановлении нитратов и нитритов до свободного азота. При достаточном количестве кислорода в среде денитрификаторы окисляют органические соединения как обычные аэробные организмы и только при недостатке кислорода осуществляют восстановление нитратов.

Процесс восстановления нитратов идет через промежуточные продукты NO и N2O. Общая схема денитрификации выглядит следующим образом:

$$NO_3^- \rightarrow NO_2^- \rightarrow NO \rightarrow N_2O \rightarrow N_2.$$

Подкормка микроорганизмов на стадии денитрификации происходит за счет подачи в очищаемые воды хозяйственно-фекальных сточных вод, раствора метанола или других органических соединений.

В процессе проведения нитрификации и денитрификации, при недостаточном содержании соединений фосфора в очищаемых водах, для питания микроорганизмов также может вводиться фосфор в виде фосфорной кислоты и (или) ее солей.

Анаэробная очистка

Анаэробные методы обезвреживания используются для сбраживания осадков, образующихся при биохимической очистке производственных сточных вод, а также как первая ступень очистки очень концентрированных промышленных сточных вод (БПКп > 4–5 г/л), содержащих органические вещества, которые разрушаются анаэробными бактериями в процессах брожения. В зависимости от конечного вида продукта различают различные виды брожения: спиртовое, пропионовокислое, молочнокислое, метановое и др. Конечными продуктами брожения являются спирты, кислоты, ацетон, газы брожения (CO2, H2, CH4). Для очистки сточных вод используют метановое брожение.

Процесс брожения проводят в метантенках — герметично закрытых резервуарах, оборудованных приспособлениями для ввода несброженного и отвода сброженного осадка. Основным параметрами аэробного сбраживания являются температура, регулирующая интенсивность процесса, доза загрузки осадка и степень его перемешивания. Процессы сбраживания ведут в мезофильных (30–35 °С) и термофильных (50–55 °С) условиях. Полного сбраживания органических веществ в метантенках достичь нельзя, так как все вещества имеют свой предел сбраживания, зависящий от их химической природы. В среднем степень распада органических веществ составляет около 40 %.

10.3 Маркерные вещества в сбросах и установление технологических показателей

Выбор маркерных веществ целесообразно осуществлять для различных способов обращения с технологическими сточными водами:

– для способов очистки азотсодержащих сточных вод на биологических очистных сооружениях;

– для способов очистки фосфор- и фтор-содержащих сточных вод методом нейтрализации сточных вод известковым молоком;

– для способов обращения со сточными водами производства хлористого калия;

– для способов и процессов обращения со сточными водами от вспомогательных процессов: сбор и очистка ливневых/дренажных вод, сбросы продувочных вод водооборотных циклов, сбросы промывочных вод водоподготовки и водоочистки в т.ч. ХВО, ультрафильтрация, обратный осмос и др.

Во многих странах в том числе в странах Евросоюза нормирование по азоту производится путем установления предельного содержания форм общего и общего неорганического азота в стоках. Данные интегральные показатели показывают количество доступного для фитопланктона и высшей водной растительности азота поступающего в водные объекты. Превышение этих показателей может привести к эвтрофикации водоемов. Аналогично устанавливается показатель общего фосфора. В Российской Федерации аналогичные интегральные показатели пока не внедрены повсеместно, однако устанавливаются ограничения для ряда предприятий, подпадающих под действие Хельсинской конвенции о защите Балтийского моря. Нормирование по трем отдельным форма азота не позволяет управлять качеством водных объектов, поскольку в водной среде все формы азота могут изменятся при достаточном количестве кислорода аммоний и нитриты окисляются до нитратных форм, которые потребляются фитоценозом, а при анаэробных условиях (в том числе в донном иле) происходит денитрификация нитратной формы до нитритов или же до свободного азота. Значительное поступление аммония и нитритов сказывается на содержании доступного кислорода, и негативный эффект возникает не столько от токсического действия этих компонентов, сколько от снижения содержания доступного кислорода.

Методологические принципы выбора маркерных веществ

1. На первом этапе производится анализ существующей проектной и технологической документации (регламенты, технологические карты, инструкции и т.д.), данных производственного экологического контроля, форм статистической отчетности 2-тп (водхоз), существующей разрешительной документации на сбросы. Составляется перечень веществ, которые сбрасываются предприятием вместе со сточными водами в целом.

2. Из составленного перечня загрязняющих веществ исключается интегральный показатель – сухой остаток. Данный показатель является суммой всех растворимых солей , присутствующих в сбросе. Дальнейший учет этого показателя приведет к неправильному соотношению весовых коэффициентов.

3. Проводится анализ данных по фоновому загрязнению (содержанию взвешенных и растворенных веществ) воды, используемой в технологическом процессе —

природной поверхностной, подрусловой и подземной, дренажных и ливневых вод, стоков всех видов, поступающих от предприятий-абонентов, населения и др. на предмет выявления тех загрязняющих веществ, которые не претерпевают изменений в ходе технологического процесса производства и не привносятся из него, и масса сброса которых не превышает массу их поступления с исходной водой. Данные вещества исключаются из перечня рассматриваемых веществ.

Осуществляется выбор маркерных веществ с учетом их массовой доли в сбросе и негативного воздействия на окружающую среду в соотвествии с отраслевым документом в области стандартизации, регламентирующим принципы выбора маркерных веществ для сбросов при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот.

Маркерные вещества для процессов обращения со сточными водами от вспомогательных процессов

Помимо сточных вод от основных технологических процессов, связанных непосредственно с выпуском удобрений, на промышленной площадке предприятий образуются другие сточные воды:

Основные процессы образования сточных вод:

1 Сбор ливневых и дренажных вод;

2 Сбор и сброс продувок водооборотных циклов;

3 Сбор промывочных вод от процессов первичной водоподготовки;

4 Сбор промывочных вод от установок подготовки химически очищенной, частичнообессоленной и глубокообессоленной воды с применением различных технологий – осветления, ультрафитрации, обратного осмоса, электродеионизации и противоточного ионного обмена.

1. Сбор ливневых и талых вод, а также дренажных вод, сбор поливочно – помоечных вод от уборки территорий промышленной площадки. Такие воды обычно канализуются отдельно и содержат небольшое количество примесей, смытых с территории, при правильной организации технологического процесса и отсутствии значительных проливов и просыпей сырья, продукции и реагентов такие воды содержат следы от осаждения выбросов на территорию промышленной площадки, а также примеси обусловленные растворением и выносом частиц почвы и грунтов промышленной площадки.

Обычно очистка ливневых сточных вод предусматривается методом отстоя в прудах отстойниках от взвешенных и плавающих веществ. На некоторых предприятиях при наличии возможности размещения (свободные площади, отсутствие высоких уровней грунтовых вод и т.д.) организуются ливненакопители – пруды в которых происходит накопление ливневых стоков, которые в дальнейшем могут направляться в технологический процесс, снижая тем самым потребление свежей воды.

2. Сбор продувок водооборотных циклов может быть осуществлен в отдельные коллекторные линии, или же продувки могут смешиваться с другими стоками, при этом направление такого стока на биологические очистные сооружения нерационально в большинстве случаев, поскольку стоки не содержат органики и могут ухудшить биологические процессы очистки стоков. В процессе эксплуатации водооборотных систем происходит накопление растворимых соединений в оборотной воде за счет испарения воды в градирнях ил охлаждающих прудах. Это приводит к необходимости выводить часть

оборотной воды для сброса (продувки) и замещать этот объем свежей водой (речной, конденсатами пара или соковых поров выпарок, накопленной водой из ливненакопителей) для поддержания коэффициента упаривания. В процессе эксплуатации градирен может происходить растворение некоторых веществ из забираемого в непосредственной близости от градирни загрязненного воздуха рабочей площадки. Так же водооборотная вода обрабатывается специальными реагентами, подавляющие биообрастание и предотвращающие солеотложение. При организации сброса продувок непосредственно в водный объект по отдельному коллектору без очистки, помимо контроля взвешенных веществ должен быть предусмотрен контроль за содержанием общего минерального фосфора, если применяются фосфор содержащие реагенты и раз в год анализ на острою токсичность стока, если применяются реагенты подавляющие биообрастание.

3. В процессе первичной подготовки свежей воды (осветление и механическая фильтрация), потребляемая предприятием вода при необходимости доводится до определённого качества. В большинстве случаев это сводится к обработке воды флокулянтами и коагулянтами и отстоем в осветлителях для снижения концентраций взвешенных и органических веществ. Промывные воды процессов водоподготовки редко сбрасываются по отдельным коллекторам в водные объекты, однако в случае такого сброса контроль в стоках должен вестись по взвешенным веществам.

4. Для некоторых технологических процессов требуется вода с особыми свойствами - химически очищенной, частичнообессоленной и глубокообессоленной. Для таких процессов используют осветление, механическую фильтрацию, ультрафильтрацию, обратный осмос, электродеионизацию, противоточный ионный обмен. Промывочные стоки от промывки мембран ультрафильтрации и обратного осмоса по своим свойствам идентичны стокам от первичной водоподготовки. Промывочные воды после регенерации ионообменных смол и концентраты (фугаты) от процессов обратного осмоса содержат высокое количество минеральных солей, при этом в концентратах от осмоса содержатся ровно те же вещества, что и в воде водных объектах и концентрируются в 4 раза, а в промывочных водах процессов, использующих ионообменные смолы могут присутствовать хлориды и сульфаты. Для процессов обессоливания, при наличии технической возможности в соответствии с критериями, приведенными в разделе 1.4.5 справочника ИТС НДТ 47-2017 «Системы обработки (обращения) со сточными водами и отходящими газами в химической промышленности» может быть организованна закачка минерализованных вод (концентрата обратного осмоса и первых промывок ионообменных смол с максимальным содержанием минеральных солей) в глубокие горизонты, обеспечивающие локализацию таких вод. Данная технология применялась на ряде ТЭЦ Москвы и Московской области.

Таким образом, для различных процессов маркерами могут быть выбраны следующие показатели.

1. Для ливневых и дренажных вод:

Взвешенные вещества и ион аммония как интегральный показатель состояния промышленной площадки;

2. Для процессов первичной водоподготовки и для продувок водооборотных циклов:

Взвешенные вещества, фосфаты (по фосфору) в случае применения реагентов, содержащих фосфор в составе, сульфат-анион в случае применения фосфорсодержащих реагентов при обработке водооборотных циклов ;

3. Для процессов химической подготовки и обессоливания:

Взвешенные вещества, сульфаты при наличии сернокислотной и щелочной обработки ионообменных смол и прямого сброса стоков водоподготовки в водные объекты.

Таблица 10.1 – Категорирование предприятий отрасли минеральных удобрений по видам в соответствии с производимой продукцией и системой обращения со сточными водами

Категория	Процесс	Загрязняющие вещества в сточных водах	Система обращения со сточными водами
I	**I а.** Производство азотных удобрений: - аммиак; - азотная кислота из аммиака; - азотно-калийные (NK); - азотно-кальциевые (NCa); - удобрения на основе переработки аммиака и азотной кислоты (аммиачная селитра (АС), известково-аммиачная селитра (ИАС)); - азотосульфат (NS); - NK–удобрения; - карбамид; - карбамидно-аммиачная смесь (КАС); - сульфат аммония; - натриевая селитра **I б.** Производство удобрений на основе азотнокислотного разложения фосфатного сырья: - аммиак; - азотная кислота из аммиака; - удобрения на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья (NP удобрения, NPK удобрения, NPKS, кальцийазотосульфат (CNS)).	Аммоний-ион (NH_4^+); Нитрат-анион (NO_3^-); Нитрит-анион (NO_2^-)[1]; химическое потребление кислорода (ХПК)[1]; фосфаты (по фосфору)[1,2]; фторид — анион [2]; ХПК; взвешенные вещества[3]	Наличие очистных сооружений с последующим сбросом в поверхностный водный объект Наличие очистных сооружений (или подготовка вод) с последующей закачкой в глубокий пласт-коллектор Передача сточных вод на очистные сооружения третьим лицам Наличие комплекса биологических очистных сооружений, на которые также принимаются хозяйственно-бытовые сточные воды поселений, городских округов, с последующим сбросом в поверхностный водный объект Наличие установок очистки производственных вод и организация замкнутых водооборотных систем, при экономической целесообразности, с учетом климатических условий и организации производства

Категория	Процесс	Загрязняющие вещества в сточных водах	Система обращения со сточными водами
II	Производство удобрений на основе сернокислотного разложения фосфатного сырья: - серная кислота и олеум из серы; - фосфорная кислота, получаемая сернокислотным разложением фосфатного сырья; - удобрения на основе сернокислотной переработки фосфатного сырья (МАФ, ДАФ, сульфоаммофосы (NPS), ЖКУ (жидкие комплексные удобрения), NPK-удобрения); - фосфорные удобрения (суперфосфат, двойной суперфосфат); - PK/PKS–удобрения; - сульфат калия, калимагнезия	Аммоний-ион (NH4+); фторид — анион; сульфат-анион (сульфаты) (SO42–); фосфаты (по фосфору)[1,2]	Наличие очистных сооружений с последующим сбросом в поверхностный водный объект
			Передача сточных вод на очистные сооружения третьим лицам
			Наличие комплекса биологических очистных сооружений, на которые также принимаются хозяйственно-бытовые сточные воды поселений, городских округов, с последующим сбросом в поверхностный водный объект
			Наличие очистных сооружений (или подготовка вод) с последующей закачкой в глубокий пласт-коллектор
III	Производство калийных удобрений: - хлористый калий	Хлорид-анион (хлориды), Cl^- Натрий; Калий; Магний (при наличии в сырье)	Наличие очистных сооружений с последующим сбросом в поверхностный водный объект
			Размещение в пластах горных пород минерализованных вод (рассолов)
			Передача сточных вод на очистные сооружения третьим лицам
			Наличие комплекса биологических очистных сооружений, на которые также принимаются хозяйственно-бытовые сточные воды поселений, городских округов, с последующим сбросом в поверхностный водный объект

Категория	Процесс	Загрязняющие вещества в сточных водах	Система обращения со сточными водами
	Процессы обращения со сточными водами от вспомогательных процессов: сбор и очистка ливневых/дренажных вод, сбросы продувочных вод водооборотных циклов, сбросы промывочных вод водоподготовки и водоочистки в т.ч. ХВО, ультрафильтрация, обратный осмос и д.р.	Аммоний-ион ($NH4^{+}$)[3], взвешенные вещества; фосфаты (по фосфору)[2,3]; сульфат-анион (сульфаты)[3]	Сбор, предотвращение попадание просыпей и проливов, раздельное канализование, осаждение/отстаивание.
			Наличие очистных сооружений (или подготовка вод) с последующей закачкой в глубокий пласт-коллектор

[1] — показатель при реализации очистки сточных вод на биологических/биохимических очистных сооружений;
[2] — показатель при реализации кислотного разложения фосфатного сырья;
[3] — при необходимости (при наличии источников образования ЗВ).

Таблица 10.2 – Перечень маркерных веществ и технологических показателей в сбросах

Вид сточных вод	Маркерные вещества	Технологические показатели
Азотсодержащие сточные воды после очистки на биологических/биохимических очистных сооружениях	Аммоний-ион (NH4+)[1]	≤15 мг/л
	Нитрат-анион (NO3–)[1]	≤120 мг/л ≤250[8)] мг/л
	Нитрит-анион (NO2-)[1]	≤3,3 мг/л
	Химическое потребление кислорода (ХПК) [1]	≤100 мг/л
	Фосфаты (по фосфору)[1,2]	≤2,8 мг/л ≤10 мг/л [9)]
	Взвешенные вещества	≤35[4] мг/л ≤50 мг/л [10)]
Фосфор- и фторсодержащие сточные воды, после очистки методом нейтрализации известковым молоком	Аммоний-ион (NH4+)[3]	≤15 мг/л [11]
	Фторид – анион	≤11[2] мг/л
	Сульфат-анион (сульфаты) ($SO4^{2-}$)	≤500 мг/л
	Фосфаты (по фосфору)[1,2]	≤3 мг/л
Сточные воды производства калийных удобрений	Хлорид-анион (хлориды), Cl^-	≤ 152,02 кг/т
	Натрий	≤ 60,94 кг/т
	Калий	≤ 33,75 кг/т
	Магний (при наличии в сырье)	≤ 4 кг/т
Для ливневых и дренажных вод после механической очистки	Аммоний-ион (NH4+)[3]	≤12 мг/л
	Взвешенные вещества	≤35[4] мг/л
Для продувок водооборотных циклов и процессов первичной водоподготовки	Взвешенные вещества	≤35[4] мг/л
	Фосфаты (по фосфору)[5]	≤2[2] мг/л
	Сульфат-анион (сульфаты) ($SO4^{2-}$)[12]	≤500 мг/л
Для процессов химической подготовки и обессоливания	Взвешенные вещества	≤35[4] мг/л
	Сульфат-анион (сульфаты) ($SO4^{2-}$)[6]	≤500/3500[7] мг/л

1) показатель при реализации очистки сточных вод на биологических/биохимических очистных сооружений;

2) показатель при реализации кислотного разложения фосфатного сырья;

3) при необходимости (при наличии источников образования ЗВ) ;

4) допустимое приращение к фону;

5) в случае применения фосфорсодержащих реагентов при обработке оборотной воды;

6) при наличии сернокислотной обработки ионообменных смол;

7) для случая, когда стоки от процессов водоподготовки направляются для сброса отдельным потоком, не смешиваясь с ливневыми, дренажными и другими водами

8) в случае применения только процесса нитрификации 9) для очистки с использованием активного ила большого возраста, предназначенного для предотвращения влияния токсичных компонентов промышленных сточных вод

10) для очистных сооружений при очистке сточных вод от районов канализования, в которых не предусмотрена система ливневой канализации, что приводит к увеличению расхода сточных вод в период дождей и снеготаяния до 1,5-2 раз

11) при наличии на промплощадке сточных вод от производств NP удобрений

12) в случае применения фосфорсодержащих реагентов при обработке водооборотных циклов

Таблица 10.3 – Методики измерения маркерных веществ

№ п/п	Маркерное вещество	Название маркерного вещества в нормативных документах			Метод измерения
		ГН 2.1.5.1315-03	Приказ Министерства сельского хозяйства № 552 от 13.12.2016	Распоряжение Правительства РФ № 1316-р от 8.07.2015	
1	Аммоний-ион	Аммиак и аммоний-ион /по азоту/	Аммоний-ион	Аммоний-ион	Фотометрический метод с реактивом Несслера
					Ионометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ИОН»
					Фотометрический метод в виде индофенолового синего
					С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
					Ионная хроматография
2	Калий	-	Калий	Калий	Плазменно-эмиссионная спектрометрия
					С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
					ИСП-спектрометрия
					Атомно-эмиссионная спектрометрия с индуктивно связанной плазмой
					Ионная хроматография
					Пламенная фотометрия
3	Магний	Магний	Магний	Магний	Ионная хроматография
					Атомно-эмиссионная спектрометрия с индуктивно связанной плазмой
					Атомно-абсорбционная спектрометрия
					ИСП-спектрометрия
					С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
					Комплексонометрическое титрование
4	Натрий	Натрий	Натрий	Натрий	Ионная хроматография
					Атомно-эмиссионная спектрометрия с индуктивно связанной плазмой
					ИСП-спектрометрия

					С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
					Плазменно-эмиссионная спектрометрия
					Пламенная фотометрия
5	Нитрат-анион	Нитраты /по NO_3/	Нитрат-анион	Нитрат-анион	Фотометрический метод с салициловой кислотой
					Фотометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ФОТО»
					Ионная хроматография
					С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
6	Нитрит-анион	Нитриты /по NO_2/	Нитрит-анион	Нитрит-анион	Фотометрический метод с реактивом Грисса
					Флуориметрический метод на анализаторе жидкости «ФЛЮОРАТ-02»
					Фотометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ФОТО»
					Ионная хроматография
					С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
7	Сульфат-анион	Сульфаты / по SO_4/	Сульфат-анион	Сульфат-анион (сульфаты)	Титрование солью бария в присутствии ортанилового К
					Титрование солью свинца в присутствии дитизона
					Ионная хроматография
					С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
					Турбидиметрический метод
					Гравиметрический метод
					Фотометрический
					Потенциометрический
8	Фосфаты (по фосфору)	Полифосфаты (PO_4)	Фосфат-ион	Фосфаты (по фосфору)	Фотометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ФОТО»
					Фотометрический метод с молибдатом аммония
					Ионная хроматография
					С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
					Фотометрический метод

9	Фториды	Фтор для климатических районов	Фторид-анион	Фторид-анион	Ионометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ФОТО»
					Ионная хроматография
					С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
					Потенциометрический метод
					Фотометрический метод с лантан (церий) ализаринкомплексоном
10	Хлориды	Хлориды /по Cl/	Хлорид-анион	Хлорид-анион (хлориды)	Ионометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ФОТО»
					Аргентометрический метод
					Меркуриметрический метод
					С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
					Ионная хроматография
					Фотометрический

10.4 Определение наилучших доступных технологий при обращении со сточными водами

Определение подходов, методов, мер и мероприятий в качестве НДТ для очистки сточных вод, образующихся при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот, осуществлялось в соответствии с пунктом 6 статьи 28.1 федерального закона от 10 января 2002 г. № 7-ФЗ «Об охране окружающей среды», правилами определения технологии в качестве наилучшей доступной технологии, а также разработки, актуализации и опубликования информационно-технических справочников по наилучшим доступным технологиям, утвержденными постановлением Правительства Российской Федерации от 23 декабря 2014 г. № 1458 (ред. от 09.03.2019), методическими рекомендациями по определению технологии в качестве наилучшей доступной технологии, утвержденными приказом Министерства промышленности и торговли Российской Федерации от 23 августа 2019 г. № 3134.

Определение технологических процессов, оборудования, технических способов и методов в качестве наилучшей доступной технологии осуществлялось в соответствии со следующими критериями:

а) наименьший уровень негативного воздействия на окружающую среду в расчете на единицу времени или объем производимой продукции (товара), выполняемой работы, оказываемой услуги, либо уровень, соответствующий другим показателям воздействия на окружающую среду, предусмотренным международными договорами Российской Федерации;

б) экономическая эффективность внедрения и эксплуатации;

в) применение ресурсо- и энергосберегающих методов;

г) период внедрения;

д) промышленное внедрение технологических процессов, оборудования, технических способов и методов на 2 и более объектах в Российской Федерации, оказывающих негативное воздействие на окружающую среду.

10.5 Наилучшие доступные технологии при обращении со сточными водами

10.5.1 Перечень наилучших доступных технологий

Наилучшими доступными технологиями при обращении со сточными водами, которые образуются при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот, являются:

1) удаление из сточных вод загрязняющих веществ в соответствии с их фазово-дисперсным составом;

2) удаление из сточных вод соединений азота;

3) удаление из сточных вод соединений фосфора;

4) очистка сточных вод от неорганических солей (общей минерализации);

5) очистка стоков (конденсата сокового пара) от аммиака в производстве удобрений на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья;

6) очистка стоков (конденсата сокового пара) в производстве карбамида;

7) очистка сточных вод производства экстракционной фосфорной кислоты;

8) закачка в изолированные пласты горных пород;

9) сокращение водозабора и образования сточных вод;

10) использование автоматических средств определения расхода и качества сбрасываемых сточных вод;

11) регулируемый сброс сточных, в том числе дренажных вод (в зависимости от региональной специфики гидрологического и гидрохимического режима водных объектов) для более полного использования ассимилирующего потенциала водных объектов — приемников. В целях обеспечения эффективного начального разбавления сточных в том числе дренажных вод в водных объектах необходима, в том числе, разработка рассеивающих водовыпусков специальной конструкции, учитывающих высокую плотность отводимых стоков.

10.5.2 Описание наилучших доступных технологий

10.5.2.1 Удаление из сточных вод загрязняющих веществ в соответствии с их фазово-дисперсным составом

НДТ является последовательное удаление загрязняющих веществ в соответствии с их фазово-дисперсным составом, начиная с грубодисперсных загрязнений и заканчивая ионными формами, посредством применения одного или нескольких из нижеперечисленных подходов с учетом условий применимости:

а) удаление грубодисперсных примесей из сточных вод до основных технологических стадий очистки;

б) отделение твердой фазы сточных вод методом фильтрации через сита или фильтроткань;

в) отделение быстрооседающих частиц в песколовках и гидроциклонах;

г) отделение основного количества взвешенных веществ с помощью отстаивания либо флотации;

д) интенсификация процессов отстаивания и флотации с помощью коагулянтов и флокулянтов, а также интенсификация процессов отстаивания с помощью введения затравок образования флокул, кристаллов и (или) осадка, в том числе микропеска, и оборудования отстойников тонкослойными элементами при реконструкции распределительных узлов;

е) тонкая очистка от взвешенных веществ с помощью фильтров;

ж) глубокая очистка от взвешенных веществ с помощью мембран.

10.5.2.2 Удаление из сточных вод соединений азота

НДТ является применение одного или нескольких из нижеперечисленных подходов с учетом условий применимости:

а) отгонка аммонийного азота паром с добавлением щелочи (применяется при концентрациях аммонийного азота свыше 1 г/л);

б) нитрификация и денитрификация;

в) доочистка от соединений азота в биопрудах.

10.5.2.3 Удаление из сточных вод соединений фосфора

НДТ является применение одного или нескольких из нижеперечисленных подходов с учетом условий применимости:

а) биологическая очистка (с удалением азота) с улучшенным биологическим удалением срединений азота и соединений фосфора;

б) осаждение фосфатов реагентами на стадиях осветления, биологической очистки либо доочистки фильтрацией;

в) выделение в форме нерастворимых соединений методом кристаллизации с последующим использованием;

г) биологическая очистка (с удалением азота) с улучшенным биологическим удалением фосфора и дополнительным осаждением реагентами;

д) доочистка от соединений фосфора (и азота) в биопрудах.

10.5.2.4 Очистка сточных вод от неорганических солей (общей минерализации)

НДТ является применение одного или нескольких нижеперечисленных подходов с учетом условий применимости:

а) осаждение реагентами сульфатов, кальция, магния;

б) биологическая сульфатредукция;

в) выделение неорганических солей с помощью обратного осмоса и электродиализа.

10.5.2.5 Очистка стоков (конденсата сокового пара) от аммиака в производстве удобрений на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья

При производстве удобрений на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья на стадиях упарки аммонизированных азотнофосфорнокислых растворов образуются конденсаты сокового пара.

НДТ является один из перечисленных способов:

- десорбция конденсата в тарельчатой колонне отпарки конденсата. Очищенный конденсат используется в технологическом процессе, скрубберные растворы возвращаются на переработку в производство;

- обессоливание методом непрерывного ионного обмена в импульсных противоточных колоннах напорного типа с подвижным слоем сорбента, отработанные регенерационные растворы используются в производстве;

- очистка методом электродиализа с использованием концентратов и очищенной воды в производстве;

- возврат скрубберных растворов на переработку в производство.

10.5.2.6 Очистка стоков (конденсата сокового пара) в производстве карбамида

В производстве карбамида конденсат сокового пара образуется на стадии упаривания раствора карбамида.

НДТ является двухступенчатая десорбция и гидролиз с узлом конденсации. Данный способ подробно описан в разделе 8 «Производство карбамида и КАС» и является первой ступенью очистки конденсата сокового пара для получения возможности его использования в технологии или дальнейшей доочистки. Отличие от схемы двухступенчатой десорбции с гидролизом заключается в установке отдельного конденсатора для газов десорбции. Данное решение позволяет держать давление в конденсаторе, отличное от давления узла рецикла, что облегчает эксплуатацию данных узлов и позволяет в каждом узле держать то давление, которое является оптимальным. Применение такой схемы позволяет возвращать полезные компоненты в технологический процесс и получать сточные воды с минимальным содержанием аммиака и карбамида в очищенной сточной воде на уровне не более 2 мг/л.

10.5.2.7 Очистка сточных вод производства экстракционной фосфорной кислоты

При производстве экстракционной фосфорной кислоты образуются кислые сточные воды, содержащие кремнефтористоводородную кислоту и (или) неорганические соединения фосфора. Для очистки сточных вод от данных примесей используется процесс нейтрализации известковым молоком с осаждением малорастворимых соединений кальция. После обработки сточных вод известковым молоком получается суспензия, которая осветляется в радиальных отстойниках (с использованием полиэликтролитов) или в гидротехнических сооружениях. В зависимости от возможностей использования или необходимости удаления сгущенная суспензия подвергается обезвоживанию на фильтрах. Осветленная вода используется в технологическом процессе.

10.5.2.8 Закачка в изолированные пласты горных пород

Для вод с высокой минерализацией, а также для сточных вод, содержащих устойчивые к биологической деградации органические вещества, при соответствующем экологическом, гидрогеологическом и экономическом обосновании, для исключения воздействия на окружающую среду может применяться закачка сточных вод с целью изоляции в глубоких пласт-коллекторах. При этом отсутствие воздействия должно подтверждаться результатами мониторинга.

10.5.2.9 Сокращение водозабора и образования сточных вод

НДТ включает, в зависимости от конкретных условий, в том числе технологической и экономической целесообразности, следующие подходы и их сочетание:

а) раздельный сбор и аккумуляция технологических сточных вод, условно чистых атмосферных или иных вод для их повторного использования в технологическом процессе;

б) предупреждение смешивания условно чистых охлаждающих вод с загрязненными технологическими водами и направление их на повторное использование;

в) использование вод в технологических процессах;

г) использование автоматического управления расходом технических вод по мере необходимости и прекращением их подачи;

д) обработка технических вод на месте с целью улучшения их качества, повышающего возможность их рециркуляции и повторного использования;

е) повторное использование охлаждающих вод и вод из вакуумных насосов;

ж) сокращение использования воды питьевого качества для производственных целей и целей пожаротушения;

з) удаление жидких технологических продуктов из трубопроводов сжатым воздухом или вакуумом вместо воды;

и) очистка сточных вод до требований к технической воде и ее использование в производственных целях (создание замкнутого цикла водопользования);

к) очистка сточных вод до требований к технической воде и ее передача для использования на других предприятиях.

10.5.2.10 Использование автоматических средств определения расхода и качества сбрасываемых сточных вод

НДТ является использование автоматических средств определения расхода и качества сбрасываемых сточных вод.

Система автоматического контроля создается в целях обеспечения автоматического измерения и учета показателей сбросов, фиксации и передачи информации об указанных показателях в государственный реестр объектов, оказывающих негативное воздействие на окружающую среду.

Создание системы автоматического контроля направлено на решение следующих задач:

а) оснащение стационарных источников сбросов, образующихся при эксплуатации технических устройств, оборудования или их совокупности (установок) автоматическими средствами измерения и учета показателей сбросов, а также техническими средствами фиксации и передачи информации о показателях сбросов;

б) получение достоверной информации о показателях сбросов;

в) передача в реестр информации о показателях сбросов;

г) повышение уровня оперативного регулирования технологических процессов производств в целях сокращения сбросов;

д) осуществление государственного экологического надзора за выполнением условий, предусмотренных комплексным экологическим разрешением.

Раздел 11. Складирование сырья и готовой продукции

Настоящий раздел содержит обобщённые сведения и подходы к технологиям, техническим и управленческим решениям по сокращению выбросов загрязняющих веществ, сбросов загрязняющих веществ при хранении и складировании сырья и готовой продукции на предприятиях по производству аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот.

При хранении и складировании сырья и готовой продукции на предприятиях по производству аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот возможно образование выбросов и сбросов загрязняющих веществ. Состав выбросов и сбросов загрязняющих веществ, образующихся при хранении и складировании, зависит от физико-химических свойств хранимых веществ: плотности, температуры кристаллизации, гигроскопичности и др.

Способы хранения газов определяются их видом, давлением и объемом. Для хранения газов используют сосуды, резервуары и газгольдеры. Жидкости хранят преимущественно в закрытых емкостях. Материалы, из которых изготовлены такие емкости, должны обладать стойкостью к действию содержащихся в них жидкостей и, в свою очередь, не загрязнять их. Твёрдые вещества загружаются в бункеры, силосы, складируются насыпью или в затаренном виде.

Складирование и хранение аммиака

Непрерывное снабжение производства удобрений газообразным аммиаком, в том числе прием и хранение жидкого аммиака, испарение жидкого аммиака и выдача газообразного или жидкого аммиака потребителям обеспечивают отделения (склады) жидкого аммиака. Основное технологическое оборудования отделений (складов) жидкого аммиака состоит, как правило, из емкостного оборудования, насосов, испарителей, перегревателей, факельных установок для сжигания содержащих аммиак газовых смесей. Если жидкий аммиак поступает в отделение в железнодорожных цистернах или автоцистернах, его слив осуществляют по сливно-наливной эстакаде. Слив жидкого аммиака в хранилища отделения, распределение его по хранилищам производят через коллекторы жидкого и газообразного аммиака. Для хранения жидкого аммиака предусматривают горизонтальные цельносварные сосуды или шаровые резервуары. Для испарения жидкого аммиака устанавливают испарители и перегреватели газообразного аммиака. На производствах минеральных удобрений предусматривают резервные и/или аварийные хранилища, предназначенные для приема аммиака из хранилищ, требующих ремонта, или слива жидкого аммиака из коллекторов, трубопроводов, испарительной установки в случае аварийной необходимости или требующих срочного ремонта во избежание аварий. Хранилища жидкого аммиака снабжают предохранительными клапанами во избежание превышения давления свыше 1,0 МПа и возникновения опасности аварий. Контроль уровней хранилищах осуществляют с помощью уровнемеров. Контроль давлений в хранилищах осуществляют с помощью датчиков давления. Выбросы аммиака при продувках оборудования и трубопроводов, слива цистерн и сброс от предохранительных клапанов выводят на трубопровод подачи газообразного аммиака на производство удобрений. Для поглощения паров аммиака в случае аварии следует предусматривать водораспылительные (дренчерные) установки. Для подавления испарений жидкого аммиака

в случае аварийных проливов следует предусматривать систему пенного покрытия. Для контроля за содержанием аммиака в воздухе по периметру ограждения хранилищ необходимо предусматривать газоанализаторы с сигнализацией при допредельном содержании аммиака в атмосфере воздуха.

Важнейшими условиями безопасного проведения технологического процесса в отделениях жидкого аммиака являются соблюдение технологического режима; тщательная герметизация технологического оборудования и коммуникаций; постоянный контроль герметичности газопроводов, паропроводов и арматуры, установленной на них; постоянный лабораторный контроль состояния воздушной среды в производственных помещениях.

Складирование и хранение серы

Жидкую серу из отделений плавления по обогреваемым серопроводам либо из специальных железнодорожных цистерн направляют в хранилища (сборники, резервуары). Для поддержания серы в жидком состоянии хранилища следует снабжать системой подогрева, например, паровыми регистрами. Для устранения возгорания жидкой серы в хранилищах и промежуточных сборниках предусматривают подачу острого пара. Для удаления паров воды, сероводорода и органических веществ, выделяющихся из жидкой серы, хранилища и сборники серы оборудуют обогреваемыми воздушниками.

Складирование и хранение фосфатного сырья

Для хранения фосфатного сырья используют, как правило, силосные и траншейные склады (также может быть использовано хранение навалом). Апатитовый концентрат подают в приёмные бункера с помощью пневмотранспорта или механического транспорта. Дистанционную дозировку и учет расхода апатита производят с помощью весовых дозаторов. Для предотвращения зависания апатитового концентрата в нижней части бункеров для обрушения сводов предусматривают вибраторы, аэраторы или пневмопушки. Аспирацию апатитовой пыли после пневмотранспорта осуществляют с помощью циклонов, абсорберов, рукавных фильтров.

Складирование и хранение серной кислоты

Отделение склада кислот может включать склад контактной серной кислоты, склад олеума, склад аккумуляторной серной кислоты, смесительные установки. Продукт направляют из установок сернокислотного производства в складские сборники (ёмкости). Из отделения склада кислоты направляют в цеха-потребители и на отгрузку в железнодорожные цистерны. При наливе серной кислоты в цистерны предусматривают систему автоматического закрытия клапана-отсекателя на трубопроводе поступления кислоты в цистерну при достижении максимального уровня кислоты в ней. Для осушки атмосферного воздуха, который может проникать в складские сборники, устанавливают систему абсорбции. Ливневые стоки и кислую воду с территории склада кислоты, а также из поддонов эстакад налива серной кислоты и олеума, собирают в заглубленных приямках и при достижении в них максимального уровня автоматически откачивают насосами в сборник кислых стоков. Для опорожнения межцеховых трубопроводов предусматривают продувку технологическим сжатым воздухом с последующей установкой заглушек.

Для защиты внутренней поверхности складских сборников от электрохимической коррозии предусматривают систему анодной защиты.

Складирование и хранение экстракционной фосфорной кислоты

Хранение слабой и упаренной ЭФК осуществляют в емкостях-хранилищах (сборниках), оборудованных перемешивающими устройствами, объем и количество которых обеспечивают стабильную работу производства ЭФК и ее потребителей.

Складирование и хранение неорганических кислот

Технологическая аппаратура для использования кислот и (или) щелочей, устанавливаемая на фундаментах и (или) перекрытиях, должна располагаться в непроницаемых и коррозионностойких поддонах или площадках с бортами, вместимость которых достаточна для содержимого одного аппарата максимальной емкости в случае его аварийного разрушения. Высота защитного ограждения каждой группы резервуаров должна быть на 0,2 м выше уровня расчетного объема разлившейся жидкости.

Поддоны и площадки с бортами должны быть оснащены стационарными или передвижными устройствами для удаления аварийных проливов и их дальнейшей нейтрализации. Поддоны для открытых складов без сливов в специальную канализацию организации должны быть дополнительно защищены от атмосферных осадков.

Для складов хранения кислот и щелочей в резервуарах должна обеспечиваться возможность аварийного освобождения любого из резервуаров в другие резервуары склада, в специальные аварийные системы или в оборудование технологических установок, материал которого коррозионностоек к эвакуируемому продукту.

Складирование и хранение хлористого калия (сульфата аммония, сульфата калия или сильвина)

Приемное устройство для разгрузки хлористого калия (сульфата аммония, сульфата калия, или сильвина) предусматривает возможность приема хлористого калия (сульфата аммония, сульфата калия, или сильвина) из вагонов-хопперов. Вагоны (хопперы) разгружаются под действием силы тяжести. Из бункеров с помощью хлористый калий (сульфата аммония, сульфат калия, или сильвин) подается на ленточные конвейеры. Далее с помощью наклонных конвейеров и горизонтального конвейера (или с использованием ленточных конвейеров и элеатора) поступает в корпус хранения хлористого калия (сульфата аммония, сульфата калия, или сильвина) навалом.

Для удаления металлических предметов устанавливают магнитный сепаратор. Для отделения неметаллических включений на пересыпках колосниковую решетку.

Корпус хранения хлористого калия (сульфата аммония, сульфата калия, или сильвина) представляет собой строение шатрового типа. Хлористый калий (сульфата аммония, сульфата калия, или сильвина) хранится навалом. Корпус разделен на зоны: одна зона загрузки, другая — выгрузки. Засыпка буртов производится конвейером со сбрасывающей тележкой.

Выгрузка хлористого калия (сульфата аммония, сульфата калия, или сильвина) из корпуса хранения производится кратцер — краном.

С учетом коррозионной активности хлористого калия и сульфата аммония применяют соответствующую коррозионную защиту конструкций склада и коррозионостойкое исполнение оборудования (в том числе использование деревянных конструкций).

Складирование и хранение минеральных удобрений

Складирование минеральных удобрений может быть организовано на насыпных складах хребтового, бункерного и купольного типа и на крытых складах фасованного продукта.

На склад готовой продукции подают охлажденное удобрение, откуда при помощи кратцер-кранов, грейферных кранов или фронтальных погрузчиков забирают на контрольный пересев и далее на погрузку (или сразу на погрузку или фасовку без контрольного пересева) в железнодорожные вагоны или в автотранспорт. Некондиционный продукт с узла пересева, а также переходный продукт может собираться и отгружаться потребителю как тукосмесь или возвращаться на переработку в производство удобрений. На складе готовой продукции может быть установлен узел кондиционирования (омасливания). Может быть также организована подача продукта со склада на узел фасовки и далее либо на склад фасованного продукта или на погрузку.

При переходе выпуска с одного продукта на другой образуется переходный продукт, который складируют в специально отведенном месте в отделении дообработки и подготовки удобрений и реализуют потребителю как тукосмесь. Для уменьшения выбросов пыли используют циклоны, рукавные фильтры.

Хлористый калий хранят в закрытых складских помещениях, исключающих попадание атмосферных осадков и грунтовых вод. Гранулированный хлористый калий отгружают как с предварительным грохочением на просеивающих машинах, так и без данной операции. На складирование готовый продукт подают ленточным конвейером, оборудованным барабанной сбрасывающей тележкой, при помощи которой продукт распределяется по объему склада. Разгрузку склада ведут кратцер-кранами на ленточный конвейер, с которого концентрат перегружают системой ленточных конвейеров в корпус погрузки готовой продукции в вагоны. Перед ленточными конвейерами оборудуют местные отсосы пылевой фракции, предназначенные для снижения пылимости готового продукта. Отсасываемая пыль поступает в циклон, где выделяется из воздушного потока и через скребковый перегружатель подается в бункер для погрузки в отдельные железнодорожные вагоны. Воздух из циклона направляют на мокрую очистку. Применяемый для мокрого пылеулавливания рассол подают в отделение обогащения.

Сульфоаммофос хранят в открытом складе или в бункерах готового продукта. Продукт, находящийся на складе, должен быть защищён защищен от воздействия атмосферных осадков.

Товарный карбамид подают по системе конвейеров и пересыпных устройств на станцию отгрузки в железнодорожные вагоны, автотранспорт или на склад карбамида. Для учёта отгружаемой продукции конвейеры оснащают ленточными весами. Точки погрузки в железнодорожные вагоны или автотранспорт должны быть оборудованы бункерами с барабанным клапаном, механизмом загрузки, платформенными весами. Загрузку карбамида на склад осуществляют насыпью. Для исключения сегрегации гранул карбамида при складировании предусматривают оснащение конвейеров рассеивателями по-

токов. Для отделения стандартной фракции карбамида от нестандартной предусматривают классификатор. Стандартную фракцию направляют на отгрузку. Некондиционный карбамид, образующийся при чистке оборудования, уборке помещений и просыпей, реализуется потребителям или направляется в узел растворения некондиционного карбамида. Для исключения просыпей карбамида при остановке транспортеров предусматривают схемы перевода потока карбамида с автоматическим переключением шиберов на работающие транспортёры или на циркуляцию.

Для организации хранения нескольких продуктов склад оборудуют перегородками, исключающими смешение продуктов.

Для удаления грунтовых вод из приямков железнодорожных и автомобильных весов устанавливают насосы, которые автоматически включаются и отключаются по мере повышения уровня.

Заключительные положения и рекомендации

При разработке справочника НДТ были использованы материалы, полученные от российских производителей аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот в ходе обмена информацией, организованного Бюро НДТ в 2015–2019 гг. Кроме того, составители справочника НДТ учитывали результаты отечественных научно-исследовательских и опытно-конструкторских работ.

В ходе обмена информацией было получено достаточное количество информации, позволяющее адекватно отразить состояние данной отрасли промышленности. В разработке справочника НДТ приняло участие большинство заводов-производителей, ведущие профильные научно-исследовательские институты, отраслевые союзы.

В результате подготовки данного справочника НДТ, было отмечено, что ведущие отечественные компании активно занимаются внедрением современных технологических процессов и оборудования, разрабатывают программы повышения энергоэффективности и экологической результативности производства.

Приложение А
(обязательное)
Перечень маркерных веществ

Перечень маркерных веществ в выбросах приведен в таблице А.1. Выбор маркерных веществ в сбросах осуществлялся согласно ГОСТ Р 56828.44–2018 «Наилучшие доступные технологии. Производство аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот. Выбор маркерных веществ для выбросов в атмосферу от промышленных источников.

Перечень маркерных веществ в сбросах приведен в таблице А.2. Алгоритм выбора маркерных веществ приведен в разделе 10.3.

Таблица А1.1 – Перечень маркерных веществ в выбросах

Продукт производства	Маркерные вещества
Аммиак	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx); Углерода оксид (CO)
Серная кислота	Серы диоксид (SO_2); Серная кислота (SO_3, туман и брызги серной кислоты в пересчете на H_2SO_4)
Фосфорная кислота, получаемая сернокислотным разложением фосфатного сырья	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор (F)
Азотная кислота	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx); Аммиак (NH_3)
NP / NPS / NPK / NK-удобрения (на основе сернокислотной переработки фосфатного сырья)	Аммиак (NH_3) Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) (F)
NP / NPK / NPKS-удобрения (на основе азотнокислотного разложения фосфатного сырья)	Аммиак (NH_3); Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) (F); Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)
Жидкое комплексное удобрение (ЖКУ)	Аммиак (NH_3) Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) (F)

Продукт производства	Маркерные вещества
PK / PKS / NPKS-удобрения (на основе фосфорной кислоты и хлористого калия)	Аммиак (NH_3) Азота диоксид (NO_2) Хлористый водород (HCl)
CNS / NS-удобрения	Аммиак (NH_3); Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)
NS -удобрения	Аммиак (NH_3)
Калий хлористый различных марок	Азота диоксид (NO_2) Серы диоксид (SO_2)
Сульфат калия	Серная кислота (H_2SO_4)
Сульфат аммония, кристаллический	Аммиак (NH_3)
Сульфат аммония гранулированный	Сульфат аммония ($(NH_4)_2SO_4$)
Нитрат калия	Нитрат калия (KNO_3)
Калийно — магниевое удобрение (калимаг)	Хлористый водород (HCl)
Аммиачная селитра	Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3; Аммиак (NH_3)
Известково-аммиачная селитра	Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3; Аммиак (NH_3)
Карбамидо-аммиачная смесь (КАС)	Аммиак (NH_3)
Аммиак водный технический (аммиачная вода)	Аммиак (NH_3)
Карбамид	Аммиак (NH_3)
Карбамид с серой	Аммиак (NH_3)

Таблица А 1.2 – Перечень маркерных веществ в сбросах

Вид сточных вод	Маркерные вещества
Азотсодержащие сточные воды после очистки на биологических/биохимических очистных сооружениях	Аммоний-ион (NH_4^+)
	Нитрат-анион (NO_3^-)
	Нитрит-анион (NO_2^-)[1]
	Химическое потребление кислорода (ХПК)[1]
	Фосфаты (по фосфору)[1,2]
	Взвешенные вещества
Фосфор- и фторсодержащие сточные воды, утилизируемые методом нейтрализации известковым молоком	Аммоний-ион (NH_4^+)
	Фторид-анион[2]
	Сульфат-анион (сульфаты) (SO_4^{2-})
	Фосфаты (по фосфору)[1,2]
Сточные воды производства калийных удобрений	Хлорид-анион (хлориды), Cl^-
	Натрий
	Калий
	Магний (при наличии в сырье)
Для ливневых и дренажных вод	Аммоний-ион ($NH4^+$)[3]
	Взвешенные вещества
Для продувок водооборотных циклов и процессов первичной водоподготовки	Взвешенные вещества
	Фосфаты (по фосфору)[5]
	Сульфат-анион (сульфаты) ($SO4^{2-}$)
Для процессов химической подготовки и обессоливания	Взвешенные вещества
	Сульфат-анион (сульфаты) ($SO4^{2-}$)[6]

[1)] показатель при реализации очистки сточных вод на биологических/биохимических очистных сооружений;
[2)] показатель при реализации кислотного разложения фосфатного сырья;
[3)] при необходимости (при наличии источников образования ЗВ) ;
[4)] в случае применения фосфорсодержащих реагентов при обработке оборотной воды;
[5)] в случае применения фосфорсодержащих реагентов при обработке оборотной воды;
[6)] при наличии сернокислотной обработки ионообменных смол;

Приложение Б
(обязательное)
Перечень НДТ

№	Наименование НДТ	Примечание
Производство аммиака		
1	Исключение огневого подогревателя природного газа с переносом подогрева газовой смеси перед сероочисткой в блок БТА печи первичного риформинга	
2	Внедрение метода гомогенного восстановления оксидов азота дымовых газов печи первичного риформинга пароаммиачной смесью	
3	Замена реакционных труб в печи первичного риформинга на трубы с большим внутренним диаметром и меньшей толщиной стенки	
4	Реконструкция компрессора воздуха при увеличении производительности (модернизация проточной части)	
5	Исключение корпуса низкого давления компрессора природного газа или вывод компрессора природного газа из эксплуатации	
6	Замена МЭА—раствора абсорбентом на основе МДЭА	
7	Установка выделения горючих газов из фракции CO_2 в отделении очистки от диоксида углерода	
8	Реконструкция компрессора синтез-газа и паровой турбины	
9	Установка осушки синтез-газа путем промывки аммиаком после 2-й ступени компрессора синтез-газа и изменение точки ввода свежего синтез-газа в отделение синтеза аммиака	
10	Реконструкция колонны синтеза аммиака с аксиальных на радиальные	
11	Установка выделения водорода из продувочных и танковых газов производства аммиака	
Производство серной кислоты		
12	Модернизация технологических систем с увеличением мощности	
13	Максимальное использование тепла конверсии SO_2 в SO_3	
14	Перевод сернокислотных системы с промывным отделением на «короткую» схему	
15	Внедрение системы утилизации тепла абсорбции	

№	Наименование НДТ	Примечание
16	Использование конденсата от плавления серы и обогрева серопроводов, а также воды от неперерывной и переодической продувок котлов для подпитки водооборотных циклов, разбавления серной кислоты или других нужд предприятия	
17	Использование новых типов катализаторов, в том числе и цезий-промотированных	
18	Добавление пятого слоя в существующие контактные аппараты	
19	Использование низкопотенциального пара, направляемого на конденсацию из турбин для подогрева питательной воды	
20	Замена и модернизация электропотребляющего оборудования (насосы, воздуходувка)	
21	Внедрение частотных преобразователей (насосы, нагнетатели)	
22	Использование современных патронных брызготуманоуловителей	
23	Использование эффективной системы распределения кислоты по поверхности насадки в абсорберах	
24	Снижение температуры кислоты, подаваемой на орошение абсорбционных башен	
25	Модернизация автоматизированных систем управления технологическим процессом	
26	Стабилизация работы технологической системы путем равномерного распределения производственной программы	
27	Обучение производственного персонала. Внедрение обучающих тренажеров	
Производство фосфорной кислоты		
28	Внедрение ПГ-процесса производства ЭФК с воздушным охлаждением пульпы и интенсификацией гидродинамического режима в экстракторах за счет установки циркуляторов пульпы	Объект внедрения: ДГ-процесс
29	Внедрение технических мероприятий по улучшению качества фосфогипса и ФПГ, с использованием одного или нескольких методов, включающих: - стабилизацию технологического режима, — увеличение количества воды на промывку, — обработку или нейтрализацию кальцийсодержащим агентом; перекристаллизацию сульфата кальция - повышение pH другими способами,	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс

№	Наименование НДТ	Примечание
30	Перевод на использование в качестве охлаждающей воды осветленной воды системы гидроудаления фосфогипса	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
31	Использование охлажденной осветленной воды из гипсонакопителя для конденсации паров в системах создания вакуума экстракции-фильтрации	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
32	Организация дозирования флокулянта в ЭФК перед осветлением	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
33	Организация сбора воды после ВВН и возврат ее в водооборот	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
34	Ввод в работу узла осветления фосфорной кислоты	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
35	Замена эрлифта для циркуляции пульпы на циркулятор	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
36	Модернизация узлов фильтрации с установкой ленточных вакуум-фильтров	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
37	Переход на использование частотных преобразователей для насосов и др. оборудования	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
38	Реконструкция автоматизированных систем управления технологическим процессом	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
39	Замена пароэжекторных насосов на водокольцевые	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
40	Реконструкция системы абсорбции газов от экстрактора	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
41	Реконструкция системы аспирации	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
42	Реконструкция склада и системы передачи фосфатного сырья с внедрением мехтранспорта вместо пневмоподачи	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
43	Модернизация системы пневмотранспорта	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
44	Замена дозаторов фосфатного сырья	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
45	Замена перемешивающих устройств	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
46	Использование рукавных фильтров	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
47	Разработка технических условий на фосфогипс для строительства дорог	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
48	Обучение производственного персонала. Внедрение обучающих тренажеров	Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс
Производство азотной кислоты		
49	Модернизация ГТТ-12 и КМА-2, повышение мощности ТВД с целью гармонизации производительности воздушного компрессора и нагнетателя нитрозного газа	Для агрегатов АК-72 и АК-72М

№	Наименование НДТ	Примечание
50	Модернизация экономайзера котла-утилизатора КН 80/40 с увеличением поверхности теплообмена	Для агрегатов АК-72 и АК-72М
51	Модернизация фильтров воздуха, аммиака и аммиачно-воздушной смеси с применением фильтров заводского изготовления	Для агрегатов АК-72 и АК-72М
52	Модернизация подогревателя выхлопного газа с увеличением поверхности теплообмена	Для агрегатов АК-72 и АК-72М
53	Переход на низкотемпературную селективную каталитическую очистку выхлопного газа	Для агрегатов АК-72
54	Изменение способа нагрева выхлопного газа перед очисткой с исключением из схемы подогревателя выхлопного газа ПВГ-1200 (АК-72) или БНГ-172 (АК-72М)	Для агрегатов АК-72 и АК-72М
55	Замена изношенных ГТТ-3М комплексными машинными агрегатами с полнонапорными воздушными компрессорами	Для агрегатов УКЛ-7
56	Повышение степени утилизации тепла нитрозного газа для нагрева выхлопного газа перед камерой сжигания природного газа до 280–300 °С	Для агрегатов УКЛ-7
57	Модернизация фильтров воздуха и аммиачно-воздушной смеси с применением отечественных фильтров заводского изготовления	Для агрегатов УКЛ-7
58	Применение современных каталитических систем для окисления аммиака, в том числе с использованием нанесённых сетчатых катализаторов с пониженным содержанием драгоценных металлов	Для агрегатов АК-72, АК-72М и УКЛ-7
Производство комплексных удобрений		
59	Изменение способа аммонизации кислот в производстве фосфатов аммония — переход на двухстадийный процесс	Объект внедрения: производство фосфатов аммония
60	Постоянный контроль уровня pH аммонизированных пульп	Объект внедрения: производство NP / NPK-продуктов
61	Внедрение системы захолаживания воздуха для интенсификации стадии охлаждения продукта	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
62	Переход на использование более концентрированной фосфорной кислоты	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
63	Использование тепла отходящих газов со стадии охлаждения на стадии сушки продукта	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
64	Использование вторичных энергоресурсов (пара 4 атм, или нагретых отходящих газов,	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений

№	Наименование НДТ	Примечание
	например, со стадии нейтрализации) для подогрева воздуха, подаваемого в топки на горение и разбавление топочных газов)	
65	Организация замкнутого водооборотного цикла с нейтрализацией сточных вод и повторного использования оборотной воды в технологии	
66	Обращение со сточными водами путем закачки в водовмещающие пласты горных пород	
67	Использование в качестве источника сульфатной серы побочного продукта производства фосфорной кислоты — фосфогипса	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
68	Минимизация выброса NH_3 путем контроля и регулирования pH абсорбционной жидкости и применения интенсивного абсорбционного оборудования	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
69	Оптимизация соотношения ретур/продукт	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
70	Точный температурный контроль стадий нейтрализации и сушки	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
71	Использование современных систем очистки газов с санитарными ступенями очистки	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
72	Использование ЭФК на основе низкосортного фосфатного сырья	
73	Использование отходов и вторичных продуктов (конденсаты, сточные воды, граншлак, фосфогипс, шламы и т. д.)	
74	Внедрение эффективных кондиционеров пылеподавителей и кондиционирующих смесей	
75	Внедрение частотных регуляторов (насосы, дробилки, мешалки, вентиляторы, барабаны	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
76	Внедрение трубчатых реакторов в процессе нейтрализации	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
77	Использование циклонов, рукавных фильтров (карманных фильтров — на складе сырья)	Объект внедрения: производство NP / NPS-удобрений
78	Использование современных топочно-горелочных устройств с современной системой КИПиА, обеспечивающих постоянный температурный контроль процесса сушки, полноты сжигания топлива и минимизацию образования оксидов азота	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
79	Использование кондуктивных теплообменников для охлаждения удобрений	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
80	Локальные системы аспирации от узлов пересыпок и транспортного оборудования	
81	Использование модифицирующих добавок	

№	Наименование НДТ	Примечание
82	Оборудование для плавного пуска барабанов	
83	Подбор соответствующего размера и типа грохота и дробилки	
84	Установка теплообменника для понижения температуры в верхнем контуре абсорбционной колонны	Объект внедрения: производство нитроаммофоски
85	Использование ленточных элеваторов	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
86	Контроль, регулировка и автоматизация стадий технологического процесса, влияющих на образование и выделение загрязняющих веществ (соотношение реагентов, температура, кислотность и др.)	
87	Непрерывный контроль влажности готового продукта (на потоке)	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
88	Организация системы мониторинга выбросов при изменении режимов ведения процесса с корректировкой параметров производства	Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений
89	Введение непрерывного контроля pH на выпуске сточных вод в заводскую сеть промливневой канализации	Объект внедрения: производство азофоски, нитроаммофоски, ИАС
90	Разработка технической документации регламентирующей использование побочных продуктов в качестве сырья и (или) товара	Объект внедрения: производство удобрений
91	Переход на локальную систему обеспечения сжатым воздухом	
92	Постоянный контроль и регулирование гранулометрического состава продукции	
93	Организация природоохранной деятельности на предприятии согласно требованиям законодательства	
94	Организация и внедрение непрерывной системы повышения квалификации производственного персонала	
Производство аммиачной селитры и известково-аммиачной селитры		
95	Нагрев азотной кислоты соковым паром из нейтрализатора	
96	Нагрев газообразного аммиака паровым конденсатом из узла выпарки	
97	Предочистка выхлопов из донейтрализаторов от NH_3 и NH_4NO_3	
98	Предочистка паровоздушной смеси из выпарного аппарата от NH_3 и NH_4NO_3	
99	Очистка выхлопа смеси сокового пара из нейтрализаторов и воздуха отделения нейтрализации и выпарки гранбашни I ступень — промывка 15–20 %-ным раствором NH_4NO_3, содержащим 10–15 % HNO_3	

№	Наименование НДТ	Примечание
	II ступень — фильтрация паровоздушной смеси от аэрозольных частиц NH_4NO_3 и NH_3	
100	Очистка запыленного воздуха со стадий гранулирования, охлаждения, классификации и дробления в циклонах	
101	Очистка воздуха от продукта и аммиака со стадии выпаривания в скрубберах	
Производство карбамида		
НДТ в области получения плава карбамида		
102	Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	Объект внедрения: полный жидкостный рецикл
103	Дистиллятор среднего давления (один аппарат) либо стриппер-дистиллятор	Объект внедрения: полный жидкостный рецикл
104	Дистиллятор низкого давления (единый аппарат)	Объект внедрения: полный жидкостный рецикл
105	Рекуператор газов дистилляции	Объект внедрения: полный жидкостный рецикл
106	Абсорбер среднего давления	Объект внедрения: полный жидкостный рецикл
107	Модернизация атмосферного абсорбера	Объект внедрения: полный жидкостный рецикл
108	Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	Объект внедрения: стриппинг в токе CO_2
109	Модернизация распределительного устройства раствора карбамида в стриппере	Объект внедрения: стриппинг в токе CO_2
110	Модернизация схемы работы карбаматного конденсатора (перевод в затопленный режим работы)	Объект внедрения: стриппинг в токе CO_2
111	Утилизация тепла абсорбции газов синтеза в узле выпаривания	Объект внедрения: стриппинг в токе CO_2
112	Утилизация тепла конденсата пара, обогревающего стриппер, в дистилляторе среднего давления	Объект внедрения: автостриппинг (в токе NH_3)
113	Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения	Объект внедрения: автостриппинг (в токе NH_3) Tecnimont
114	Узел, включающий в себя: 1. Двухступенчатую десорбцию, совмещенную в одном аппарате и подогревом острым паром. 2. Вертикальный двухзонный гидролизер с подогревом острым паром и с разделением газовой и жидкой фаз. 3. Рекуперативные теплообменники десорбера и гидролизера. 4. Затопленный конденсатор газов десорбции	Объект внедрения: очистка сточных вод (универсальный узел для всех технологий)

№	Наименование НДТ	Примечание
115	Утилизация низкопотенциального пара путем его сжатия до более высоких параметров	Объект внедрения: общие мероприятия
116	Новый агрегат мощностью 300–600 т/сут	Объект внедрения: новое строительство
117	Новый агрегат мощностью 1500 т/с	Объект внедрения: новое строительство
НДТ в области получения твердых форм готового карбамида		
118	Современная башня приллирования российской разработки	Объект внедрения: любая технология получения высококонцентрированного плава
119	Установка грануляции в КС фирмы Stamicarbon	Объект внедрения: любая технология получения плава с концентрацией карбамида 98,5 % масс
120	Установка кислотного улавливания аммиаксодержащих газов	Объект внедрения: сдувки с примесью аммиака из технологических аппаратов
Производство хлористого калия		
121	Реконструкция аспирационной системы отделения обогащения СОФ БКПРУ-2	Объект внедрения: отделение обогащения
122	Проведение исследований на объектах хвостового хозяйства калийных предприятий; предоставление исходных данных для расчетов объемов фильтрации	Объект внедрения: шламохранилище
123	Проведение гидрогеологических наблюдений (мониторинг подземных и поверхностных вод)	
124	Использование для закладки выработанного пространства шахт галитоовых отходов и глинисто-солевых шламов	
125	Двухстадийная очистка отходящих газов сухим мокрым способами	
126	Производство хлористого калия по комбинированной флото-галургической схеме с получением готового продукта с улучшенными физико-механическими свойствами и меньшими потерями хлористого калия с отходами производства	
127	Сухое дробление руды до флотационной крупности, уменьшающее переизмельчение руды, снижающего энергозатраты на рудоподготовку, уменьшающего количество образования галитовых отходов и глинисто-солевых шламов, пылимость готового продукта.	
128	Проведение сгущения глинисто-солевых шламов в сгустителях специальных конструк-	

№	Наименование НДТ	Примечание
	ций, обеспечивающего повышение содержания твердого в сгущенной суспензии до 40 % и уменьшающего объем шламов, направляемых на размещение.	
129	Совместное обезвоживание галито-шламовых отходов флотационных галургических фабрик, устраняющих складирование отходов в виде солевых суспензий.	
130	Замена труб-сушилок (ТС) на сушильные установки кипящего слоя фирмы «Ventilex» или «Биндер»	
Обращение со сточными водами		
131	Удаление из сточных вод загрязняющих веществ в соответствии с их фазово-дисперсным составом;	
132	Удаление из сточных вод соединений азота;	
133	Удаление из сточных вод соединений фосфора;	
134	Очистка сточных вод от неорганических солей (общей минерализации);	
135	Очистка стоков (конденсата сокового пара) от аммиака в производстве удобрений на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья;	
136	Очистка стоков (конденсата сокового пара) в производстве карбамида;	
137	Очистка сточных вод производства экстракционной фосфорной кислоты;	
138	Закачка в изолированные пласты горных пород	
139	Сокращение водозабора и образования сточных вод	
140	Использование автоматических средств определения расхода и качества сбрасываемых сточных вод;	
141	Регулируемый сброс сточных, в том числе дренажных вод (в зависимости от региональной специфики гидрологического и гидрохимического режима водных объектов) для более полного использования ассимилирующего потенциала водных объектов — приемников. В целях обеспечения эффективного начального разбавления сточных в том числе дренажных вод в водных объектах необходима, в том числе, разработка рассеивающих водовыпусков специальной конструкции, учитывающих высокую плотность отводимых стоков.	

Приложение В
(обязательное)
Перечень технологических показателей наилучших доступных технологий

Перечень технологических показателей при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот для выбросов загрязняющих веществ приведен в таблице В.1.

Перечень технологических показателей при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот для сбросов приведен в таблице В.2.

Таблица В.1 – Перечень технологических показателей при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот для выбросов загрязняющих веществ

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
Аммиак	Производство аммиака из природного газа мощностью 1360÷2000 т в сутки в однолинейном агрегате на базе парового каталитического риформинга в прямоточной трубчатой печи и вторичного паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 210÷300 ати по циркуляционной схеме (АМ-70, АМ-76, ТЕС)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,89	
		Углерода оксид	кг/т	1,41	
	Производство аммиака из природного газа мощностью 1240÷1300 т в сутки в однолинейном агрегате на базе парового каталитического риформинга в противоточной трубчатой печи и вторичного паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 270÷300 ати по циркуляционной схеме (Chemico)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,404	
		Углерода оксид	кг/т	1,56	

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
	Производство аммиака (в том числе совмещенное с производством метанола) из природного газа на базе парового каталитического риформинга и паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 128,7÷190 ати по циркуляционной схеме	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	0,69	
		Углерода оксид	кг/т	0,3	
	Производство аммиака из природного газа по технологии Linde Ammonia Concept (LAC®)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	0,224	
		Углерода оксид	кг/т	0,15	
Аммиак	Производство аммиака из природного газа мощностью до 3000 т в сутки в однолинейном агрегате на базе технологии KBR (с применением технологии Purifier)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	0,400	
		Углерода оксид	кг/т	0,78	
Серная кислота	Производство серной кислоты из твердой и жидкой серы	Серы диоксид (SO_2)	кг/т 100 % H2SO4	1,67	Сернокислотные системы одинарного контактирования с очисткой хвостовых газов. Очистка отходящих газов растворами сульфита-бисульфита аммония
		Серная кислота (SO_3, туман и брызги серной кислоты в пересчете на H_2SO_4)	кг/т 100 % H2SO4	0,15	

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
Серная кислота	Производство серной кислоты из твердой и жидкой серы	Серы диоксид (SO_2)	кг/т 100 % H2SO4	3,3	Сернокислотные установки ДКДА, включая системы с утилизацией тепла абсорбции. Без очистки
		Серная кислота (SO_3, туман и брызги серной кислоты в пересчете на H_2SO_4)	кг/т 100 % H2SO4	0,15	
ЭФК	Дигидратный процесс	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор (F)	кг/т P_2O_5	0,12	В зависимости от используемого фосфатного сырья
ЭФК	Полугидратный процесс	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор (F)	кг/т P_2O_5	0,049	
Азотная кислота	АК-72, АК-72М: каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при давлении 0,412 МПа (4,2 кгс/см^2) (абс) и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 1,0791 МПа (11 кгс/см^2) (абс)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,11	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,46	
Азотная кислота	УКЛ-7: каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при давлении 0,716 МПа (7,3 кгс/см^2) (абс) и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 0,716 МПа (7,3 кгс/см^2) (абс)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,14	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,76	
Азотная кислота	1/3,5 ата: каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при атмосферном давлении и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 0,35 МПа (3,5 кгс/см^2) (абс.)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,50	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,52	
Азотная кислота		Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,31	

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
	Совместная эксплуатация двух технологий производства азотной кислоты (два агрегата УКЛ-7 и три агрегата 1/3,5) в составе одного объединенного производства	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,554	
Азотная кислота	Совместная эксплуатация двух технологий производства азотной кислоты (состоящий из двух агрегатов УКЛ-7 и одиннадцати агрегатов 1/3,5) в составе одного объединенного производства	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,45	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,73	
NP / NPS / NPK / NK	На основе сернокислотной переработки фосфатного сырья	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,58	
			кг/т	2,9	При совместной эксплуатации NP/NPS производств с выпуском NPS-удобрений с высоким мольным отношением NH3/H3PO4
		Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) (F)	кг/т	0,17	
NP / NPK / NPKS	На основе азотнокислотного разложения фосфатного сырья	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,77	
		Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) (F)	кг/т	0,018	

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
		Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	0,6	
Жидкое комплексное удобрение (ЖКУ)	Аммонизация фосфорной кислоты	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,0028	
		Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) (F)	кг/т	0,00029	
PK / PKS / NPKS	Нейтрализация фосфорной кислоты карбонатом кальция и смешение с хлористым калием	Аммиак (NH_3)	кг/т	2,6	
		Азота диоксид (NO_2)	кг/т	0,6	
		Хлористый водород (HCl)	кг/т	0,175	
CNS / NS	Кальцийазотосульфат, азотосульфат (сульфонитрат, нитросульфат аммония, сульфат-нитрат аммония)	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,6	
		Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	0,49	
NS	Жидкое NS удобрение, полученное смешением растворов (карбамида, нитрата и сульфата аммония)	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,0083	
Калий хлористый различных марок	Производство хлористого калия галургическим или флотационным способом	Азота диоксид (NO_2)	кг/т	0,78	
		Серы диоксид (SO_2)	кг/т	0,17	
Сульфат калия	Сернокислотное разложение карбоната калия	Серная кислота (H_2SO_4)	кг/т	0,054	
Сульфат аммония	Сульфат аммония кристаллический из производства капролактама	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,016	
Сульфат аммония гранулированный	Гранулированный сульфат аммония методом компактирования	Сульфат аммония [$(NH_4)_2SO_4$]	кг/т	0,91	

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
Сульфат аммония кристаллический	Кристаллический сульфата аммония методом реакционной кристаллизации	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,0145	
Нитрат калия	Производство нитрата калия на основе нитрата натрия и хлористого калия/ производство нитрата калия на основе аммиачной селитры и хлористого калия	Нитрат калия (KNO_3)	кг/т	0,685	
Калийно — магниевое удобрение (калимаг)	Сернокислотное разложение и смешение компонентов	Хлористый водород (HCl)	кг/т	1,06	
Аммиачная селитра	АС-72, АС-72М	Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3	кг/т	1,88	
				3,1	При совместном производстве с азотфосфатом
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,68	
	АС-67	Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3	кг/т	2,03	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,72	
	АС-60 АС-60 М (в том числе при совместном производстве аммиачной селитры в аппаратах ИТН и скрубберах-нейтрализаторах в составе одного объединенного производства)	Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3	кг/т	5,05	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	7,78	
Известково-аммиачная селитра	Смешение упаренного раствора ммиачной селитры с карбонатом кальция, грануляция и сушка	Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3	кг/т	1,35	

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,89	
Карбамидо-аммиачная смесь (КАС)	Смешение раствора аммиачной селитры и раствора карбамида (в некоторых случаях всключает ситадии аммонизации азотной кислоты и упаривания праствора аммиачной селитры	Аммиак (NH_3)	кг/т готового продукта	0,01	Смешение растворов
		Аммиак (NH_3)	кг/т готового продукта	0,73	В случае включения в производство узлов нейтрализации и выпарки раствора аммиачной селитры
Аммиак водный технический (аммиачная вода)	Получение аммиачной воды абсорбцией аммиака водой	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,17	
Карбамид	Stamicarbon (АК-70) с полной или частичной реконструкцией URECON®2006 + новая или реконструированная башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,81	
Карбамид	Stamicarbon (АК-70) с незамкнутым циклом без усовершенствований + старая башня и грануляция	Аммиак (NH_3)	кг/т	10,9	
Карбамид	ТЕС + старая башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	2,37	
Карбамид	Стриппинг в токе CO_2 + новая башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,873	
Карбамид	Стриппинг в токе CO_2 + старая башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,886	
Карбамид	Стриппинг в токе CO_2 + грануляция	Аммиак (NH_3)	кг/т	2,13	
Карбамид	Автостриппинг + старая башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,87	
Карбамид	Автостриппинг + грануляция	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,444	

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
Карбамид	Tecnimont + старая башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	2,17	
Карбамид с серой	Карбамид с серой на основе карбамида и сульфата аммония с использованием аппаратов КС	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,01	

Таблица В.2 – Перечень технологических показателей при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот для сбросов загрязняющих веществв водный объект

Вид сточных вод	Наименование загрязняющего вещества	Единица измерения	Значение, не более
Азотсодержащие сточные воды после очистки на биологических/биохимических очистных сооружениях	Аммоний-ион (NH_4^+)[1]	мг/л	15
	Нитрат-анион (NO_3^-)[1]	мг/л	120 250[8)]
	Нитрит-анион (NO2-)[1]	мг/л	3,3
	Химическое потребление кислорода (ХПК) [1]	мг/л	100
	Фосфаты (по фосфору)[1,2]	мг/л	2,8 10 [9)]
	Взвешенные вещества	мг/л	35[4] 50[10]
Фосфор- и фторсодержащие сточные воды, после очистки методом нейтрализации известковым молоком	Аммоний-ион (NH_4^+)[1]	мг/л	15[11)]
	Фторид – анион	мг/л	11[2]
	Сульфат-анион (сульфаты) (SO_4^{2-})	мг/л	500
	Фосфаты (по фосфору)[1,2]	мг/л	3
Сточные воды производства калийных удобрений	Хлорид-анион (хлориды), Cl^-	кг/т	152,02
	Натрий	кг/т	60,94
	Калий	кг/т	33,75
	Магний (при наличии в сырье)	кг/т	4,0
Для ливневых и дренажных вод после механической очистки	Аммоний-ион ($NH4^+$)[3]	мг/л	12
	Взвешенные вещества	мг/л	35[4]
Для продувок водооборотных циклов и процессов первичной водоподготовки	Взвешенные вещества	мг/л	35[4]
	Фосфаты (по фосфору)[5]	мг/л	2
	Сульфат-анион (сульфаты) ($SO4^{2-}$)[12]	мг/л	500
	Взвешенные вещества	мг/л	35[4]

Для процессов химической подготовки и обессоливания	Сульфат-анион (сульфаты) ($SO4^{2-}$)[6]	мг/л	500/3500[7]

[1] - показатель при реализации очистки сточных вод на биологических/биохимических очистных сооружений;
[2] - показатель при реализации кислотного разложения фосфатного сырья;
[3] - при необходимости (при наличии источников образования ЗВ) ;
[4] - допустимое приращение к фону;
[5] - в случае применения фосфорсодержащих реагентов при обработке оборотной воды;
[6] - при наличии сернокислотной обработки ионообменных смол;
[7] - для случая, когда стоки от процессов водоподготовки направляются для сброса отдельным потоком, не смешиваясь с ливневыми, дренажными и другими водами
[8] – в случае применения только процесса нитрификации
[9] - для очистки с использованием активного ила большого возраста, предназначенного для предотвращения влияния токсичных компонентов промышленных сточных вод
[10] для очистных сооружений при очистке сточных вод от районов канализования, в которых не предусмотрена система ливневой канализации, что приводит к увеличению расхода сточных вод
[11] - при наличии на промплощадке сточных вод от производств NP удобрений
[12] - в случае применения фосфорсодержащих реагентов при обработке водооборотных циклов.

Приложение Г
(обязательное)
Энергоэффективность

1. Краткая характеристика отрасли с точки зрения ресурсо- и энергопотребления

Промышленность по производству удобрений характеризуется высоким энергопотреблением. При этом значительная часть от общего потребления энергетических ресурсов расходуется на производство азотных удобрений.

Однако производства аммиака, азотной и серной кислот, аммиачной селитры характеризуются также выработкой и выдачей пара на сторону потребителям. На некоторых предприятиях получаемый пар энергетических параметров направляется на производство электрэнергии, что позволяет в ряде случав существенно снизить потребление электроэнергии от внешнего источника.

Вопросы ресурсосбережения в промышленности минеральных удобрений характеризуются полнотой использования сырьевых ресурсов, побочных и вторичных продуктов, в частности отработанных серных кислот цветной металлургии и химической промышленности, а также комплексное использование фосфатного сырья с получением удобрений, фторсодержащих продуктов, компонентов строительных материалов, редкоземельных элементов и др.; регенерация отработанных катализаторов и контактных масс, регенерация/реализация отработанных масел; использование на смежных производствах и продажа на сторону побочных продуктов — конверсионного мела и фосфогипса.

Основными направлениями развития отрасли минеральных удобрений являются снижение расходных коэффициентов сырья и энергоресурсов, в т.ч. снижение потребления природного газа и использование вторичных энергоресурсов.

2. Основные технологические процессы, связанные с использованием энергии

Технологические процессы, связанные с производством аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот, приведены в разделах 2.2, 3.1, 4.1, 5.1, 6.1, 7.1, 7.2, 8.1, 8.2, 9.1.

3. Уровни потребления

– удельный расход используемого сырья, основных материалов и энергоресурсов производства аммиака на 1 т аммиака приведен — см. раздел 2.3;

– удельный расход сырья и энергоресурсов в производстве 1 т серной кислоты — см. раздел 3.1

– нормы расхода сырья и энергоресурсов в производстве ЭФК в пересчете на 1 т P_2O_5 — см. раздел 4.1

– удельный расход сырья, основных материалов и энергоресурсов производства 1 т азотной кислоты — см. подраздел 5.1.

– удельный расход сырья и энергоресурсов при производстве комплексных удобрений — см. подраздел 6.1.;

– удельный расход сырья, материалов и энергоресурсов агрегатов при производстве аммиачной селитры — см. подраздел 7.1;

– удельный расход сырья, материалов и энергоресурсов при производстве известково-аммиачной селитры на 1 т продукта — см. подраздел 7.2;

– энергопотребление и потребление материалов при производстве карбамида — см. подраздел 8.1.2;

– характеристики ресурсо- и энергосбережения при производстве смеси карбамида и нитрата аммония — см. подраздел 8.2.1;

– удельный расход используемого сырья, основных материалов и энергоресурсом при производсте хлористого калия — см. 9.2.

4. Наилучшие доступные технологии, направленные на повышение энергоэффективности и оптимизацию и сокращение ресурсопотребления

Наименование НДТ	Примечание
Производство аммиака	
Исключение огневого подогревателя природного газа с переносом подогрева газовой смеси перед сероочисткой в блок БТА печи первичного риформинга	
Замена реакционных труб в печи первичного риформинга на трубы с большим внутренним диаметром и меньшей толщиной стенки	
Реконструкция компрессора воздуха при увеличении производительности (модернизация проточной части)	
Исключение корпуса низкого давления компрессора природного газа или вывод компрессора природного газа из эксплуатации	
Замена МЭА—раствора абсорбентом на основе МДЭА	
Установка выделения горючих газов из фракции CO_2 в отделении очистки от диоксида углерода	
Реконструкция компрессора синтез-газа и паровой турбины	
Установка осушки синтез-газа путем промывки аммиаком после 2-й ступени компрессора синтез-газа и изменение точки ввода свежего синтез-газа в отделение синтеза аммиака	
Реконструкция колонны синтеза аммиака с аксиальных на радиальные	
Установка выделения водорода из продувочных и танковых газов производства аммиака	
Производство серной кислоты	
Модернизация технологических систем с увеличением мощности	
Максимальное использование тепла конверсии SO_2 в SO_3	
Перевод сернокислотных системы с промывным отделением на «короткую» схему	
Внедрение системы утилизации тепла абсорбции	
Использование конденсата от плавления серы и обогрева серопроводов, а также воды от неперерывной и переодической продувок котлов для подпитки водооборотных циклов, разбавления серной кислоты или других нужд предприятия	

Наименование НДТ	Примечание
Использование новых типов катализаторов, в том числе и цезий-промотированных	
Добавление пятого слоя в существующие контактные аппараты	
Использование низкопотенциального пара, направляемого на конденсацию из турбин для подогрева питательной воды	
Замена и модернизация электропотребляющего оборудования (насосы, воздуходувка)	
Внедрение частотных преобразователей (насосы, нагнетатели)	
Модернизация автоматизированных систем управления технологическим процессом	
Стабилизация работы технологической системы путем равномерного распределения производственной программы	
Обучение производственного персонала. Внедрение обучающих тренажеров	
Производство фосфорной кислоты	
Внедрение ПГ-процесса производства ЭФК с воздушным охлаждением пульпы и интенсификацией гидродинамического режима в экстракторах за счет установки циркуляторов пульпы	
Перевод на использование в качестве охлаждающей воды осветленной воды системы гидроудаления фосфогипса	
Использование охлажденной осветленной воды из гипсонакопителя для конденсации паров в системах создания вакуума экстракции-фильтрации	
Организация дозирования флокулянта в ЭФК перед осветлением	
Организация сбора воды после ВВН и возврат ее в водооборот	
Замена эрлифта для циркуляции пульпы на циркулятор	
Модернизация узлов фильтрации с установкой ленточных вакуум-фильтров	
Переход на использование частотных преобразователей для насосов и др. оборудования	
Реконструкция автоматизированных систем управления технологическим процессом	
Замена пароэжекторных насосов на водокольцевые	
Реконструкция склада и системы передачи фосфатного сырья с внедрением мехтранспорта вместо пневмоподачи	
Модернизация системы пневмотранспорта	
Замена дозаторов фосфатного сырья	
Замена перемешивающих устройств	
Производство азотной кислоты	
Модернизация ГТТ-12 и КМА-2, повышение мощности ТВД с целью гармонизации производительности воздушного компрессора и нагнетателя нитрозного газа	

Наименование НДТ	Примечание
Модернизация экономайзера котла-утилизатора КН 80/40 с увеличением поверхности теплообмена	
Замена изношенных ГТТ-3М комплексными машинными агрегатами с полнонапорными воздушными компрессорами	
Повышение степени утилизации тепла нитрозного газа для нагрева выхлопного газа перед камерой сжигания природного газа до 280–300 °С	
Производство комплексных удобрений	
Изменение способа аммонизации кислот в производстве фосфатов аммония — переход на двухстадийный процесс	
Постоянный контроль уровня pH аммонизированных пульп	
Внедрение системы захолаживания воздуха для интенсификации стадии охлаждения продукта	
Переход на использование более концентрированной фосфорной кислоты	
Использование тепла отходящих газов со стадии охлаждения на стадии сушки продукта	
Использование вторичных энергоресурсов (пара 4 атм, или нагретых отходящих газов, например, со стадии нейтрализации) для подогрева воздуха, подаваемого в топки на горение и разбавление топочных газов)	
Организация замкнутого водооборотного цикла с нейтрализацией сточных вод и повторного использования оборотной воды в технологии	
Использование в качестве источника сульфатной серы побочного продукта производства фосфорной кислоты — фосфогипса	
Минимизация выброса NH_3 путем контроля и регулирования pH абсорбционной жидкости и применения интенсивного абсорбционного оборудования	
Оптимизация соотношения ретур/продукт	
Точный температурный контроль стадий нейтрализации и сушки	
Использование ЭФК на основе низкосортного фосфатного сырья	
Использование отходов и вторичных продуктов (конденсаты, сточные воды, граншлак, фосфогипс, шламы и т. д.)	
Внедрение эффективных кондиционеров пылеподавителей и кондиционирующих смесей	
Внедрение частотных регуляторов (насосы, дробилки, мешалки, вентиляторы, барабаны	
Внедрение трубчатых реакторов в процессе нейтрализации	
Использование циклонов, рукавных фильтров (карманных фильтров — на складе сырья)	

Наименование НДТ	Примечание
Использование современных топочно-горелочных устройств с современной системой КИПиА, обеспечивающих постоянный температурный контроль процесса сушки, полноты сжигания топлива и минимизацию образования оксидов азота	
Использование кондуктивных теплообменников для охлаждения удобрений	
Локальные системы аспирации от узлов пересыпок и транспортного оборудования	
Использование модифицирующих добавок (магнийсодержащих)	
Оборудование для плавного пуска барабанов	
Подбор соответствующего размера и типа грохота и дробилки	
Установка теплообменника для понижения температуры в верхнем контуре абсорбционной колонны	
Использование ленточных элеваторов	
Контроль, регулировка и автоматизация стадий технологического процесса, влияющих на образование и выделение загрязняющих веществ (соотношение реагентов, температура, кислотность и др.)	
Непрерывный контроль влажности готового продукта (на потоке)	
Организация системы мониторинга выбросов при изменении режимов ведения процесса с корректировкой параметров производства	
Разработка технической документации регламентирующей использование побочных продуктов в качестве сырья и (или) товара	
Переход на локальную систему обеспечения сжатым воздухом	
Постоянный контроль и регулирование гранулометрического состава продукции	
Производство карбамида	
Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	
Дистиллятор среднего давления (один аппарат) либо стриппер-дистиллятор	
Дистиллятор низкого давления (единый аппарат)	
Рекуператор газов дистилляции	
Абсорбер среднего давления	
Модернизация атмосферного абсорбера	
Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида	
Модернизация распределительного устройства раствора карбамида в стриппере	
Модернизация схемы работы карбаматного конденсатора (перевод в затопленный режим работы)	
Утилизация тепла абсорбции газов синтеза в узле выпаривания	
Утилизация тепла конденсата пара, обогревающего стриппер, в дистилляторе среднего давления	
Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения	

Наименование НДТ	Примечание
Узел, включающий в себя: 1. Двухступенчатую десорбцию, совмещенную в одном аппарате и подогревом острым паром. 2. Вертикальный двухзонный гидролизер с подогревом острым паром и с разделением газовой и жидкой фаз. 3. Рекуперативные теплообменники десорбера и гидролизера. 4. Затопленный конденсатор газов десорбции	
Утилизация низкопотенциального пара путем его сжатия до более высоких параметров	
Новый агрегат мощностью 300–600 т/сут	
Новый агрегат мощностью 1500 т/с	
Современная башня приллирования российской разработки	
Установка грануляции в КС фирмы Stamicarbon	
Установка кислотного улавливания аммиаксодержащих газов	

Приложение Д
(обязательное)
Заключение по наилучшим доступным технологиям

Область применения

Настоящее Заключение НДТ распространяется на следующие основные виды деятельности:

- производство аммиака;
- производство минеральных удобрений;
- производство неорганических кислот, использующихся в производстве минеральных удобрений на территории Российской Федерации.

Заключения НДТ также распространяется на процессы, связанные с основными видами деятельности, которые могут оказать влияние на объемы эмиссий и (или) масштабы загрязнения окружающей среды:

- хранение и подготовка сырья;
- хранение и подготовка топлива;
- обращение со сточными водами;
- производственные процессы;
- методы предотвращения и сокращения эмиссий, образования и размещения отходов;
- хранение и подготовка продукции.

Сфера распространения настоящего Заключения НДТ приведена в таблице Д.1

Таблица Д.1–Сфера распространения ИТС НДТ

ОКПД 2	Наименование продукции по ОК 034–2014 (ОКПД)	Наименование вида деятельности по ОКВЭД 2	ОКВЭД 2
		Производство прочих основных неорганических химических веществ	20.13
20.13.24.122	Кислота серная		
		Производство удобрений и азотных соединений	20.15
20.15.1	Производство азотных кислот, сульфоазотных кислот, аммиака		
20.15.3	Производство азотных минеральных или химических удобрений		
20.15.4	Производство фосфорных минеральных или химических удобрений		

ОКПД 2	Наименование продукции по ОК 034–2014 (ОКПД)	Наименование вида деятельности по ОКВЭД 2	ОКВЭД 2
20.15.5	Производство калийных минеральных или химических удобрений		

Наилучшие доступные технологии

Производство аммиака

1. Исключение огневого подогревателя природного газа с переносом подогрева газовой смеси перед сероочисткой в блок БТА печи первичного риформинга.

2. Внедрение метода гомогенного восстановления оксидов азота дымовых газов печи первичного риформинга пароаммиачной смесью.

3. Замена реакционных труб в печи первичного риформинга на трубы с большим внутренним диаметром и меньшей толщиной стенки.

4. Реконструкция компрессора воздуха при увеличении производительности (модернизация проточной части).

5. Исключение корпуса низкого давления компрессора природного газа или вывод компрессора природного газа из эксплуатации.

6. Замена МЭА—раствора абсорбентом на основе МДЭА.

7. Установка выделения горючих газов из фракции CO_2 в отделении очистки от диоксида углерода .

8. Реконструкция компрессора синтез-газа и паровой турбины.

9. Установка осушки синтез-газа путем промывки аммиаком после 2 й ступени компрессора синтез-газа и изменение точки ввода свежего синтез-газа в отделение синтеза аммиака.

10. Реконструкция колонны синтеза аммиака с аксиальных на радиальные.

11. Установка выделения водорода из продувочных и танковых газов производства аммиака.

Производство серной кислоты

12. Модернизация технологических систем с увеличением мощности.

13. Максимальное использование тепла конверсии SO_2 в SO_3.

14. Перевод сернокислотных системы с промывным отделением на «короткую» схему.

15. Внедрение системы утилизации тепла абсорбции.

16. Использование конденсата от плавления серы и обогрева серопроводов, а также воды от неперерывной и переодической продувок котлов для подпитки водооборотных циклов, разбавления серной кислоты или других нужд предприятия.

17. Использование новых типов катализаторов, в том числе и цезий-промотированных.

18. Добавление пятого слоя в существующие контактные аппараты.

19. Использование низкопотенциального пара, направляемого на конденсацию из турбин для подогрева питательной воды.

20. Замена и модернизация электропотребляющего оборудования (насосы, воздуходувка).

21. Внедрение частотных преобразователей (насосы, нагнетатели).

22. Использование современных патронных брызготуманоуловителей.

23. Использование эффективной системы распределения кислоты по поверхности насадки в абсорберах.

24. Снижение температуры кислоты, подаваемой на орошение абсорбционных башен.

25. Модернизация автоматизированных систем управления технологическим процессом.

26. Стабилизация работы технологической системы путем равномерного распределения производственной программы.

27. Обучение производственного персонала. Внедрение обучающих тренажеров.

Производство фосфорной кислоты

28. Внедрение ПГ процесса производства ЭФК с воздушным охлаждением пульпы и интенсификацией гидродинамического режима в экстракторах за счет установки циркуляторов пульпы.

Объект внедрения: ДГ-процесс.

29. Внедрение технических мероприятий по улучшению качества фосфогипса и ФПГ, с использованием одного или нескольких методов, включающих:

- стабилизацию технологического режима, — увеличение количества воды на промывку,
- обработку или нейтрализацию кальцийсодержащим агентом;
- перекристаллизацию сульфата кальция;
- повышение pH другими способами.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

30. Перевод на использование в качестве охлаждающей воды осветленной воды системы гидроудаления фосфогипса.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

31.Использование охлажденной осветленной воды из гипсонакопителя для конденсации паров в системах создания вакуума экстракции-фильтрации.

Объект внедрения: ДГ и ПГ процесс.

32. Организация дозирования флокулянта в ЭФК перед осветлением .

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

33. Организация сбора воды после ВВН и возврат ее в водооборот.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

34. Ввод в работу узла осветления фосфорной кислоты.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

35. Замена эрлифта для циркуляции пульпы на циркулятор.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

36. Модернизация узлов фильтрации с установкой ленточных вакуум-фильтров

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

37. Переход на использование частотных преобразователей для насосов и др. оборудования

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс

38. Реконструкция автоматизированных систем управления технологическим процессом

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

39. Замена пароэжекторных насосов на водокольцевые.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

40.Реконструкция системы абсорбции газов от экстрактора.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

41.Реконструкция системы аспирации.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

42. Реконструкция склада и системы передачи фосфатного сырья с внедрением мехтранспорта вместо пневмоподачи.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

43. Модернизация системы пневмотранспорта.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

44. Замена дозаторов фосфатного сырья.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

45. Замена перемешивающих устройств.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

46. Использование рукавных фильтров.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

47. Разработка технических условий на фосфогипс для строительства дорог.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

48. Обучение производственного персонала. Внедрение обучающих тренажеров.

Объект внедрения: ДГ и ПГ-процесс.

Производство азотной кислоты.

49. Модернизация ГТТ-12 и КМА-2, повышение мощности ТВД с целью гармонизации производительности воздушного компрессора и нагнетателя нитрозного газа.

Объект внедрения: Для агрегатов АК-72 и АК-72М.

50. Модернизация экономайзера котла-утилизатора КН 80/40 с увеличением поверхности теплообмена.

Объект внедрения: Для агрегатов АК-72 и АК-72М.

51. Модернизация фильтров воздуха, аммиака и аммиачно-воздушной смеси с применением фильтров заводского изготовления.

Объект внедрения: Для агрегатов АК-72 и АК-72М.

52. Модернизация подогревателя выхлопного газа с увеличением поверхности теплообмена.

Объект внедрения: Для агрегатов АК-72 и АК-72М.

53. Переход на низкотемпературную селективную каталитическую очистку выхлопного газа.

Объект внедрения: Для агрегатов АК-72.

54. Изменение способа нагрева выхлопного газа перед очисткой с исключением из схемы подогревателя выхлопного газа ПВГ-1200 (АК-72) или БНГ-172 (АК-72М) .

Объект внедрения: Для агрегатов АК-72 и АК-72М.

55. Замена изношенных ГТТ ЗМ комплексными машинными агрегатами с полнонапорными воздушными компрессорами.

Объект внедрения: Для агрегатов УКЛ-7.

56. Повышение степени утилизации тепла нитрозного газа для нагрева выхлопного газа перед камерой сжигания природного газа до 280–300 °С.

Объект внедрения: Для агрегатов УКЛ-7.

57. Модернизация фильтров воздуха и аммиачно-воздушной смеси с применением отечественных фильтров заводского изготовления.

Объект внедрения: Для агрегатов УКЛ-7.

58. Применение современных каталитических систем для окисления аммиака, в том числе с использованием нанесённых сетчатых катализаторов с пониженным содержанием драгоценных металлов.

Объект внедрения: Для агрегатов АК-72, АК-72М и УКЛ-7.

Производство комплексных удобрений

59. Изменение способа аммонизации кислот в производстве фосфатов аммония — переход на двухстадийный процесс.

Объект внедрения: производство фосфатов аммония.

60. Постоянный контроль уровня pH аммонизированных пульп

Объект внедрения: производство NP / NPK-продуктов.

61. Внедрение системы захолаживания воздуха для интенсификации стадии охлаждения продукта.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

62. Переход на использование более концентрированной фосфорной кислоты.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

63. Использование тепла отходящих газов со стадии охлаждения на стадии сушки продукта.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

64.Использование вторичных энергоресурсов (пара 4 атм, или нагретых отходящих газов, например, со стадии нейтрализации) для подогрева воздуха, подаваемого в топки на горение и разбавление топочных газов) Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

65. Организация замкнутого водооборотного цикла с нейтрализацией сточных вод и повторного использования оборотной воды в технологии.

66. Обращение со сточными водами путем закачки в водовмещающие пласты горных пород.

67. Использование в качестве источника сульфатной серы побочного продукта производства фосфорной кислоты — фосфогипса.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений.

68. Минимизация выброса NH3 путем контроля и регулирования pH абсорбционной жидкости и применения интенсивного абсорбционного оборудования.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений.

69. Оптимизация соотношения ретур / продукт.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений.

70.Точный температурный контроль стадий нейтрализации и сушки.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK-удобрений.

71.Использование современных систем очистки газов с санитарными ступенями очистки.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

72. Использование ЭФК на основе низкосортного фосфатного сырья.

73. Использование отходов и вторичных продуктов (конденсаты, сточные воды, граншлак, фосфогипс, шламы и т. д.).

74. Внедрение эффективных кондиционеров пылеподавителей и кондиционирующих смесей.

75. Внедрение частотных регуляторов (насосы, дробилки, мешалки, вентиляторы, барабаны.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

76. Внедрение трубчатых реакторов в процессе нейтрализации.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

77. Использование циклонов, рукавных фильтров (карманных фильтров — на складе сырья).

Объект внедрения: производство NP / NPS удобрений.

78. Использование современных топочно-горелочных устройств с современной системой КИПиА, обеспечивающих постоянный температурный контроль процесса сушки, полноты сжигания топлива и минимизацию образования оксидов азота.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

79. Использование кондуктивных теплообменников для охлаждения удобрений.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

80. Локальные системы аспирации от узлов пересыпок и транспортного оборудования.

81. Использование модифицирующих добавок.

82. Оборудование для плавного пуска барабанов.

83. Подбор соответствующего размера и типа грохота и дробилки.

84. Установка теплообменника для понижения температуры в верхнем контуре абсорбционной колонны.

Объект внедрения: производство нитроаммофоски.

85. Использование ленточных элеваторов.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

86. Контроль, регулировка и автоматизация стадий технологического процесса, влияющих на образование и выделение загрязняющих веществ (соотношение реагентов, температура, кислотность и др.).

87. Непрерывный контроль влажности готового продукта (на потоке).

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

88. Организация системы мониторинга выбросов при изменении режимов ведения процесса с корректировкой параметров производства.

Объект внедрения: производство NP / NPS / NPK удобрений.

89. Введение непрерывного контроля pH на выпуске сточных вод в заводскую сеть промливневой канализации.

Объект внедрения: производство азофоски, нитроаммофоски, ИАС.

90. Разработка технической документации регламентирующей использование побочных продуктов в качестве сырья и (или) товара.

Объект внедрения: производство удобрений.

91. Переход на локальную систему обеспечения сжатым воздухом.

92. Постоянный контроль и регулирование гранулометрического состава продукции.

93. Организация природоохранной деятельности на предприятии согласно требованиям законодательства.

94. Организация и внедрение непрерывной системы повышения квалификации производственного персонала.

Производство аммиачной селитры и известково-аммиачной селитры

95. Нагрев азотной кислоты соковым паром из нейтрализатора.

96. Нагрев газообразного аммиака паровым конденсатом из узла выпарки .

97. Предочистка выхлопов из донейтрализаторов от NH_3 и NH_4NO_3.

98.Предочистка паровоздушной смеси из выпарного аппарата от NH_3 и NH_4NO_3.

99.Очистка выхлопа смеси сокового пара из нейтрализаторов и воздуха отделения нейтрализации и выпарки гранбашни.

I ступень — промывка 15–20 % ным раствором NH_4NO_3, содержащим 10–15 %

II ступень — фильтрация паровоздушной смеси от аэрозольных частиц NH_4NO_3 и

100. Очистка запыленного воздуха со стадий гранулирования, охлаждения, классификации и дробления в циклонах.

101. Очистка воздуха от продукта и аммиака со стадии выпаривания в скрубберах.

Производство карбамида.

НДТ в области получения плава карбамида

102. Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида.

Объект внедрения: полный жидкостный рецикл.

103. Дистиллятор среднего давления (один аппарат) либо стриппер-дистиллятор.

Объект внедрения: полный жидкостный рецикл.

104. Дистиллятор низкого давления (единый аппарат).

Объект внедрения: полный жидкостный рецикл.

105. Рекуператор газов дистилляции .

Объект внедрения: полный жидкостный рецикл.

106. Абсорбер среднего давления.

Объект внедрения: полный жидкостный рецикл.

107. Модернизация атмосферного абсорбера .

Объект внедрения: полный жидкостный рецикл.

108. Комплект внутренних устройств в реактор синтеза карбамида .

Объект внедрения: стриппинг в токе CO_2.

109. Модернизация распределительного устройства раствора карбамида в стриппере.

Объект внедрения: стриппинг в токе CO_2.

110. Модернизация схемы работы карбаматного конденсатора (перевод в затопленный режим работы) .

Объект внедрения: стриппинг в токе CO_2.

111. Утилизация тепла абсорбции газов синтеза в узле выпаривания .

Объект внедрения: стриппинг в токе CO2.

112. Утилизация тепла конденсата пара, обогревающего стриппер, в дистилляторе среднего давления .

Объект внедрения: автостриппинг (в токе NH_3).

113. Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения.

Объект внедрения: автостриппинг (в токе NH3) Tecnimont.

114. Узел, включающий в себя:.

1. Двухступенчатую десорбцию, совмещенную в одном аппарате и подогревом острым паром.

2. Вертикальный двухзонный гидролизер с подогревом острым паром и с разделением газовой и жидкой фаз.

3. Рекуперативные теплообменники десорбера и гидролизера.

4. Затопленный конденсатор газов десорбции.

Объект внедрения: очистка сточных вод (универсальный узел для всех технологий).

115. Утилизация низкопотенциального пара путем его сжатия до более высоких параметров.

Объект внедрения: общие мероприятия.

116. Новый агрегат мощностью 300–600 т/сут.

Объект внедрения: новое строительство.

117. Новый агрегат мощностью 1500 т/с.

Объект внедрения: новое строительство.

НДТ в области получения твердых форм готового карбамида

118. Современная башня приллирования российской разработки.

Объект внедрения: любая технология получения высококонцентрированного плава.

119. Установка грануляции в КС фирмы Stamicarbon.

Объект внедрения: любая технология получения плава с концентрацией карбамида 98,5 % масс.

120. Установка кислотного улавливания аммиаксодержащих газов.

Объект внедрения: сдувки с примесью аммиака из технологических аппаратов.

Производство хлористого калия

1. Реконструкция аспирационной системы отделения обогащения СОФ БКПРУ 2

Объект внедрения: отделение обогащения.

122. Проведение исследований на объектах хвостового хозяйства калийных предприятий; предоставление исходных данных для расчетов объемов фильтрации.

Объект внедрения: шламохранилище.

123. Проведение гидрогеологических наблюдений (мониторинг подземных и поверхностных вод).

124. Использование для закладки выработанного пространства шахт галитоовых отходов и глинисто-солевых шламов.

125. Двухстадийная очистка отходящих газов сухим и мокрым способами.

126. Производство хлористого калия по комбинированной флото-галургической схеме с получением готового продукта с улучшенными физико-механическими свойствами и меньшими потерями хлористого калия с отходами производства.

127. Сухое дробление руды до флотационной крупности, уменьшающее переизмельчение руды, снижающего энергозатраты на рудоподготовку, уменьшающего количество образования галитовых отходов и глинисто-солевых шламов, пылимость готового продукта.

128. Проведение сгущения глинисто-солевых шламов в сгустителях специальных конструкций, обеспечивающего повышение содержания твердого в сгущенной суспензии до 40 % и уменьшающего объем шламов, направляемых на размещение.

129. Совместное обезвоживание галито-шламовых отходов флотационных галургических фабрик, устраняющих складирование отходов в виде солевых суспензий.

130. Замена труб-сушилок (ТС) на сушильные установки кипящего слоя фирмы «Ventilex» или «Биндер».

131. Удаление из сточных вод загрязняющих веществ в соответствии с их фазово-дисперсным составом;

132. Удаление из сточных вод соединений азота;

133. Удаление из сточных вод соединений фосфора;

134. Очистка сточных вод от неорганических солей (общей минерализации);

135. Очистка стоков (конденсата сокового пара) от аммиака в производстве удобрений на основе азотнокислотной переработки фосфатного сырья;

136. Очистка стоков (конденсата сокового пара) в производстве карбамида;

137. Очистка сточных вод производства экстракционной фосфорной кислоты;

138. Закачка в изолированные пласты горных пород

139. Сокращение водозабора и образования сточных вод

140. Использование автоматических средств определения расхода и качества сбрасываемых сточных вод;

141. Регулируемый сброс сточных, в том числе дренажных вод (в зависимости от региональной специфики гидрологического и гидрохимического режима водных объектов) для более полного использования ассимилирующего потенциала водных объектов – приемников. В целях обеспечения эффективного начального разбавления сточных в том числе дренажных вод в водных объектах необходима, в том числе, разработка рассеивающих водовыпусков специальной конструкции, учитывающих высокую плотность отводимых стоков.

Производственный экологический контроль

1. Производственный контроль в области охраны окружающей среды (производственный экологический контроль) осуществляется в целях обеспечения выполнения в процессе хозяйственной и иной деятельности мероприятий по охране окружающей среды, рациональному использованию и восстановлению природных ресурсов, а также в целях соблюдения требований в области охраны окружающей среды, установленных законодательством в области охраны окружающей среды.

2. Юридические лица и индивидуальные предприниматели, осуществляющие хозяйственную и (или) иную деятельность на объектах I категорий, разрабатывают и утверждают программу производственного экологического контроля, осуществляют про-

изводственный экологический контроль в соответствии с установленными требованиями, документируют информацию и хранят данные, полученные по результатам осуществления производственного экологического контроля.

3. Программа производственного экологического контроля для объектов I категории, указанных в пункте 9 ст. 67 7-ФЗ, дополнительно содержит программу создания системы автоматического контроля или сведения о наличии системы автоматического контроля, созданной в соответствии с настоящим Федеральным законом. [ст. 69,Федеральный закон от 10 января 2002 г. N 7-ФЗ "Об охране окружающей среды"]

Программа производственного экологического контроля формируется на основе сведений об инвентаризации:

- выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух и их источников;-сбросов загрязняющих веществ в окружающую среду и их источников;

- отходов производства и потребления и объектов их размещения.

Перечень загрязняющих веществ (ЗВ) в отношении которых осуществляется производственный экологических контроль (ПЭК) в части выбросов и сбросов ЗВ формируется с учетом следующих критериев (учитываются в Программе ПЭК):

1) высокотоксичные вещества, вещества, обладающие канцерогенными, мутагенными свойствами (вещества I, II класса опасности), при наличии таких веществ в выбросах, сбросах загрязняющих веществ;

2) загрязняющие вещества, характеризующие применяемые технологии и особенности производственного процесса на объекте, оказывающем негативное воздействие на окружающую среду (маркерные вещества);

3) загрязняющие вещества (в выбросах и сбросах), контролируемые средствами автоматического контроля выбросов и сбросов, отвечающие критериям, указанным в Постановлении Правительства РФ от 13.03.2019 N 262 Об утверждении Правил создания и эксплуатации системы автоматического контроля выбросов загрязняющих веществ и (или) сбросов загрязняющих веществ;

4) вещества в отношении которых применяются меры государственного регулирования в области охраны окружающей среды [Распоряжение Правительства РФ от 8 июля 2015 г. N 1316-р Об утверждении перечня загрязняющих веществ, в отношении которых применяются меры государственного регулирования в области охраны окружающей среды.

В План — график контроля не включаются источники (в части загрязняющих веществ) выброс от которых по результатам рассеивания не превышает 0,1 ПДК мр загрязняющих веществ на границе предприятия.

Из перечня ЗВ подлежащих обязательному инструментальному, аналитическому контролю (количественному химическому анализу) исключаются вещества участвующие в технологическом процессе (привнесённые вещества), а так же транзитные вещества (вещества поступающие в технологический процесс с сырьем, материалом и т.д. и удаляемые из него в виде компонентов выбросов, сбросов ЗВ) в неизменном виде, для которых в период предшествующий формированию актуализированной версии ПЭК соблюдалось следующее условие:

- измеренная концентрация определена на уровне (ниже нижней границы обнаружения применяемыми методиками выполнения измерений).

Производственный экологический контроль в части образования и обращения с технологическими отходами заключается в обеспечение соблюдения эффективности

реализуемых природоохранных и/или технологических мероприятий для веществ неизбежно образующихся в результате технологического процесса обработки сырья материалов и являющихся их составной частью и относится к веществам (в том числе как отходам) характеризующим реализуемые технологические процессы на на объектах первой категории.

В соответствии с Федеральным законом от 29.07.2018 N 252-ФЗ автоматический контроль является элементом ПЭК. Автоматический контроль является разновидностью инструментальных измерений контроля и к его осуществлению применяются соответствующие ограничения, указанные в 74 приказе МПР:

- отсутствие аттестованных в установленном законодательством Российской Федерации о единстве измерений порядке методик измерения загрязняющего вещества;

- отсутствие практической возможности проведения инструментальных измерений выбросов, в том числе высокая температура газовоздушной смеси, высокая скорость потока отходящих газов, сверхнизкое или сверхвысокое давление внутри газохода, отсутствие доступа к источнику выбросов;

- выбросы данного источника по результатам последней инвентаризации выбросов формируют приземные концентрации загрязняющих веществ или групп суммации в атмосферном воздухе на границе территории объекта менее 0,1 доли предельно допустимых концентраций.

Ограничением при осуществлении автоматического контроля выбросов могут быть требования промышленной безопасности и охраны труда, а также техническая невозможность осуществления автоматического контроля в условиях эксплуатации выбранных стационарных источников выбросов и (или) сбросов. (Постановление Правительства РФ от 13.03.2019 N 262).

Таблица Д.1 – Производственный экологический контроль выбросов. Основные контролируемые вещества и методы измерения

№	Контролируемые вещества	Метод контроля	Метод измерения
1	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NO_x)	Периодический непрерывный*	Фотометрический Фотоколориметрический Ионная хроматография Газохроматографический
2	Углерода оксид (CO)	Периодический, непрерывный*	Газохроматографический Метод реакционной хроматографии Метод недисперсионной инфракрасной спектрометрии
3	Серная кислота	Периодический	Турбидиметрический Спектрофотометрический
4	Серы диоксид (SO_2)	Периодический, непрерывный*	Фотоколориметрический Фотометрический Линейно-колористический метод Ультрафиолетовый Флуоресцентный Титриметрический

№	Контролируемые вещества	Метод контроля	Метод измерения
5	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор (F)	Периодический, непрерывный*	Потенциометрический Фотометрический
6	Аммиак (NH_3)	Периодический, непрерывный*	Ионная хроматография Фотометрический Титриметрический
7	Хлористый водород (HCl)	Периодический, непрерывный*	Фотометрический
* — непрерывный контроль загрязняющего вещества осуществляется в соответствии с правилами создания и эксплуатации систем автоматического контроля выбросов загрязняющих веществ и (или сбросов загрязняющих веществ (ПП РФ № 262 от 13.03. 2019 г.)			

Таблица Д.2 – Производственный экологический контроль сбросов. Основные контролируемые вещества и методы измерения

№ п/п	Контролируемые вещества	Метод контроля	Метод измерения
1	Аммоний-ион	Периодический	Фотометрический метод с реактивом Несслер
			Ионометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ИОН»
			Фотометрический метод в виде индофенолового синего
			С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
			Ионная хроматография
2	Калий	Периодический	Плазменно-эмиссионная спектрометрия
			С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
			ИСП-спектрометрия
			Атомно-эмиссионная спектрометрия с индуктивно связанной плазмой
			Ионная хроматография
			Пламенная фотометрия
3	Магний	Периодический	Ионная хроматография
			Атомно-эмиссионная спектрометрия с индуктивно связанной плазмой
			Атомно-абсорбционная спектрометрия
			ИСП-спектрометрия
			С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
			Комплексонометрическое титрование
4	Натрий	Периодический	Ионная хроматография
			Атомно-эмиссионная спектрометрия с индуктивно связанной плазмой

№ п/п	Контролируемые вещества	Метод контроля	Метод измерения
			ИСП-спектрометрия
			С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
			Плазменно-эмиссионная спектрометрия
			Пламенная фотометрия
5	Нитрат-анион	Периодический	Фотометрический метод с салициловой кислотой
			Фотометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ФОТО»
			Ионная хроматография
			С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
6	Нитрит-анион	Периодический	Фотометрический метод с реактивом Грисса
			Флуориметрический метод на анализаторе жидкости «ФЛЮОРАТ-02»
			Фотометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ФОТО»
			Ионная хроматография
			Фотоколориметрический
			С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
7	Сульфат-анион (сульфаты)	Периодический	Титрование солью бария в присутствии ортанилового К
			Титрование солью свинца в присутствии дитизона
			Ионная хроматография
			С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
			Турбидиметрический метод
			Гравиметрический метод
			Фотометрический
			Потенциометрический
8	Фосфаты (по фосфору)	Периодический	Фотометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ФОТО»
			Фотометрический метод с молибдатом аммония
			Ионная хроматография
			С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
			Фотометрический метод

№ п/п	Контролируемые вещества	Метод контроля	Метод измерения
9	Фторид-анион	Периодический	Ионометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ФОТО»
			Ионная хроматография
			С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
			Потенциометрический метод
			Фотометрический метод с лантан (церий) ализаринкомплексоном
10	Хлорид-анион (хлориды)	Периодический	Ионометрический метод в проточно-инжекционном и проточном режимах на анализаторе «ПИА-ФОТО»
			Аргентометрический метод
			Меркуриметрический метод
			Фотометрический
			С использованием капиллярного электрофореза «КАПЕЛЬ»
			Ионная хроматография
11	ХПК	Периодический, непрерывный*	Бихроматный Фотометрический Спектрофотометрический
12	pH	Периодический, непрерывный*	Потенциометрический метод
13	Взвешенные вещества	Периодический	Фотометрический Гравиметрический Фотоколориметрический
* — непрерывный контроль загрязняющего вещества осуществляется в соответствии с правилами создания и эксплуатации систем автоматического контроля выбросов загрязняющих веществ и (или сбросов загрязняющих веществ (ПП РФ № 262 от 13.03. 2019 г.)			

Таблица Д.3 – Перечень технологических показателей при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот для выбросов загрязняющих веществ

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
Аммиак	Производство аммиака из природного газа мощностью 1360÷2000 т в сутки в однолинейном агрегате на базе парового каталитического риформинга в прямоточной трубчатой печи и вторичного паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 210÷300 ати по циркуляционной схеме (АМ-70, АМ-76, ТЕС)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,89	
		Углерода оксид	кг/т	1,41	
	Производство аммиака из природного газа мощностью 1240÷1300 т в сутки в однолинейном агрегате на базе парового каталитического риформинга в противоточной трубчатой печи и вторичного паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 270÷300 ати по циркуляционной схеме (Chemico)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,404	
		Углерода оксид	кг/т	1,56	
	Производство аммиака (в том числе совмещенное с производством метанола) из природного газа на базе парового каталитического риформинга и паро-воздушного риформинга с отделением очистки и подготовки синтез-газа, с синтезом аммиака под давлением 128,7÷190 ати по циркуляционной схеме	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	0,69	
		Углерода оксид	кг/т	0,3	
	Производство аммиака из природного газа по технологии Linde Ammonia Concept (LAC®)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	0,224	
		Углерода оксид	кг/т	0,15	

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
Аммиак	Производство аммиака из природного газа мощностью до 3000 т в сутки в однолинейном агрегате на базе технологии KBR (с применением технологии Purifier)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	0,400	
		Углерода оксид	кг/т	0,78	
Серная кислота	Производство серной кислоты из твердой и жидкой серы	Серы диоксид (SO_2)	кг/т 100 % H2SO4	1,67	Сернокислотные системы одинарного контактирования с очисткой хвостовых газов. Очистка отходящих газов растворами сульфита-бисульфита аммония
		Серная кислота (SO_3, туман и брызги серной кислоты в пересчете на H_2SO_4)	кг/т 100 % H2SO4	0,15	
Серная кислота	Производство серной кислоты из твердой и жидкой серы	Серы диоксид (SO_2)	кг/т 100 % H2SO4	3,3	Сернокислотные установки ДКДА, включая системы с утилизацией тепла абсорбции. Без очистки
		Серная кислота (SO_3, туман и брызги серной кислоты в пересчете на H_2SO_4)	кг/т 100 % H2SO4	0,15	
ЭФК	Дигидратный процесс	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор (F)	кг/т P_2O_5	0,12	В зависимости от используемого фосфатного сырья

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
ЭФК	Полугидратный процесс	Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор (F)	кг/т P_2O_5	0,049	
Азотная кислота	АК-72, АК-72М: каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при давлении 0,412 МПа (4,2 кгс/см^2) (абс) и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 1,0791 МПа (11 кгс/см^2) (абс)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,11	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,46	
Азотная кислота	УКЛ-7: каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при давлении 0,716 МПа (7,3 кгс/см^2) (абс) и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 0,716 МПа (7,3 кгс/см^2) (абс)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,14	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,76	
Азотная кислота	1/3,5 ата: каталитическое окисление аммиака кислородом воздуха при атмосферном давлении и абсорбция окислов азота конденсатом водяного пара при давлении 0,35 МПа (3,5 кгс/см^2) (абс.)	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,50	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,52	
Азотная кислота	Совместная эксплуатация двух технологий производства азотной кислоты (двух агрегатов УКЛ-7 и трех агрегатов 1/3,5) в составе одного объединенного производства	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,31	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,554	
Азотная кислота	Совместная эксплуатация двух технологий производства азотной кислоты (состоящий из двух агрегатов УКЛ-7 и одиннадцати агрегатов 1/3,5) в составе одного объединенного производства	Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	1,45	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,73	
NP / NPS / NPK / NK	На основе сернокислотной переработки фосфатного сырья	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,58	

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
			кг/т	2,9	При совместной эксплуатации NP/NPS производств с выпуском NPS-удобрений с высоким мольным отношением NH3/H3PO4
		Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) (F)	кг/т	0,17	
NP / NPK / NPKS	На основе азотнокислотного разложения фосфатного сырья	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,77	
		Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) (F)	кг/т	0,018	
		Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	0,6	
Жидкое комплексное удобрение (ЖКУ)	Аммонизация фосфорной кислоты	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,0028	
		Фториды газообразные (гидрофторид, кремний тетрафторид) (в пересчете на фтор) (F)	кг/т	0,00029	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	2,6	

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
PK / PKS / NPKS	Нейтрализация фосфорной кислоты карбонатом кальция и смешение с хлористым калием	Азота диоксид (NO_2)	кг/т	0,6	
		Хлористый водород (HCl)	кг/т	0,175	
CNS / NS	Кальцийазотосульфат, азотосульфат (сульфонитрат, нитросульфат аммония, сульфат-нитрат аммония)	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,6	
		Азота диоксид и азота оксид суммарно (NOx)	кг/т	0,49	
NS	Жидкое NS удобрение, полученное смешением растворов (карбамида, нитрата и сульфата аммония)	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,0083	
Калий хлористый различных марок	Производство хлористого калия галургическим или флотационным способом	Азота диоксид (NO_2)	кг/т	0,78	
		Серы диоксид (SO_2)	кг/т	0,17	
Сульфат калия	Сернокислотное разложение карбоната калия	Серная кислота (H_2SO_4)	кг/т	0,054	
Сульфат аммония	Сульфат аммония кристаллический из производства капролактама	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,016	
Сульфат аммония гранулированный	Гранулированный сульфат аммония методом компактирования	Сульфат аммония $[(NH_4)_2SO_4]$	кг/т	0,91	
Сульфат аммония кристаллический	Кристаллический сульфата аммония методом реакционной кристаллизации	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,0145	
Нитрат калия	Производство нитрата калия на основе нитрата натрия и хлористого калия/ производство нитрата калия на основе аммиачной селитры и хлористого калия	Нитрат калия (KNO_3)	кг/т	0,685	
	Сернокислотное разложение и смешение компонентов				

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
Калийно — магниевое удобрение (калимаг)		Хлористый водород (HCl)	кг/т	1,06	
Аммиачная селитра	АС-72, АС-72М	Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3	кг/т	1,88	
				3,1	При совместном производстве с азотфосфатом
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,68	
	АС-67	Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3	кг/т	2,03	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,72	
	АС-60 АС-60 М (в том числе при совместном производстве аммиачной селитры в аппаратах ИТН и скрубберах-нейтрализаторах в составе одного объединенного производства)	Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3	кг/т	5,05	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	7,78	
Известково-аммиачная селитра	Смешение упаренного раствора ммиачной селитры с карбонатом кальция, грануляция и сушка	Аммиачная селитра (аммоний нитрат) NH_4NO_3	кг/т	1,35	
		Аммиак (NH_3)	кг/т	0,89	
		Аммиак (NH_3)	кг/т готового продукта	0,01	Смешение растворов

Продукт	Технология	Наименование загрязняющего веществ	Единица измерения	Значение, не более	Примечание
Карбамидо-аммиачная смесь (КАС)	Смешение раствора аммиачной селитры и раствора карбамида (в некоторых случаях всключает ситадии аммонизации азотной кислоты и упаривания праствора аммиачной селитры	Аммиак (NH_3)	кг/т готового продукта	0,73	В случае включения в производство узлов нейтрализации и выпарки раствора аммиачной селитры
Аммиак водный технический (аммиачная вода)	Получение аммиачной воды абсорбцией аммиака водой	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,17	
Карбамид	Stamicarbon (AK-70) с полной или частичной реконструкцией URECON®2006 + новая или реконструированная башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,81	
Карбамид	Stamicarbon (AK-70) с незамкнутым циклом без усовершенствований + старая башня и грануляция	Аммиак (NH_3)	кг/т	10,9	
Карбамид	TEC + старая башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	2,37	
Карбамид	Стриппинг в токе CO_2 + новая башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,873	
Карбамид	Стриппинг в токе CO_2 + старая башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	0,886	
Карбамид	Стриппинг в токе CO_2 + грануляция	Аммиак (NH_3)	кг/т	2,13	
Карбамид	Автостриппинг + старая башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,87	
Карбамид	Автостриппинг + грануляция	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,444	
Карбамид	Tecnimont + старая башня	Аммиак (NH_3)	кг/т	2,17	
Карбамид с серой	Карбамид с серой на основе карбамида и сульфата аммония с использованием аппаратов КС	Аммиак (NH_3)	кг/т	1,01	

Таблица Д.4 – Перечень технологических показателей при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот для сбросов загрязняющих веществ

Вид сточных вод	Наименование загрязняющего вещества	Единица измерения	Значение, не более
Азотсодержащие сточные воды после очистки на биологических/биохимических очистных сооружениях	Аммоний-ион (NH_4^+)[1]	мг/л	15
	Нитрат-анион (NO_3^-)[1]	мг/л	120 250[8)]
	Нитрит-анион (NO2-)[1]	мг/л	3,3
	Химическое потребление кислорода (ХПК) [1]	мг/л	100
	Фосфаты (по фосфору)[1,2]	мг/л	2,8 10 [9)]
	Взвешенные вещества	мг/л	35[4] 50[10]
Фосфор- и фторсодержащие сточные воды, после очистки методом нейтрализации известковым молоком	Аммоний-ион (NH_4^+)[1]	мг/л	15[11)]
	Фторид – анион	мг/л	11[2]
	Сульфат-анион (сульфаты) (SO_4^{2-})	мг/л	500
	Фосфаты (по фосфору)[1,2]	мг/л	3
Сточные воды производства калийных удобрений	Хлорид-анион (хлориды), Cl^-	кг/т	152,02
	Натрий	кг/т	60,94
	Калий	кг/т	33,75
	Магний (при наличии в сырье)	кг/т	4,0
Для ливневых и дренажных вод после механической очистки	Аммоний-ион ($NH4^+$)[3]	мг/л	12
	Взвешенные вещества	мг/л	35[4]
Для продувок водооборотных циклов и процессов первичной водоподготовки	Взвешенные вещества	мг/л	35[4]
	Фосфаты (по фосфору)[5]	мг/л	2[2]
	Сульфат-анион (сульфаты) ($SO4^{2-}$)[12]	мг/л	500
Для процессов химической подготовки и обессоливания	Взвешенные вещества	мг/л	35[4]
	Сульфат-анион (сульфаты) ($SO4^{2-}$)[6]	мг/л	500/3500[7]
[1)] - показатель при реализации очистки сточных вод на биологических/биохимических очистных сооружений;			

[2] - показатель при реализации кислотного разложения фосфатного сырья;

[3] - при необходимости (при наличии источников образования ЗВ) ;

[4] - допустимое приращение к фону;

[5] - в случае применения фосфорсодержащих реагентов при обработке оборотной воды;

[6] - при наличии сернокислотной обработки ионообменных смол;

[7] - для случая, когда стоки от процессов водоподготовки направляются для сброса отдельным потоком, не смешиваясь с ливневыми, дренажными и другими водами

[8] – в случае применения только процесса нитрификации

[9] - для очистки с использованием активного ила большого возраста, предназначенного для предотвращения влияния токсичных компонентов промышленных сточных вод

[10] Для очистных сооружений при очистке сточных вод от районов канализования, в которых не предусмотрена система ливневой канализации, что приводит к увеличению расхода сточных вод

[11] - при наличии на промплощадке сточных вод от производств NP удобрений

[12] - в случае применения фосфорсодержащих реагентов при обработке водооборотных циклов

Библиография

1. Прокошев, В. В., Дерюгин, И. П. Калий и калийные удобрения. – М. : Ледум, 2000. – 189 с.

2. Позин, М. Е. Технология минеральных удобрений. – Л. : Химия, 1974. – 375 с.

3. Справочник по растворимости солевых систем. Труды ВНИИГ. – Л. : Химия, 1975.

4. Кашкаров, О. Д., Соколов, И. Д. Технология калийных удобрений. – Л. : Химия, 1978.

6. Пермяков, Р. С., Соколов, И. Д. [и др.] Галургия. – Л. : Химия, 1983. – 255 с.

7. Переработка природных солей и рассолов / под ред. Соколова И. Д. – Л. : Химия, 1985. – С. 32–40.

8. Kirby, J. E. Процесс флотации. Патент США № 62377 от 4 февраля 1936 г.

9. Singewald, A. Zum gegenwärtigen Stand der Erkenntnisse in der Salzflotation, Teil II. – Chem.-Ingenieur-Technik. – 1961. – Vol. 33. – S. 558–572/

10. Желнин, А. А. Теоретические основы и практика флотации солей. – Л. : Химия, 1973/

11. Александрович? Х М. Основы применения реагентов при флотации калийных руд. – Минск : Наука и техника, 1973.

12. Титков, С. Н. Мамедов, А. И., Соловьев, Е. И. Обогащение калийных руд. – М. : Недра, 1982.

13. Мещеряков, Н. Ф. Флотационные машины и аппараты. – М. : Недра, 1982. – 140 с.

14. Иваницкий, В. В., Классен, П. В., Новиков, А. А. [и др.] Фосфогипс и его использование. – М. : Химия, 1990. – 224 с.

15. Ахмедов, М. А., Атакузиев, Т. А. Фосфогипс. Исследование и применение. – Ташкент : «Фан» УзССР, 1980. – 172 с.

16. Гипс и фосфогипс // Труды НИУИФ. – Вып. 160. – М. : НИУИФ, 1958. – 304 с.

17. Использование фосфогипса в народном хозяйстве // Труды НИУИФ. – Вып. 243. – М. : НИУИФ, 1983. – 192 с.

18. Исследования по использованию фосфогипса // Труды НИУИФ. – Вып. 256. – М. : НИУИФ, 1989. – 320 с.

19. Фосфогипс : хранение и направления использования как крупнотоннажного вторичного сырья : материалы Второй международной конференции, 18 мая 2010 г. / сост. В. И. Суходолова. – М., 2010. – 192 с.

20. Kouloheris, A. P. Chemical Nature of Phosphogypsum as Produced By Various Wet Process Phosphoric Acid Processes // Phosphogypsum. Proceedings of the International Symposium on Phosphogypsum. Utilization and/or Disposal of Phosphogypsum Potential Barriers to Utilization. Lake Buena Vista, Florida (5–7 November 1980). – Bartow : Florida Institute of Phosphate Research, 1987. – P. 8–33.

21. ГОСТ 125-79. Вяжущие гипсовые. Технические условия.

22. ТУ 5743-131-55145272-2003. Фосфогипс.

23. ТУ 2141-677-00209438-2004. Фосфогипс для производства строительных материалов.

24. ТУ 2141-693-00209438-2015. Гипс технический.

25. ТУ 113-08-48-57-89. Вяжущее ангидритовое из фосфогипса.

26. ГОСТ 30515-97. Цементы. Общие технические условия.

27. ТУ 2141-003-47752606-2007. Фосфогипс гранулированный – регулятор срока схватывания цемента.

28. ТУ 113-08-418-94. Фосфогипс для сельского хозяйства.

29. Рекомендации по использованию фосфогипса для мелиорации солонцов. – М. : ГНУ Почвенный институт им. В. В. Докучаева РАСХН, 2006. – 48 с.

30. Государственный каталог пестицидов и агрохимикатов, разрешенных к применению на территории Российской Федерации. – М., 2013. – 708 с.

31. СНиП 2.05.02-85. Автомобильные дороги.

32. ГОСТ 25607-94. Смеси щебеночно-гравийно-песчаные для покрытий и оснований автомобильных дорог и аэродромов. Технические условия.

33. ТУ 2141-688-00209438-2008. Фосфополугидрат сульфата кальция для строительства автомобильных дорог.

34. ТУ 5744-144-05015182-2010. Фосфогипс для строительства автомобильных дорог.

35. Методические рекомендации по устройству оснований дорожных одежд с использованием свежего фосфополугидрата сульфата кальция. – М. : СОЮЗДОРНИИ, 1987.

36. Методические рекомендации по применению фосфодигидрата сульфата кальция при строительстве автомобильных дорог. – М. : СОЮЗДОРНИИ, 1989.

37. Земельные ресурсы СССР. Часть 1. – М., 1990. – 260 с.

38. Новикова, А. В. Исследования засоленных и солонцовых почв: генезис, мелиорация, экология. Избранные труды. – Харьков : КП «Друкарня № 13», 2009. – 720 с.

39. Нормативы расхода гипсосодержащих материалов при химической мелиорации солонцовых почв на 1990–1995 годы. – М. : Почвенный институт им. В. В. Докучаева, 1990. – 36 с.

40. ГОСТ 2081-2010. Карбамид. Технические условия.

41. Сергеев, Ю. А., Кузнецов, Н. М., Чирков, А. В. Карбамид: свойства, производство, применение. –Н. Новгород : Кварц, 2015.

42. Горловский, Д. М., Альтшулер, Л. Н., Кучерявый, В. И. Технология карбамида. – Л. : Химия, 1981.

43. ГОСТ 2081-75 Карбамид. – Переиздание Е. – М. : Госкомитет СССР по стандартам ; Издательство стандартов, 1985.

44. Сергеев, Ю. А. Эффективная система очистки больший объемов газа от пыли и окислов // Пылеочистка-2012 : Пятая международняя конференция. – М. : ООО «ИНТЕХЭКО», 2012. – С. 73–74.

45. Харлампович, Г. Д., Кудряшова, Р. И. Безотходные технологические процессы в химической промышленности. – М. : Химия, 1978. –С. 195.

46. Чеблаков, Н. В. Технологическое перевооружение низких грануляционных башен // NITROGEN+SYNGAS-2011, 21–24 February 2011. – Hilton Dusseldorf, Germany, preprints. – P. 223–230.

47. Сергеев, Ю. А. Реконструкция башен приллирования : доклад на научно-практической конференции «Карбамид и продукты на его основе», 16–18 июня 2013 г., г. Дзержинск // Научно-технические новости. – Спецвыпуск II «ИНФОХИМ». – 2003.– С. 35–40.

48. Dirks, W., Tillaart, H., Higgins, B. High-Efficiency Scrubbing Technology for Urea Fluid-Bed Granulator Exhaust Gas // The World's Leading Annual Conferense and Exhibiton «Nitrogen+Syngas-2014». – France. – 2014. – P. 205–216.

49. Чеблаков, Н. В., Сергеев, Ю. А., Солдатов, А. В. Новая технология ОАО «НИИК» для получения товарной формы карбамида и удобрений на его основем // Газохимия. – 2010. – Май–июнь. – С. 24–27.

50. Солдатов, А. В., Ермолаев, Д. А. Промышленная реализация технологии докатки приллированного карбамида на Кемеровском ОАО «Азот» // Карбамид-2015 : Восьмая Международная научно-практическая конференция. – Дзержинск : ОАО «НИИК». – С. 34–43.

51. Патент РФ №RU 2514306 C1. Способ получения фосфорно-калийного гранулированного удобрения / Ю. Д. Черненко, А.М. Норов, К.Н. Овчинникова, А.С. Малявин, Д.А. Пагалешкин [и др.]. – 27.04.2014.

52. Черненко, Ю. Д., Норов, А. М., Гришаев, И. Г. [и др.] Возможности интенсификации производства комплексных фосфорсодержащих удобрений // Химическая техника. – 2011. – № 10. – С. 10–15.

53. Гришаев, И. Г., Норов, А. М., Малявин, А. С. Создание и внедрение реакторов в производстве фосфатов аммония // Труды НИУИФ. – М., 2009. – С. 330–335.

54. Гришаев, И. Г., Назирова, Л. З., Федюшкин, Б. Ф. Способы аммонизации в технологии минеральных удобрений. – М. : НИИТЭХИМ, 1988.

55. Гришаев, И. Г., Норов, А. М., Гумбатов, М. О. Современные реакторы в производстве фосфатов аммония // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2008. – № 11. – С. 10–13.

56. Гришаев, И. Г. Основные направления модернизации аппаратуры технологии фосфорсодержащих удобрений и солей // Труды НИУИФ. – М., 2004. – С. 322–329.

57. Гришаев, И. Г. Новое в технике и технологии фосфорсодержащих удобрений // Труды НИУИФ. – М., 2014. – С. 375–382.

58. Гришаев, И. Г. Аппараты для охлаждения гранулированных удобрений // Труды НИУИФ. – М., 2014. – С. 383–387.

59. Гришаев, И. Г. Совершенствование промышленных холодильников сыпучих материалов // Труды НИУИФ. – М., 2009. – С. 158–167.

60. Евграшенко, В. В., Норов, А. М. Разработка систем абсорбции в производстве минеральных удобрений // Химическая промышленность сегодня. – 2012. – № 12. – С. 45–47.

61. Евграшенко, В. В., Орлов, М. А., Николаев, А. А. Пенный скоростной аппарат в производстве минеральных удобрений // Труды НИУИФ. – М., 2009. – С. 328–329.

62. Норов, А. М., Гришаев, И. Г., Малявин, А. С., Овчинникова, К. Н. Состояние и перспективы развития производства фосфорсодержащих удобрений в Российской Федерации // Труды НИУИФ. – М., 2009. – С. 47–56.

63. Норов, А. М., Овчинникова, К. Н., Малявин, А. С., Пагалешкин, Д. А., Федотов, П. С., Петропавловский, И. А. Разработка технологии фосфорно-калийных удобрений с использованием карбонатов калия и кальция // Химическая технология. – 2014. – № 2. – С. 75–79.

64. Казак, В. Г., Бризицкая, Н. М., Малявин, А. С., Букколини, Н. В. Развитие направления азотнокислотных методов переработки фосфатного сырья в НИУИФ // Труды НИУИФ. – М., 2009. – С. 57–60.

65. Овчинникова, К. Н. Технология высокоэффективных удобрений для малых предприятий // Труды НИУИФ. – М., 2009. – С. 126–128.

66. Патент РФ №RU2532931C1. Комплексное удобрение для льна и способ его получения / А. М. Норов, К. Н. Овчинникова, О. Ю. Сорокина, Н. Н. Кузьменко [и др.]. – Опубл. 20.11.2014.

67. Норов, А. М., Овчинникова, К. Н., Малявин, А. С. [и др.] Влияние концентрации ЭФК и содержания в ней примесей фтора и магния на физические свойства фосфатов аммония // Химическая технология. – 2012. – Т. 13. – № 10. – С. 577–586.

68. Патент РФ №RU 2471756 C1. Способ снижения слеживаемости удобрений на основе фосфатов аммония / Ю. Д. Черненко, А. М. Норов, К. Н. Овчинникова, А. С. Малявин, Г. С. Размахнина, Д. А. Пагалешкин, И. Г. Гришаев, А. Б. Грибков. – Опубл. 20.05.2012.

69. Патент РФ №RU2462419C1. Способ утилизации побочных продуктов, получаемых при производстве экстракционной фосфорной кислоты / А. М. Норов, В. В. Долгов, А. С. Малявин, Н. М. Бризицкая [и др.]. – Опубл. 27.09.2012.

70. Цикин, М. Н., Бризицкая, Н. М., Букколини, Н. В., Норов, А. М., Долгов, В. В. Ресурсосберегающая технология конверсии кремнефтористоводородной кислоты и фосфогипса с получением сульфата аммония // Труды НИУИФ. – М., 2014. – С. 522–527.

71. Цикин, М. Н., Бризицкая, Н. М., Долгов, В. В., Норов, А. М. Переработка кремнефтороводородной кислоты — отхода производства ЭФК — в товарные продукты // Труды НИУИФ. – М., 2014. – С. 535–538.

72. Фельтен, Н. Aumund Foerdertechnik GmbH. Прием, хранение, отгрузка и подача искусственного гипса на заводе компании British Gypsum // Цемент и его применение. – 2010. – Июль–август.

73. Евграшенко, В. В., Орлов, М. А. Практический опыт аппаратурного оформления систем абсорбции в производстве сложных удобрений // Химическая промышленность сегодня. – М., 2006. – № 7.

74. Евграшенко, В. В. Разработка систем очистки газов в производстве минеральных удобрений и фосфорной кислоты // Труды НИУИФ 1919–2014, – М., 2014. – С. 396–401.

75. Эвенчик, С. Д., Бродский, А. А. Технология фосфорных и комплексных удобрений. – М. : Химия, 1987. – 464 с.

76. Бабкин, В. В., Бродский, А. А. Фосфорные удобрения России. – М. : ТОО «Агрохим-принт», 1995. – 464 с.

77. Дохолова, А. Н., Кармышов, В. Ф., Сидорина, Л. В. Производство и применение аммофоса. – М. : Химия, 1977. – 240 с.

78. Борисов, В. М., Аникина, Ю. В., Гальцов, А. В. Физико-химические основы получения сложных фосфорсодержащих удобрений : справочное пособие. – М. : Химия, 1983. – 144 с.

79. Кочетков, В. Н. Фосфорсодержащие удобрения : справочник. – М. : Химия, 1982. – 400 с.

80. Соколовский, А. А., Унанянц, Т. П. Краткий справочник по минеральным удобрениям. – М. : Химия, 1977. – 376 с.

81. Дохолова, А. Н., Кармышов, В. Ф., Сидорина, Л. В. Производство и применение фосфатов аммония. – М. : Химия, 1986. – 256 с.

82. Кувшинников, И. М. Минеральные удобрения и соли : свойства и способы их улучшения. – М. : Химия, 1987. – 256 с.

83. Марголис, Ф. Г., Унанянц, Т. П. Производство комплексных удобрений. – М. : Химия, 1968. – 203 с.

84. Кононов, А. В., Стерлин, В. Н., Евдокимова, Л. И. Основы технологии комплексных удобрений. – М. : Химия, 1988. – 320 с.

85. Копылев, Б. А. Технология экстракционной фосфорной кислоты. – Л. : Химия, 1972. – 311 с.

86. Иванов, М. Е., Олевский, В. М., Поляков, Н. Н. Технология аммиачной селитры. – М. : Химия, 1978. – 311 с.

87. Зайцев, В. А., Новиков, А. А., Родин, В. Н. Производство фтористых соединений при переработке фосфатного сырья. – М. : Химия, 1982. – 248 с.

88. Кармышов, В. Ф. Химическая переработка фосфоритов. – М. : Химия, 1983. – 304 с.

89. Позин, М. Е. Технология минеральных солей. Часть 1. – Л. : Химия, 1970. – 792 с.

90. Позин, М. Е. Технология минеральных солей. Часть 2. – Л. : Химия, 1970. – С. 793–1558.

91. Мурадов, Г. С., Шомин, И. П. Получение гранулированных удобрений прессованием. – М., 1985. – 208 с.

92. Скоробогатов, В. А. Минеральные удобрения Европейского Союза : справочник. Физико-химические свойства. Методы определения. – Таллин, 2009. – 577 с.

93. Скоробогатов, В. А. Минеральные удобрения. Перегрузка на портовых терминалах : справочное пособие. – 3-е дополненное издание. – Таллин, 2009. – 603 с.

94. Позин, М. Е., Копылев, Б. А., Белов, В. Н., Ершов, В. А. Переработка фосфоритов Каратау. – Л. : Химия, 1975. – 272 с.

95. Олевский, В. М. Технология аммиачной селитры. – М. : Химия, 1978. – 312 с.

96. Чернышев, А. К., Левин, Б. В., Туголуков, А. В., Огарков, А. А., Ильин, В. А. Аммиачная селитра : свойства, производство, применение. – М., 2009. – 544 с.

97. Казакова, Е. А. Гранулирование и охлаждение азотсодержащих удобрений. – М. : Химия, 1980. – 285 с.

98. Позин, М. Е., Копылев, Б. А. Новые исследования по технологии минеральных удобрений. – Л. : Химия, 1970. – 280 с.

99. Шапкин, М. А., Завертяева, Т. И., Зинюк, Р. Ю. [и др.] Двойной суперфосфат : технология и применение. – Л. : Химия, 1987. – 216 с.

100. Копылов, В. А., Завертяева, Т. И., Андрейченко, А. М. [и др.] Производство двойного суперфосфата. – М. : Химия, 1976. – 192 с.

101. Кочетков, С. П., Смирнов, Н. Н., Ильин, А. П. Концентрирование и очистка экстракционной фосфорной кислоты. – Иваново, 2007. – 304 с.

102. Соколовский, А. А., Яшке, Е. В. Технология минеральных удобрений и кислот. – М. : Химия, 1974. – 456 с.

103. Гришаев, И. Г., Назирова, Л. З., Федюшкин, Б. Ф. Способы аммонизации в технологии минеральных удобрений. – М. : НИИТЭХИМ, 1988.

104. Классен, П. В., Гришаев, И. Г. Основные процессы технологии минеральных удобрений. – М. : Химия, 1990. – 304 с.

105. Справочный документ по наилучшим доступным технологиям (НДТ) крупнотоннажного производства неорганических химических веществ — аммиак, кислоты и удобрения. – Европейская комиссия. – 2007. – Август.

106. Классен, П. В., Гришаев, И. Г. Основы техники гранулирования. – М. : Химия, 1982. – 272 с.

107. Классен, П. В., Гришаев, И. Г., Шомин, И. П. Гранулирование. – М. : Химия, 1991. – 240 с.

108. Рамм, В. М. Абсорбция газов. – М. : Химия, 1976. – 656 с.

109. Ковалев, О. С., Мухленов, И. П., Туболкин, А. Ф. [и др.] Абсорбция и пылеулавливание в производстве минеральных удобрений. – М. : Химия, 1987. – 208 с.

110. Дубинская, Ф. Е., Лебедюк, Г. К. Скруберы вентури. Выбор, расчет, применение. – М. : ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1977.

111. О внесении изменений в Федеральный закон «Об охране окружающей среды» и отдельные законодательные акты Российской Федерации» : Федеральный закон от 21.07.2014 N 219-ФЗ (ред. от 29.12.2014).

112. ГОСТ Р 56828.15-2016. Наилучшие доступные технологии. Термины и определения.

113. ГОСТ Р 56828.13-2016. Наилучшие доступные технологии. Формат описания технологий.

114. Об утверждении методических рекомендаций по определению технологии в качестве наилучшей доступной технологии : Приказ Минпромторга России от 23.08.2019 № 3134.

115. Левин, Б. В. НДТ в российской отрасли минеральных удобрений — новые принципы регулирования и стимулирования развития // Наилучшие доступные технологии. Применение в различных отраслях промышленности : сборник статей 2. – М. : Изд-во «Перо», 2015. – С. 25–45.

116. Выбор базовых показателей для социально-гигиенического мониторинга (атмосферный воздух населенных мест) : методические указания. МУ 2.1.6.792-99.

117. Об утверждении перечня загрязняющих веществ, в отношении которых применяются меры государственного регулирования в области охраны окружающей среды : Распоряжение Правительства РФ № 1316-р от 08.07.2015.

118. Выбор базовых показателей для социально-гигиенического мониторинга (атмосферный воздух населенных мест) : методические указания. МУ 2.1.6.792-99.

119. ОНД 90. Руководство по контролю источников загрязнения атмосферы. Часть I. Часть II. Постановление № 8 от 30 октября 1990 г.

120. Информационное письмо о списке приоритетных веществ, содержащихся в окружающей среде, и их влиянии на здоровье населения № И/109-111 / Министерство здравоохранения РФ. – 1997. – 7 августа.

121. Руководство по охране окружающей среды, здоровья и труда для производства больших объемов неорганических веществ и перегонки каменноугольной смолы. IFC. – Группа всемирного банка. – 10 декабря 2007. – 36 с.

122. О состоянии и об охране окружающей среды Российской Федерации в 2013 году : Государственный доклад / Министерство природных ресурсов и экологии РФ, 2014. – 463 с.

123. Вековшинина, С. А. Обоснование приоритетов при формировании доказательной базы в системе «среда – здоровье» в условиях химического загрязнения // Известия Самарского научного центра Российской академии наук. – 2011. – Т. 13. – № 1. – С. 1844–1847.

124. Промышленная экология / под ред. В.В. Денисова. – М.–Ростов-на-Дону, 2009. – 720 с.

125. Руководство по охране окружающей среды, здоровья и труда для производства фосфорных удобрений. IFC. – Группа всемирного банка. – 30 апреля 2007. – 27 с.

126. Калыгин, В. Г. Промышленная экология. – М. : Издательский центр «Академия», 2004. – 432 с.

127. Семенова, И. В. Промышленная экология. – М. : Издательский центр «Академия», 2009. – 528 с.

128. Торочешников, Н. С., Родионов, А. И., Кельцев, Н. В., Клушин, В. Н. Техника защиты окружающей среды : учебное пособие для вузов. – М. : Химия, 1981. – 368 с.

129. Требования к технологическим регламентам химико-технологических производств : Приказ Ростехнадзора № 631 от 31.12.2014 г.

130. Об охране окружающей среды : Федеральный закон от 10.01.2002 N 7-ФЗ (ред. от 28.11.2015) (с изм. и доп., вступ. в силу с 01.01.2016).

131. О промышленной безопасности опасных производственных объектов : Федеральный закон от 21 июля 1997 г. N 116-ФЗ.

132. ГОСТ Р ИСО 9096-2006. Выбросы стационарных источников. Определение массовой концентрации твердых частиц ручным гравиметрическим методом.

133. Об утверждении перечня измерений, относящихся к сфере государственного регулирования обеспечения единства измерений и выполняемых при осуществлении деятельности в области охраны окружающей среды, и обязательных метрологических требований к ним, в том числе показателей точности измерений : Приказ министерства природных ресурсов и экологии РФ № 425 от 07.12.2012 г.

134. ГОСТ Р 8.000-2000. Государственная система обеспечения единства измерений. Основные положения.

135. Требования к технологическим регламентам химико-технологических производств : Приказ Ростехнадзора № 631 от 31.12.2014 г.

136. ГОСТ Р 8.589-2001. Контроль загрязнений окружабщей среды. Метрологическое обеспечение. Основные положения.

137. ГОСТ Р ИСО 50001-2012. Системы энергетического менеджмента. Требования и руководство по применению.

138. ГОСТ 5542-2014. Газы горючие природные промышленного и коммунально-бытового назначения. Технические условия.

139. ГОСТ 2184-2013. Кислота серная техническая. Технические условия.

140. ГОСТ Р 56828.44-2018. Наилучшие доступные технологии. Производство аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот. Выбор маркерных веществ для выбросов в атмосферу от промышленных источников.

141. Норов, А. М., Долгов, В. В., Малявин, А. С., Бризицкая, Н. М., Букколини, Н. В., Цикин, М. Н. [и др.] Способ утилизации побочных продуктов, получаемых при производстве экстракционной фосфорной кислоты // Патент России № 2462419. – 2011. – Бюл. № 27.

142. Цикин, М. Н., Бризицкая, Н. М., Букколини, Н. В., Норов, А. М., Долгов, В. В. Ресурсосберегающая технология конверсии кремнефтористоводородной кислоты и фосфогипса с получением сульфата аммония // Труды НИУИФ. – М., 2014. – С. 522–527.

143. Цикин, М. Н., Бризицкая, Н. М., Долгов, В. В., Норов, А. М. Переработка кремнефтористоводородной кислоты — отхода производства ЭФК — в товарные продукты. – М. : НИУИФ, 2014. – С. 535–538.

144. Патент США 2014/0255605 A1.

145. Патент США 9090518B2.

gost.e-ecolog.ru