РУКОВОДЯЩИЙ ДОКУМЕНТ
МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ ПО ОПРЕДЕЛЕНИЮ ВЕЛИЧИНЫ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОТЕРЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА ПРИ ЕГО ДОБЫЧЕ, СБОРЕ, ПОДГОТОВКЕ И МЕЖПРОМЫСЛОВОМ ТРАНСПОРТИРОВАНИИ
РД 39-108-91

gost.e-ecolog.ru

МИНИСТЕРСТВО НЕФТЯНОЙ И ГАЗОВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

УТВЕРЖДАЮ
Вр.и.о.начальника отдела
научно-технического прогресса
Миннефтегазпрома
А.А.Кавацян
"30" мая 1991 г.

РУКОВОДЯЩИЙ ДОКУМЕНТ

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ ПО ОПРЕДЕЛЕНИЮ ВЕЛИЧИНЫ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОТЕРЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА ПРИ ЕГО ДОБЫЧЕ, СБОРЕ, ПОДГОТОВКЕ И МЕЖПРОМЫСЛОВОМ ТРАНСПОРТИРОВАНИИ

РД 39-108-91

ДОКУМЕНТ РАЗРАБОТАН:

Всесоюзным научно-исследовательским институтом по сбору, подготовке и транспорту нефти и нефтепродуктов (ВНИИСПТнефть)

Директор А.Г.Гумеров

Ответственные исполнители:

зам.директора К.Р.Низамов

зав.отделом И.С.Бронштейн

зав.лабораторией Г.З.Эпштейн

Настоящие методические указания предназначены для определения и нормирования величины технологических потерь нефтяного газа в процессе его добычи, сбора, промысловой подготовки или переработки, транспортирования.

Все предприятия нефтегазодобывающей промышленности обязаны руководствоваться настоящими методическими указаниями.

Документ разработан авторским коллективом в составе: И.С.Бронштейн, Г.З.Эпштейн, В.Г.Пикин, С.А.Эйгенсон, Г.Н.Ярышев, А.П.Иванов, С.В.Пак, Р.Б.Уханова.

РУКОВОДЯЩИЙ ДОКУМЕНТ

Методические указания по определению технологических потерь нефтяного газа при его добыче, сборе, подготовке и межпромысловом транспортировании

РД 39

Вводится взамен РД 39-I-I2I3-84 "Методические указания по определению технологических потерь нефтяного газа при сборе, подготовке и внутрипромысловом транспортировании"

Срок введения установлен с I.01.92
Срок действия до 3I.I2.97

I. Общие положения

I.I. В настоящем документе рассматриваются расчетные и экспериментальные методы определения величины потерь нефтяного газа и методы нормирования технологических потерь.

I.2. Потери нефтяного газа, связанные с авариями, вынужденными остановками технологического оборудования, отказом потребителя в приеме продукции, к технологическим потерям не относятся.

I.3. Представляемый на утверждение норматив технологических потерь по вводимым в эксплуатацию объектам в первый год эксплуатации устанавливается экспертным путем исходя из расчетной величины технологических потерь и на основе усредненных статистических данных по фактическим потерям на аналогичных объектах с учетом однотипности технологической схемы, оборудования и т.п.

I.4. Источниками технологических потерь нефтяного газа являются: нефтедобывающее оборудование, оборудование и аппаратура системы сбора, подготовки нефти и газа, переработки газа, газотранспортная система.

К технологическим потерям газа на ГПЗ относятся также потери в виде отходов производства.

Потери в виде отходов производства обусловлены наличием в нефтяном газе паров воды и кислых компонентов – углекислого газа (CO_2), сероводорода (H_2S) и т.п.

1.5. Объем технологических потерь нефтяного газа за определенный период времени обусловлен применяемой техникой и технологией, а также частотой и продолжительностью технологических операций, при которых неизбежны потери газа.

1.6. Проведение технологических операций для каждого вида аппаратуры и оборудования, при которых теряется газ, устанавливается элементами и или инструкциями, утвержденными руководством предприятия и правилами Госгортехнадзора/1-2/ .

1.7. Работы по определению технологических потерь нефтяного газа выполняются службами производственного объединения или территориальными научно-исследовательскими и проектными институтами.

2. ОСНОВНЫЕ ТЕРМИНЫ И ОПРЕДЕЛЕНИЯ

2.1. Пластовая нефть – природная смесь углеводородов различных групп, находящихся в жидком состоянии, с примесью других (сернистых, азотистых, кислородных) соединений, залегающая в недрах земли.

2.2. Добыча нефти – комплекс технологических и производственных процессов, связанных с извлечением нефти из недр на земную поверхность, сбором и подготовкой ее на промыслах до товарных кондиций.

2.3. Валовая добыча нефти – суммарная масса нефти, сданная потребителям (т.н. товарной нефти), израсходованная на собственные нужды нефтегазодобывающего предприятия, находящаяся в технологическом оборудовании, а также потери.

2.4. Сепарация – процесс разделения и отделения газовой и жидкой фаз.

Сепарация нефти осуществляется, как правило, в несколько ступеней.

2.4.1. Ступень сепарации нефти – технологический объект, в котором осуществляется сепарация нефти при определенных термобарических условиях.

2.4.2. Термическая сепарация нефти – сепарация нефти, осуществляемая при искусственном повышении температуры.

2.4.3. Вакуумная сепарация нефти – сепарация нефти, осуществляемая при давлении ниже атмосферного.

2.5. Нефтяной газ – смесь углеводородных и неуглеводородных газов и паров, выделяющаяся из нефти в процессе ее добычи.

2.6. Добыча нефтяного газа – комплекс технологических и производственных процессов, связанных с подъемом нефти и газа на поверхность, сбором, сепарацией от нефти и сопутствующей воды нефтяного газа, а также с промысловой подготовкой этого газа до товарных кондиций.

2.7. Валовая добыча нефтяного газа – суммарный объем нефтяного газа, приведенный к стандартным условиям (давление 101325 Па, температура 293,15 К по ГОСТ 2939-63), сданный потребителю, израсходованный на собственные нужды нефтегазодобывающего предприятия, использованный на выработку продукции, закачанный в хранилища, а также потери.

В объем валовой добычи не входит газ использованный в качестве рабочего агента для газлифтной добычи нефти, а также газ, теряемый из технологических, товарных резервуаров и резервуаров водоподготовки.

2.8. Подготовка нефти и нефтяного газа – технологические

процессы, обеспечивающие получение нефти и газа товарных кондиций.

2.9. Переработка нефтяного газа – комплекс технологических процессов, обеспечивающих получение из газа различных товарных продуктов – товарного газа, ШФЛУ, бензинов, серы и т.п.

2.10. Очистка нефтяного газа – удаление углекислого газа, сернистых соединений и механических примесей из нефтяного газа.

2.11. Осушка нефтяного газа – удаление водяных паров из нефтяного газа.

2.12. Конденсация – процесс фазового перехода вещества из газообразного в жидкое состояние в результате изменения термобарических условий.

2.13. Конденсат – жидкость, образующаяся из нефтяного газа при изменении термобарических условий сбора, подготовки и транспорта.

2.14. Углеводородный конденсат – часть конденсата с преобладанием углеводородов.

2.15. Водный конденсат – часть конденсата с преобладанием воды.

2.16. Отходы нефтяного газа – количество воды и жидких компонентов, выводимых из систем при технологических процессах сбора, подготовки и транспортирования нефтяного газа.

2.17. Промышленный объем газа – часть извлеченного газа, которую в конкретных условиях данного нефтегазодобывающего предприятия (района) и в рассматриваемый период времени экономически целесообразно использовать.

2.18. Непромышленные объемы газа – часть извлеченного газа, которую в конкретных условиях данного нефтегазодобывающего предприятия и в рассматриваемый период времени экономически нецеле-

лесообразно использовать в народном хозяйстве (в т.ч. и на собственные нужды нефтегазодобывающего предприятия).

2.19. Продувка – технологическая операция удаления из системы газообразных, жидких и твердых компонентов потоком газа.

2.20. Потери нефтяного газа – часть валовой добычи нефтяного газа, не сохраненной и не использованной в народном хозяйстве.

2.21. Технологически потери нефтяного газа– объем газа, который теряется при применяемой технике и технологии на объектах добычи сбора, подготовки, транспорта и переработки газа.

2.22. Нормативные технологические потери нефтяного газа – объем газа, неизбежно теряемый в процессе добычи, переработки и транспорта при современном уровне техники и технологии и при полном соблюдении действующих норм, правил и инструкций /2-5/.

2.23. Нормирование технологических потерь нефтяного газа – определение нормативных технологических потерь, выраженное в $м^3$ или в % от валовой добычи.

Нормирование технологических потерь осуществляется на стадии разработки проектов обустройства месторождений.

2.24. В настоящем документе приняты обозначения основных величин и перечень сокращений, указанные в табл.I.

Таблица I

Перечень сокращений

Величина	Обозначение	Единица измерения
Время	τ или τ'	ч или с
Время простоя оборудования на вид ремонта	$\tau_{пр}$	ч
Время вынужденного простоя	$\tau_{вп}$	ч
Время средней наработки агрегатов на отказ	$\tau_{н}$	ч

Продолжение табл. I

1	2	3
Время восстановления агрегатов среднее	$\tau_в$	ч
Величина уменьшения давления при испытании трубопроводов за 12 час.	N	%
Длина	L	км
Диаметр	$Д$	м
Геометрический объем	V	$м^3$
Объем потерь по источникам	$П$	тыс.$м^3$/г
Давление	P	МПа
Давление избыточное	$P_и$	МПа
Давление среднее	$P_{ср}$	МПа
Давление в начале газопровода	$P_н$	МПа
Давление в конце газопровода	$P_к$	МПа
Давление по проведении технологической операции, испытаний	P_1	МПа
Давление после проведения технологической операции, испытаний	P_2	МПа
Давление газа максимальное	P_{max}	МПа
Динамический напор	ΔP	МПа
Доля сечения газопровода, занятая конденсатом	y	-
Дебаланс материальных потоков	ΔQ	тыс.$м^3$/г
Температура	T или t	К или ^{0}С
Температура газа в начале и конце газопровода	$T_н$ или $T_к$	К
Температура средняя	$T_{с.г}$	К
Температура газа минимальная	T_{min}	К
Температура начальная	T_1	К
Температура конечная	T_2	К

Продолжение табл.I

I	2	3
Коэффициент сжимаемости газа при условиях испытания	$Z_{исп}$	–
Коэффициент сжимаемости газа при рабочих давлениях и температуре	$Z_{раб}$	–
Коэффициент сжимаемости газа при средних давлении и температуре	$Z_{ср}$	–
Коэффициент сжимаемости газа при условиях P_1, T_1	Z_1	–
Коэффициент сжимаемости газа при условиях P_2, T_2	Z_2	–
Коэффициент минерализации воды	$K_м$	–
Коэффициент, характеризующий долю уплотнений, потерявших герметичность	a	–
Коэффициент расхода газа клапаном	$\mathcal{L}$	–
Коэффициент растворимости газа в метаноле	$\mathcal{L}_м^г$	$м^3/(м^3 \cdot МПа)$
Коэффициент растворимости жидких углеводородов в гликоле	$\mathcal{L}_г^ж$	$кг/м^3$
Коэффициент растворимости углекислого газа в гликоле	$\mathcal{L}_с^г$	$м^3/(м^3 \cdot МПа)$
Коэффициент растворимости газа в гликоле	$\mathcal{L}_у^г$	$м^3/(м^3 \cdot МПа)$
Коэффициент снижения производительности оборудования	$K_{сп}$	–
Количество	$n; n_1; n_2$	шт.
Количество воды	$q^в$	$м^3$
Количество метанола	$q_м$	$м^3$
Количество гликоля	$q_г$	$м^3$
Количество пропусков поршня	$П_{пр}$	шт.
Кратность продувки	b	–
Молярная масса жидкой продукции	$M_ж$	кг/кмоль
Молярная масса газа	$M_г$	кг/кмоль

Продолжение табл.I

1	2	3
Молярная масса конденсата	$M_к$	кг/кмоль
Межремонтный период i вида	$\tau_{мр}$	ч
Молярная конденсация газа	β	-
Начальное, конечное влагосодержание газа	$W_н^г, W_к^г$	кг/1000 м^3
Объемный расход газа за соответствующий период	Q	тыс.м^3/ч
Объем углеводородного конденсата	$Q_у$	м^3
Объем водного конденсата	$Q_в$	м^3
Объем одного опорожнения конденсатосборника, застойных зон	$Q_з$	м^3
Объем сливо-наливного шланга	$V_{шл}$	м^3
Плотность жидкой продукции	$\rho_{жп}$	кг/м^3
Плотность газа	$\rho_г$	кг/м^3
Плотность газа при стандартных условиях	$\rho_н^{20}$	кг/м^3
Плотность конденсата	$\rho_к$	кг/м^3
Площадь сечения клапана, факельного ствола	F	м^2
Растворимость газа в жидкости	$\tau_г$	м^3/м^3
Растворимость жидких углеводородов в жидкости	$\tau_ж$	кг/м^3
Растворимость конденсата в метаноле	$\mathcal{L}_м^ж$	кг/м^3
Среднеквадратическая относительная погрешность определения объема потерь	$\sigma_{ц}$	%
Среднеквадратическая относительная погрешность измерения объемного расхода	σ_Q	%
Скорость движения газа	w	м/с
Степень извлечения сероводорода	X_{H_2S}	-
Степень извлечения углекислого газа	X_{CO_2}	-

Продолжение табл.I

1	2	3
Удельная норма утечек	А	кг/ч
Планово-предупредительный ремонт	ППР	-
Компрессорная станция	КС	-
Вакуумная компрессорная станция	ВКС	-
Компрессорная станция концевых ступеней	КСК	-
Газоперерабатывающий завод	ГПЗ	-
Контрольно-измерительные приборы	КИП	-
Межремонтный период	МРП	ч

3. ТИПОВЫЕ ИСТОЧНИКИ И ПРИЧИНЫ ПОТЕРЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА

3.I. Источники технологических потерь нефтяного газа

3.I.I. Нефтяные скважины.

3.I.2. Установка замера продукции скважин.

3.I.3. Внутрипромысловые нефтегазосборные сети.

3.I.4. Установки сепарации, подготовки нефти, газа и воды.

3.I.5. Компрессорные станции.

3.I.6. Промысловые и межпромысловые газопроводы.

3.I.7. Газоперерабатывающие заводы.

3.I.8. Продуктопроводы.

3.I.9. Газопроводы внешнего транспорта.

3.I.I0. Скважины для закачки газа.

3.I.II. Система газлифтной добычи газа.

3.2. Основные причины потерь

3.2.I. Несовершенство конструкции технологического оборудования (утечки через неплотности и микротрещины, ремонт, отказы).

3.2.2. Выполнение требований по технике безопасности (проверка работоспособности, освидетельствование, ревизия оборудования, продувки перед ремонтом, опрессовки, расходы газа на поддержание работы горелок аварийных факелов и т.п.).

3.2.3. Применяемая технология (регламентные продувки газопроводов и сепарационного оборудования, потери газа за счет растворения в рабочих жидкостях, отсутствие подготовки газа, отсутствие утилизации углеводородного конденсата и т.п.).

3.2.4. Отсутствие потребителя или мощностей по переработке, подготовке, транспортированию нефтяного газа.

3.2.5. Отклонение или нарушение технологических режимов и технических условий эксплуатации технологического оборудования.

3.2.6. Несогласованность проведения ППР сопряженного оборудования, объектов (например, сжигание газа при ППР КС, затем сжигание газа при ППР ГПЗ, принимающего газ от этой КС и т.п.).

4. ТИПОВЫЕ ИСТОЧНИКИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОТЕРЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА

4.1. Неплотности фланцевых соединений, сальниковых уплотнений запорно-регулирующей арматуры, уплотнений вращающихся валов насосов и компрессоров.

4.2. Предохранительные клапаны при проверке их работоспособности.

4.3. Газопроводы и аппараты системы сбора, подготовки, компримирования и переработки газа при их опорожнении для освидетельствования, ревизии клапана, ремонта, внутреннего осмотра, опрессовки после ремонта, продувок и т.п.

4.4. Дежурные горелки факелов и факела аварийного сброса.

4.5. Рабочие жидкости, выносимые из системы, содержащие углеводороды.

4.6. Микротрещины и микрополости в стенках трубопроводов

4.7. Устройства для налива продукции газопереработки.

5. МЕТОДЫ РАСЧЕТА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОТЕРЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА ПО ИСТОЧНИКАМ

5.1. Определение технологических потерь через неплотности соединений и уплотнений

5.1.1. Если неизвестна величина утечки из запорно-регулирующей арматуры и других уплотнений, то величину потерь необходимо определять согласно табл.2.

5.1.2. Потери через сальники и уплотнения запорно-регулирующей арматуры на основании данных (табл.2), определяются по формулам:

для фланцевых соединений:

$$П_1 = \frac{A_1 \cdot n_1 \cdot n_2 \cdot \tau \cdot a_1 \cdot 10^{-3}}{\rho_4^{20}} \qquad (1)$$

для сальниковых уплотнений:

$$П_2 = \frac{A_2 \cdot n_1 \cdot \tau \cdot a_2 \cdot 10^{-3}}{\rho_4^{20}} \qquad (2)$$

где n_1 – количество единиц запорной арматуры;

n_2 – количество фланцев на одном запорном устройстве;

τ – продолжительность работы запорной арматуры в течение года, ч.

5.1.3. Потери газов и паров из аппаратов, колонн, реакторов и других емкостей, в которых вещества находятся в основном в парогазовой фазе, рассчитывается по формуле (3) :

$$П_3 = 0{,}037 \cdot \left(\frac{P \cdot V}{0{,}1011}\right)^{0{,}8} \cdot \sqrt{\frac{M_г}{T}} \cdot \frac{\tau_ч}{\rho_г^{20}} \cdot 10^{-3} \quad ; \qquad (3)$$

где $\tau_ч$ – продолжительность эксплуатации аппарата в течение года, ч.

$$\rho_г^{20} = \frac{M_г}{24{,}04} \quad ; \qquad (4)$$

где $M_г$ приведена в табл.3.

Таблица 2

Величины утечек запорно-регулирующей арматуры, подвижных и неподвижных уплотнений

Наименование оборудования, вид технологического потока	Величина утечки в период продолжения 10-летнего срока эксплуатации, кг/ч (А)	Величина утечки после 10-летнего срока эксплуатации, кг/ч (А)	Доля уплотнений, потерявших герметичность: доля (а)
Запорно-регулирующая арматура:			
среда газовая	0,01690	0,02150	0,28
легкие углеводороды двухфазные	0,01300	0,01470	0,37
тяжелые углеводороды	0,00660	0,00950	0,07
Предохранительные клапаны:			
парогазовые потоки	0,09600	0,13600	0,46
легкие жидкие углеводороды	0,05900	0,08100	0,25
тяжелые углеводороды	0,07800	0,11100	0,35
Фланцы:			
парогазовые потоки	0,00051	0,00073	0,03
легкие углеводороды, двухфазный поток	0,00027	0,00088	0,05

Продолжение табл.2

1	2	3	4
тяжелые углеводороды	0,00020	0,00028	0,02
уплотнение центробежного компрессора	0,30800	0,63000	0,70
сальниковое уплотнение поршневого компрессора	0,10500	0,11500	–
Уплотнение насосов:			
жидкие легкие углеводороды	0,07600	0,08000	0,64
жидкие тяжелые углеводороды	0,01600	0,06200	0,23

Таблица 3

Значение молярной массы паров нефтепродуктов (M_r) в зависимости от температуры начала кипения ($t_{нк}$, °С)

$t_{нк}$	M_r	$t_{нк}$	M_r	$t_{нк}$	M_r
30	63,0	60	81,0	90	98,0
31	63,6	61	81,6	92	98,5
32	64,2	62	82,2	94	99,5
33	64,8	63	82,8	96	100,5
34	65,4	64	83,4	98	101,5
35	66,0	65	84,0	100	102,5
36	66,6	66	84,6	102	103,5
37	67,2	67	85,2	104	104,0
38	67,8	68	85,8	106	105,0
39	68,4	69	86,4	108	106,0
40	69,0	70	87,0	110	107,0
41	69,6	71	87,6	112	108,0
42	70,2	72	88,2	114	109,0
43	70,8	73	88,8	116	110,0
44	71,4	74	89,4	118	111,0
45	72,0	75	90,0	120	112,0
46	72,6	76	90,6	122	113,0
47	73,2	77	91,2	124	114,0

Продолжение табл.3

I	2	3	4	5	6
48	73,8	78	9I,8	I26	II5,0
49	74,4	79	92,4	I28	II6,0
50	75,0	80	93,0	I30	II7,0
5I	75,6	8I	93,5	I32	II8,0
52	76,2	82	94,0	I34	II9,0
53	76,8	83	94,5	I36	I20,0
54	77,4	84	95,0	I38	I2I,0
55	78,0	85	95,5	I40	I22,0
56	78,6	86	96,0	I42	I23,5
57	79,2	87	96,5	I44	I24,5
58	79,8	88	97,0	I46	I25,5
59	80,4	89	97,5	I48	I26,0

5.1.4. Потери газов и паров из аппаратов, колонн, реакторов и других емкостей, в которых вещества находятся в основном в жидкой фазе, вычетея по формуле (5):

$$П_4 = 0{,}004 \cdot \left(\frac{P \cdot V}{0{,}1011}\right)^{0{,}8} \cdot \frac{\tau_1}{K_э \cdot \rho_п} \cdot 10^{-3} \quad ; \qquad (5)$$

где $K_э$ – коэффициент, учитывающий зависимость величины утечек от средней температуры кипения жидкости и средней температуры в аппарате согласно табл.4.

Молярную массу нефти можно вычислить по методике, изложенной в приложении 5.

$\rho_п$ – плотность паров жидкости, рассчитывается по выражению:

$$\rho_п = \frac{M_ж}{24{,}04} \quad ; \qquad (6)$$

τ_1 – аналогично формуле (3).

5.1.5. Объем потерь из теплообменной аппаратуры, определяется в зависимости от типа и вида продукта по формуле:

Таблица 4

Значение коэффициента K_2 в зависимости от средней температуры кипения нефтепродукта $t_к$ и средней температуры в аппарате t

°С	°С							
	20	20-52	53-84	85-II2	II3-I38	I39-I62	I63-I85	I85-206
-20	0,40	0,5I	0,69	0,95	I,3I	I,86	2,52	3,59
-I0	0,37	0,47	0,63	0,85	I,I5	I,59	2,II	2,94
0	0,34	0,44	0,56	0,75	0,99	I,32	I,70	2,30
I0	0,32	0,4I	0,5I	0,67	0,97	I,I4	I,45	I,90
20	0,30	0,38	0,46	0,6I	0,78	0,99	I,24	I,60
30	0,28	0,35	0,43	0,57	0,7I	0,89	I,II	I,40
40	0,26	0,33	0,39	0,5I	0,64	0,79	0,98	I,20
50	-	0,3I	0,37	0,47	0,58	0,72	0,89	I,08
60	-	-	0,35	0,44	0,52	0,65	0,79	0,95
70	-	-	0,33	0,4I	0,50	0,60	0,73	0,86
80	-	-	0,3I	0,38	0,46	0,55	0,66	0,78
90	-	-	-	0,36	0,43	0,5I	0,6I	0,7I
I00	-	-	-	0,34	0,40	0,48	0,56	0,65

$$П_5 = П^I \cdot n_т \cdot \frac{\tau_1}{\rho_г} \cdot 10^{-3} \quad , \qquad (7)$$

где $П^I$ – потери на единицу однотипной аппаратуры, кг/ч; определяются по табл.5 в зависимости от типа аппаратуры;

$n_т$ – количество единиц однотипной теплообменной аппаратуры;

τ_1 – аналогично формуле (3).

5.I.6. Объем потерь через уплотнение вала компрессора определяется по формуле:

$$П_6 = П^I \cdot n_к \cdot \frac{\tau_1}{\rho_г} \cdot 10^{-3} \quad , \qquad (8)$$

где $П^I$ – потери на один рабочий компрессор, кг/ч, определяются по табл.5 в зависимости от типа компрессора;

$n_к$ – количество компрессоров;

τ_1 – аналогично формуле (3).

5.I.7. Объем потерь через уплотнение вала насоса определяется по выражению:

$$П_7 = П^I \cdot n_н \cdot \frac{\tau_1}{\rho_г} \cdot 10^{-3} \quad , \qquad (9)$$

где $П^I$ – потери на один рабочий насос, кг/ч, определяется из табл.5;

$n_н$ – количество насосов;

τ_1 – аналогично формуле (3).

5.2. Определение потерь газа при срабатывании или проверке работоспособности предохранительного клапана

5.2.1. Объем потерь газа в случае проверки работоспособ-

Таблица 5

Количество выбросов (кг/ч) на единицу теплообменной аппаратуры и средств перекачки в зависимости от вида нефтепродукта или средней температуры кипения жидкости $t_к$ (°С)

Арматура и средства перекачки	Газ, бензин и жидкости с $t_к < 120$ °С	Керосин, дизтопливо и жидкость с $t_к = 120...300$ °С	Нефть с $t_к \geq 230$ °С
Кожухотрубный теплообменник:			
трубное пространство	0,20	0,10	0,05
межтрубное пространство	0,20	0,10	0,05
Кожухотрубный холодильник	0,20	0,10	0,05
Кожухотрубный кипятильник	0,20	0,10	0,05
Погружной холодильник	1,00	0,50	0,01
Аппарат воздушного охлаждения	0,10	0,07	0,04
Насосы центробежные с одним уплотнением вала:			
торцевым	0,08	0,04	0,02
сальниковым	0,14	0,07	0,03
Насосы центробежные с двумя уплотнениями вала:			
торцевыми	0,14	0,07	0,03
сальниковыми	0,26	0,13	0,05
Насосы центробежные с двойным торцевым уплотнением или бессальниковые типа ПНГ	–	–	–
Компрессоры центробежные	0,12	–	–
Компрессоры поршневые	0,75	–	–

ности предохранительного клапана, если это предусмотрено нормативными документами, замеряется или определяется расчетом при давлении P > 0,182 МПа:

$$П_8 = 37{,}3 \cdot F \cdot \alpha \cdot P \cdot \sqrt{\frac{Z}{T}} \cdot \tau^1 \cdot n_1 \quad , \qquad (10)$$

5.2.2. При давлении P < 0,182 МПа:

$$П_8 = 4{,}876\, F \alpha \sqrt{\frac{Z}{T}}\, \tau^1 \cdot n_1 \cdot \sqrt{P^{0{,}21875} \cdot \left(0{,}08036 \cdot P^{0{,}21875} - 1\right)} \qquad (11)$$

где n_1 – количество проверок в год.

По этим формулам можно рассчитать потери газа при срабатывании клапана. Количество срабатываний в год и их продолжительность необходимо регистрировать.

5.3. Определение потерь газа из трубопроводов через микросвищи

5.3.1. Потери из линейной части трубопроводов состоят из потерь через неплотности соединений фланцев, неплотности запорно-регулирующей арматуры и через микротрещины стенок трубы. Используя результаты испытаний, фактические потери газа определяются по выражению:

$$П_q = 2{,}08 \cdot \frac{D^2 L P_{ср} N \sqrt{Z_{рав}} \cdot \tau}{\sqrt{T_{исп} \cdot T_{ср} \cdot Z_{исп}}} \qquad (12)$$

5.3.2.° Максимально допустимые потери за счет утечек из линейной части газопровода вычисляются из условий, что $Z_{рав} = Z_{исп} = Z_{ср}$: $N = 1{,}0$; $T_{исп} = T_{ср}$

Выражение (12) в этом случае для расчета максимальных утечек имеет вид:

$$П_q = \frac{2{,}08 \cdot D^2 \cdot L \cdot P_{ср} \cdot \tau}{T_{ср} \cdot Z_{ср}}$$

В случае герметичности трубопровода, т.е. N =0, потери будут равны нулю.

5.4. Определение потерь газа через дежурные горелки факелов и факелы аварийного сброса

5.4.1. Факелы аварийного сброса работают периодически или постоянно. Расход газа на эксплуатацию факела замеряется инструментально, определяется расчетом или принимается в соответствии с технологическим регламентом.

5.4.2. Расход газа на факел постоянного горения (непрерывная функциональная готовность аварийного сброса) - это объем продувочного газа, подаваемого в факельную систему для предотвращения попадания в нее воздуха и газа, подаваемого на дежурные горелки.

5.4.3. Необходимый расход затворного газа может быть определен по формуле:

$$П_{10} = 3,6 \cdot W \cdot F \cdot \tau' \quad , \qquad (13)$$

Согласно / 5 / величина скорость движения газа W должна быть не менее 0,05 м/с - при наличии лабиринтного уплотнения и не менее 0,9 м/с - при отсутствии лабиринтного уплотнения.

5.4.4. Расход газа, подаваемого на дежурные горелки, определяется по формуле:

$$П_{11} = V \cdot n_{г} \cdot \tau \cdot 10^{-3} \quad , \qquad (14)$$

где V - расход газа на одну дежурную горелку, м^3/ч (принимается по данным технокументации в зависимости от типа горелок. При отсутствии этих данных при-

нимается равным 3–5 м³/ч);

$n_г$ – число горелок.

5.4.5. Для предотвращения проникновения в факельную систему воздуха через верхний срез факельного ствола, как правило, он должен быть оборудован лабиринтным уплотнением. Расходы газа приведены в табл.6.

Таблица 6

Расход газа на факел постоянного горения

Количество горелок, шт	Диаметр факельной трубы, $D_{ом}$, м	Количество газа, подаваемого в факельную систему	
		м³/ч	тыс.м³/г
2	0,3	13	114,0
2	0,5	36	315,0
4	0,8	90	788,0
4	1,0	130	1139,0

5.4.6. Методика измерения расхода газа, сжигаемого на факеле, дана в приложении 1.

5.5. Определение потерь газа с рабочими жидкостями, выводимыми из технологической системы, за счет растворимости в них газа и жидких углеводородов

5.5.1. Потери определяются по следующим формулам (15–21).

5.5.2. С пропажной водой:

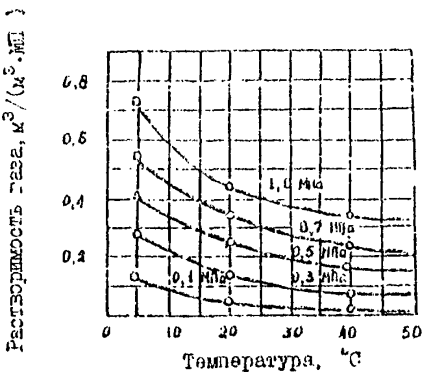
$$П_{12} = 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot \gamma_г \cdot K_м \cdot q_в \qquad (15)$$

Коэффициент минерализации $K_м$ находится по рис.1.

5.5.3. С отработанным метанолом:

$$П_{13} = 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot \alpha_м^г \cdot q_м \cdot P \qquad (16)$$

РАСТВОРИМОСТЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА В ПРЕСНОЙ ВОДЕ ($м^3$ на 1 $м^3$ воды)



ЗНАЧЕНИЕ ПОПРАВОЧНОГО КОЭФФИЦИЕНТА НА МИНЕРАЛИЗАЦИЮ ВОДЫ

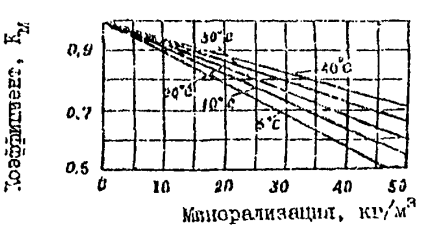


Рис. I

Коэффициент растворимости $\alpha_M^г$ газа в совощенном метаноле находится по рис.2.

5.5.4. С отработанным гликолем:

$$П_{14} = 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot g_{гл} \cdot P \cdot \left(\alpha_y^г \cdot (1 - y_c) + \alpha_c^г \cdot y_c \right). \qquad (17)$$

Коэффициент растворимости газа $\alpha_y^г$ в обвощенном диэтиленгликоле находится по рис.3.

Коэффициент растворимости углекислого газа в обвощенном диэтиленгликоле находится по рис.4.

Молярная доля углекислого газа (CO_2) в газе y_c .

5.5.5. От растворимости конденсата в гликоле:

$$П_{15} = 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot g_{гл} \cdot \alpha_г^ж \cdot \frac{24,04}{M_к} \qquad (18)$$

Коэффициент растворимости жидких углеводородов в обвощенном диэтиленгликоле находится по рис.5.

5.5.6. От растворимости конденсата в метаноле:

$$П_{16} = 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot g_м \cdot \alpha_м^ж \cdot \frac{24,04}{M_к} \qquad (19)$$

Растворимость конденсата $\alpha_м^ж$ в метаноле находится по рис.6.

5.5.7. Объем потерь в виде кислых газов установок очистки газов регенерации определяется по формуле:

$$П_{17} = Q \cdot \left(\Delta X_{H_2S} + \Delta X_{CO_2} \right) \cdot \tau \qquad (20)$$

где $\left.\begin{matrix} \Delta X_{H_2S} \\ \Delta X_{CO_2} \end{matrix}\right\}$ – степень извлечения сероводорода и углекислого газа из очищаемого газа по данным хроматографического анализа, объемные доли.

РАСТВОРИМОСТЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА
В ОБВОДНЕННОМ МЕТАНОЛЕ

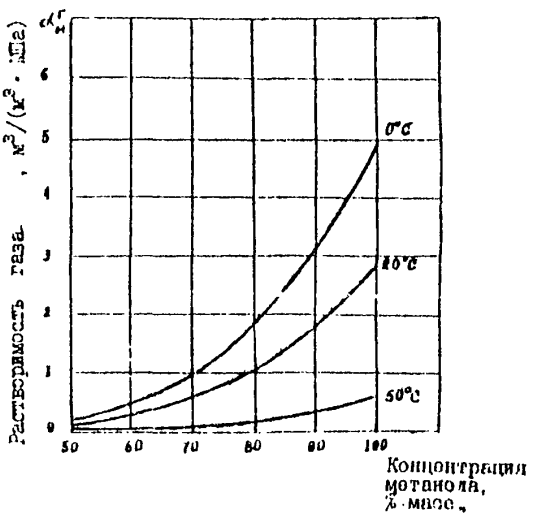


Рис. 2

РАСТВОРИМОСТЬ УГЛЕВОДОРОДНОГО ГАЗА
(без CO_2) В ОБЫЧНОМ ДИЭТИЛЕНГЛИКОЛЕ

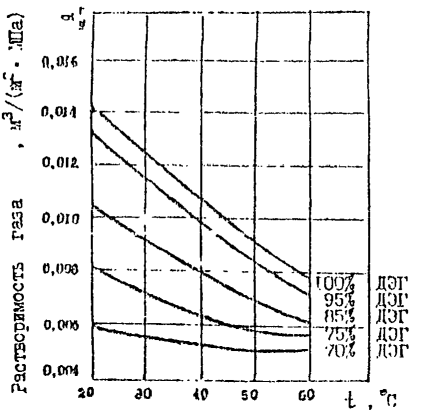


Рис. 3

РАСТВОРИМОСТЬ CO_2 В
ОВОДНЕННОМ ДИЭТИЛЕНГЛИКОЛЕ

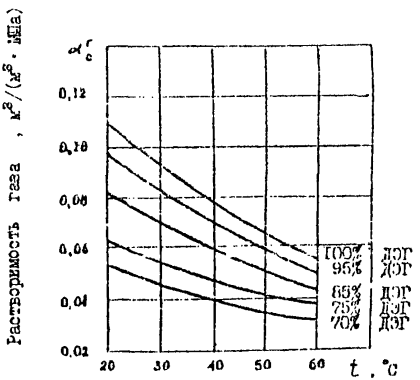


Рис. 4

РАСТВОРИМОСТЬ ГАЗОВОГО КОНДЕНСАТА В ОБВОДНЕННОМ ДИЭТИЛЕНГЛИКОЛЕ

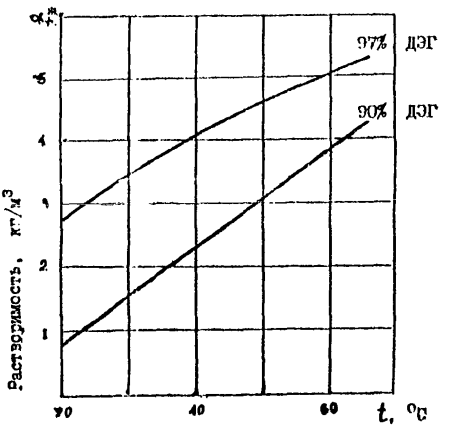


Рис. 5

РАСТВОРИМОСТЬ КОНДЕНСАТА И НЕФТИ В ОБВОДНЕННОМ МЕТАНОЛЕ

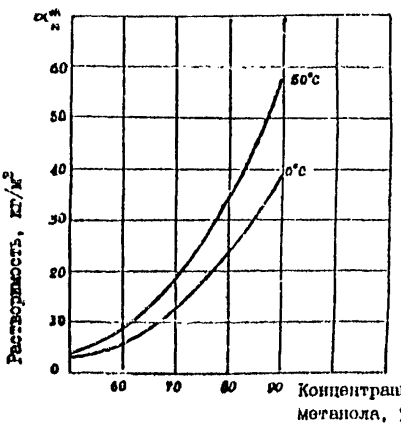


Рис. 6

5.5.8. Из расчетных объемов потерь должно быть исключено содержание паров воды, которые не относятся к потерям газа.

Расчет объема сухой части газа ($Q_{сг}$), насыщенного парами воды, выполняется по выражению (21,), в остальных случаях влажность газа $W_н^г$ определяется экспериментально:

$$Q_{сг} = Q_{вг} \cdot (1 - 1{,}34 \cdot 10^{-3} \cdot W_н^г) \cdot \tau \qquad (21)$$

где $W_н^г$ – определяется из номограммы рис.7,

$Q_{сг}, Q_{вг}$ – соответственно объемный расход сухого и влажного газа.

5.6. Определение потерь газа из газопроводов и аппаратов при их продувках

5.6.1. Объем потерь газа при разрядке в атмосферу и продувке аппаратуры, оборудования рассчитывается по формуле:

$$П_{18} = 2{,}893 \frac{V \cdot P}{T \cdot Z} \cdot (\beta + 1) \qquad (22)$$

где β – кратность продувки, обеспечивающая требования безопасной эксплуатации аппаратуры и оборудования.

Расчет (β) изложен в приложении 2. При разрядке аппаратуры в атмосферу $\beta = 0$.

5.6.2. Объем потерь газа при продувке газопровода в связи с ремонтом определяется по выражению:

$$П_{19} = 2{,}08 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{D^2 \cdot L \cdot P_{ср}}{T_{ср} \cdot Z_{ср}} \cdot (\beta + 1) \;,$$

где $T_{ср} = \frac{1}{3} T_{нач} + \frac{2}{3} T_{кон}$; $P_{ср} = \frac{2}{3} P_{нач} + \frac{P_{нач}^2}{P_{нач} + P_{кон}}$ (23)

Если давление $P_{нач}$ и $P_{кон}$ различаются по более чем на 50 %,

БЛАГОСОДЕРЖАНИЕ ГАЗА

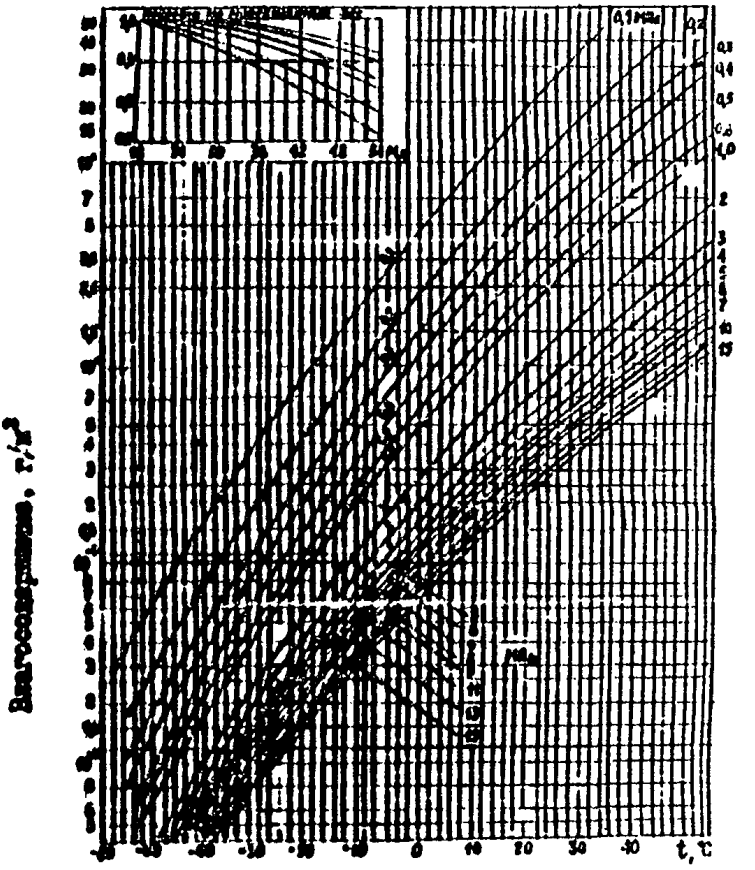


Рис. 7

то

$$P_{ср} = \frac{P_{нср} + P_{кср}}{2}$$

5.6.3. Потери газа при вводе газопровода в эксплуатацию после капитального строительства или капитального ремонта, связанные с выбросами газа в атмосферу при пропуске поршней или освобождения полости газопровода от воды после его опрессовки:

$$П_{20} = 2{,}08 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{D^2 \cdot L \cdot P}{Z \cdot T} \cdot (n_{пр} - 1) \qquad (24)$$

5.6.4. Потери газа при эксплуатации действующего газопровода, связанные с потерями выкуваемого газа в атмосферу, при освобождении полости газопровода от конденсата, накапливающегося в ней в процессе транспорта газа, а также при продувке перемычек проложенных газопроводов при их вводе в эксплуатацию или освобождения их полости от воды после опрессовки, определяются выражениями, приведенными ниже. Доля конденсации газа определяется по результатам хроматографического анализа. Методика приведена в приложении 3,4.

5.6.5. Технологические потери газа при продувке газопровода:

$$П_{21} = Q \cdot \tau \cdot в \quad , \qquad (25)$$

где Q – расход газа через участок газопровода вычисляется из выражения:

$$Q = 512{,}3 \cdot \sqrt{\frac{A \cdot D^5 \cdot Z_1}{f_4^{1{,}96}}} \quad , \qquad (26)$$

Время одной продувки участка:

$$\tau = 157 \cdot \frac{L \cdot A \cdot D^2}{Q} \qquad (27)$$

5.6.6. Технологические потери газа в виде улавливаемого при продувке конденсата определяются по формуле:

$$П_{кг} = 18{,}87 \frac{D^2 \cdot L}{M_к} \cdot \varphi \cdot \rho_к \cdot B \qquad (28)$$

Доля сечения газопровода, занятая конденсатом φ, определяется из выражений:

$$\varphi = -43(K-0{,}14)^3 + 0{,}165 \quad , \qquad \text{при} \quad K \leq 0{,}14 \qquad (29)$$

или

$$\varphi = -17(K-0{,}14)^3 + 0{,}165 \quad , \qquad \text{при} \quad K > 0{,}14 \qquad (30)$$

где

$$K = 0{,}203 \frac{Q^2}{D^5 \cdot P} \cdot \frac{\rho_г^{20}}{\rho_к} \qquad (31)$$

Плотность конденсата оценивается по формулам:

$$\rho_к = 1370 - 165\rho_г^{20} - 97 \lg(P \cdot 10^4) \quad , \qquad \text{при} \quad \rho_к > 610 \qquad (32)$$

$$\rho_к = 1290 - 276\rho_г^{20} - 165 \lg(P \cdot 10^4), \qquad \text{при} \quad \rho_к \leq 610 \qquad (33)$$

5.6.7. Оценка величины потерь газа в виде конденсата при продувке действующего газопровода, может быть осуществлена по эмпирической формуле:

$$П_{2г} = 1{,}76 \frac{D^2 \cdot L \cdot \rho_к}{M_к} \cdot B \qquad (34)$$

5.6.8. Потери газа при автоматической откачке (опорожнении) конденсатосборников определяются по формуле:

$$П_{24} = \frac{0{,}02 \cdot \Delta V_к \cdot в \cdot р}{M_к} \qquad (35)$$

где $\Delta V_к$ – объем конденсата, удаляемый за одну откачку (объем конденсатосборника между верхним и нижним уровнем автоматического регулятора уровня), берется из паспорта на конденсатосборник, м^3.

5.6.9. Потери газа при неавтоматическом опорожнении конденсатосборника определяются по выражению:

$$П_{25} = 1{,}97 \cdot 10^{-3} \cdot в \cdot V \cdot р \qquad (36)$$

где V –объем конденсатосборника, м^3.

5.6.10. Мольная доля конденсации газа рассчитывается по уравнениям состояния газа или упрощенно – по методике приложения 3.

Погрешность вычисления по уравнению состояния уменьшается при использовании методики приложения 4.

5.7. Ожидаемые и фактические потери газа, не связанные с техникой и технологией добычи, сбора, подготовки, транспорта

5.7.1. К этим потерям относятся газ, сожженный в факеле в связи с вынужденными полными или частичными остановками объектов системы добычи, сбора и использования газа, а также при снижении производительности КС или ГПЗ вследствие аварийных отказов и плановых остановок отдельных агрегатов КС.

5.7.2. Потери газа при полных остановках транспортных КС и ГПЗ на ППР в случае невозможности переброса газа в другую систему или по причине аварии определяются по выражению:

$$Q = (Q - Q_{рез}) \cdot \tau_к \cdot \sum \frac{\tau_{бi}}{\tau_р} \quad , \qquad (37)$$

где $Q_{рез}$ – резервные мощности других объектов пользования газа тыс.м^3/ч;

$\tau_к$ – календарный период, ч;

$\tau_р$ – межремонтный период, наработка на отказ, ч.

Нормируемые потери газа в период ППР КС газлифтных систем равны 0.

5.7.3. Потери газа, вызванные снижением производительности КС вследствие вывода компрессорных агрегатов на ППР и аварийными остановками:

$$П_{вг} = \frac{Q}{n} \cdot \tau_к \left(1 - K_{сп}\right) \quad , \qquad (38)$$

где $K_{сп}$ – коэффициент снижения производительности, вычисляется по формулам в зависимости от числа работающих компрессоров (табл.7);

n – число рабочих компрессоров.

5.7.4. Для расчета доли снижения производительности $K_{сп}$ необходимо найти отношение γ , по выражению:

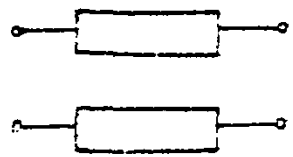
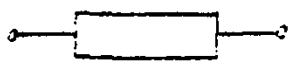
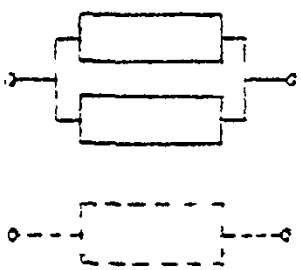
$$\gamma = \sum_{1}^{n} \frac{\tau_{бi}}{\tau_{рi}} \qquad (39)$$

5.7.5. Общие потери по причинам остановок будут равны:

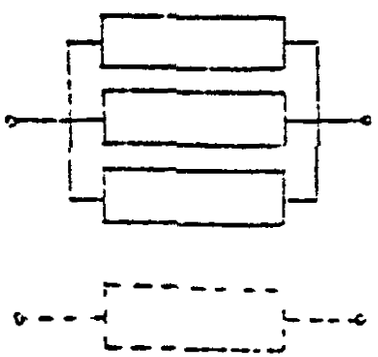
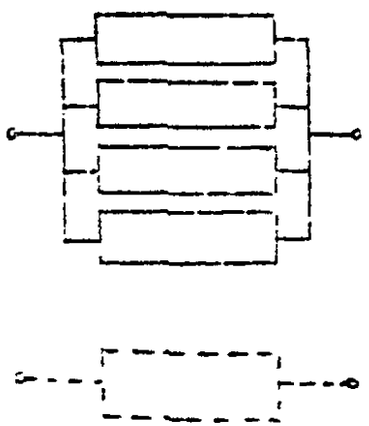
$$П_{вв} = П_{вб} + П_{вг} \qquad (40)$$

Таблица 7

Формулы для расчетов коэффициента снижения производительности КС

Рисунок схемы КС	Схема КС: число последовательных	Схема КС: число рабочих агрегатов	Схема КС: число резервных агрегатов	Коэффициент снижения производительности, $K_{сл}$
I	2	3	4	5
1. 	I	-I	0	$\frac{I}{I + V}$
2. 	I	-I	I	$\frac{I + V}{I + V - V^2}$
3. 	I	-2	I	$\frac{I + 2V + 2V^2}{I + 2V + 4V^2 + 4V^3}$

Продолжение табл.7

1	2	3	4	5
4. 	I	-3	I	$\frac{I - 3\nu + 6\nu^2 + 6\nu^3}{I + 3\nu + 9\nu^2 + I8\nu^3 + I8\nu^4}$
5. 	I	-4	I	$\frac{I + 4\nu + I2\nu^2 + 24\nu^3 + 24\nu^4}{I + 4\nu + I6\nu^2 + 48\nu^3 + 96\nu^4 + 96\nu^5}$

5.8. Потери газа при наливе продукции газопереработки

5.8.1. Объем потерь через торцевые уплотнения центробежного насоса, вычисляются по удельным величинам, приведенным в табл.5.

5.8.2. Объем потерь через сальниковые уплотнения арматуры сливно-наливного шланга вычисляется по выражениям (I) и (2).

5.9. Определение потерь газа при пуско-наладочных работах

5.9.1. К пуско-наладочным работам относится комплекс работ, выполняемых в период подготовки и проведения индивидуальных испытаний и комплексного опробования оборудования.

5.9.2. Объем потерь газа при проведении индивидуальных испытаний сосудов и аппаратов, а также машин, механизмов и агрегатов определяется по формуле:

$$П_{29} = Q_{o} \cdot \tau \qquad (41)$$

где Q – расход газа при индивидуальном испытании данного вида оборудования, тыс.м^3/ч. Принимается согласно СНиП 3.05.05-84 /6/.

5.9.3. Потери газа при комплексном опробовании оборудования согласно /6/ определяются в соответствии с отраслевыми правилами приемки в эксплуатацию законченных строительством объектов, цехов и производств по формуле:

$$П_{30} = Q \cdot \tau \qquad (42)$$

где Q – расход газа при комплексном опробовании оборудования, тыс.м^3/ч.

5.9.4. С целью сокращения объема потерь нефтяного газа при ППР сопряженно работающих объектов использования газа, время простоя определяется по согласованным графикам ППР, учитывающим

необходимость минимизации этого вида потерь.

6. МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ ПО ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНО-РАСЧЕТНОЙ ОЦЕНКЕ ВЕЛИЧИНЫ ФАКТИЧЕСКИХ ПОТЕРЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА

6.1. Экспериментально-расчетная оценка фактических потерь нефтяного газа

6.1.1. По источникам, для которых невозможны инструментальные измерения потерь, последние оцениваются расчетным путем.

6.1.2. Технические характеристики и режимные показатели работы оборудования, необходимые для расчета потерь, берутся по фактическому состоянию, зафиксированному в рабочих журналах и паспортах оборудования и другой технической и технологической документации.

6.1.3. При определении фактических потерь нефтяного газа через неплотности в случае, если загазованность объекта не превышает санитарных норм, проводятся расчеты по формулам раздела 5.

6.1.4. Загазованность объекта определяется в соответствии с РД 39-0148070-009-89 /7/ .

6.1.5 В случае, если загазованность превышает предельно допустимые нормы, определяется источник повышенной загазованности, проводятся мероприятия по сокращению выбросов, затем – обследование.

6.1.6. Потери газа при проверке работоспособности предохранительных клапанов определяются по формулам (10,11), количество проверок в год и продолжительность операции одной проверки берутся из рабочего журнала.

6.1.7 Потери газа из аппаратов сбора, подготовки и переработки газа при их опорожнении для освидетельствования, ревизии клапанов, ремонта, внутреннего осмотра, опрессовки после ремонта,

подсчитываются по формуле (22).

6.1.8. Количество газа, сжигаемого на факелах, определяется инструментально с использованием газового счетчика, трубки Пито, сужающего устройства, либо по предварительной калибровке в соответствии с приложением I.

6.1.9. Потери газа в виде расхода на дежурные горелки определяются инструментально с использованием газового счетчика, расчетно по формуле (14).

6.1.10. Потери газа с рабочими жидкостями, выводимыми из системы, определяются по формулам (15-20).

6.1.11. Потери газа при продувках газопроводов и аппаратов определяются по формулам (22-27) с учетом количества и продолжительности продувок, зарегистрированных в рабочем журнале /8/.

6.1.12. Потери газа через микротрещины и микроразрывы в стенке трубопроводов рассчитываются по формуле (12). Величина падения давления определяется по результатам пневмотических испытаний, выполняемых в соответствии с СНиП III-42-80 /9/.

6.1.13. Потери газа из устройств для налива продукции газопереработки при отсутствии загазованности выше допустимой определяются по формулам (1-2).

6.2. Определение суммарных потерь нефтяного газа по объекту

6.2.1. Потери по объекту (предприятию) подсчитываются по выражению:

$$П_{зf} = \sum П_i \qquad (43)$$

6.2.2. Суммарные потери газа по объекту (предприятию), как правило, должны сопоставляться с величиной дебаланса коммерческого учета газа по данному объекту и удовлетворять условию:

$$|\Pi - \Delta Q_1| = 0{,}016 \cdot Q \qquad (44)$$

где $\sigma = \sqrt{\sigma_{ni}^2 + \sigma_a^2}$ (45)

В случае, если условие (44) не выполняется, анализируются причины расхождения и устраняются.

7. МЕТОДЫ НОРМИРОВАНИЯ ПОТЕРЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА ПО ИСТОЧНИКАМ

7.1. Нормативные потери нефтяного газа выражаются в натуральных величинах ($м^3$), так как значительная часть потерь не зависит от производительности действующего оборудования, а определяется параметрами технологического процесса и техническими характеристиками оборудования (объемом аппарата, давлением газа, температурой газа, площадью сечения и т.п.), а также его надежностью.

7.2. К нормативным потерям газа для действующих предприятий относится объем газа, который теряется из эксплуатируемого оборудования при регламентированных технологических режимах, включая объемы газа сжигаемого в факелах, выпускаемого в атмосферу газа и углеводородного конденсата (в пересчете на газ), если их полезное использование экономически не рационально с учетом возможного экологического ущерба, подтвержденное соответствующими расчетами и исследованиями. В случае экономической целесообразности утилизации этих объемов газа и конденсата, потери не относятся к нормативным, а являются сверхнормативными.

7.2.1. Непромышленные объемы газа, сжигаемые в факелах и выделяемые в атмосферу из нефтепромыслового оборудования, при условии выполнения требований и нормы по охране окружающей сре-

ды следует относить к нормативным потерям.

7.2.2. Потери непромышленных объемов газа экономически оправданы, если коэффициент экономической эффективности капитальных вложений ($Э_{кв}$) на осуществление мероприятия по сбору, подготовке, транспорту и переработке этого газа в пределах предприятий нефтяной промышленности ниже 0,1.

7.2.3. Эффективность капитальных вложений на осуществление мероприятий по сбору, подготовке, транспорту и переработке газа при современном уровне техники и технологии и действующем уровне цен определяется выражением (46):

$$\frac{Ц - С}{К} = Э_{кв} \geq 0,1 \qquad (46)$$

где $Э_{кв}$ – коэффициент экономической эффективности капитальных вложений;

$Ц$ – совокупная товарная продукция в оптовых ценах предприятия, полученная при сборе, подготовке, транспорте и переработке газа, руб. (руб/1000 м^3);

$С$ – эксплуатационные расходы (себестоимость) сбора, подготовки, транспорта и переработки газа, руб. (руб/1000 м^3);

$К$ – капитальные вложения (удельные капитальные вложения) на осуществление мероприятий по сбору, подготовке, транспорту и переработке газа, руб. (руб/1000 м^3).

7.2.4. Непромышленные объемы газа на определенный период устанавливаются в откорректированных технологических схемах разработки и обустройства месторождений и утверждаются в установленном порядке.

7.2.5. Оценка экологического ущерба, причиненного народному

хозяйству загрязнением окружающей среды от сжигания газа в факелах и выделяемого в атмосферу из нефтепромыслового оборудования, рассчитывается согласно типовой методике /12/ .

7.3. Величина нормативных потерь газа проектируемых объектов определяется в проектах и обосновывается экономическими расчетами.

7.4. Расчет нормативных потерь газа по объекту, предприятию производится суммированием потерь по источникам и операциям, определяемых в соответствии с разделом 5. Частота, продолжительность операций и термобарические режимы для расчета утверждаются руководителем предприятия.

7.5. Для действующих объектов, предприятий частота и продолжительность операций, не указанные в проектной документации, должны быть внесены в технологические регламенты эксплуатации объекта.

7.5.1. Количество продувок участков газопроводов и число опорожнений конденсатосборников, необходимых при расчетах нормативных потерь газа (пункты 5.6.4-5.6.8), рекомендуется определять по формуле:

$$B = \frac{Q_y + Q_в}{Q_з} \qquad (47)$$

7.5.2. Объем конденсата, выпадающего в газопроводе, состоит из суммы объемов углеводородного и водяного конденсатов.

7.5.3. Доля углеводородного конденсата, выпадающего в газопроводе, определяется расчетом фазового равновесия в зависимости от углеводородного состава газа и термобарических условий транспорта газа, экспериментально или по графикам приложения 3. Допускается оценка содержания тяжелых углеводородов в газе (приложение 4).

Объем углеводородного конденсата вычисляется по формуле:

$$Q_y = \frac{Q \cdot B \cdot \tau}{0,24} \qquad (48)$$

7.5.4. Объем водного конденсата, выпадающего в газопроводе, определяется по формуле:

$$Q_в = Q \cdot \tau \cdot (W_н^г - W_к^г) \cdot 10^{-3} \qquad (49)$$

8. ПОГРЕШНОСТИ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ОБЪЕМА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОТЕРЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА

8.1. При оценке погрешности определения величины потерь нефтяного газа допускаются следующие упрощения:

составляющие погрешности не имеют корреляционной связи и считаются независимыми друг от друга;

закон распределения составляющих погрешностей принимается нормальным (закон Гаусса);

предельную погрешность измерения принимают равной максимальной погрешности однократного измерения при доверительной вероятности 0,95, при этом $\delta' = 2\delta$;

составляющей или совокупностью составляющих погрешностей, равных или менее 30 % результирующей погрешности, пренебрегают.

8.2. Режимные показатели работы оборудования должны соответствовать технологическим регламентам.

8.3. Погрешность измерения контролируемых параметров определяется по фактически установленным на технологических объектах измерительным приборам.

8.4. Основные параметры P, T, ρ, Z и соответствую-

щие оценке практические погрешности их определения находятся по РД 50-213-80 [10].

8.5. Суммарная погрешность оценки расхода газа на факельных линиях, в соответствии с разделом 5, равна 10 %.

Зав.отделом И.С.Бронштейн

Зав.лабораторией Г.З.Эпштейн

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение I

МЕТОДИКА ИЗМЕРЕНИЯ РАСХОДА ГАЗА НА ФАКЕЛ

I. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

I.I. Расход газа, находящегося под давлением более 0,I6 МПа, проводится по РД 50-213-80 с автоматической регистрацией показаний.

I.2. Расход газа, находящегося под давлением во всех точках факельной линии менее 0,I6 МПа, описывается по величине статического давления в одной из точек факельной линии с перерасчетом по результатам предварительно проведенной калибровки.

I.3. Факельная линия должна быть выполнена в соответствии с "Правилами устройства и безопасной эксплуатации факельных систем" /5/. Расчет факельной линии производится согласно /II/.

I.4. Определение расхода газа предлагаемым методом состоит из двух этапов: на первом этапе определяется гидравлическая характеристика факельной линии и строится график зависимости между расходом и давлением газа в одной из точек факельного газопровода (в дальнейшем - калибровочный график); второй этап - из непрерывной (или периодической) регистрации избыточного статического давления в этой точке газопровода и определения среднего значения расхода газа за любой промежуток времени по построенному калибровочному графику.

2. ИСПОЛЬЗУЕМЫЕ СРЕДСТВА ИЗМЕРЕНИЯ

2.I. Для измерения скорости потока газа в качестве первичных преобразователей используют дифференциальные напорные трубки (в дальнейшем - напорные трубки или первичные преобразователи), изготовленные в соответствии с ГОСТ 8.36I-79.

.2. В качестве вторичных приборов к напорным трубкам используют жидкостные дифференциальные микроманометры класса точности не ниже I,0 по ГОСТ IIIGI-84 (например ДТ-5, ДТ-50, ММН-240).

2.3. Для определения избыточного статического давления используют самопишущие напоромеры (например, МТС-7I2, НС-32, НС-33) или показывающие напоромеры (например НМТ-I00, ДИМТ-I00, НМП-52) класса точности не ниже I,0 по ГОСТ 8.092-73.

2.4. Для определения плотности газа производится отбор проб из газопровода в герметичный пробоотборник по ГОСТ I8917-82, определяется компонентный состав газа по ГОСТ I4920-79 и ГОСТ 2378I-87 и по нему рассчитывается плотность газа при нормальных условиях.

2.5. Для измерения температуры используют термометры класса точности I,0.

2.6. Для измерения абсолютного статического давления используют манометры абсолютного давления класса точности I,0.

2.7. Для измерения площади поперечного сечения трубы используют рулетку по ГОСТ 7502-89 и штангенциркуль по ГОСТ I66-89.

2.8. При необходимости используют также секундомер и фотоаппарат.

2.9. Допускается применение других средств измерения с аналогичными характеристиками.

3. ПОДГОТОВКА К ИЗМЕРЕНИЯМ

3.I. На прямом равномерном участке факельной линии после последней по движению газа задвижки, но не ближе чем на расстоянии 50 м от свободного конца, монтируют устройство для напорной трубки. Это устройство должно обеспечивать возможность установки воспринимающего напор конца напорной трубки на требуемое расстояние от внутренней поверхности трубопровода (y).

3.2. Длина прямого участка газопровода (L) при установке напорной трубки определяется из выражения:

$$L \geq D \cdot n \qquad (50)$$

где D – внутренний диаметр газопровода, м.

Коэффициент n принимается:

– не менее 10 для участка трубы до установки напорной трубки;

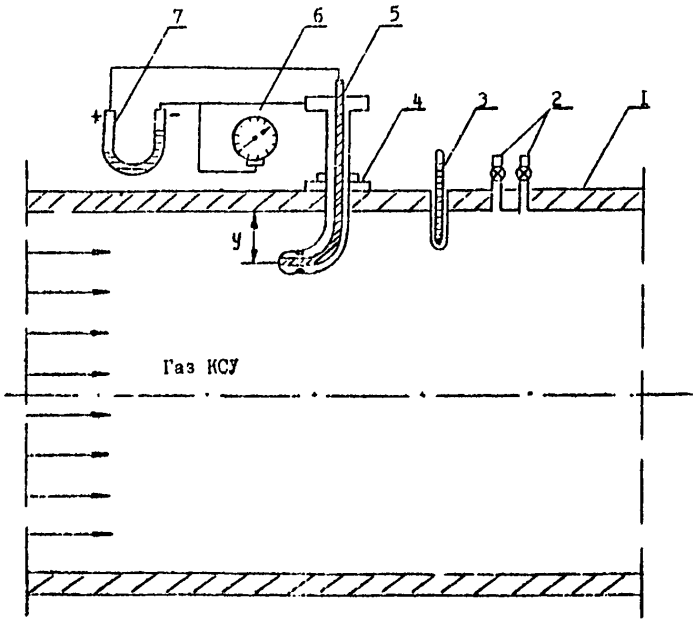
– не менее 5 для участка трубы после установки напорной трубки.

3.3. Вблизи с устройством для установки напорной трубки монтируют термокарман и штуцера для присоединения напоромера и пробоотборника (рис.8). Если факельная линия оборудована штатным напоромером, то избыточное статическое давление можно определять по нему при условии, что обеспечена возможность одновременного наблюдения (фотографирования) измерительных шкал напоромера и вторичного прибора напорной трубки. В случае использования самопишущего напоромера с электрической подачей сигнала в операторную, точку установки напоромера выбирают из тех же условий, что и точку установки напорной трубки.

3.4. При последующем определении расхода газа факельной линии по построенному градуировочному графику избыточное статическое давление должно измеряться в той же точке, что и для построения градуировочного графика.

3.5. Факельные линии должны удовлетворять следующим условиям: потери давления в них (для систем с установкой сбора углеводородных газов и паров) должны составлять не более 0,05 МПа от технологической установки до выхода из оголовья факельного ствола; факельные коллекторы и трубопроводы должны быть проложены с уклоном в сторону сепараторов не менее 0,003. Если указанный уклон не выдержан, в низших точках факельных коллекторов и трубопроводов должны быть предусмотрены устройства отвода конденсата. Сборники

Измерительная схема



I - газопровод;
2 - штуцера для напоромера и пробоотборника;
3 - термометр;
4 - устройство для установки напорной трубки;
5 - напорная трубка;
6 - манометр;
7 - вторичный прибор напорной трубки.

Рис. 3

конденсата должны иметь тепловую изоляцию и наружный обогрев, опорожнение их должно быть автоматическим или дистанционным по сигналу в операторную.

3.6. Определение гидравлической характеристики факельной линии для построения ее градуировочного графика рекомендуется проводить при положительной температуре окружающего воздуха. Проведение работ при отрицательных значениях наружного воздуха производится при условии обогрева импульсных труб для предотвращения их перемерзания.

4. ПРОВЕДЕНИЕ ИЗМЕРЕНИЙ, ПОСТРОЕНИЕ КАЛИБРОВОЧНОГО ГРАФИКА

4.1. Для определения гидравлической характеристики факельного газопровода выполняются подготовительные работы:

- определяется внутренний диаметр газопровода в измеряемом сечении;
- определяется температура газа;
- отбираются пробы газа для последующего определения плотности газа;
- собирается измерительная схема (см.рис.8).

4.2. Расход газа определяют по ГОСТ 8.361-79 при помощи напорных трубок. Напорную трубку вводят в полость газопровода на глубину y :

$$y = (0,5 \div 0,12) D \qquad (51)$$

4.3. В процессе измерений производят одновременную запись динамического давления, измеряемого напоромером, и вторичного прибора напорной трубки (перепад давления).

4.4. Одновременность записи достигается либо фотографированием на одном кадре шкал напоромера и вторичного прибора напорной трубки, либо синхронизацией записи показаний по часам.

4.5. Синхронизация записи показаний по часам допускается при амплитуде колебаний показаний вторичного прибора менее чем на 30% от среднего значения и среднем периоде колебаний более чем 30 с, а также при использовании самописцев.

4.6. Запись показаний (или фотографирование) шкал приборов проводится через 15 или 20 с в течение 4–5 минут.

4.7. Расход газа определяется по формуле:

$$Q = 21{,}8 \cdot 10^3 \cdot K_r \cdot K_v \cdot D^2 \sqrt{\frac{\Delta P \cdot P}{\rho_r^{20} \cdot T}} \qquad (52)$$

где Q – расход газа, тыс.м^3/час;

D – диаметр газопровода, м;

ΔP – перепад давления (по показаниям вторичного прибора напорной трубки), Па;

P – абсолютное статическое давление (по показаниям напоромера),

ρ_r^{20} – плотность газа при стандартных условиях, кг/м^3;

T – температура газа в газопроводе, К;

K_r – градуировочный коэффициент напорной трубки (берется из свидетельства о поверке), допустимо $K_r = 1$;

K_v – отношение средней скорости потока в данном сечении к скорости потока в точке измерения.

4.8. Коэффициент отношения скорости K_v определяется следующим образом. Находится скорость газа в рабочих условиях

$$V_r = \sqrt{\frac{2g \cdot \Delta P}{\rho_r}} \qquad (53)$$

Для данной скорости определяется число Рейнольдса

$$Re = \frac{D \cdot V_r \cdot \rho_r}{\mu_r} \qquad (54)$$

По графику зависимости отношения средней скорости к максимальной от числа Рейнольдса (рис.9) определяем K_v /13/.

При установке напорной трубки на глубину $y = 0,121D$; $K_v = 1$.

4.9. Серию измерений для построения калибровочного графика необходимо выполнить при постоянных температуре и плотности газа.

4.10. В случае изменения температуры или плотности газа во время выполнения серии измерений (п.4.9) необходимо произвести перерасчет результатов измерений по формуле

$$Q_1 = Q_2 \cdot \sqrt{\frac{\rho_2 \cdot T_2}{\rho_1 \cdot T_1}} \qquad (55)$$

где $Q_1; \rho_1; T_1$ – соответственно расход, плотность и температура для выбранных условий построения калибровочного графика;

$Q_2; \rho_2; T_2$ – соответственно расход, плотность и температура газа в изменившихся условиях.

По результатам измерений и расчетам строят калибровочный график (рис.10), при этом используется метод наименьших квадратов для построения зависимости расхода газа от давления:

$$Q = B \cdot P^n \qquad (56)$$

$$\text{или } \lg Q = \lg B + n \lg P \qquad (57)$$

где B – коэффициент уравнения.

5. ПОЛЬЗОВАНИЕ КАЛИБРОВОЧНЫМ ГРАФИКОМ

5.1. Для определения расхода газа по калибровочному графику необходимо иметь данные – избыточное давление в газопроводе, температуру и плотность газа.

Зависимость отношения скоростей u / u_{max} от числа Рейнольдса для гладких круглых труб

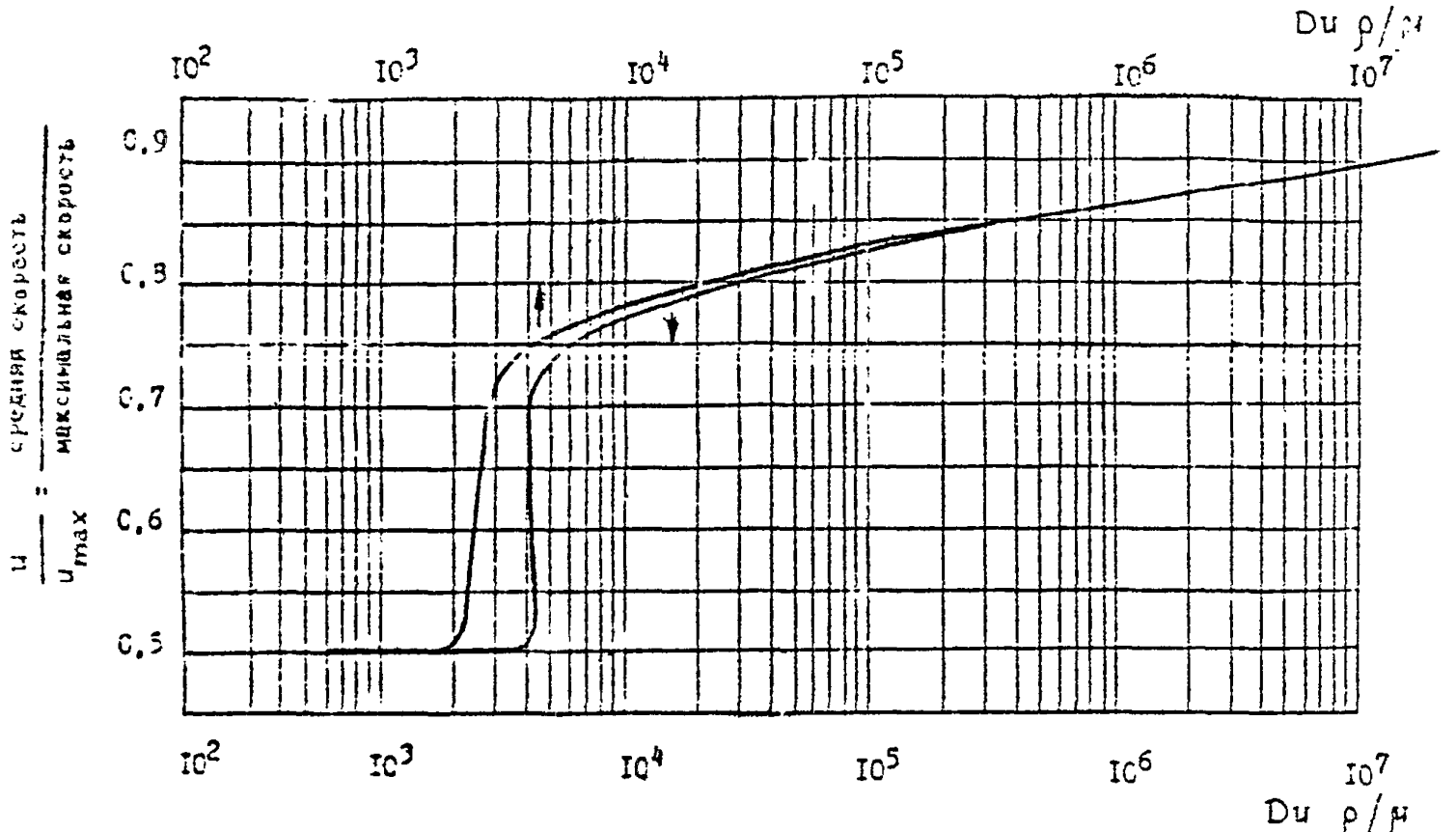


Рис. 9

Пример калибровочного графика факельной линии

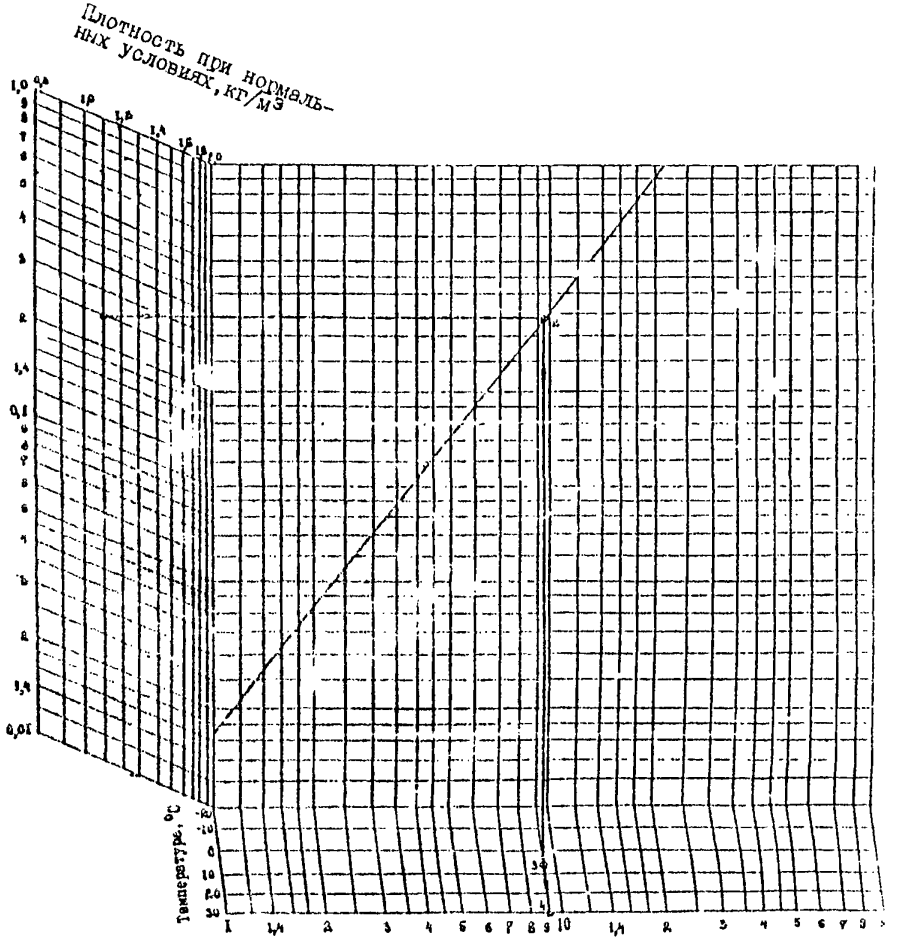


Рис.10

При этом давление и температура газа должны измеряться на момент определения расхода газа; плотность газа допустимо принимать среднюю из ранее определенных значений.

Плотность газа необходимо определять всякий раз при смене погодных условий (времен года) и при изменениях технологических режимов сепарации нефти и добычи нефти данной промысловой площадки.

5.2. Величины измеренных давления и плотности газа откладываются на соответствующих осях графика. Затем от точки значения давления проводится линия параллельно оси плотности, от точки значения плотности - параллельно оси давления, при пересечении указанных линий получаем точку I. (см.рис.10).

От указанной точки I проводится прямая параллельно оси расходов до пересечения с калибровочной линией (точка 2). От точки I опускается линия параллельная оси давления до пересечения с линией измеренной температуры (точка 3), откуда проводится прямая параллельно оси температур до пересечения с осью расхода (точка 4), где и производится отсчет расхода газа.

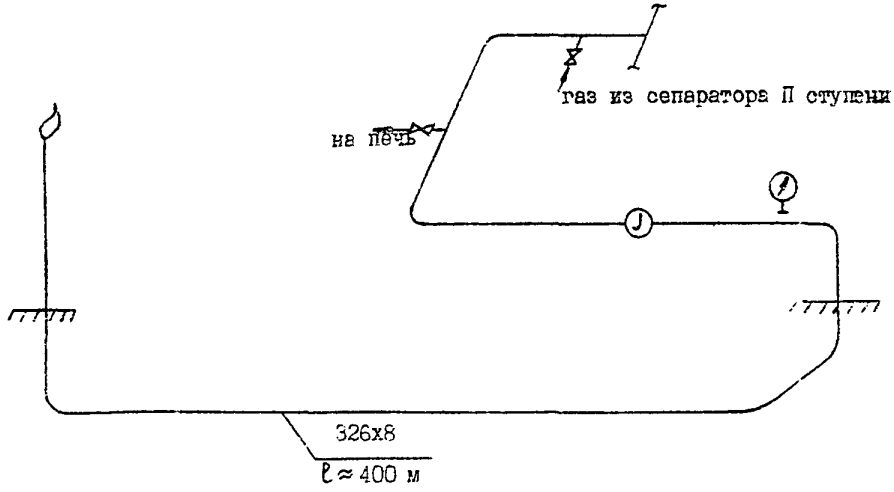
5.3. Пример пользования графиком.

Известно давление газа 0,025 МПа, плотность газа при нормальных условиях I,I кг/м^3, температура газа +5^{0}С.

Ход построения указан на рис.3, расход газа при данных условиях равен 9 тыс.м^3/ч.

Схема измерения с трубкой Пито-Прандтля указана на рис. II

Пример схемы факельной линии



- калибровочный манометр
- место установки трубки Пито-Прандтля

Рис. II

Приложение 2

РАСЧЕТ КРАТНОСТИ ПРОДУВОК ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ОБОРУДОВАНИЯ И ГАЗОПРОВОДОВ, ОБЕСПЕЧИВАЮЩИХ ТРЕБОВАНИЯ БЕЗОПАСНОЙ ЭКСПЛУАТАЦИИ

I. МЕТОДИКА РАСЧЕТА КРАТНОСТИ ПРОДУВОК

I.I. Для обеспечения требований безопасной эксплуатации технологического оборудования содержание кислорода в среднем должно быть ниже I%. Обескислороживание оборудования достигается его продувкой газом.

I.2. Кратность продувок определяется из выражения:

$$y = \frac{y_c - a}{e^{b}} + a \quad , \qquad (58)$$

где a – концентрация кислорода в продувочном газе, %;

y_c – концентрация кислорода в газе аппарата перед продувкой, %;

e – основание натурального логарифма;

y – заданная концентрация кислорода в аппарате, %;

I.3. Принимая заданную концентрацию кислорода в аппарате y = I% и после преобразования формулы, получим выражение для определения кратности продувок:

$$b = \ln\left(\frac{y_c - a}{1 - a}\right) \qquad (59)$$

Приложение 3

ПРИМЕНЕНИЕ НОМОГРАММ ДЛЯ ОЦЕНКИ ДОЛИ КОНДЕНСАЦИИ

I. Указания по пользованию номограммами

Разработанные номограммы типа "поле" (рис.12-25) позволяют проводить оценку доли конденсации нефтяного газа.

В случае, когда точка, соответствующая условиям конденсации находится между изолиниями, применяется линейная интерполяция. Для определения доли конденсации при температуре, указанной на одном из графиков, определяется положение точки, соответствующей заданным давлению и содержанию C_{3+} в исходном газе.

Если точка оказывается на одной из изолиний, то доля конденсации равна величине, указанной на этой изолинии.

Если точка с заданными координатами находится между изолиниями, то доля конденсации определяется по формуле:

$$\beta = \frac{\beta_1 \cdot \ell_2 + \beta_2 \cdot \ell_1}{\ell_1 + \ell_2} \qquad (60)$$

где β - доля конденсации при заданных условиях, % мольные;

β_1 - доля конденсации на одной из двух ближайших изолиний, % мольные;

β_2 - доля конденсации, указанная на второй из ближайших изолиний, % мольные;

ℓ_1 - кратчайшее расстояние от точки с заданными координатами до первой из ближайших изолиний;

ℓ_2 - кратчайшее расстояние от точки до второй из ближайших изолиний.

Для определения доли конденсации при температурах, промежуточных между указанными на номограммах (рис.12-25) применяется линейная интерполяция значений доли конденсации, соответствующих

Уменьшение объёма газа в результате конденсации при t= -20 °С

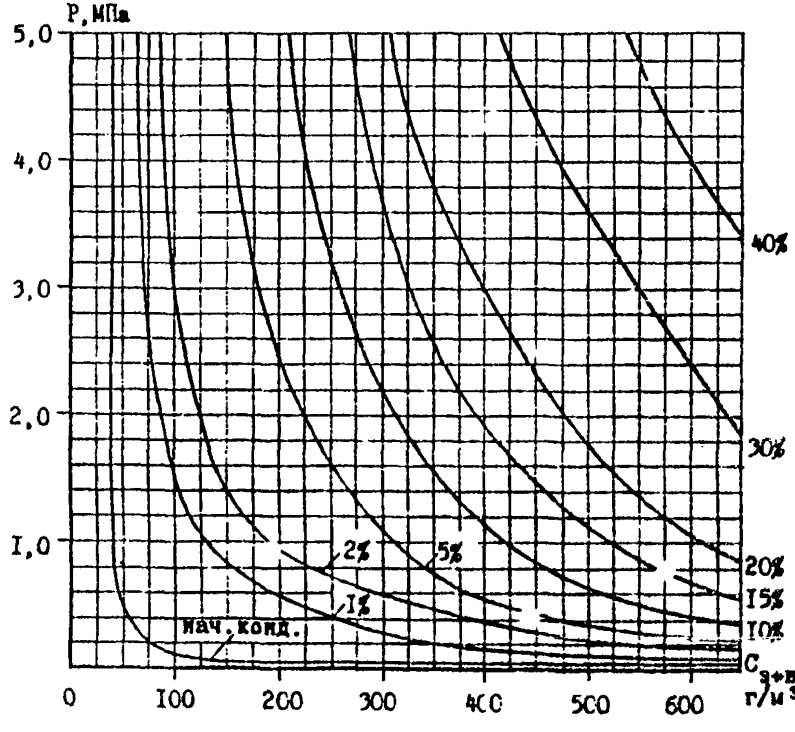


Рис. 12

Уменьшение объема газа в результате конденсации при $t = -10\ ^{\circ}C$

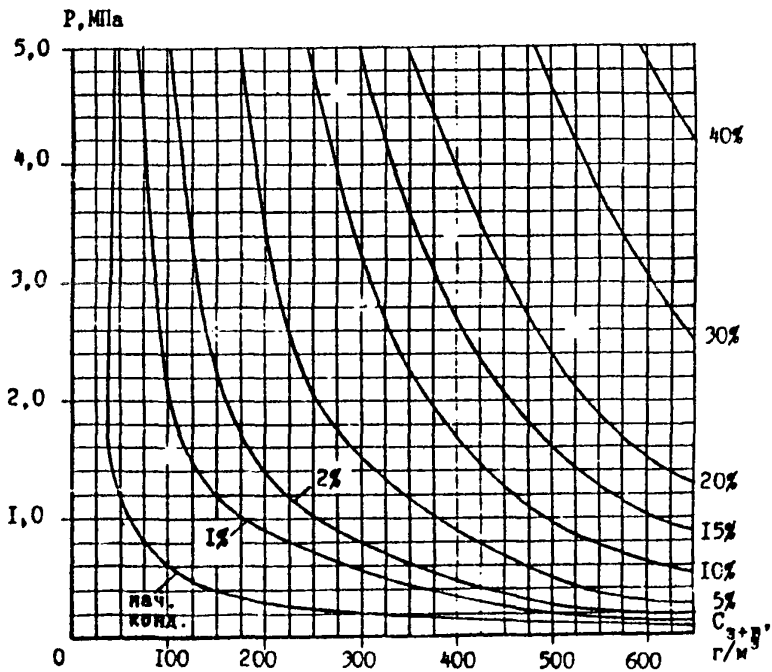


Рис. 13

Уменьшение объёма газа в результате конденсации при t = 0 °C

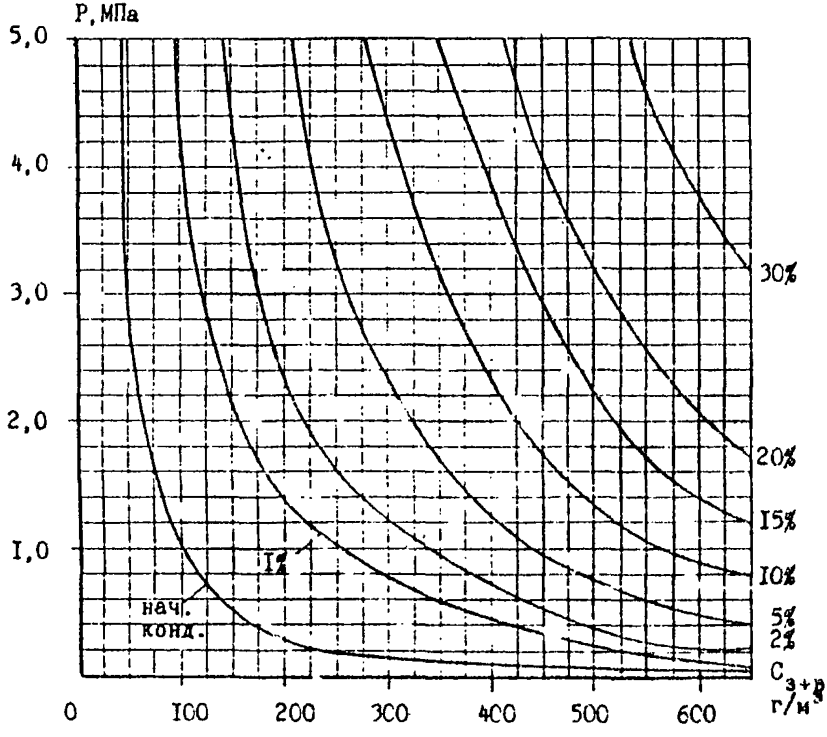


Рис. 14

Уменьшение объёма газа в результате конденсации при $t = +10\,^{\circ}C$

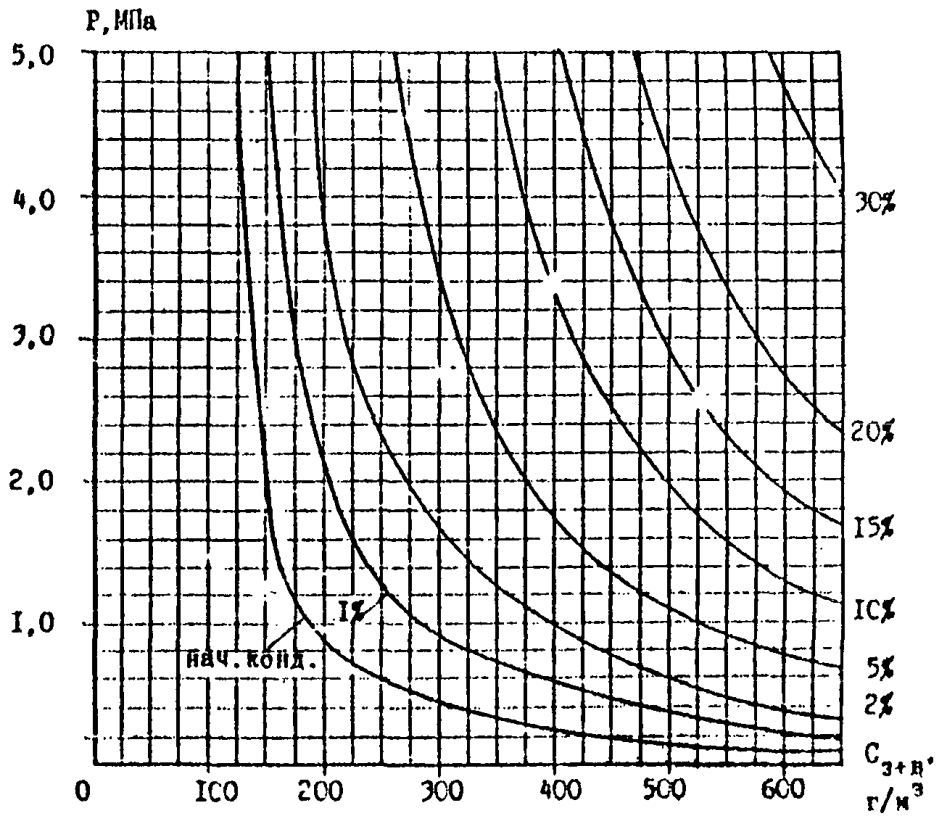


Рис. 1.

Уменьшение объёма газа в результате конденсации при t = +20 °C

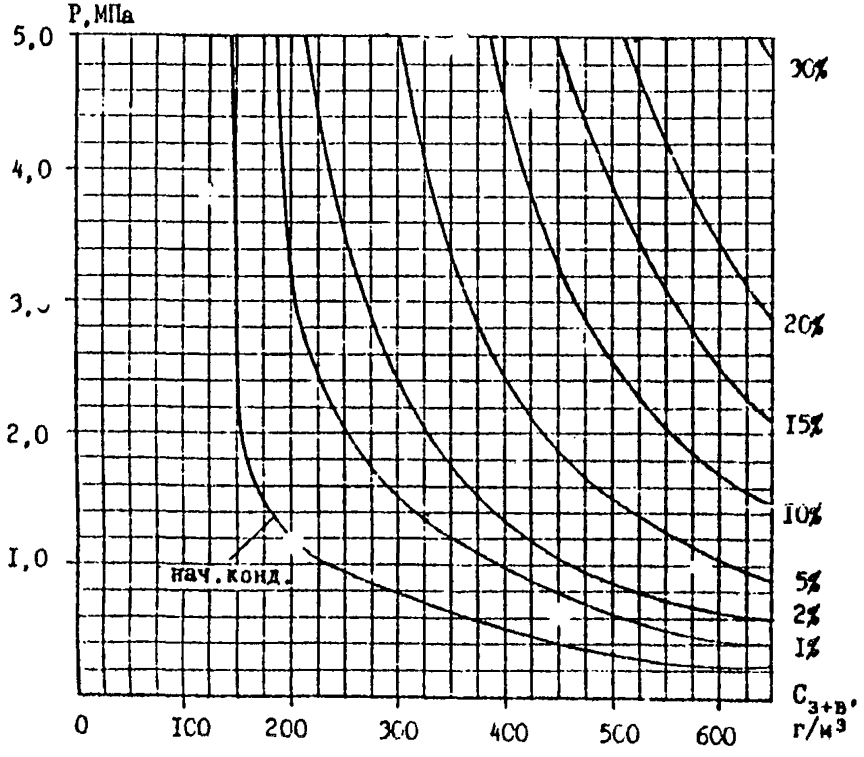


Рис. 16

Уменьшение объёма газа в результате конденсации при t = +30 °С

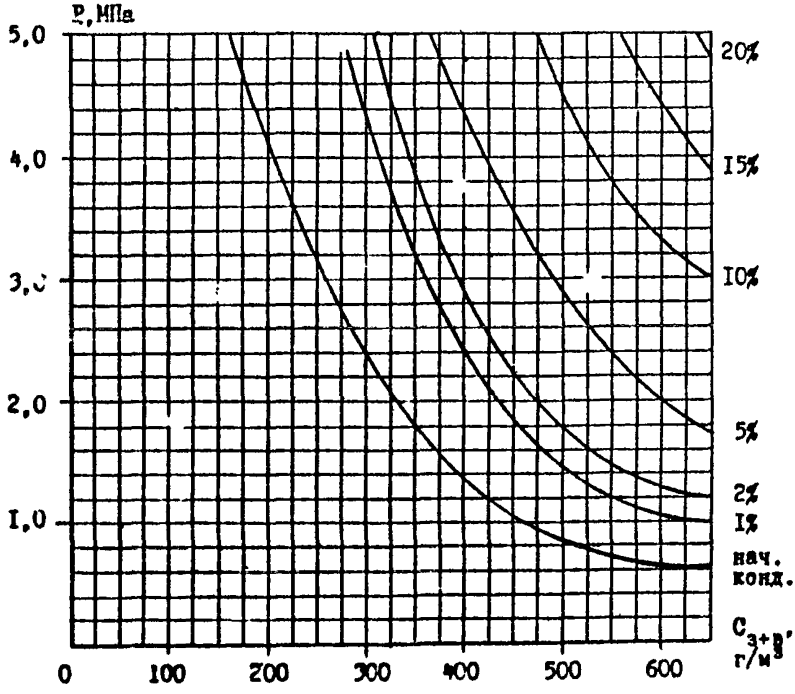


Рис. 17

Уменьшение объёма газа в результате конденсации при $t = +40\ ^{\circ}C$

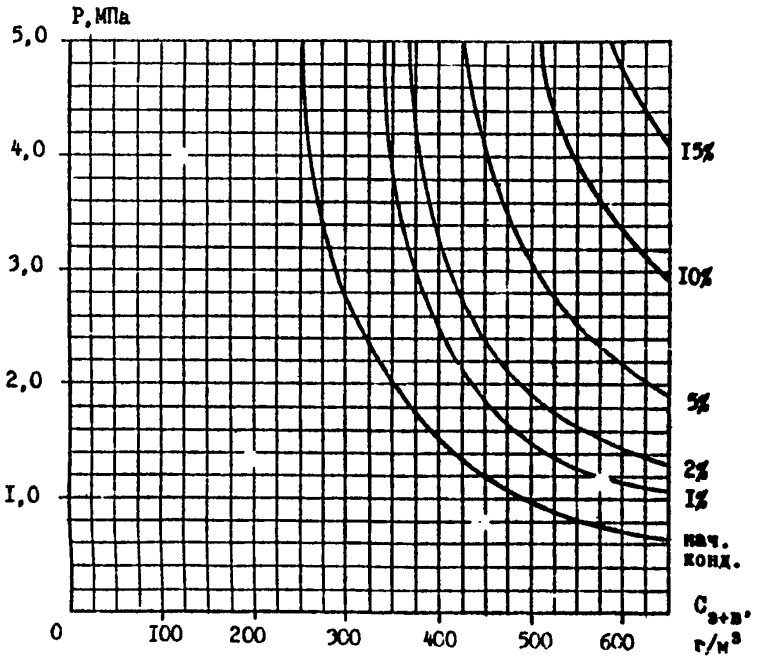


Рис. 18

Сокращение содержания $C_{з+в}$ в результате конденсации при $t = -20\,^{\circ}C$

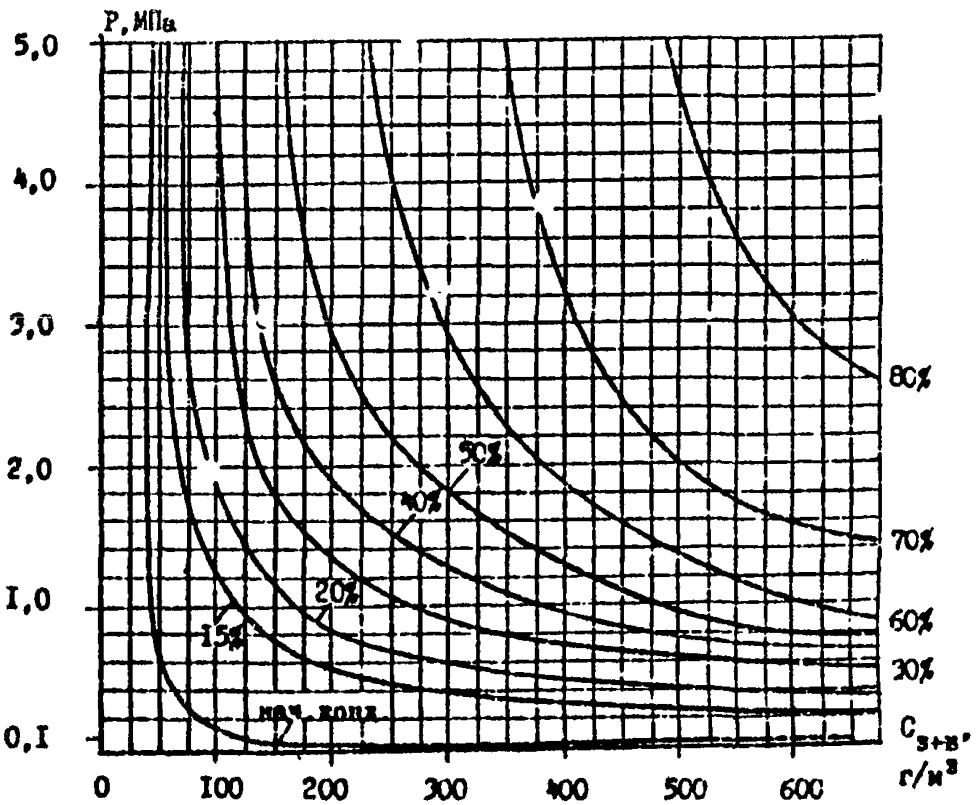


Рис. 19

Сокращение содержания $C_{з+в}$ в результате конденсации при $t = -10\,^{\circ}C$

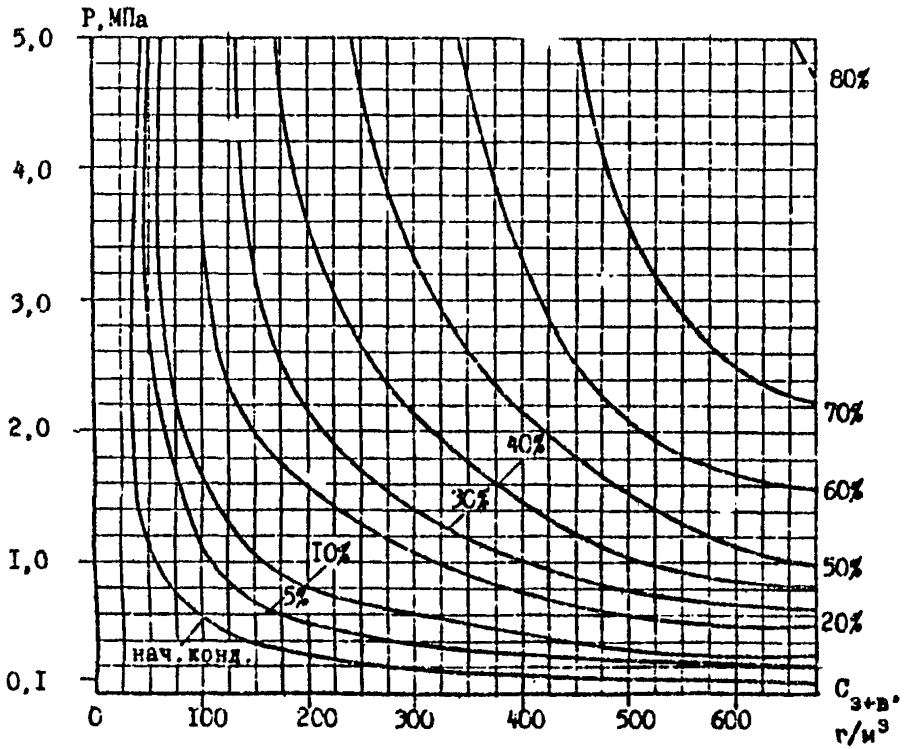


Рис. 20

Сокращение содержания $C_{з+в}$ в результате конденсации при $t = 0\,^{\circ}C$

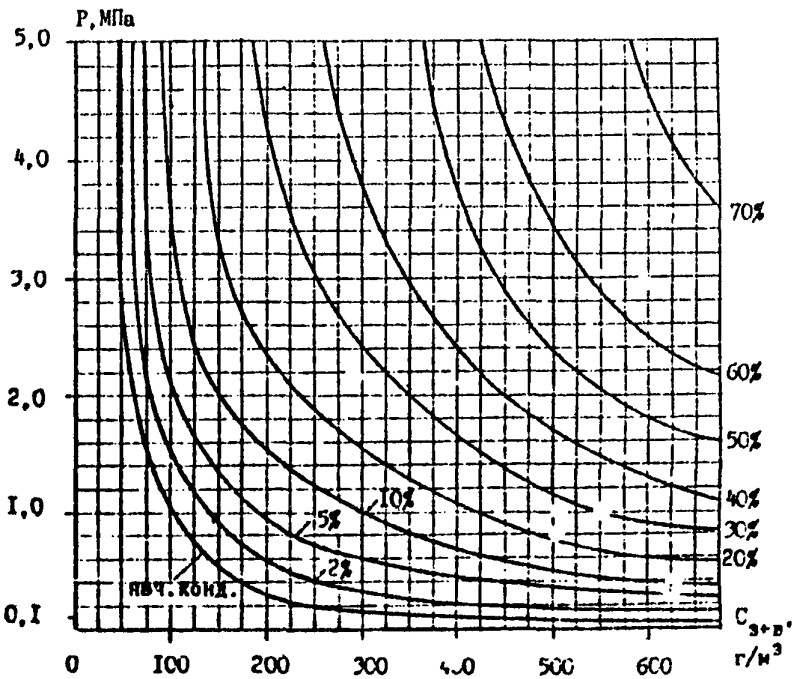


Рис. 21

Сокращение содержания $C_{з+в}$ в результате конденсации при t = +10 °С

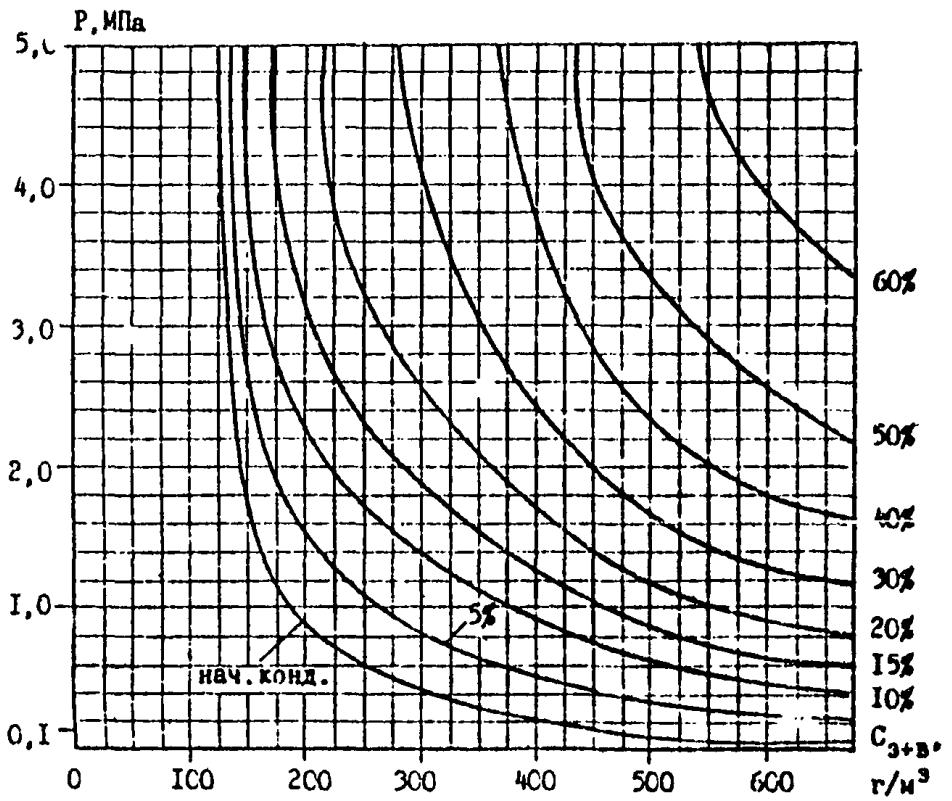


Рис. 22

Сокращение содержания $C_{з+в}$ в результате конденсации при t = +20 °C

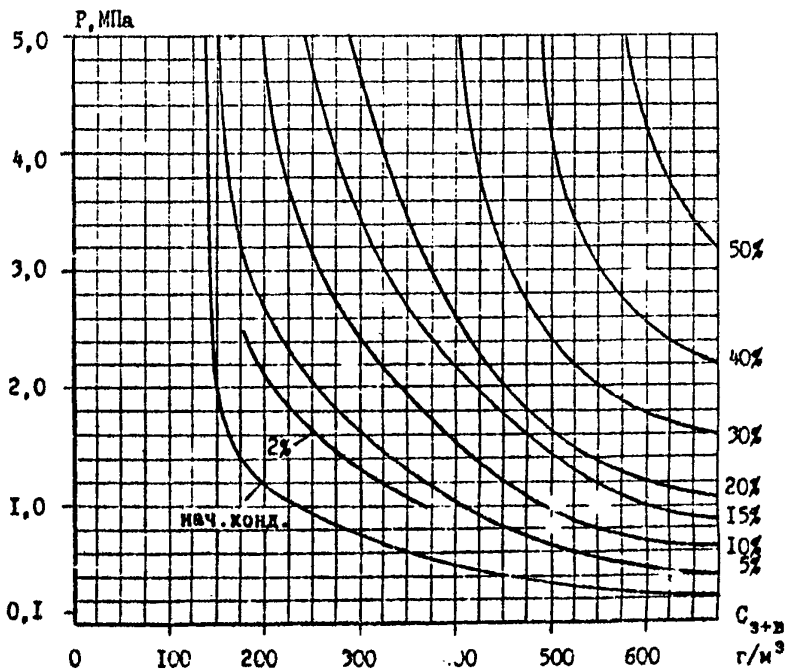


Рис. 23

Сокращение содержания $C_{з+в}$ в результате конденсации при t =+30 °C

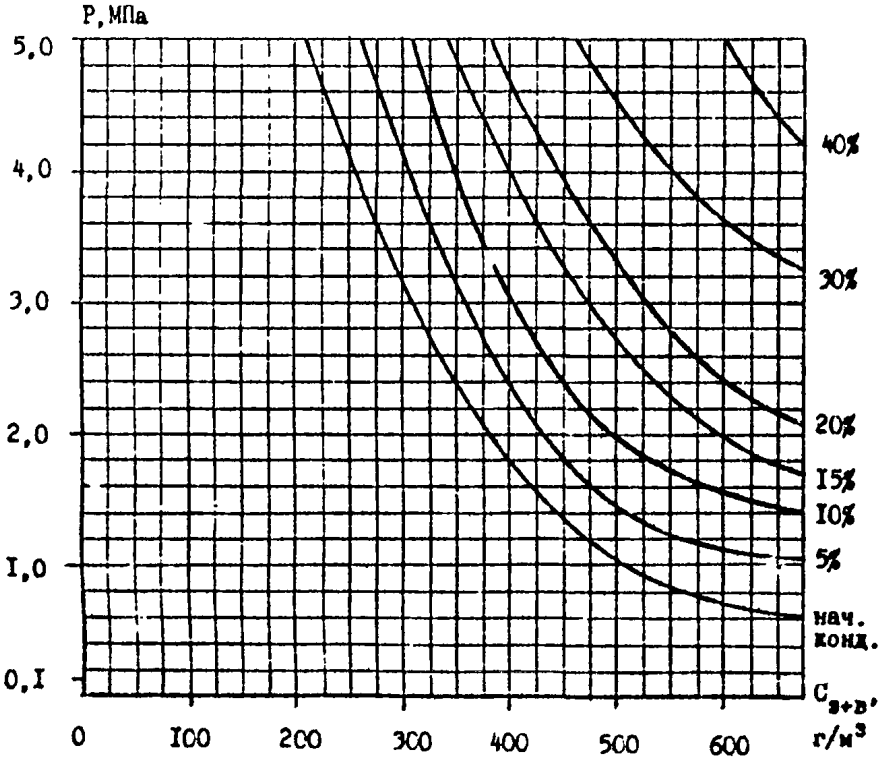


Рис. 24

Сокращение содержания $C_{э+в}$ в результате конденсации при t = +40 °С

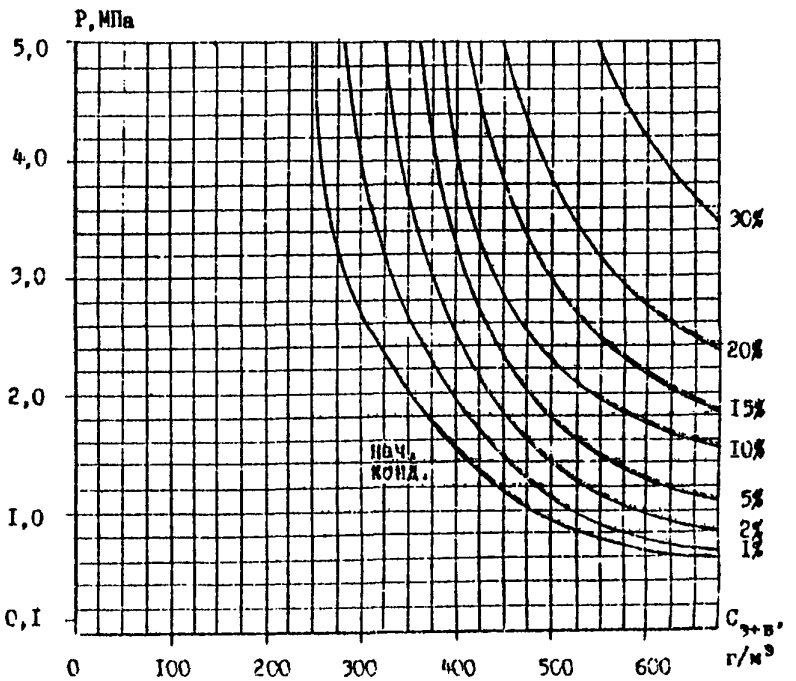


Рис. 25

заданным давлению и содержанию. $C'_{3+в}$ на номограммах ближайших значений температур по формуле:

$$\beta_{t_x,P,C_3} = \beta_{t_1,P,C_3} \cdot \frac{t_2 - t_x}{t_2 - t_1} + \beta_{t_2,P,C_3} \cdot \frac{t_x - t_1}{t_2 - t_1} \quad , \qquad (61)$$

где β_{t_x,P,C_3} – доля конденсации газа при заданных температуре, давлении, содержании $C_{3+в}$, % мольные (объемные);

t_x – заданная температура;

t_1 – температура, указанная на номограмме, ближайшая $(t_1 < t_x)$ к заданной температуре;

β_{t_1,P,C_3} – доля конденсации газа при температуре t_1 и заданных давлении и содержании $C_{3+в}$, % мольные;

t_2 – температура, указанная на номограмме, ближайшая $(t_2 > t_x)$ к заданной температуре;

β_{t_2,P,C_3} – доля конденсации газа при температуре t_2 и заданных давлении и содержании $C_{3+в}$, % мольные.

При оценке конденсации необходимо учитывать влияние наличия в газе капельной нефти, а также предыдущий вывод части углеводородов – "промежуточную сепарацию".

Рекомендуются следующие приемы оценки:

I. При наличии в газе унесенной капельной нефти (условия системы бескомпрессорного транспорта газа, в т.ч. на входе на ГПЗ и КС), полученное значение доли сконденсировавшегося газа необходимо умножить на коэффициент I,05.

2. При наличии в системе промежуточного вывода конденсата.

В этом случае необходимо оценить долю конденсации в точках промежуточной сепарации и рассматриваемой при реальных температуре, давлении и при содержании $C_{3+в}$ соответствующего исходному составу газа (до промежуточной сепарации).

Если доля конденсации в точке промежуточной сепарации выше, то фактическая доля конденсации в рассматриваемой точке не может оцениваться по предлагаемой методике.

Если доля конденсации в точке промежуточной сепарации ниже, то доля конденсации в рассматриваемой точке может быт. оценена двумя способами (в зависимости от полноты исходных данных):

имеются данные о составе нефтяного газа в рассматриваемой точке;

отсутствуют данные состава газа в рассматриваемой точке, но имеются данные о составе газа до промежуточной сепарации.

Оценка конденсации производится по номограммам для фактического содержания C_{3+g}, полученное значение умножается на коэффициент 0,9 для температур газа ниже +20 °С, или 0,95 для температур газа выше +20 °С.

Оценка доли конденсации производится по формуле

$$\beta_p = \beta_\Sigma \cdot K - \beta_{nc} \qquad (62)$$

где β_p – доля конденсации в рассматриваемой точке (с учетом промежуточной сепарации), % мольные;

β_Σ – доля конденсации при температуре и давлении рассматриваемой точки и при исходном составе газа (без учета промежуточной сепарации), % мольные;

K – поправочный коэффициент:

K = 0,97, если $\frac{\beta_{nc}}{\beta_\Sigma} \leq 0,5$

K = 0,95, если $0,5 < \frac{\beta_{nc}}{\beta_\Sigma} < 0,9$

β_{nc} – доля конденсации в точке промежуточной сепарации, % мольные

2. П р и м е р ы.

Пример I. Оценка доли конденсации.

Условия: температура +I3°С, давление I,7 МПа (I7ата), содержание в газе $C_{3+в}$ - 420 г/м³.

По номограмме проводим оценку доли конденсации для ближайшей температуры +I0° и заданных давлении (I,7 МПа) и содержании $C_{3+в}$ (420 г/м³).

Точка с координатами $C_{3+в}$ = 420 и P = I,7 находится между изолиниями 5% и I0% на расстоянии 5 мм от изолинии 5% и 20 мм от изолинии I0%.

$$\beta_{10;1,7;420} = \frac{5\% \cdot 20 + 10\% \cdot 5}{20+5} = 6\%$$

Далее проводим оценку доли конденсации для ближайшей температуры + 20°.

Точка с заданными координатами находится между изолиниями 2% и 5% на расстоянии I5 мм от изолинии 2% и 9 мм от изолинии 5%.

$$\beta_{20;1,7;420} = \frac{2\% \cdot 9 + 5\% \cdot 15}{9+15} = 3,9\%$$

Доля конденсации при температуре +I3°С будет

$$\beta_{13;1,7;420} = \frac{6\% \cdot (20-13)}{20-10} + \frac{3,9\% \cdot (13-10)}{20-10} = 5,3\%$$

Пример 2. Оценка доли конденсации в присутствии унесенной капельной нефти.

Условия: аналогичные примеру I.

Оценка доли конденсации производится согласно решения примера I. Затем полученный результат умножается на коэффициент I,05. Таким образом, доля конденсации составит:

$$5,3 \cdot 1,05 = 5,6\%$$

Пример 3. Оценка доли конденсации после промежуточной сепарации.

Оценим конденсацию в условиях примера I, если в рассматриваемой точке содержание C_{3+6} = 420 г/м^3 и был осуществлен промежуточный вывод конденсата при условиях давления 2,5 МПа и температуры 30°С.

Доля конденсации в условиях примера I в промежуточного вывода равна 5,3%. С учетом промежуточного вывода конденсата при температуре I3°С в рассматриваемой точке доля конденсации составит:

5,3 · 0,9 = 4,8% (K = 0.9 т.к. I3°С < 20°С)

Пример 4. Оценить сокращение содержания C_{3+6} в результате конденсации в условиях примера I.

По номограмме проводим оценку доли уменьшения содержания C_{3+6} для ближайшей температуры +I0°С и заданных давлении (I,7 МПа) и содержании C_{3+6} = (420 г/м^3).

Точка с координатами C_{3+6} = 420 и давлением I,7 находится между изолиниями 20% и I5% на расстоянии 8 мм от изолинии I5% и 2 мм от изолинии 20%.

$$\gamma_{10;1,7;420} = \frac{20\% \cdot 8 + 15\% \cdot 2}{8+2} = 19\%$$

Проводим оценку доли сокращения содержания для ближайшей температуры +20°С.

Точка с заданными координатами находится между изолиниями I5% и I0% на расстоянии 5 мм от изолинии I0% и 6 мм от изолинии I5%

$$\gamma_{20;1,7;420} = \frac{10\% \cdot 6 + 15\% \cdot 5}{5+6} = 12,2\%$$

Доля снижения содержания C_{3+6} при +I3% будет

$$\gamma_{13;1,7;420} = \frac{19\% (20-13)}{20-10} + \frac{12,2\% (13-10)}{20-10} = 17\%$$

Пример 5. Оценка сокращения содержания $C_{3+\beta}$ в результате конденсации в присутствии капельно унесенной нефти в условиях примера I.

Оценка доли сокращения содержания $C_{3+\beta}$ в результате конденсации производится согласно решения примера 4. Затем полученный результат умножается на коэффициент I,05. Таким образом, доля уменьшения содержания $C_{3+\beta}$ составит:

$$\gamma = 17 \cdot 1{,}05 = 17{,}8\%$$

Пример 6. Оценка доли сокращения содержания после промежуточной сепарации.

Оценим долю сокращения содержания $C_{3+\beta}$ в условиях примера I, если в рассматриваемой точке содержание $C_{3+\beta}$ = 420 г/м^3 и был произведен промежуточный вывод конденсата при условиях: давление 2,5 МПа и температура +30^{0}С.

Доля сокращения содержания $C_{3+\beta}$ в газе в результате конденсации в условиях примера I равна I7%.

С учетом промежуточного вывода конденсата в рассматриваемой точке при температуре +I3^{0}С доля уменьшения содержания $C_{3+\beta}$ составит:

$$\gamma = 17\% \cdot 0{,}9 = 15\% \qquad (K = 0{,}9 \text{ т.к. } 13^0\text{С} < 20\ \text{С})$$

3. Оценка потерь целевых компонентов за счет вывода конденсата.

Уменьшение суммарного потенциала целевых компонентов в потоке газа при частичной конденсации происходит как за счет сокращения объема газа (учитывается оценкой доли конденсации), так и за счет уменьшения содержания целевых компонентов по сравнению с составом исходного газа.

Доля суммарных потерь целевых компонентов от их исходного потенциала определяется по формуле:

$$\Delta = 100 - \frac{(100 - \beta)\cdot(100 - \gamma)}{100}, \quad \% \qquad (63)$$

где Δ - доля потерь целевых компонентов от исходного потенциала, %;

β - доля конденсации газа, %;

γ - доля сокращения содержания целевых компонетов в результате конденсации, %.

Приложение 4

ОЦЕНКА СОДЕРЖАНИЯ В НЕФТЯНОМ ГАЗЕ УГЛЕВОДОРОДОВ $C_6 - C_{10}$ ПО РЕЗУЛЬТАТАМ АНАЛИЗА ПРОБ ГАЗА ДО ПОСЛЕДНЕГО УСЛОВНОГО КОМПОНЕНТА, ОБОЗНАЧЕННОГО C_{6+}

I. Для увеличения надежности результатов расчета фазовых равновесий нефтяного газа необходимо иметь анализ газа до C_9 или C_{10}. В связи с тем, что в большинстве случаев анализы проб газа проводятся до обобщенного компонента, обозначенного как C_{6+}, допускается для оценки содержания более тяжелых углеводородов применение логарифмической экстраполяции, основанной на близости эмпирических законов молекулярно-весовых распределений компонентов тяжелее пропана большинства нефтяных газов.

2. Алгоритм проведения экстраполяции:

Используются данные по компонентному составу газа не менее чем до C_{6+} (в молярных долях).

Суммируются молярные доли изомеров бутана (Σy_4), изомеров пентана (Σy_5), гексана (Σy_6), гептана (Σy_7), если они определены в результате анализа.

Вычисляются логарифмы молярных долей углеводородов тяжелее пропана ($\ell n \Sigma y_4, \ell n \Sigma y_5$ и т.д.).

Если известно только содержание Σy_5 и Σy_6 вычисляется коэффициент η по формуле:

$$\eta = \ell n \Sigma y_5 - \ell n \Sigma y_6 \qquad (64)$$

где η – показатель степени.

Если известно содержание трех и более компонентов, методом наименьших квадратов определяется или строится зависимость:

$$\ell n \Sigma y_i = \ell n \Sigma y_4 + \eta (i-4) \qquad (65)$$

где $\sum y_i$ - молярная доля суммы изомеров i-го компонента;

i - число атомов углерода в молекуле.

Вычисляется значение молярных долей конденсатов, не определенных в исходных данных анализом:

$$\sum y_i = \sum y_4 \cdot 10^{\eta (i-4)} \qquad (66)$$

Проводится проверка результатов вычисленных концентраций:

$$\sum y_{6+} - \sum_{6}^{10} y_i \leq \delta \qquad (67)$$

где δ = 0,1%.

Если условие выполняется, проводится нормирование с приведением 100% состава, включая вычисленные концентрации компонентов до C_{10}.

Если условие не выполняется, проводится анализ надежности исходных данных по содержанию компонентов тяжелее пропана и показатель η варьируется до выполнения (67)

Приложение 5

МЕТОДИКА ОПРЕДЕЛЕНИЯ МОЛЯРНОЙ МАССЫ И СРЕДНЕЙ ТЕМПЕРАТУРЫ КИПЕНИЯ ТОВАРНЫХ НЕФТЕЙ

Определение молярной массы товарных нефтей.

Для определения физико-химических параметров товарных нефтей рекомендуются расчетные методы, основанные на использовании средних для рассматриваемого узла нефтесбора значений плотности жидкой части продукции скважин.

Взаимозависимость величин молярной массы и плотности дегазированных нефтей выявлена на основании обработки экспериментальных данных о составе и свойствах нефтей и нефтепродуктов. В процессе обработки результатов лабораторных исследований для расчета молярной массы нефтей получено следующее выражение:

$$M_н = \frac{40,15 \cdot \rho_н}{1000 - 0,975\rho_н}$$

где $M_н$ – молярная масса нефти, г/моль;

$\rho_н$ – плотность нефти, кг/м^3.

В диапазоне плотностей от 800 до 900 кг/м^3 расхождение между расчетными и экспериментальными значениями молярной массы не превышает 7 % (для справки: средняя погрешность лабораторного определения молярной массы нефти и нефтепродуктов – около 5 %).

Определение средней температуры кипения нефтей и нефтяных фракций.

При отсутствии экспериментальных данных среднюю температуру кипения нефтей и нефтяных фракций рекомендуется рассчитывать по формуле:

$$lg\,(t_к + 273,15) = 1,8298 + 2,4583\,lg\,lg M_н$$

где $t_к$ – средняя температура кипения, °С;

$M_н$ – молярная масса нефти или нефтяной фракции, г/моль.

Как показал анализ литературных данных, расчет средней температуры кипения нефтей и нефтяных фракций по их молярной массе с помощью приводимого выражения хорошо совпадает с результатами известной формулы Воинова /13/, а также с результатами экспериментальных исследований. В частности, сопоставление расчетных и экспериментальных данных для нефтей и нефтяных фракций с молярной массой от 84 до 402 г/моль показало, что относительная ошибка расчета не превышает 1,5%.

Приложение 6

ПРИМЕР РАСЧЕТА НОРМАТИВОВ ПОТЕРЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА НА КОМПРЕССОРНОЙ СТАНЦИИ

I. Виды потерь нефтяного газа на компрессорной станции (КС)

I.I. Нормируемые потери газа на КС складываются из следующих видов потерь газа:

через неплотности соединений и уплотнений емкостей и аппаратуры;

через неплотности запорно-регулирующей арматуры;

через уплотнения валов компрессоров и насосов;

через уплотнения теплообменной аппаратуры;

для поддержания работоспособности аварийных факелов;

с рабочими жидкостями;

с дренажной водой;

при остановках КС на ППР.

I.2. Водяные пары, удаляемые из сырого нефтяного газа в процессе его компримирования и осушки, в потери не входят.

I.3. Виды фактических потерь нефтяного газа на КС.

К фактическим потерям относятся все виды нормируемых потерь а также потери газа:

при вынужденных простоях КС или ее отдельных агрегатов;

вызванные снижением производительности КС, вследствие аварийных остановок.

I.4. Исходные данные для определения величины технологических потерь нефтяного газа на КС приведены в табл. I2.

2. Определение величины нормативных потерь газа на КС.

2.I. Потери газа с дренажной водой определяются расчетом по формуле (I5)

$$П_1 = 1{,}2 \cdot 10^{-3} \cdot \gamma_г \cdot q_в \cdot K_п$$

где $\gamma_г$ – растворимость газа в воде, при P=0,I МПа и t=+5 °С

$\gamma_г$ = 0,I4 м³/м³

$Q_в$ – количество дренажной воды

$Q_в$ = 4200 м³/год

$K_м$ – коэффициент минерализации при t = +5 °С, $K_м$=0,95

$$П_I = I,2 \cdot I0^{-3} \cdot 0,I4 \cdot 4200 \cdot 0,95 = 0,67 \text{ тыс. м}^3/\text{год}$$

2.2. Потери газа через неплотности соединений и уплотнений сепараторов, отстойников, емкостей, колонн определяются расчетом по формуле (3) табл. I8.

Таблица 8

Исходные данные для расчета потерь нефтяного газа на КС

Вид аппарата	Кол-во, шт.	Среда в аппарате	Объем аппарата, $м^3$	Давление в аппарате, МПа	Температура, К	Молярная масса продукта, кг/кмоль	Плотность газа 20 4 $кг/м^3$	Температура кипения продукта, К	Время эксплуатации за год, ч
I	2	3	4	5	6	7	8	9	IO
Сепаратор С-IOI	2	Сырой газ	IOO	0,220	280	2I,26	0,884	-	8280
Сепаратор С-IO2	3	Компрессат+газ I ст.сж.	I6,0	I,000	323	2I,26	0,884	-	8280
Сепаратор С-IO3	3	Компрессат+газ II ст.сж.	8,0	3,300	308	2I,26	0,884	-	8280
Сепаратор С-20I	2	Компримированн. газ	8,0	3,300	303	2I,26	0,884	-	8280
Сепаратор С-203	I	Топливный газ	0,8	2,500	303	2I,26	0 884	-	8280
Сепаратор С-30I	I	Компримированн. газ	25,0	0,020	303	2I,26	0,884	-	8280
Емкость Е-IOI	I	Газ+В/в конд.	5,6	0,220	280	2I,26	0,884	-	8280
Емкость Е-IO2	I	Вода + газ	20,0	0,020	280	2I,26	0,884	373	8280
Емкость Е-IO,	I	В/в конденсат	I2,5	0,020	280	2I,26	0,884	-	8280
Емкость Е-204	I	Газ + газоль	I8,0	0,002	333	2I,26	0,884		8280

Продолжение табл. 8

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Емкость Е-203	I	Газ + гликоль	18,0	0,004	433	21,26	0,884	-	8280
Емкость Е-206	I	Газ дегазации	2,5	0,020	418	21,26	0,884	-	8280
Емкость Е-601	I	У/в газ	2,5	0,070	303	21,26	0,884	-	8280
Колонна К-201	I	Компримиров.газ	35,0	3,300	303	21,26	0,884	-	8280
Колонна К-202	I	У/в газ + гликоль	4,84	0,002	383	21,26	0,884	-	8280

Таблица 9

Исходные данные для расчета потерь нефтяного газа на КС

Наименование оборудования	Наличие лабиринтного уплотнения в факельном стволе	Количество продувочного газа, м³/ч	Диаметр факельного ствола под оголовком, м	Количество пекурных горелок на одном факельном стволе, шт.	Расход газа на одну пекурную горелку, м³/ч
Факел Ф-I	Есть	35,28	0,5	I	5,0

Таблица 10

Исходные данные для расчета потерь нефтяного газа на КС
(с углеводородной средой)

Наименование оборудования	Количество, шт.	Тип теплообменника	Среда пространство		Молярная масса продукта M_T, кг/кмоль		Плотность продукта в газовой паровой фазе, кг/м³		Время эксплуатации за год, ч
			трубное	межтрубное	трубное	межтрубное	трубное	межтрубное	
Теплообменник Т-102	3	АВЗ-Д-_-I-8	Газ	Воздух	2I,26	29,0	0,884	I,29	8280
Теплообменник Т-103	3	АВЗ-I4, 6М-6-4	Газ	Воздух	2I,26	29,0	0,884	I,29	8280
Теплообменник Т-104	3	Пластинчатый	Газ	Диэтиленгликоль	2I,26	-	0,884	-	-
Теплообменник Т-203	I	АВ-Г-9 6-I-3	Газ	Воздух	2I,26	29,0	0,884	I,29	8280

Таблица II

Исходные данные для расчета потерь нефтяного газа на КС

Наименование оборудования	Кол-во рабочих насосов, шт.	Тип насоса	Тип уплотнений	Количество уплотнений	Молярная масса перекачиваемого продукта, кг/кмоль	Плотность продукта в паровой фазе, кг/м³	Продолжительность эксплуатации за год, ч
Насос НП-101	2	ШГ-8-25-5,8 Ю-1-43	Торцовое	2	122,0	-	8280
Насос НВ-501	1	ВВН-1,5	Сальниковое	2	21,26	0,884	8280

Таблица 12

Исходные данные для расчета потерь нефтяного газа на КС

Наименование оборудования	Количество, шт	Марка, тип	Молярная масса компримируемого газа, кг/кмоль	Плотность газа, кг/м³	Продолжительность эксплуатации за год, ч
Компрессор КЦ-101	3	К-380-103-1	21,26	0,884	8280
Компрессор КЦ-201	2	ВК-12М	21,26	0,884	8280

Таблица I3

Потери газа из всех аппаратов на КС

Обозначение оборудования	Количество, шт	Объем потерь, тыс.м³/г
Сепаратор С-I0I/I,2	2	I4,I0
Сепаратор С-I02/I-3	3	5,I0
Сепаратор С-I03/I-3	3	7,80
Сепаратор С-20I/I,2	2	7,80
Сепаратор С-203	I	0,90
Сепаратор С-60I	I	0,30
Емкость Е-I0I	I	0,70
Емкость Е-I02	I	0,30
Емкость Е-I07	I	0,20
Емкость Е-60I	I	0,03
Емкость Е-206	I	0,04
Емкость Е-203	I	0,06
Емкость Е-204	I	0,03
Колонна К-20I	I	25,60
Колонна К-202	I	0,0I

$$\sum П_2 = 63{,}0 \text{ тыс.м}^3/\text{г}$$

2.3. Потери газа через неплотности запорно-регулирующей арматуры

Для арматуры, работающей при давлении менее 0,883 МПа, величина потерь определяется по табл.2. В отделении сепарации и регенерации насчитывается 38 единиц арматуры работающей в газовой среде, потери определяют по формуле (2):

$$П_3' = \frac{0{,}0I69 \times 38 \times 0{,}28 \times 3250 \times I0^{-3}}{0{,}884} = I{,}68 \text{ тыс.м}^3/\text{г}$$

потери через неплотности предохранительных клапанов (ПИК) в количестве 6 шт., составят:

$$П_3^2 = \frac{0,096 \times 6 \times 8280 \times 0,48 \times 10^{-3}}{0,884} = 2,48 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

24 единицы запорно-регулирующей арматуры работает в среде тяжелых углеводородов. Потери газа составят:

$$П_3^3 = \frac{0,0066 \times 24 \times 8280 \times 0,07 \times 10^{-3}}{0,884} = 0,1 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

47 единиц запорно-регулирующей арматуры в отделении компримирования работает в газовой среде. Потери газа составят:

$$П_3^4 = \frac{0,0169 \times 47 \times 8280 \times 0,28 \times 10^{-3}}{0,884} = 2,08 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

64 единицы запорно-регулирующей арматуры в отделении компримирования работают в среде легких жидких углеводородов. Потери газа составят:

$$П_3^5 = \frac{0,013 \times 64 \times 8280 \times 0,37 \times 10^{-3}}{0,884} = 2,9 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

В этом отделении установлено ПИК - 13 шт., потери газа на них составят:

$$П_3^6 = \frac{0,059 \times 13 \times 8280 \times 0,25 \times 10^{-3}}{0,884} = 1,8 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Суммарные потери газа равны: $\sum_1^6 П_3 = 11,04$ тыс.м^3/г.

2.4. Потери для запорно-регулирующей арматуры через фланцевые соединения рассчитываются на основании данных, приведенных в табл.2 формуле (I), для фланцевых соединений 85 единиц запорно-регулирующей арматуры работающей в парогазовых потоках:

$$П_4^1 = \frac{0,00001 \times 2 \times 85 \times 8280 \times 0,03 \times 10^{-3}}{0,884} = 0,02 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Для фланцевых соединений (24 шт.) запорно-регулирующей арматуры работающий в среде тяжелых углеводородов:

$$П_ч^2 = \frac{0,00020 \times 2 \times 24 \times 8260 \times 0,02 \times 10^{-3}}{0,884} = 0,002 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Для фланцевых соединений (64 шт.) запорно-регулирующей арматуры работающей в среде легких углеводородов:

$$П_ч^3 = \frac{0,00027 \times 2 \times 64 \times 8280 \times 0,05 \times 10^{-3}}{0,884} = 0,02 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

$$\sum_1^3 П_ч = 0,042 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Для сальников запорной арматуры (85 шт.), работающей в парогазовых потоках по формуле (2):

$$П_ч^4 = \frac{0,0169 \times 1 \times 85 \times 8280 \times 0,28 \times 10^{-3}}{0,884} = 3,767 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Для сальников запорно-регулирующей арматуры работающей в среде тяжелых углеводородов:

$$П_ч^5 = \frac{0,0066 \times 1 \times 24 \times 8280 \times 0,07 \times 10^{-3}}{0,884} = 0,10 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Для сальников запорно-регулирующей арматуры работающей в среде легких углеводородов:

$$П_ч^6 = \frac{0,0130 \times 1 \times 64 \times 8280 \times 0,37 \times 10^{-3}}{0,884} = 2,90 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

$$\sum_1^3 П_ч + \sum_4^6 П_ч = 6,81 \text{ тыс м}^3/\text{г}.$$

2.5. Определение объема потерь нефтяного газа через уплотнения валов компрессоров и насосов.

Объем потерь через уплотнения валов компрессоров ЦЦ-101 рассчитывается по формуле (8):

$$П_5^1 = 0,12 \times 3 \times \frac{8280}{0,684} \times 10^{-3} = 3,37 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Объем потерь через уплотнения валов компрессора КЦ-201 рассчитывается по формуле (8):

$$П_5^2 = 0,12 \times 2 \times \frac{8280}{0,884} \times 10^{-3} = 2,24 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Объем потерь через уплотнения вала насоса НЦ-101 определяется по формуле (9):

$$П_5^3 = 0,14 \times 2 \times \frac{8280}{0,884} \times 10^{-3} = 2,62 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Объем потерь через уплотнение вала насоса НВ-501 рассчитывается по формуле (9):

$$П_5^4 = 0,26 \times 1 \times \frac{8280}{0,884} \times 10^{-3} = 2,43 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Суммарные потери равны $\sum_1^4 П_5 = 11,66$ тыс.м^3/г.

2.6. Определение потерь нефтяного газа из теплообменной аппаратуры.

Потери из теплообменной аппаратуры рассчитываются в зависимости от типа аппарата и вида продукта (табл.5) по формуле (7).

Объем потерь газа для аппарата Т-102:

$$П_6^1 = 0,1 \times 3 \times \frac{8280}{0,884} \times 10^{-3} = 2,81 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Объем потерь газа для аппарата Т-103:

$$П_6^2 = 0,1 \times 3 \times \frac{8280}{0,884} \times 10^{-3} = 2,81 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Объем потерь газа для аппарата Т-203:

$$П_6^3 = 0,1 \times 1 \times \frac{8280}{0,884} \times 10^{-3} = 0,936 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Суммарные потери газа из теплообменной аппаратуры равны

$$\sum_{1}^{3} П_6 = 6{,}56 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

2.7. Определение потерь газа на факел.

Расход газа на факел постоянного горения складывается из объема продувочного газа, подаваемого в факельную систему для предотвращения попадания в нее воздуха и газа, подаваемого на дежурные горелки.

Объем потерь затворного газа рассчитывается по формуле (I3) или определяется по табл.6.

$$П_7^1 = 3{,}6 \times 0{,}05 \times 0{,}I96 \times 8280 = 292{,}I \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Объем потерь газа, подаваемого на дежурную горелку, определяется по формуле (I4):

$$П_7^2 = 5 \times I \times 8280 \times I0^{-3} = 4I{,}4 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Суммарные потери газа на факел равны $\sum_{1}^{2} П_7 = 333{,}5$ тыс.м^3/г.

2.8. Потери газа при освобождении аппаратов для проверки и освидетельствования.

Согласно правилам Госгортехнадзора /2/ освидетельствование аппаратов производится I раз в 2 года. Потери газа складываются из потерь при освобождении аппарата и продувке аппарата.

Объем потерь от разрядки аппаратов при общем объеме всех аппаратов на КС $V = 740$ м^3 рассчитывается по формуле (22):

$$П_8 = 2{,}893 \times \frac{740 \times 0.22}{280} = I{,}58 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Объем потерь газа при продувке аппаратов рассчитывается по формуле (22), при кратности продувки, равной 3 (расчет изложен в приложении 2):

$$П_9 = 2{,}893 \times \frac{740 \times 0.22}{280} \times (I + 3) = 6{,}73 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Суммарные потери газа при освобождении для ревизии аппаратов равны $\sum_{8}^{9} П = 8{,}41$ тыс.м^3/г. $\sum_{c}^{9} П = 8{,}41 \times 0{,}5 = 4{,}20$ тыс.м^3/г т.к. для проверки и освидетельствования освобождаются аппараты I раз в 2 года.

2.9. Определение потерь газа с рабочими жидкостями, выводимыми из технологической системы. На компрессорной станции газ теряется с отработанным гликолем. В гликоле растворяется углеводородный газ, коэффициент растворимости которого находим на рис.3:

$$\alpha_y^r = 0{,}0118 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \times \text{МПа}),$$

коэффициент растворимости углекислого газа в гликоле определяем по рис.4:

$$\alpha_c^r = 0{,}09 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \times \text{МПа}).$$

Расчет потерь производится по формуле (17)

$$П_{10} = 1{,}2 \times 10^{-3} \times 82800 \times 3{,}7 \left[0{,}0118(1-0{,}11) + 0{,}09 \times 0{,}11\right] = 7{,}3 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

где $q_{гл} = 82800$ м^3/г;

$y_c = 0{,}11$ – мольная доля CO_2 в газе.

2.10. Потери газа на КС через микротрещины и микрораковины газопроводов и технологического оборудования отсутствуют, так как все сварные швы подвергаются 100% контролю методами неразрушающей дефектоскопии.

2.11. Определение суммарных нормированных потерь газа на КС. Нормативные потери газа на КС подсчитываются по формуле (43):

$$П = \sum_{1}^{10} П = 443{,}74 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

2.12. Расчет объема сухой части влажного газа выполняется по формуле (21), данные для расчета приведены в табл.14.

$$Q_{ст} = 500000 \ (1 - 1{,}34 \times 10^{-3} \times 3{,}5) = 497655 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Таблица I4

Исходные данные для определения нормативов потерь газа в виде отходов производства

Исходные данные	Количество
Объем переработки (компримирования) газа на компрессорной станции, тыс.м^3/г.	500000
Влагосодержание нефтяного газа, поступающего на КС, г/м^3	3,5
Остаточное влагосодержание осушенного газа, г/м^3	0,I

3. Определение величины фактических потерь газа на КС

3.I. Технические характеристики и режимные показатели работы оборудования, необходимые для расчета потерь, берутся по фактическому состоянию, зафиксированному в рабочих журналах и паспортах оборудования и другой технической и технологической документации.

По источникам, для которых невозможны инструментальные измерения потерь, последние оцениваются расчетным путем.

3.2. Фактические потери совпадают с расчетными нормативными при определении потерь газа с дренажной водой по формуле (I5):

$П_1$ = 0,67 тыс.м^3/г.

3.3. Потери газа через неплотности соединений и уплотнений сепараторов, отстойников, емкостей, колонн определяются расчетом по формуле (3):

$П_2$ = 63 тыс.м^3/г.

3.4. Потери газа через неплотности запорно-регулирующей арматуры определяются по табл.2:

$П_3$ = II,04 тыс.м^3/г.

3.5. Потери для запорно-регулирующей арматуры через сальники и уплотнения рассчитываются на основании данных табл.5 по формулам (2):

$$П_4 = 6{,}81 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

3.6. Объем потерь через уплотнения валов компрессоров КЦ-101 рассчитывается по формуле (8):

$$П_5^1 = 3{,}37 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Объем потерь через уплотнения валов компрессора КЦ-201 рассчитывается по формуле (8):

$$П_5^2 = 2{,}24 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

3.7. Объем потерь через уплотнение вала насоса НП-101 определяется по формуле (9):

$$П_5^3 = 2{,}62 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Объем потерь через уплотнение вала насоса НВ-501 рассчитывается по формуле (9):

$$П_5^4 = 2{,}43 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Суммарные потери через уплотнения насосов и компрессоров $\sum_{i}^{4} П_5^i = 10{,}66$ тыс.м^3/г.

3.8. Потери из теплообменной аппаратуры рассчитываются в зависимости от типа аппарата и вида продукта (табл.5) по формуле (7).

Объем потерь для теплообменника Т-102

$$П_6^1 = 2{,}81 \text{ тыс.м}^3/\text{г};$$

для теплообменника Т-103

$$П_6^2 = 2{,}81 \text{ тыс.м}^3/\text{г};$$

для теплообменника Т-203

$$П_6^3 = 0{,}96 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Суммарные потери равны $\sum_1^3 П_6 = 6{,}56$ тыс.м^3/г.

3.9. Количество газа сжигаемого на факеле определяется инструментально с использованием трубки Пито, либо по предварительной калибровке в соответствии с приложением I.

Суммарный объем потерь газа на факел складывается из расхода газа на дежурную горелку, рассчитывается по формуле (I4):

$$П_7^1 = 4I{,}4 \text{ тыс.м}^3/\text{г};$$

из расхода затворного газа, определяемого по табл.6:

$$П_7^2 = 292{,}6 \text{ тыс.м}^3/\text{г};$$

из потерь газа при срабатывании ПСК, определяемых по формуле (I0), принимаем, что ПСК на КЦ-I0I срабатывает 4 раза в год, $P = 3{,}7$ МПа, $T = 433^0$К, $Д_у$ – I50, в течение 3-х минут.

$$П_7^3 = 37{,}3 \times I0^{-3} \times 0{,}0I3 \times 0{,}7 \times 3{,}7\sqrt{\frac{0{,}93}{433}} \times I80 \times 4 =$$

$$= 57{,}6 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Аварийные остановки компрессоров составят не менее 8 раз в год. Принимаем, что объем системы обвязки одного компрессора составляет I00 м^3.

Потери определяются расчетным путем по формуле (22):

$$П_7^4 = 2{,}893 \times \frac{I00 \times 3{,}7 \times 8}{308} = 27{,}80 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

Суммарный расчетный объем потерь газа на факел составит $\sum_1^4 П_7 = 4I9{,}40$ тыс.м^3/г.

3.I0. Потери газа при продувке аппаратов, определяемые по формуле (22), равны:

$$\sum П_8 = 8{,}4I \text{ тыс.м}^3/\text{г} \times 0{,}5 = 4{,}20 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

3.II. Потери газа с рабочими жидкостями, выводимыми из системы, определяются расчетом по формуле (I7) с помощью черт.3,4:

$П_9 = 7{,}3$ тыс.м^3/г.

3.I2. Потери газа при вынужденных простоях элементов, обеспечивающих работоспособность всего объекта КС, например, остановка внутреннего эл.снабжения при $\tilde{t}_{вп} = 50$ ч, вычисляются по формуле (40):

$П_{10} = 60{,}I \times 50 = 3005{,}0$ тыс.м^3/г.

3.I3. Определение суммарной величины фактических потерь нефтяного газа на КС.

Потери газа на КС подсчитываются по формуле (43):

$$П = \sum_{1}^{10} П = 3534{,}64 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

3.I4. Структура потерь нефтяного газа на компрессорной станции приведена в табл. I5.

Таблица I5

Структура потерь нефтяного газа на КС

Виды потерь газа на КС	Нормируемые потери			Фактические потери		
	Метод определения	Количество, тыс.м³/т.	Процент потерь, %	Метод определения	Количество, тыс.м³/т.	Процент потерь, %
I	2	3	4	5	6	7
Потери с пластовой водой	Расчетный	0,67	0,000I3	Расчетный	0,67	0,000I3
Потери через неплотности соединений и уплотнений емкостей аппаратуры	-"-	63,0	0,0I26	-"-	63,00	0,0I26
Потери через неплотности запорно-регулирующей арматуры	-"-	II,04	0,0022	-"-	II,04	0,0022
Потери через сальники и фланцы запорно-регулирующей арматуры	-"-	6,8I	0,00I4	-"-	6,8I	0,00I4
Потери через уплотнения валов компрессоров и насосов	-"-	I0,66	0,002I	-"-	I0,66	0,002I
Потери из теплообменной аппаратуры	-"-	6,56	0,00I3	-"-	6,56	0,00I3
Потери газа на факел	-"-	333,50	0,67	Инструментальный (по калибровке)	4I9,4	0,084
Потери с рабочими жидкостями	Расчетный	7,30	0,00I	Расчетный	7,30	0,00I
Потери газа при разрядке и продувке аппаратов	-"-	4,20	0,00I	-"-	4,20	0,00I

Продолжение табл.I5

I	2	3	4	5	6	7
Потери газа при вынужденных простоях	-	-		Расчетный	3005,0	0,604
Суммарные нормированные потери		443,74	0,089	Суммарные фактические потери	3534,64	0,7I

Приложение 7

ПРИМЕР РАСЧЕТА НОРМАТИВНЫХ И ФАКТИЧЕСКИХ ПОТЕРЬ НЕФТЯНОГО ГАЗА В ГАЗОПРОСОДЕ ВЫСОКОГО ДАВЛЕНИЯ НА УЧАСТКЕ ОТ КС ДО ГПЗ

I. Условия работы и основные параметры газопровода.

I.I. Нефтяной газ месторождения компримируется промысловой компрессорной станцией (КС) и транспортируется на газоперерабатывающий завод (ГПЗ) по газопроводу $Д = 0,5$ м, длиной 96,5 км имеющим 2 дупинга того же диаметра и длиной 0,8 км и 5,6 км. На газопроводе расположены 3 конденсатосборника объемом по 10 м^3 каждый, 8 линейных секущих задвижек ЗКЛПЭ-500х75 и 4 секущих задвижки ЗКЛПЭ-500х75 на дупингах. Секущие задвижки оборудованы свечами продува газопровода $Д = 0,219$ м с установкой 3 задвижек ЗКЛПЭ-200х75. На конденсатосборниках установлены по 2 задвижки ЗКЛПЭ-500х75. По газопроводу транспортируется нефтяной газ, осушенный до точки росы - 15°С, плотность его $\rho_4^{20} = 0,884$ кг/м^3.

I.2. Режим работы газопровода приведен в табл.16.

Таблица 16

Примеры эксплуатации газопровода

Наименование параметра		Значение параметра
Расход газа, млн.м^3/г		500
Давление в газопроводе, МПа		
начальное, $P_н$		3,2
конечное, $P_к$		0,2
Средняя температура газа, °К		
начальная		308
конечная	летом	283
	зимой	263
Режим работы газопровода, дней в году:		350
	летом	170
	зимой	180

2. Определение нормативных потерь газа.

2.1. Нормируемые технологические потери при транспорте нефтяного газа в указанных условиях имеют место:

через неплотности фланцевых соединений, неплотности сальниковых уплотнений запорной арматуры и через микротрещины стенок трубопровода;

при продувках конденсатосборников от образующегося при транспорте газа конденсата.

2.2. Расчет потерь газа из линейной части газопровода за счет неплотностей и микротрещин производится по формуле (12):

$$П_1 = 2{,}08 \frac{D^2 \cdot L \cdot P_{ср}}{T_{ср} \cdot Z_{ср}} \cdot \tau$$

$$П_1 = 2{,}08 \frac{0{,}5^2 \times 96{,}5 \times \left(\frac{3{,}2 + 0{,}2}{2}\right)}{273 \times 0{,}9} \times 350 \times 24 =$$

$$= 2916{,}4 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

2.3. Технологические потери газа при продувках конденсатосборников складываются из объема выдуваемого конденсата и объема продувочного газа.

2.4. Технологические потери нефтяного газа на конденсацию определяет по номограммам (рис.12-18), исходя из условий работы конденсатосборников, приведенных в табл.17.

Таблица 12

Условия работы конденсатосборников

Номер конденсатосборника	Рабочее давление, МПа	Рабочая температура, °К	
		лето	зима
I	3,1	293	278
2	2,9	288	273
3	0,3	283	263

2.5. Из номограмм конденсации газа (рис.I9-25) находим, что в летних условиях в районе конденсатосборников №№ I,2 конденсируется 2,7% транспортируемого газа, в зимних условиях соответственно 8%, однако в дальнейшем, по мере переноса конденсата по трассе газопровода, происходит полное испарение конденсата, поэтому нормируемые технологические потери газа на участке от промысловой компрессорной станции до ГПЗ равны нулю.

2.6. Учитывая необходимость периодических контрольных проверок всей газотранспортной системы, которые проводятся один раз в месяц путем продувок конденсатосборников, включим объем продувочного газа в нормируемые потери. Таким образом, в год количество продувок для каждого конденсатосборника $\beta_1 = \beta_2 = \beta_3 = I2$, а объем потерь при продувке конденсатосборников по формуле (36):

$$П_{25} = I,97 \times I0^{-3} \cdot \beta \cdot V \cdot P$$

$$П_{25} = I,97 \times I0^{-3} \times I2 \times I0 \times 3,I + I,97 \times I0^{-3} \times I2 \times$$
$$\times I0 \times 2,9 + I,97 \times I0^{-3} \times I2 \times I0 \times 0,3 = I,5 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

2.7. Суммарные нормируемые технологические потери газа при его транспорте по газопроводу составят:

$$\Sigma П = П_8 + П_{25} - 29I6,4 + I,5 = 29I7,9 \text{ тыс.м}^3/\text{г}.$$

2.8. Отношение суммарных нормативных потерь газа к объему перекачиваемого газа дает процент потерь в газопроводе:

$$\frac{29I7,9}{500000} \times I00\% = 0,58\%$$

3. Определение фактических потерь газа.

3.I. Условия транспорта газа и схема газопровода соответствуют ранее указанным в примере определения нормативных потерь.

3.2. Фактическое состояние блока осушки газа на промысловой КС не обеспечивает проектной глубины осушки (258 К), точка росы газа по воде составляет 273 К.

3.3. Фактические технологические потери газа при его транспорте слагаются из потерь через неплотности фланцевых соединений и сальниковых уплотнений запорной арматуры, через микротрещины стенок трубопровода, а также потерь при продувках конденсатосборников от конденсата и влаги, образующихся при транспорте газа.

3.4. Технологические потери газа через неплотности фланцевых соединений, сальниковых уплотнений и через микротрещины в стенках трубопровода, ввиду невозможности прямых измерений определяются по формулам (12, 36) и равны 2917,9 тыс.м^3/г.

3.5. Технологические потери газа при продувке конденсатосборников от образующегося конденсата определяются следующим образом.

По вахтовому журналу обслуживания газопровода определяют количество продувок (их периодичность) и время одной продувки в минутах.

Количество конденсата, продуваемого в амбар, необходимо замерять на узле учета (диафрагме).

Для определения объема фактических технологических потерь газа при продувке конденсатосборников необходимо предварительно произвести калибровку факельных линий, установку образцовых манометров и термокарманов. Калибровку факельной линии произвести согласно приложению I.

Во время продувки конденсатосборника фиксируется давление по образцовому манометру, время продувки газа и его температура. Согласно показаний манометра, термометра и времени продувки по калибровочному графику определяется фактический расход газа, то есть фактические технологические потери газа при продувке конден-

сатосборника.

3.6. Расчетные потери газа определяются следующим образом.

Пользуясь номограммами конденсации газа (рис.I9-25), определяем количество газа идущего на конденсацию.

Полученные результаты приведены в табл 18.

Таблиц 18

Количество конденсата, выпадающего в газопроводе

Наименование оборудования	Потери газ на конденс.,%	
	летом	зимой
Конденсатосборник № I	2,0	5,8
Конденсатосборник № 2	0,7	2,2
Конденсатосборник № 3	-	-

3.7. Как видно из таблицы 18, при нормальной работе осушки газа по влаге на КС нет необходимости продувать конденсатосборники, так как происходит испарение конденсата и в конденсатосборнике № 3 конденсат отсутствует. Однако, как указывалось выше, фактическое состояние оборудования на промысловой КС не обеспечивает необходимой глубины осушки газа, и точка росы газа составляет $0^{o}C$. В связи с указанным, в целях сохранения работоспособности газопровода, продувка газопровода в зимний период от влаги является необходимой операцией.

3.8. Зимний период работы равен I80 суткам. Следовательно, потери газа на конденсацию, определяются по формуле (36), в зимний период могут составить:

по конденсатосборнику № I

$$П'_{27} = \frac{500000}{350} \times 180 \times 0{,}053 = 14914 \text{ тыс.}$$

по конденсатосборнику № 2

$$П_{27}^{2} = \frac{500000}{350} \times 180 \times 0{,}022 = 5657 \text{ тыс.}$$

3.9. Определение объема конденсата, образовавшегося из указанных объемов газа, производим по следующей формуле:

$$V_к = V_г \cdot \frac{\rho_ч^{20}}{\rho_к}$$

Плотность конденсата при рабочих условиях в точке подключения конденсатосборников определяется по формуле (33):

$$\rho_к = 1890 - 276 \cdot \rho_ч^{20} - 163 \cdot lg(P \cdot 10^4)$$

в точке подключения конденсатосборника № I

$$\rho_к^{1} = 1890 - 276 \times 0{,}884 - 163 \cdot lg(31 \times 10^5) = 588 \text{ кг/м}^3;$$

в точке подключения конденсатосборника № 2:

$$\rho_к^{2} = 1890 - 276 \times 0{,}884 - 163 \cdot lg(29 \times 10^5) = 593 \text{ кг/м}^3;$$

Объем конденсата за зимний период составит:

в районе конденсатосборника № I

$$14914 \times \frac{0{,}884}{588} = 22{,}4 \text{ тыс.м}^3,$$

в районе конденсатосборника № 2

$$5657 \times \frac{0{,}884}{593} = 8{,}4 \text{ тыс.м}^3.$$

3.10. Количество продувок конденсата составит:

по конденсатосборнику № I:

$$в_1 = \frac{22400}{10 \times 180} = 12 \text{ раз в сутки},$$

по конденсатосборнику № 2:

$$в_с = \frac{8400}{I0 \times I80} = 4 \text{ раза в сутки.}$$

В связи с условиями обслуживания (отсутствием постоянной вахты на конденсатосборниках и с подачей в газопровод метанола) принимаем количество продувок $в_л = в_с = I80$ (один раз в сутки), $в_з = 25$ (I раз в неделю зимнего периода).

3.II. Технологические потери газа от продувок образовавшегося конденсата, определяемые по формуле (36), составляет:

$$П^з_{г7} = I,97 \times I0^{-3}$$

$$П^з_{г7} = I,97 \times I0^{-3} \times I80 \times I0 \times 3,I + I,97 \times I0^{-3} \times I80 \times$$
$$\times I0 \times 2,9 + I,97 \times I0^{-3} \times 25 \times I0 \times 0,3 = 2I,4 \text{ тыс.м}^3/\text{г.}$$

3.I^. Учитывая, что количество продувок от конденсата сокращено по конденсатосборнику № I в I2 раз, № 2 - в 4 раза, фактические технологические потери газа на конденсацию составят:

по конденсатосборнику № I

$$П^1_{г7} = I49I4 : I2 = I242 \text{ тыс.м}^3/\text{г,}$$

по конденсатосборнику № 2

$$П^2_{г7} = 5657 : 4 = I4I4 \text{ тыс.м}^3/\text{г.}$$

3.I3. Суммарные фактические технологические потери газа от продувки конденсатосборников составляют:

$$\sum П_{г7} = П^1_{г7} + П^2_{г7} + П^3_{г7} = I242 + I4I4 + 2I,4 = 2677,4 \text{ тыс.м}^3/\text{г.}$$

3.I4. Общие фактические технологические потери газа при транспорте его по газопроводу составят:

$$\sum П + \sum П_{г7} = 29I7,9 + 2677,4 = 5595,3 \text{ тыс.м}^3/\text{г} \quad \text{или}$$

$$\frac{5595.3}{500000} \times 100\% = 1,12\%$$

Как видно, общие фактические технологические потери превышают нормируемые технологические потери.

3.15. Для сокращения объема фактических технологических потерь необходимо принять меры по выводу установки осушки газа промысловой КС на проектный уровень, что сократит фактические потери и приблизит их к нормируемым.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. РД 39-I-I2I3-84. Методические указания по определению технологических потерь нефтяного газа при сборе, подготовке и внутрипромысловом транспортировании.

2. Правила устройства и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением, в кн.Сборник правил и руководящих материалов по Котлонадзору. -М.: Недра, 1977.

3. РД 39-0I48306-4I3-88. Методика расчета неорганизованных выбросов газоперерабатывающих установок.

4. Сборник методик по расчету выбросов в атмосферу загрязняющих веществ различными производствами. -М.: Гидрометеоиздат, I986,I83 с.

5. Правила устройства и безопасной эксплуатации факельных систем. ПУ и БЭФ-84.

6. ЖНП 3.05.05.-84. Технологическое оборудование и технологические трубопроводы.

7. РД 39-0I48070-009-89. Инструкция по организации ведомственного контроля за источниками загрязнения атмосферного воздуха на предприятиях Главтюменнефтегаза.

8. СНиП 3.0I.04.-87. Приемка в эксплуатацию законченных строительством объектов. Основные положения.

9. СНиП III-42-80. Магистральные трубопроводы.

I0. РД 50-2I3-80. Правила измерения расходов газа и жидкостей стандартными сужающими устройствами.

II. СМ 56-60. Расчет факельных систем. Тюмень, Гидротюменнефтегаз, I980.

I2. Временная типовая методика определения экономической эффективности осуществления природоохранных мероприятий и оценки экономического ущерба, причиняемого народному хозяйству загрязнением окружающей среды. -М.: Экономика, I986.

I3. Справочник инженера-химика. Дж.Перри. Перевод с английского. Химия. Ленинград. I969.

СОДЕРЖАНИЕ

Стр.

I. Общие положения 3

2. Основные термины и определения 4

3. Типовые объекты и причины потерь нефтяного газа 11

4. Типовые источники технологических потерь нефтяного газа 15

5. Методы расчета технологических потерь нефтяного газа по источникам 13

5.I. Определение технологических потерь через неплотности соединений и уплотнений 15

5.2. Определение потерь газа при срабатывании или проверке работоспособности предохранительного клапана 17

5.3. Определение потерь газа из трубопроводов через микросвищи 20

5.4. Определение потерь газа через дежурные горелки факелов и факелы аварийного сброса 21

5.5. Определение потерь газа с рабочими жидкостями, выводимыми из технологической системы за счет растворимости в них газа и жидких углеводородов 22

5.6. Определение потерь газа из газопроводов и аппаратов при их продувках 30

5.7. Ожидаемые и фактические потери газа, не связанные с техникой и технологией добычи, сбора, подготовки, транспорта 34

5,8. Потери газа при наливе продукции газопереработки 38

5.9. Определение потерь газа при пуско-наладочных работах 38

Стр.

6. Методические указания по экспериментально-расчетной оценке величины фактических потерь нефтяного газа 39

6.1. Экспериментально-расчетная оценка фактических потерь нефтяного газа 39

6.2. Определение суммарных потерь нефтяного газа по объекту 40

7. Методы нормирования потерь нефтяного газа по источникам 41

8. Погрешности определения объема технологических потерь нефтяного газа 44

Приложение I. Методика измерения расхода газа на факел 47

Приложение 2. Расчет кратности продувок технологического оборудования и газопроводов, обеспечивающих требования безопасной эксплуатации 51

Приложение 3. Применение номограмм для оценки доли конденсации 59

Приложение 4. Оценка содержания в нефтяном газе углеводородов C_6-C_{10} по результатам анализа проб газа по последнего условного компонента, обозначенного C_6. 10

Приложение 5. Методика определения молярной массы и средней температуры кипения товарных нефтей 12

Приложение 6. Пример расчета нормативов потерь нефтяного газа на компрессорной станции 14

Стр.

Приложение 7. Пример расчета нормативных и фактических потерь нефтяного газа в газопроводе высокого давления на участке от КС до ПНЗ 102

Список использованных источников 110

ИПТЭР Заказ II9, Тираж 250

gost.e-ecolog.ru