ГИПРОКАУЧУК
Воронежский филиал

МЕТОДИКА РАСЧЁТА

вредных выбросов в атмосферу из
нефтехимического оборудования

РМ 62-91-90

Воронеж
1990

gost.e-ecolog.ru

ГИПРОКАУЧУК
Воронежский филиал

СОГЛАСОВАНО
Зав.отделом охраны
природы ВНИИУС
_____В.С.Моряков

УТВЕРЖДАЮ
Главный инженер
_____Нефедов Е.С.

МЕТОДИКА РАСЧЕТА ВРЕДНЫХ ВЫБРОСОВ В АТМОСФЕРУ ИЗ НЕФТЕХИМИЧЕСКОГО ОБОРУДОВАНИЯ РМ62-91-90

СОГЛАСОВАНО:
Зав.сектором ОНИЛ
промсанитарии и техники
безопасности
с.н.с. Никулин Н.А.

Зам.главного инженера
Ривин Э.М.
Зам.начальника
технического отдела
Скульский А.С.
Разработал:
Беренблюм С.Л.

Воронеж, 1990 г.

I. ВВЕДЕНИЕ

Настоящий материал разработан как методическое пособие для расчета вредных выбросов в атмосферу от проектируемых и реконструируемых нефтехимических производств.

Он также может применяться для расчета выбросов от действующих производств. Однако, в этом случае следует использовать результаты натурных обследований. Например, для расчета выбросов от неплотностей действующего оборудования необходимо знать коэффициент негерметичности, который можно определить при опрессовке системы.

II. РАСЧЕТ ВЫБРОСОВ В АТМОСФЕРУ ИЗ РАЗЛИЧНЫХ ИСТОЧНИКОВ

I. Расчет вредных выбросов в атмосферу неорганизованными источниками.

I.I. Выбросы через неплотности оборудования, работающего под избыточным давлением / Л.I/:

$$П_i = 3{,}7 \cdot 10^{-2} m P V_{пр} \cdot \gamma_i \sqrt{\frac{M_i}{(t+273)z_i}} \qquad (I)$$

где $П_i$ - количество вредных выбросов, кг/ч;

m - коэффициент негерметичности оборудования, равный падению давления за I ч при испытании на герметичность, % от технологического давления в системе;

m = 0,05 принимается при проектировании аппаратов и цеховых трубопроводов с вредными веществами I,2,3 класса опасности, сжиженными газами, ВОТ и фреонами / л.3 /;

m = 0,I0 принимается при проектировании оборудования с прочими вредными и горючими веществами / л.3 /.

Для действующих производств коэффициент негерметичности необходимо получить в результате опрессовки системы и, поскольку он увеличивается в процессе работы, найти среднюю величину между его значениями в начале и в конце цикла;

$$m_{ср} = 0{,}5 (m_{др} + m_{пр}), \qquad (2)$$

где $m_{др}$, $m_{пр}$ - коэффициенты негерметичности, полученные при опрессовке аппарата (агрегата) азотом под технологическим давлением до ремонта и после ремонта соответственно.

P - технологическое давление в системе, ата;
формула (I) справедлива при P > I атм; при давлении P < I атм. (т.е. под вакуумом) оборудование выделяет выбросы в атмосферу путем молекулярной диффузии / л.I/;

однако ими можно пренебречь из-за незначительности их количества.

Если в системе $P \approx 1$ ата (агрегат соединен с атмосферой), то расчет выбросов см.ниже, п.2.1,а; 2.2,а; 2.3,а; 3.1, 3.1,а,

t - технологическая температура в системе, ^0C; принимается как средняя между температурами потоков, входящих и выходящих из аппарата;

M_i - молекулярная масса i-го вещества, кг/кмоль.

y_i - мольная доля i-го вещества в парогазовой фазе,

если в аппарате существует жидкая фаза, равновесная с паровой, то состав паровой фазы определяется по уравнению:

$$y_i = K_i x_i = (P_i/P) x_i \qquad (3)$$

где K_i - константа равновесия между паром и жидкостью в аппарате;

P_i - давление паров i-го вещества, определяется по рис. № I-3 при технологической температуре, ата;

x_i - мольная доля i-го вещества в жидкой фазе; для однокомпонентной жидкости $x_i = 1$.

Состав паровой фазы ректификационных и отпарных колонн принимается по составу поступающего в них питания.

Состав паровой фазы колонн, отгоняющих летучие вещества от нелетучего остатка (например, трансформаторное масло), принимается по составу дистиллата. Состав газовой фазы для абсорберов принимается по составу газа, уходящего из верхней части абсорбера.

Z_i - коэффициент сжимаемости i-го вещества в парогазовой фазе, определяется по рис. № 4, в зависимости от приведенных параметров $T_{прив.} = T/T_{кр_i}$, $P_{прив.} = P/P_{кр_i}$. Эти параметры можно найти в зависимости от технологических температур и давления, T, P и критических температуры и давления $T_{кр}$ и $P_{кр_i}$, которые содержатся в табл. № I.

$V_{пг}$ - объем парогазовой фазы в аппарате, $м^3$.

Если парогазовая фаза в аппарате отсутствует, т.е.

$V_{пг} = 0$, то выбросов в атмосферу нет, т.к. $П_i = 0$.

Таким образом, из аппаратов и трубопроводов полностью залитых жидкостью, выбросы в атмосферу не происходят. Если имеются постоянные утечки жидкости из оборудования наружу, то выбросы рассчитываются от испарения жидкости (см.ниже, п.I.2).

Объем парогазовой фазы в оборудовании рассчитывается следующим образом:

а) для емкостей, сепараторов и барботажных аппаратов:

$$V_{пг} = V_{ап}(1-\varphi), \qquad (4)$$

где $V_{ап}$ - объем аппарата, м^3;

φ - коэффициент заполнения аппарата жидкостью;

$$\varphi = V_{ж} / V_{ап}$$

$V_{ж}$ - объем жидкости в аппарате, м^3.

б) для газо-фазных реакторов с неподвижным слоем катализатора и адсорберов:

$$V_{пг} = 0.785 Д_к^2 [H_{цил} - h_a N_a (1-\varepsilon)], \qquad (5а)$$

где $Д_к$ - внутренний диаметр аппарата, м;

$H_{цил.}$ - высота цилиндрической обечайки, м;

h_a - высота слоя адсорбента (катализатора), м;

N_a - число слоев адсорбента (катализатора), шт;

ε - порозность адсорбента (катализатора), м^3/м^3

в) для жидко-фазных реакторов с неподвижным слоем катализатора и насадочных колонн:

$$V_{пг} = 0.785 \cdot Д_к^2 (H_{цил} - h_{нас} N_{нас} - h_к^{ж}), \qquad (5б)$$

где $h_к^{ж}$ - высота цилиндрической части куба, заполненная жидкостью, м;

$N_{нас}$ - число слоев насадки (катализатора), шт;

$h_{нас}$ - высота слоя насадки (катализатора), м;

г) для колонн с переливными тарелками;

В этих колоннах жидкость находится на тарелках в виде слоя толщиной 60 ÷ 100 мм, а также в сливных стаканах, которые заполнены жидкостью на 30 ÷ 50%.

Чтобы упростить расчеты, принято допущение, что сливные стаканы целиком заполнены жидкостью:

$$V_{пр}^{к} = (0{,}785 Д_к^2 - S_{ст}) H_т N_т + 0{,}785 Д_к^2 (h_п + h_к), \quad (6)$$

где $S_{ст}$ – суммарная площадь сливных стаканов на каждой тарелке, м^2;

$H_т$ – расстояние между тарелками, м;

$N_т$ – число тарелок, шт;

$h_п$ – высота парового пространства над верхней тарелкой, м; принимается $h_п \geq 1{,}2$ / л.21 /;

$h_к$ – расстояние между нижней тарелкой и уровнем жидкости в кубе колонны, м; принимается $h_к = 1 + 2$ м / л.21 /;

а) для колонны с провальными тарелками

$$V_{пр}^{к} = 0{,}785 Д_к^2 [(H_т - H_ж) N_т + h_п + h_к], \quad (7)$$

где $H_ж$ – общее сопротивление провальной тарелки (задержка жидкости на тарелке) м.ст.ж., для приближенных расчетов принимается $H_ж \approx 0{,}05$ м.ст.ж.

$H_т, N_т, h_п, h_к$ – обозначения см. выше.

в) для трубчатых конденсаторов, м^3:

Обычно конденсат в кожухе или в трубках конденсатора стекает в виде жидкостной пленки, которая занимает объем во много раз меньше, чем паровая фаза. Поэтому объемом жидкости в трубчатых конденсаторах пренебрегаем.

При конденсации паров в кожухе:

$$V_{пр} = 0{,}785 l_{тр} (Д_к^2 - d_н^2 n_{тр}), \quad (8)$$

где $l_{тр}$ – длина трубок, м;

$Д_к$ – внутренний диаметр кожуха, м;

$d_н$ – наружный диаметр трубки, м;

$n_{тр}$ – число трубок в конденсаторе, шт;

при конденсации паров в трубках:

$$V_{пр} = 2 V_к + 0{,}785 d_{вн}^2 n_{тр} l_{тр} \quad (9)$$

где $V_к$ – объем входной или выходной камеры, м^3;

$d_{вн}$ – внутренний диаметр трубки, м;

к) объем паровых и газовых трубопроводов, м³;

$$V_{пг}^{тр} = 0,785 Д_{тр}^{2} \cdot L_{тр} \qquad (10)$$

где $Д_{тр.}$ - внутренний диаметр трубопровода, м;

$L_{тр}$ - длина трубопроводов, м.

з) объем компрессорного агрегата, м³;

для всасывающей (приемной) стороны компрессора:

$$V_{пг}^{вс} = V_{рес}^{вс} + V_{тр}^{вс} + V_{с}^{вс} \qquad (11а)$$

для нагнетательной стороны компрессора:

$$V_{пг}^{нк} = V_{рес}^{нк} + V_{тр}^{нк} + V_{конд}^{нк} \qquad (11б)$$

где

$V^{вс}$, $V^{нк}$ - объем газового ресивера, м³;

$V_{тр}^{нк}$, $V_{тр}^{вс}$ - объем газовых трубопроводов, м³;

$V_{конд}^{нг}$ - объем межтрубного пространства конденсатора, см.выше уравнение (8), м³;

$V_{с}^{вс}$ - объем коробки сальника, м³.

Пример I: Расчет выбросов из ректификационной колонны.

Исходные данные

I. Диаметр колонны $Д_{к}$ = 2,4

2. Расстояние между тарелками $H_{т}$ = 0,5 м

3. Площадь слива S сл. = 0,66 м²

4. Число клапанных тарелок $N_{т}$ = 85 шт.

5. Высота парового пространства над верхней тарелкой $h_{п}$ = I,8 м

6. Расстояние между нижней тарелкой и уровнем жидкости в кубе колонны $h_{к}$ = 2,4 м.

7. Температура верха колонны $t_{в}$ = 40°С

8. Температура низа колонны $t_{н}$ = 65°С

9. Давление верха колонны $Р_{в}$ = 0,4 ата

I0. Давление низа колонны $Р_{н}$ = 0,9 ата

II. Физико-химические параметры паровой фазы колонны: (для удобства расчетов изомеры бутиленов и пентадиенов

объединены в группы):

№№ пп	Компоненты	Молек. масса M_i	Состав питания колонны y_i, мольн.д	$P_{кр.i}$ ата	$\frac{P}{P_{кр.i}}=P_{пр}$	$T_{кр.i}$ °К	$\frac{T}{T_{кр.i}}=T_{пр}$	Z_i
I.	Бутадиен	54	0,98372	42,7	0,109	425	0,766	0,88
2.	Бутилены	56	0,01057	41,0	0,113	428	0,761	0,89
3.	Пентадиены	67	0,00136	38,1	0,122	489	0,666	0,88
4.	Ацетонитрил	37	0,00435	47,7	0,0975	548	0,594	0,90
	Итого:		I,00000					

Средняя температура в колонне

$$t_{ср.} = 0,5\,(t_A + t_W) = 0,5\,(40 + 65) = 52,5^0C = 325,7\ K$$

Среднее давление в колонне

$$P_{ср} = 0,5\,(P_B + P_H) = 0,5\,(4,4 + 4,9) = 4,65\ ата$$

Критические параметры компонентов $P_{кр.i}$ и $T_{кр.i}$ находим в таблице № I, а коэффициент сжимаемости по рис. № 4. Коэффициент негерметичности колонны принимаем $\alpha = 0,05$, т.к. в ней перерабатываются сжиженные газы. Объем паровой фазы в колонне рассчитываем по формуле (6):

$$V_\Phi^K = (0,785 \cdot 2,4^2 - 0,66) \cdot 0,5 \cdot 85 + 0,785 \cdot 2,4^2 (I,8 + 2,4) =$$
$$= I83,II\ м^3$$

Количество выбросов через неплотности фланцевых соединений ректификационной колонны рассчитываем по формуле (I):

а) бутадиен:

$$П_i = 3,7 \cdot I0^{-2} \cdot 0,05 \cdot 4,65 \cdot I83,II \cdot 0,98372 \sqrt{\frac{54}{325,7 \cdot 0,89}} =$$
$$= 0,6688\ кг/ч$$

б) бутилены:

$$П_i = 3,7 \cdot I0^{-2} \cdot 0,05 \cdot 4,65 \cdot I83,II \cdot 0,01057 \sqrt{\frac{56}{325,7 \cdot 0,89}} =$$
$$= 0,007318\ кг/ч$$

в) пентадиены:

$$П_i = 3,7 \cdot I0^{-2} \cdot 0,05 \cdot 4,65 \cdot I83,II \cdot 0,00136 \sqrt{\frac{68}{325,7 \cdot 0,88}} =$$
$$= 0,001043\ кг/ч$$

г) ацетонитрил:

$$M_i = 3{,}7 \cdot 10^{-2} \cdot 0{,}05 \cdot 4{,}65 \cdot 183{,}11 \cdot 0{,}00435 \sqrt{\frac{37}{325{,}7 \cdot 0{,}90}} =$$

$$= 0{,}002434 \text{ кг/ч}.$$

Обычно ректификационная колонна является частью колонного агрегата, в который входят конденсатор, кипятильник, рефлюксная емкость, насосы и соединяющие их трубопроводы. Поэтому вслед за расчетом выбросов из колонны определяются объемы паровой фазы в шлемовом трубопроводе - по формуле (10), конденсаторов - по формуле (8) или (9), при этом состав паровой фазы принимается равным составу дистиллята при температуре и давлении верха колонны.

Объем паровой фазы в рефлюксной емкости рассчитывается по формуле (4), при этом состав паровой фазы принимается равновесным по отношению к составу жидкой фазы при температуре и давлении в емкости.

Выбросами из кипятильников, как правило, пренебрегаем, поскольку в них циркулирует жидкость и парожидкостная смесь.

Исключением является испаритель с паровым пространством. В этом случае объем паровой фазы принимается равным объему парового пространства плюс объем парового трубопровода, соединяющего паровое пространство с кубом колонны. Состав паровой фазы принимается равновесным по отношению к составу жидкой фазы при температуре и давлении в испарителе с паровым пространством.

I.2. Выбросы в атмосферу от утечек и разлива технологических жидкостей / л.I,п.2 /

Расчет выбросов в атмосферу выполняется для случаев испарения жидкостей от постоянных утечек из движущихся частей оборудования:

- насосов, аппаратов с перемешивающими устройствами и т.п.

При этом предполагается, что постоянные утечки жидкости происходят от оборудования с негерметичными типами уплотнений:

торцовое или сальниковое без подачи уплотнительной жидкости.

Площадь розлива F условно принимается I м^2 на I л разлившейся жидкости.

Расход утечки из движущихся частей принимается по данным паспортов или технических условий на оборудование. Для действующего оборудования расход утечек замеряется.

В случае необходимости по нижеприведенным формулам можно рассчитывать испарение жидкостей при аварийном разливе.

а) оборудование расположено в помещении

Расчет выбросов в атмосферу производится по формуле / п.2 /, кг/с :

$$G_i = 0{,}133 \cdot 10^{-6} \cdot F \cdot P_i \cdot \sqrt{M_i} \cdot K_1 \cdot X_i , \qquad (12)$$

где F - площадь разлившейся жидкости, м^2;

M_i - молекулярная масса вещества, кг/кмоль;

P_i - давление насыщенных паров i-го вещества, мм рт.ст. определяется по рис. № I-3 - при температуре испарения жидкости, $t_ж$;

$t_ж$ - температура разлившейся жидкости, ^{0}С;

$t_{ов}$ - средняя температура воздуха в помещении, ^{0}С;

X_i - мольная доля i-го вещества в жидкости, для однокомпонентной жидкости $X_i = I$;

K_1 - коэффициент, принимаемый по табл. № 2 в зависимости от скорости и температуры воздуха в помещении

Таблица № 2

Скорость воздушного потока в помещении, м/с	Коэффициент K_1 при температуре $t_{ов}$ воздуха в помещении, ^{0}С				
	I0	I5	20	30	35
0	I,0	I,0	I,0	I,0	I,0
0,I	3,0	2,6	2,4	I,8	I,6
0,2	4,6	3,8	3,5	2,4	2,3
0,5	6,6	5,7	5,4	3,6	3,2
I,0	I0,0	8,7	7,7	5,6	4,6

Обычно скорость воздуха в помещении при нормальной вентиляции составляет около 0,2 м/с.

б) Оборудование расположено в открытой насосной или на наружной установке.

Количество выбросов в атмосферу определяется по уравнению / п.I /:

$$П_i = 0{,}001 \cdot (5{,}38 + 4{,}1W) \cdot F \cdot P_i \sqrt{M_i} \cdot X_i , \quad (13)$$

где $П_i$ - количество вредных выбросов, кг/ч;

F - площадь разлившейся жидкости, $м^2$ (см.выше);

W - среднегодовая скорость ветра в данном географическом пункте, м/с; находится в табл.№ 3;

M_i - молекулярная масса i-го вещества, кг/моль;

P_i - давление насыщенного пара i-го вещества, мм рт.с., определяется по рис. № I-3 при температуре испарения жидкости $t_ж$;

X_i - мольная доля i-го вещества в жидкости; для однокомпонентной жидкости $X_i = I$;

$t_ж$ - температура разлившейся жидкости, ^0C.

Пример № 2. Расчет испарения жидкости при аварийном розливе.

В результате коррозии прохудилась емкость, содержащая 99,5% вес. уксусной кислоты, жидкость с температурой 30^0C пролилась на поддон площадью 3I $м^2$.

Емкость находится в вентилируемом помещении, скорость вентиляционного воздуха $W = 0{,}2$ м/с, его температура $t_{в} = 20^0C$. Рассчитать величину вредных выбросов уксусной кислоты в атмосферу помещения.

Мольная доля уксусной кислоты в жидкости:

$$X_y = \frac{X_y / M_y}{X'_y/M_y + X'_в/M_в} = \frac{0{,}995/60}{0{,}995/60 + 0{,}005/I8} = 0{,}9835$$

где: $M_y = 60$ и $M_в = I8$ - молекулярные массы уксусной кислоты и воды, кг/кмоль;

$X'_y = 0{,}995$ и $X'_в = 0{,}005$ - массовые доли уксусной

кислоты и воды в жидкости.

Давление насыщенных паров уксусной кислоты при температуре жидкости $t_ж$ = 30°С находим по рис. № I: P_y = 21 мм.рт.ст.

K_I = 3,5 - коэффициент зависимости выбросов от скорости и температуры окружающего воздуха, находится в табл.№ 2.

Вредные выбросы уксусной кислоты рассчитываем по формуле I2):

$$П_ч = 0,133 \cdot 10^{-6} \cdot 31 \cdot 21 \cdot 60 \cdot 3,5 \cdot 0,9835 = 0,002309 \text{ кг/с}.$$

Пример № 3. Расчет выбросов при испарении утечек жидкости из работающего насоса

Установлен в открытой насосной центробежный насос с одинарным торцовым уплотнением.

Количество утечек жидкости 30 $см^3$/ч (см.каталог "Торцовые уплотнения для центробежных насосов", ЦИНТИХимнефтемаш, М.1980 г., стр.3). Температура жидкости $t_ж$ = 60°С.

Физико-химические константы и состав жидкости

Компоненты жидкости	Молекулярная масса M_i	Массовая доля в жидкости X'_i	Мольная доля в жидкости X_i	Давление паров P_i при $t_ж$=60°С мм.рт.ст.
I. Стирол	I04	0,7215	0,750067	43,9
2. Ацетофенон	I20	0,2II5	0,I90557	4,I
3. Метилфенилкарбинол	I22	0,0670	.0,059376	2,I
Итого:		I,0000	I,000000	

Давления насыщенных паров компонентов жидкости найдены по рис. № I

Среднегодовая скорость ветра в районе Нижнекамска составляет W = 3,9 м/с по табл. № 3.

Площадь разлившейся жидкости, исходя из принятого норматива I л на I $м^2$,

30 см^3/ч = 0,03 л/ч, F = 0,03 м^2

Выбросы в атмосферу от испарившейся жидкости рассчитываем по формуле (13):

а) по стиролу

$П_{..}$ = 10^{-3} (5,38 + 4,1·3,9)·0,03·43,9$\sqrt{104}$ · 0,750067 =
= 0,21528 кг/ч

б) по ацетофенону:

$П_i$ = 10^{-3}(5,38 + 4,1·3,9)·0,03·4,1$\sqrt{120}$ 0,190557 =
= 0,00549 кг/ч.

в) по метилфенилкарбинолу

$П_i$ = i 10^{-3}(5,38 + 4,1·3,9)·0,03·2,1$\sqrt{122}$ ·0,059376 =
= 0,00088 кг/ч

2. Расчет вредных выбросов при хранении и сливе-наливе жидкостей / л.4, л.5, л.6, л.7, л.8 ,л.9 /.

2.1. Выбросы из резервуаров хранения жидкостей

а) Хранение в резервуарах, соединенных с атмосферой вентиляционным патрубком или дыхательным клапаном.

В этом случае выбросы из резервуара происходят путем вытеснения в атмосферу воздуха, насыщенного парами хранящейся жидкости.

Массовое количество выбросов i -го вещества (кг/год):

$$П_i = 13,4 \cdot Q_p K_i X_i \frac{M_i}{(273 + t_{гп})} K_2 K_3 \qquad (14)$$

13,4 - коэффициент, полученный как произведение 12,2·1,1, где 12,2 количественно определяет величину выбросов в атмосферу от "больших дыханий", которые происходят при заполнении резервуара жидкостью;

1,1 - сомножитель, который учитывает выбросы от "обратного выдоха" / л.8 /, возникающего при откачке жидкости из резервуара;

Q_p - объемный расход жидкости, наливаемой в резервуар или группу резервуаров в течение года, м^3/год;

M_i - молекулярная масса i -го вещества, кг/кмоль;

X_i - мольная доля i-го вещества в жидкости, для однокомпонентной жидкости $X_i = 1$;

$t_{гп}$ - температура газового пространства резервуара, ^0C

$$t_{гп} = 0{,}5\,(t_ж + t_{ав}), \qquad (15)$$

$t_ж$ - температура жидкости в резервуаре, ^0C;

$t_{ав}$ - среднегодовая температура окружающего воздуха в данном географическом пункте, см.табл. № 3,

K_i - константа равновесия между паром и жидкостью i-го вещества при температуре газового пространства $t_{гп}$ и атмосферном давлении P_a, определяется по уравнению (3):

$$K_i = P_i / P_a$$

P_i - давление паров i-го вещества, мм.рт.ст. (см.рис.I-3)

P_a = 760 мм.рт.ст.

K_2 - коэффициент, учитывающий выбросы в атмосферу от "малых дыханий" резервуара, которые происходят при испарении жидкости от нагрева атмосферным воздухом и от солнечной радиации / 4 /, / 5 /:

для северной климатической зоны K_2 = I,07;
для средней климатической зоны K_2 = I,I4;
для южной климатической зоны K_2 = I,25.

Сведения по климатическим зонам указаны в табл.№ 3.

K_3 - коэффициент, учитывающий технические средства сокращения потерь, см.табл. № 4

Таблица № 4

/ л.6, л.7 /

Оснащенность резервуара техническими средствами сокращения потерь	K_3
I. Резервуар имеет открытый люк	I,I
2. Резервуар оборудован дыхательными клапанами или вентиляционным патрубком	I,0
3. Резервуар оборудован понтоном	0,20
4. Резервуар включен в газоуравнительную систему группы резервуаров	0,20
5. Резервуар оборудован плавающей крышей	0,20

б) Хранение жидкостей без контакта с атмосферой

Выбросы в атмосферу из резервуаров, работающих под давлением паров хранящихся жидкостей или инертного агента без контакта с атмосферой, происходят через неплотности фланцевых соединений оборудования. Количество вредных выбросов в этом случае рассчитывается в кг/год по уравнению (I), см.выше п.I.I.

Средний объем паровой фазы в резервуаре можно определить следующим образом:

- в случае, когда объемный расход жидкости м³/год, закачанной в резервуар в течение года $Q_{зак} = Q_{отк}$ - объемному расходу жидкости, откачанной из резервуара в течение года, м³/год:

$$V_п = (1 - 0{,}5\,\varphi_{max})\sum V_р \qquad (I6а)$$

- если $Q_{зак} > Q_{отк}$, объем паровой фазы в резервуаре:

$$V_п = [1 - 0{,}5/(\varphi_{max} + \frac{Q_{зак} - Q_{отк}}{\sum V_р})]\sum V_р \qquad (I6б)$$

где φ_{max} - максимальный коэффициент заполнения резервуара жидкостью:
для капельных жидкостей $\varphi_{max} = 0{,}95$
/л.3, стр.I46 /;
для сжиженных газов $\varphi_{max} = 0{,}80$
л.3, стр. 63;

$\sum V_р$ - суммарный объем группы резервуаров, м³.

Давление системы, ата, определяется по формуле:

$$P = \sum P_i X_i \qquad (I7)$$

где P_i - давление паров i-го вещества, ата, при температуре жидкости в резервуаре, $t_{ж}$ (см.рис.№ 2);

X_i - концентрация i-го вещества в жидкости, мольные доли; для однокомпонентной жидкости $X_i = I$.

2.2. Выбросы в атмосферу при наливе транспортных цистерн

а) Негерметичный налив.

Выбросы из цистерн происходят путем вытеснения в атмосферу воздуха, насыщенного парами наливаемой жидкости - "большое дыхание".

Массовое количество выбросов i-го веществ а (кг/год):

$$\Pi_i = 12{,}2\, Q_{год}\, K_i\, X_i \frac{M_i}{(273 + t_{гп})}\, K_4\, K_5 \qquad (18)$$

где $Q_{год}$ - годовой объем наливаемой в цистерну жидкости, м^3/год;

K_4 - коэффициент, учитывающий степень насыщения газового пространства парами наливаемого продукта, принимается по табл.№ 5

Таблица № 5
/ п.6 /

Давление паров i-го вещества, мм.рт.ст. P_i	Климатическая зона		
	северная	средняя	южная
< 50	0,50	0,50	0,50
50 ÷ 100	0,50	0,51	0,51
101 ÷ 200	0,51	0,51	0,52
201 ÷ 300	0,52	0,53	0,54
301 ÷ 400	0,53	0,54	0,56
> 400	0,55	0,56	0,60

K_5 - коэффициент, учитывающий способ налива продукта в цистерну (см.табл.№ 5а).

Определение K_i, X_i, M_i, $t_{гп}$ аналогично п.2.1,а (см.выше).

Таблица 5а
/п.6, п.9 /

Способ налива цистерн	K_5
I. Верхний налив под слой продукта (люк открыт, наливной шланг опущен до дна цистерны)	I,I
2. Верхний налив полуоткрытой струй (наливной шланг опущен до середины цистерны)	I,8
3. Верхний налив открытой струей (наливной шланг в верхней части цистерны)	3,5
4. Налив в нижнюю часть цистерны при закрытом люке	I,0

б) Герметичный налив жидкостей

Обычно осуществляется под избыточным давлением собственных паров, или инертного агента, без контакта с атмосферой.

Выбросы из цистерны в атмосферу происходят через неплотности фланцевых соединений, рассчитываются в кг/год по уравнению (I) (см.выше п.I.I), где средний объем паровой фазы принимается по уравнению (I6а):

$$V_п = (1 - 0{,}5\,\varphi_{max})\,\Sigma V_{цн}$$

где $\Sigma V_{цн}$ - суммарный объем цистерн, наливаемых за год, м^3;

φ_{max} - максимальный коэффициент заполнения цистерны,

$$\varphi_{max} = V^{к}_{плз} / V^{к}_{пан}$$

$V^{к}_{плз}$, $V^{к}_{пан}$ - полезный и полный объемы котла цистерны, соответственно м^3; величины объемов приводятся в каталогах на железнодорожные или автомобильные цистерны.

Давление в цистерне, ата, рассчитывается по формуле (I7) при температуре наливаемой жидкости $t_{ж}$

2.3. Выбросы в атмосферу при сливе транспортных цистерн

а) Слив жидкостей под атмосферным давлением.

В этих условиях выбросы в атмосферу происходят за счет "обратного выдоха", т.е. вытеснения из цистерны воздуха, насыщенного парами сливаемой жидкости.

Выбросы в атмосферу рассчитываются по уравнению (кг/год)

$$П_i = 1{,}2\, Q_{ум}\, K_i\, X_i\, \frac{M_i}{(273 + t_{ов})} \qquad (19)$$

где 1,2 - коэффициент, который составляет 10% от величины "больного дыхания" / л.8 /, см.выше формулу (18);

$Q_{ум}$ - годовой объем сливаемой из цистерн жидкости, $м^3$/год;

X_i - мольная доля i-го вещества в жидкости, для однокомпонентной жидкости $X_i = 1$;

K_i - константа равновесия между паром и жидкостью при температуре газового пространства цистерны, которая принимается как температура окружающего воздуха $t_{ов}$, определяется по уравнению (3)

$$K_i = P_i / P_a$$

где P_i - давление паров i-го компонента, мм.рт.ст. при температуре $t_{о.в.}$, определяется по рис.№ 1,3,

P_a - 760 мм.рт.ст. - атмосферное давление.

$t_{о.в.}$ - среднегодовая температура окружающего воздуха, ^{0}С (см.табл.№ 3).

б) Герметичный слив жидкостей.

Обычно осуществляется под избыточным давлением собственных паров или инертного агента без контакта с атмосферой. Выбросы в этих условиях происходят через неплотности фланцевых соединений.

Количество выбросов рассчитывается в кг/год по уравнению (1), см.выше п.1.1, где средний объем паровой фазы принимается по уравнению (16а) :

$$V_п = (1 - 0{,}5\,\varphi_{max}) \Sigma V_{цн},$$

где Y_{max} см.выше п.2.2,б.

$\Sigma V_{цн}$ - суммарный объем цистерн опорожняемых за год, м³.

Давление системы Р определяется по формуле (17), см. выше п.2.1,б, при температуре окружающего воздуха $t_{о.в.}$

Пример № 4. Расчет выбросов в атмосферу из резервуара хранения гидрогенизата.

Физико-химические константы, состав жидкости и пара

Компоненты	Молекулярная масса	Состав жидкости: масс. доли,	Состав жидкости: мольные доли,	Давление пара, P_i^{cr}, мм.рт.ст.	$K_i = \frac{P_i}{H}$
I. Бензол	78	0,45	0,4911	100,0	0,1316
2. Толуол	92	0,55	0,5089	35,0	0,0460
Итого:		I,00	I,00		

Температура хранения жидкости $t_ж$ = 40°С.

Среднегодовая температура окружающего воздуха для условий Сумгаита (по табл. № 3) $t_{в.г}$ = I4,4°С.
По формуле (I5) находим температуру газового пространства резервуара

$$t_п = 0,3(t_ж + t_{в.г}) = 0,3(40 + I4,4) = 27,2^0С$$

Находим по рис. № I давления паров чистых компонентов при $t_п$ = 27,2°С и заносим их в таблицу.

По формуле (3) находим константы равновесия между паром и жидкостью и также записываем их в таблицу.

Объемный расход жидкости, наливаемой в резервуар в течение года: $G_р$ = I4400 м³/год. В резервуаре установлен понтон, поэтому согласно таблице № 4 коэффициент сокращения потерь в атмосферу K_2 = 0,2.

Коэффициент, учитывающий потери от "малых дыханий" резервуара, K_3 = I,25, т.к. Сумгаит расположен в южной климатической зоне (см.табл.№ 3). По формуле (I4) вычисляем количество вредных выбросов из резервуара.

По бензолу:

$$П_i = 13,4 \cdot 14400 \cdot 0,1316 \cdot 0,4911 \frac{78}{273 + 27,2} \cdot 0,2 \cdot 1,25 =$$

$= 810$ кг/год;

по толуолу:

$$П_i = 13,4 \cdot 14400 \cdot 0,046 \cdot 0,5089 \frac{92}{273 + 27,2} \cdot 0,2 \cdot 1,25 =$$

$= 336$ кг/год;

Пример № 5. Расчет выбросов в атмосферу при наливе стирола в железнодорожные цистерны

В течение года стирол наливается в 380 железнодорожных цистерн емкостью 73,1 м^3 с коэффициентом заполнения цистерн $\varphi_{заг} = 0,98$. Налив негерметичный, верхний, под слой продукта.

Годовой объем жидкости, наливаемой в цистерны:

$$Q_{ум} = 380 \cdot 73,1 \cdot 0,98 = 27220 \text{ м}^3/\text{год}$$

Температура стирола $t_{ж} = 20^0$С.

Среднегодовая температура воздуха в районе Воронежа $t_{ав} = 5,4^0$С

По формуле (15) определяем температуру газового пространства резервуара:

$$t_{п} = 0,5\,(20 + 5,4) = 12,7^0\text{С}.$$

Давление паров стирола при температуре газового пространства $P_i = 3,8$ мм.рт.ст. (см.рис.№ 1) < 50 мм.рт.ст. Константа равновесия между жидкостью и паром по формуле (3):

$$K_i = \frac{3,8}{760} = 0,005$$

Жидкость однокомпонентная, поэтому концентрация стирола в жидкости $X_i = 1$.

Молекулярная масса стирола $M_i = 104$.

Коэффициент, учитывающий степень насыщения газового

пространства паровой стирола, принимаем по табл. № 5: $K_4 = 0,50$, т.к. Воронеж находится в средней климатической зоне (см.табл. № 3).

Поскольку применяется верхний негерметичный налив под слой продукта, то коэффициент, учитывающий способ налива, $K_5 = 1,1$ (см. табл.№ 5а).

По формуле (18) рассчитываем годовое количество выбросов стирола в атмосферу через открытый люк цистерны:

$$П_i = 12,2 \cdot 2 \cdot 220 \cdot 0,005 \cdot 1 \cdot \frac{10^t}{273 + 12,7} \cdot 0,50 \cdot 1,1$$

$$= 332 \text{ кг/год}.$$

Пример 6. Расчет выбросов в атмосферу при сливе сжиженного бутадиена из железнодорожных цистерн.

В течение года бутадиен был слит из двух железнодорожных цистерн полной емкостью 75,5 м^3 каждая, коэффициент заполнения $\varphi_{max} = 0,85$, среднегодовая температура воздуха в районе Ярославля $t_{ср} = 2,7^0$С (см.табл. № 3).

Принимаем температуру газового пространства цистерны $t_{гп} = t_{ср} = 2,7^0$С.

Давление паров бутадиена при температуре 2,7^{0}С находим по рис. № 2: $P_i = 1,7 \cdot 1,033 = 1,76$ ата.

Для сжиженных газов используется герметичный слив-налив. Поэтому для расчета выбросов применим уравнение (1).

Молекулярная масса бутадиена $M_i = 54$; мольная доля бутадиена в парах $y_i = 1$, поскольку сливается однокомпонентная жидкость.

Объем паровой фазы принимаем по уравнению (16а):

$V_п = (1 - 0,5 \cdot 0,85) \cdot 151 = 86,8$ м^3,

где $\Sigma V_{цн} = 75,5 \cdot 2 = 151$ м^3 - суммарный объем цистерн, опорожняемых за год.

Критические параметры бутадиена $P_{кр} = 44,1$ ата,

$T_{кр} = 152^0$С $= 425$ К (см.табл. № 1).

Приведенные параметры $P_{прив.} = \frac{P}{P_{кр}} = \frac{1,76}{44,1} = 0,04$

$T_{прив.} = \frac{T}{T_{пр}} = \frac{2,7+273}{425} = 0,64$

По рис. 4 находим коэффициент сжимаемости:

$Z = 0{,}95$.

Коэффициент негерметичности опорожняемых цистерн принимаем $m = 0{,}05$, поскольку сливается сжиженный газ.

Выбросы бутадиена через неплотности цистерн рассчитываем по формуле (I)

$$П_{\text{б}} = 3{,}7 \cdot 10^{-2} \cdot 0{,}05 \cdot 1{,}76 \cdot 86{,}8 \cdot 1 \sqrt{\frac{54}{(2{,}7+273)0{,}95}} \approx 0{,}125 \text{ кг/год}$$

Следует обратить внимание на то, что выбросы по формуле (I) рассчитываются, как правило, в кг/ч, но здесь мы имеем дело с годовым объемом цистерн, поэтому и выбросы рассчитаны за год.

3. РАСЧЕТ ВРЕДНЫХ ВЫБРОСОВ В АТМОСФЕРУ ОРГАНИЗОВАННЫМИ ИСТОЧНИКАМИ

3.I. Расчет вредных выбросов через "воздушку" / л.I, л.I2 /.

Предлагаемый метод применяется только для аппаратов с регулируемым или фиксированным уровнем жидкости, которыми являются буферные емкости, сборники рефлюкса и другие жидкостные сосуды, соединенные с атмосферой.

Объем паров -го вещества, образующихся в результате диффузии ($м^3/с$):

$$V_i = 2{,}3 K_6 \frac{F}{h} \cdot \mathcal{D}_t C \lg \frac{1}{(1 - K_i Y_i)}, \qquad (20)$$

где K_6 - коэффициент, учитывающий снижение выбросов из-за гидравлического сопротивления "воздушки", определяется по таблице № 6.

Таблица № 6
/л.6, л.38 /

Длина воздушки, мм / диаметр, мм $\frac{l_{тр}}{d_{тр}}$	I	I÷2	2÷3	3÷4	4÷5
Коэффициент снижения выбросов K_6	I,0	0,97	0,86	0,72	0,58

$\frac{l_{тр}}{d_{тр}}$	5÷7	9	9÷II	II÷I4	I4÷I7	I7÷2I	>2I
K_6	0,44	0,32	0,24	0,I7	0,I2	0,II	0,07

h - расстояние от верхнего края сосуда до уровня жидкости (глубина парового пространства), м;

F - поверхность испарения жидкости (зеркало испарения), $м^2$;

а) для горизонтальных сосудов / л.I0, л.II /

$$F_{гор} = 2 l_{цил} \sqrt{h (D_{вн} - h)} \qquad (21а)$$

$$h = (1 - 0{,}95\,\Psi) D_{вн} \qquad (22)$$

φ - коэффициент заполнения сосуда жидкостью, $\varphi = 0{,}5 \div 0{,}9$

а) для вертикальных сосудов:

$$F_{\text{верт.}} = 0{,}785\, Д_{вн}^2 \qquad (21б)$$

$L_{цил.}$ - длина цилиндрической части сосуда, м;

$Д_{вн}$ - внутренний диаметр сосуда, м;

С - коэффициент, учитывающий тяжесть паров по отношению к воздуху,

если $М_i < М_в$, то С = I,82; если $М_i > М_в$, то С = I,0;

$М_i$ - молекулярная масса паров i-го вещества, кг/кмоль;

$М_в$ = 29 кг/кмоль - молекулярная масса воздуха;

$Д_i$ - коэффициент молекулярной диффузии паров i-го вещества в воздухе ($м^2/с$) при температуре испарения жидкости $t_ж$

$$Д_i = I \cdot IO^{-4}\, Д_0 \left(\frac{273 + t_ж}{273} \right)^2; \qquad (23)$$

$Д_0$ - коэффициент диффузии i-го вещества в воздухе при $0^0С$ и 760 мм рт.ст., $см^2/с$, находится в табл. № I; при отсутствии в таблице или в литературных источниках (см. примечание в табл. № I) $Д_0$ можно рассчитать по приближенной формуле / л.I2 /:

$$Д_0 = 0{,}8 \sqrt{М_i} \qquad (24)$$

X_i - мольн. доля i-го вещества в жидкости; для однокомпонентной жидкости $X_i = I$,

$t_ж$ - температура жидкости в сосуде, $^0С$;

K_i - константа равновесия между паром и жидкостью i-го вещества при $t_ж$ и атмосферном давлении $P_а$.

Константу равновесия можно определить по форм. ле (3):

$$K_i = P_i / P_а = P_i / 760$$

где P_i - давление паров i-го вещества, мм.рт.ст. определяется при температуре $t_ж$ по рис. № I-3.

Суммарный расход паровоздушной смеси на выходе из воздушки, $м^3/с$:

$$V_{п.в} = \frac{\Sigma V_i}{\Sigma K_i X_i} \qquad (25)$$

где $\sum V_i$ - суммарный объемный расход вредных веществ, покидающих воздушку, $м^3/с$;

$\sum K_i X_i$ - сумма мольных долей этих веществ в паровой, (газовой) фазе;

Общая скорость паровоздушной смеси в воздушке, м/с:

$$W_{пв} = V_{пв} / 0.785 d^2_{тр} \qquad (26)$$

где: $d_{тр}$ - внутренний диаметр воздушки, м;

Массовое количество вредных выбросов i-го вещества, кг/с.

$$П_i = 12{,}2 \frac{M}{(273 + t_ж)} V_i \qquad (27)$$

Концентрация вредных выбросов в паровоздушной смеси, которая выходит из воздушки в атмосферу ($мг/м^3$):

$$C_i = \frac{П_i \cdot 10^6}{V_{пв}} \qquad (28)$$

Как правило, "воздушки" проектируемых и реконструируемых производство должны быть соединены с системами улавливания. Поэтому полученные данные обычно используют для дальнейшего расчета систем улавливания выбросов (конденсаторы, скрубберы, абсорбары).

Пример № 7. Расчет вредных выбросов через "воздушку"

Установлена вертикальная буферная емкость, имеющая размеры: диаметр $Д_{вн} = 2{,}4$ м; высота цилиндрической части $H_ц = 4{,}5$ м; диаметр воздушки $d_{тр} = 0{,}1$ м; длина воздушки $L_{тр} = 15$ м; высота регулируемого уровня $H_р = 0{,}5\ H_ц = 0{,}5 \times 4{,}5 = 2{,}25$ м;

В емкости при температуре $t_ж = 40^0С$ находится углеводородная жидкость следующего состава: бензин-нефрас марки 66/75 - 5%, толуол - 95% масс.

Физико-химические константы жидкости в емкости

	мол. масса	X_i масс. доли	X_i мольн. доли	P_i мм.рт. ст	$K_i = P_i/P_a$	$y_i = K X_i$	D_g $см^2/с$	D_t $м^2/с$
Бензин-нефрас	86	0,05	0,0533	260	0,342	0,0182	0,066	$0,0868 \times 10^{-4}$
Толуол	92	0,95	0,9467	63	0,0829	0,0785	0,076	$0,1 \cdot 10^{-4}$
Итого:		1,000	1,000			0,0967		

Средняя температура кипения бензина при 760 мм.рт.ст.

$$t_{ср} = 0,5\ (t_1 + t_2) = 0,5 \cdot (65 + 75) = 70^0C$$

Молекулярная масса бензина по формуле Воинова / л.20 /:

$$M_б = 60 + 0,3 \cdot t_{ср.} + 0,001 \cdot t^2_{ср.} = 60 + 0,3 \cdot 70 + 0,001 \cdot 70^2 = 85,9 \approx 86 .$$

По рис. № 3 определяем давление паров бензина при $t = 40^0C$; $P_б = 260$ мм.рт.ст.

По рис. № 1 находим давление паров толуола при $t = 40^0C$; $P_т = 63$ мм.рт.ст.

Находим по формуле (3) константы парожидкостного равновесия:

$$\text{по бензину } K_б = \frac{P_i}{P_a} = \frac{260}{760} = 0,342 ,$$

$$\text{по толуолу } K_т = \frac{P_i}{P_a} = \frac{63}{760} = 0,0829.$$

По табл. № 1 находим величину коэффициентов диффузии паров толуола и гексана в воздухе при 0^0C и 760 мм.рт.ст. При этом бензин приравниваем гексану, т.к. у них одинаковые молекулярные массы.

По формуле (23) находим величину коэффициента диффузии при $t = 40^0C$ и $P_a = 760$ мм. рт.ст.

$$\text{по бензину: } D^б_t = 1 \cdot 10^{-4} \cdot 0,066 \left(\frac{273 + 40}{273}\right)^2 = 0,0868 \cdot 10^{-4} \ м^2/с,$$

по толуолу: $\mathcal{D}_i^T = 1 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}076 \left(\frac{273+40}{273}\right)^2 = 0{,}100 \cdot 10^{-4}$ $м^2/с$.

Расстояние от верхнего края емкости до уровня жидкости в ней:

$$h = H_ц - H_р = 4{,}5 - 2{,}25 = 2{,}25 \text{ м}$$

Поверхность испарения жидкости в емкости по формуле (21б)

$$F \text{ верт.} = 0{,}785 \cdot (2{,}4)^2 = 4{,}522 \text{ м}^2$$

Коэффициент, учитывающий снижение выбросов из-за гидравлического сопротивления воздушки:

при $l_{тр}/d_{тр} = 150/1 = 150 > 21$ $K_б = 0{,}07$ (см.табл.№ 6)

Коэффициент, учитывающий тяжесть паров по отношению к воздуху:

С = 1, т.к. $M_т = 92 > M_в = 29$, $M_б = 86 > M_в = 29$

Объем паров i-го вещества, образующихся в результате диффузии, рассчитывается по формуле (20)

по бензину:

$$V_б = 2{,}3 \cdot 0{,}07 \frac{4{,}522}{2{,}25} \cdot 0{,}0868 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \sqrt{\frac{1}{1 - 0{,}0182}}$$

$$= 2{,}24 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3/с;$$

по толуолу:

$$V_т = 2{,}3 \cdot 0{,}07 \frac{4{,}522}{2{,}25} \cdot 0{,}1 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \sqrt{\frac{1}{1 - 0{,}0785}} =$$

$$= 1{,}1488 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/с.$$

Массовое количество вредных выбросов по формуле (27):

по бензину:

$$П_б = 12{,}2 \frac{86}{(273 + 40)} \cdot 2{,}24 \cdot 10^{-8} = 7{,}50 \cdot 10^{-8} \text{ кг/с};$$

по толуолу:

$$П_т = 12{,}2 \frac{92}{(273 + 40)} = 1{,}1488 \cdot 10^{-3} = 0{,}00411 \text{ кг/с}.$$

Суммарный объемный расход паровоздушной смеси на выходе из "воздушки" по формуле (25):

$$V_{пв} = \frac{2,24 \cdot 10^{-8} + 1,1488 \cdot 10^{-3}}{0,0967} = 0,01188 \text{ м}^3/\text{с}$$

Общая скорость паровоздушной смеси в воздушке по формуле (26):

$$W_{пв} = V_{пв} / 0,785 d_{тр}^2 = 0,01188/0,785 \cdot (0,1)^2 = 1,513 \text{ м/с}.$$

Концентрация вредных выбросов в паровоздушной смеси, которая выходит из воздушки в атмосферу по формуле (28):

по бензину

$$C_б = \frac{7,50 \cdot 10^{-8} \cdot 10^6}{0,01188} = 6,31 \text{ мг/м}^3$$

по толуолу

$$C_т = \frac{0,00411 \cdot 10^6}{0,01188} = 0,347 \cdot 10^6 \text{ мг/м}^3 = 0,347 \text{ кг/м}^3$$

3.1,а. Расчет выбросов из вытяжных стояков химзагрязненной канализации

Согласно СНиП-32-74 вытяжные стояки установлены на канализационных колодцах, через которые протекает вода загрязненная химическими веществами. В этих колодцах существует естественный уровень воды, который поддерживается пространственным расположением канализационных трубопроводов.

Следовательно, можно провести аналогию между вытяжным стояком на канализационном колодце и воздушкой на буферной емкости и на этом основании рассчитывать выбросы из вытяжных стояков по уравнениям раздела 3.1, см.выше. Здесь поверхность испарения жидкости в колодце рассчитывается по формуле (216):

$$F_{верт.} = 0,785 Д_{вн}^2 ,$$

где $Д_{вн}$ - внутренний диаметр колодца, м.

$L_{тр}$, $d_{тр}$ - общая длина стояка, включая горизонтальный участок, и диаметр стояка, соответственно, м.

h - расстояние от основания стояка до уровня воды в колодце, м.

X_i - мольная концентрация i-го химического вещества в воде, мольн. доли, $X_i = (18 \cdot 10^{-9} X_i')/M_i$,

где X_i' - концентрация i-го вещества в воде, мг/м^3,

M_i - молекулярная масса i-го вещества, кг/кмоль.

Таким же образом рассчитываются вредные выбросы через "воздушку", установленную на гидрозатворе химзагрязненных стоков, уходящих из технологических цехов. Канализационные колодцы накрыты съемными крышками для осмотра и ремонта канализации. Несмотря на малую величину зазора между краем колодца и крышкой, выделяются вредные выбросы в атмосферу, которые можно рассчитать по формулам (20), (21,б), (27). При этом коэффициент, учитывающий снижение выбросов из-за гидравлического сопротивления крышки люка, принимается $K_6 = 0{,}07$ (см. выше табл. 6).

3.2. Расчет вредных выбросов при сжигании топлива в трубчатых печах / л.4, л.5, л.6, л.13 /

а) Количество выбросов сернистого ангидрида г/ч):

$$П_{SO_2} = 0{,}01 \left(2S^{\ell} B_{ж} + 1{,}88 \cdot /H_2S/ \cdot B_{г} \right), \qquad (29)$$

где $B_{ж}$, $B_{г}$ - расход жидкого и газообразного топлива, соответственно, кг/ч,

S^{ℓ} - содержание серы в жидком топливе, масс.%,

$/H_2S/$ - содержание сероводорода в газовом топливе, масс.%

б) Количество выбросов оксида углерода (кг/ч:

$$П_{CO} = 1{,}5 \cdot 10^{-3} (B_{ж} + B_{г}) \qquad (30)$$

в) Количество выбросов метана (кг/ч):

$$П_{CH_4} = 1{,}5 \cdot 10^{-4} (B_{ж} + B_{г}). \qquad (31)$$

г) Количество суммарных выбросов оксидов азота (кг/ч)

$$П_{NO_x} = V_{г} \cdot C_{NO_x} \cdot 10^{-6} \qquad (32)$$

Количество выбросов диоксида азота принимается / л.33,л.35/

$$П_{NO_2} = 0,05 \cdot П_{NO_x} \qquad (32а)$$

где $V_г$ – объемный расход уходящих влажных продуктов сгорания, нм^3/ч, рассчитывается по формуле / л.4 /:

$$V_г = 7,84 \cdot \alpha \cdot (B_ж \cdot Э_ж + B_г \cdot Э_г) \qquad (33)$$

α – коэффициент избытка воздуха;

$Э_ж$, $Э_г$ – энергетический эквивалент жидкого и газообразного топлива, соответственно (см.табл.№ 7)

Таблица № 7
/ л.6, л.7 /

Вид топлива	$Э_ж$ или $Э_г$
I. Газ природный	I,66
2. Газ нефтепромысловый	I,50
3. Предельные газы стабилизации нефтяных дистиллятов	I,50
4. Газ водородосодержащий	2,30
5. Газы пиролиза и крекинга	I,60
6. Газ коксования	I,52
7. Котельное топливо, мазут, тяжелые остатки	I,40
8. Кубовые остатки в производствах мономеров СК	I;50

C_{NO_x} – концентрация окислов азота в продуктах сгорания, мг/нм^3; определяется по методике Б.М.Кривоногова / л.33 /:

а) при сжигании газообразных топлив:

$$C_{NO_x} = (a + b Q_г) \left(\frac{I,2}{\alpha_г}\right)^{0,5}$$

где a и b – коэффициенты, учитывающие соответственно влияние конструкций и компоновки горелок, а также изменение их тепловой мощности; определяются по таблице № 8,а;

$Q_г$ – тепловая мощность горелки, МВт;

$\alpha_г$ – коэффициент избытка воздуха в топке;

1,2 - расчетный коэффициент избытка воздуха в топке; для определения C_{NO_x} в печах с горелками беспламенного горения уравнение (34а) используется для расчета форсунок типа ФГМ и умножается на коэффициент 0,8 / п.6 /.

б) при совместном сжигании газообразного и жидкого топлива:

$$C_{NO_x} = /a + (в + cf) \cdot Q_г / \left(\frac{I_2}{\alpha_т}\right)^{0,5} \qquad (34б)$$

где а и в определяются по табл. № 8б;

с - коэффициент, учитывающий дополнительное образование окислов азота при сжигании жидкого топлива, определяется по табл. № 8б;

f - доля жидкого топлива по тепловыделению.

Если в технической документации на трубчатую печь отсутствуют данные по тепловой мощности горелок, то единичную мощность горелки можно определить по формуле:

$$Q_г = Q/n_г = Q_п /(\eta_п \cdot n_г) \qquad (34в)$$

где Q и $Q_п$ - общая и полезная тепловые мощности печи, соответственно, МВт;

$n_г$ - число работающих горелок, шт;

$\eta_п$ = 0,75 ÷ 0,90 - к.п.д. трубчатой печи.

Таблица № 8а

/ п.33 /

№ пп	Тип горелок	Мощность горелок $Q_г$, МВт	Компоновка горелок	Коэффициенты а	Коэффициенты в
I	ГГМ-6	2,I8	Подовая	65	60
2	НРМ-5	2,80	Подовая	80	54
3	ФГМ-95ВП	I,I6	Подовая	84	60
4	ФРН-400	5,00	Подовая	I50	I0
5	ФП-2	I,43	Угловая	94	78
6	ЗОДГ	I,375	Подовая	94	78
7	ГП-2	I,86	Фронтовая одноярусная	95	85
8	НРМ-Т	I,30	Фронтовая многоярусная	I09	82
9	ГП-2	I,86	Фронтовая многоярусная	II4	88
I0	ФГМ-95ВП	I,I6	Фронтовая одноярусная	II6	92

Продолжение табл.8а

№ пп	Тип горелок	Мощность горелок, МВт	Компоновка горелок	Коэффициенты а	в
II	ГИК-2	I,40	Подовая	I22	95
I2	ФГМ-I20	I,75	Фронтовая многоярусная	I35	95

Таблица № 8б
/л. 33/

№ пп	Тип горелок	Мощность горелки $Q_г$, МВт	Компоновка горелок	Компоненты а	в	с
I	Fd-6	2,I8	Подовая	65	60	30
2	НРМ-5	2,80	Подовая	80	60	I5
3	ФГМ-95ВП	I,I6	Подовая	84	60	60
4	ОРН-400	5,0	Подовая	I50	I0	I2
5	SQDZ	I,375	Подовая	84	78	50
6	ФП-2	I,43	Угловая	84	78	50
7	ГП-2	I,86	Фронтовая одноярусная	95	85	30
8	НРМ-Т	I,30	Фронтовая многоярусная	I09	82	50
9	ГП-2	I,86	Фронтовая многоярусная	II4	87,5	35
I0	ФГМ-95ВП	I,I6	Фронтовая одноярусная	II6	92	60
II	ГИК-2	I,40	Подовая	I22	95	50
I2	ФГМ-I20	I,75	Фронтовая многоярусная	I35	94,5	35

Объемный расход продуктов сгорания, покидающих дымовую трубу ($м^3/с$):

$$V_{дс} = \left(\frac{273 + t_{ух}}{273}\right) \frac{V_г}{3600} \qquad (35)$$

Скорость продуктов сгорания в дымовой трубе (м/с):

$$W_{дс} = \frac{V_{дс}}{0{,}785\, Д_{вн}^2} \qquad (36)$$

где $t_{ух}$ - температура уходящих дымовых газов, ^0C;

$Д_{вн.}$ - внутренний диаметр устья дымовой трубы, м;

Концентрация вредных выбросов в дымовых газах ($мг/м^3$)

$$C_i = \frac{П_i \cdot 10^6}{V_{пс} \cdot 3600} \qquad (37)$$

Пример № 8. Расчет выбросов при сжигании природного газа в трубчатой печи.

Коэффициент избытка воздуха в топке $\alpha_т = 1,15$; в печах установлены многоярусно горелки ГВ-I, тепловая мощность каждой $Q_г = 2,2$ МВт;

Массовый расход природного газа $B_г = 5623$ кг/ч;

Температура уходящих дымовых газов $t_{ух} = 200^0C$;

Диаметр устья дымовой трубы $Д_{вн} = 2,3$ м, количество дымовых труб - 2.

Поскольку сернистых соединений в составе природного газа нет, то выбросы сернистого газа SO_2 отсутствуют.

Количество выбросов окиси углерода рассчитываем по формуле (30):

$$П_{CO} = 1,5 \cdot 10^{-3} \cdot 5623 = 8,4 \text{ кг/ч};$$

Количество выбросов метана по формуле (31):

$$П_{CH_4} = 1,5 \cdot 10^{-4} \cdot 5623 = 0,84 \text{ кг/ч};$$

В формулах (30) и (31) $B_x = 0$, т.к. используется только газообразное топливо.

Объемный расход уходящих влажных продуктов сгорания рассчитывается по приближенной формуле (33):

$$V_г = 7,84 \cdot 1,15 \cdot 5623,0 \cdot 1,66 = 84155 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

где: 1,66 - энергетический эквивалент природного газа из таблицы № 7.

Концентрация окислов азота в продуктах сгорания определяется по формуле (34а):

$$C_{NO_x} = (114+88 \cdot 2,2) \cdot \left(\frac{1,2}{1,15}\right)^{0,5} = 314,2 \text{ кг/нм}^3.$$

В формуле (34а) константы "а" и "в" взяты из табл. № 8а

для многоярусного расположения горелки ГП-2, т.к.она ближе всего по тепловой мощности и расположению к горелке ГВ-I. Массовый расход выбросов окислов азота по формуле (32):

$$П_{NO_x} = 84I55 \cdot 3I4,2 \cdot I0^{-6} = 26,44 \text{ кг/ .}$$

В том числе диоксида азота по формуле (32а):

$$П_{NO_2} = 0,05 \cdot 26,44 = I,322 \text{ кг/ч.}$$

Объемный расход продуктов сгорания, уходящих из дымовой трубы по формуле (35):

$$V_{пс} = \left(\frac{273 + 200}{273} \right) \cdot \frac{84I55}{3600} = 40,5 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Скорость продуктов сгорания в дымовой трубе по формуле (36):

$$W_{пс} = \frac{40,5}{2 \cdot 0,785 \cdot 2,3^2} = 4,88 \text{ м/с}$$

Концентрация вредных выбросов в дымовых газах по формуле (37):

- окиси углерода:

$$C_{CO} = \frac{8,4 \cdot I0^6}{40,5 \cdot 3600} = 57,6 \text{ мг/м}^3$$

- метана:

$$C_{CH_4} = \frac{0,84 \cdot I0^{-6}}{40,5 \cdot 3600} = 5,76 \text{ мг/м}^3$$

- окислов азота:

$$C_{NO_x} = \frac{26,44 \cdot I0^6}{40,5 \cdot 3600} = I8I,34 \text{ мг/м}^3$$

- в том числе диоксида азота:

$$C_{NO_2} = \frac{I,322 \cdot I0^6}{40,5 \cdot 3600} = 9,067 \text{ мг/м}^3$$

По опытным данным / л.33 / при сжигании в трубчатых печах природного и нефтезаводских газов концентрация окислов азота в дымовых газах составляет от 80 до 300 мг/м^3, концентрация оксида углерода находится в пределах от I0 до I20 мг/м^3. При совместном сжигании газообразного и жидкого топлив концентрация вредных выбросов в дымовых газах резко возрастает:

по окислам азота: до 240 ÷ 350 мг/м^3, по оксиду углерода до 520 ÷ 2800 мг/м^3 / л.33, с.201-203 /.

3.3. Количество вредных выбросов, выделяющихся при сжигании газа на факеле, кг/ч / л.5, л.6, л.38 /

$$П_i = K_i \cdot B_г \qquad (38)$$

где: $B_г$ - расход газа, поступающего на факел, кг/ч;

K_i - опытный коэффициент, который равен:

а) при бессажевом сжигании в факельном устройстве: для оксида углерода $K_{CO} = 2 \cdot 10^{-2}$, для оксидов азота $K_{NO_x} = \cdot 10^{-3}$; для углеводородов: $K_{\Sigma CH} = 5 \cdot 10^{-4}$.

б) при отсутствии устройства для бездымного сжигания газов: $K_{CO} = 0{,}25$; $K_{\Sigma CH} = 3 \cdot 10^{-2}$; $K_{NO_x} = 2 \cdot 10^{-3}$; для сажи $K_C = 3 \cdot 10^{-2}$.

Выброс сернистого ангидрида, кг/ч:

$$П_{SO_2} = 1{,}88\ /H_2S/ \cdot B_ч \cdot 10^{-2} \qquad (39)$$

где $/H_2S/$ - содержание сероводорода в сжигаемом газе, % масс.

Валовые выбросы в т/год, выделяющиеся при сжигании аварийных сбросов, обычно не учитываются, т.к. их расходы и период сброса неизвестны.

Однако природоохранные органы иногда требуют результаты расчетов по рассеиванию в атмосфере минимально возможных выбросов. В таких случаях на расчет рассеивания задается количество выбросов в г/с, образующихся при сжигании максимального аварийного сброса на факел.

Обычно рассчитывается количество вредных выбросов при сжигании периодических газовых отдувок на факел и постоянного расхода топливного газа, который поддерживает горение факела.

Объемный расход продуктов сгорания, покидающих факельную трубу, рассчитывается по формуле (33) и (35); их скорость в трубе рассчитывается по формуле (36), см.выше.

Концентрация вредных выбросов в продуктах сгорания определяется по уравнению (37) , см.выше.

Пример № 9. Расчет выбросов при сжигании топливного газа на факеле

Для поддержания горения на факел постоянно направляются 50 кг/ч природного газа; диаметр устья факельной трубы $Д_{вн}$ = 0,6 м. Имеется устройство для бездымного сжигания газа.

Рассчитать вредные выбросы, выделяемые при сгорании. По формуле (38) рассчитываем выбросы:

а) оксида углерода:

$$П_{CO} = 2 \cdot 10^{-2} \cdot 50 = 1 \text{ кг/ч}$$

б) оксидов азота:

$$П_{NO_x} = 3 \cdot 10^{-3} \cdot 50 = 0{,}15 \text{ кг/ч},$$

в том числе диоксида азота:

$$П_{NO_2} = 0{,}05 \cdot 0{,}15 = 7{,}5 \cdot 10^{-3} \text{ кг/ч, см. выше формулу (32а).}$$

в) углеводородов:

$$П_{\Sigma CH} = 5 \cdot 10^{-4} \cdot 50 = 0{,}025 \text{ кг/ч.}$$

Объемный расход уходящих влажных продуктов сгорания рассчитываем по формуле (33):

$$V_г = 7{,}84 \cdot 1 \cdot 50 \cdot 50 \cdot 1{,}66 = 650{,}72 \text{ нм}^3/\text{ч},$$

где коэффициент избытка воздуха для факелов обычно принимается $\alpha = 1$;

энергетический эквивалент природного газа $Э = 1{,}66$ (см. табл. № 7).

По формуле (35) определяем объемный расход продуктов сгорания, покидающих дымовую трубу при температуре $t_{ух} = 1000^0$C / л.15, с.41 /. Это максимальная температура, на которую рассчитана стенка камеры смешения воздуха с газом / л.15, с.57 /.

Концентрация вредных выбросов в дымовых газах (мг/м^3) по формуле (37):

а) окись углерода

$$C_{CO} = \frac{1 \cdot 10^6}{0{,}843 \cdot 3600} = 329{,}6 \text{ мг/м}^3$$

б) оксиды азота:

$$C_{NO_x} = \frac{0{,}15 \cdot 10^6}{0.843 \cdot 3600} = 49{,}4 \text{ мг/м}^3$$

в том числе диоксида азота:

$$C_{m_2} = \frac{7{,}5 \cdot 10^{-3}}{0{,}843 \cdot 3600} = 2{,}75 \text{ мг/м}^3$$

в) углеводородов:

$$C_{2CH} = \frac{0{,}025 \cdot 10^{6}}{0{,}843 \cdot 3600} = 8{,}24 \text{ мг/м}^3$$

3.4. Расчет вредных выбросов от агрегатов сушки каучука

а) Количество вредных выбросов от агрегатов сушки эмульсионных каучуков (СКС, СКН), кг/ч:

$$П_i = 0{,}01 \cdot B_Д \cdot X_i^{Д} - 0{,}01 B_К X_i^{К} - 0{,}001 \cdot Q_{ис.} \cdot C_i^{и.с.} - 0{,}001 Q_{пв} \cdot C_i^{пв} \qquad (40)$$

где $B_Д$, $B_К$ - массовые расходы латекса, каучука, соответственно, кг/ч;

$X_i^{Д}$, $X_i^{К}$ - содержание мономера (стирол, акрилонитрил) в латексе, каучуке, соответственно, % масс;

$Q_{ис}$, $Q_{пв}$ - объемные расходы избыточного серума и промывной воды, соответственно, м^3/ч;

$C_i^{ис}$, $C_i^{пв}$ - объемные концентрации мономера в избыточном серуме и промывной воде, соответственно, г/м^3.

б) Количество вредных выбросов от агрегатов сушки растворных каучуков (СКД, СКИ, ДСТ, ДССК, СКД-ЮПР, СКД-СР), кг/ч:

$$П_i = 0{,}01 B_П \cdot X_i^{П} - 0{,}01 B_К X_i^{К} - 0{,}001 Q_{цв} C_i^{Б} \qquad (41)$$

где $B_П$, $B_К$ - массовый расход пульпы, каучуков, соответственно, кг/ч

$X_i^{П}$, $X_i^{К}$ - содержание растворителя в пульпе, каучуке, соответственно, % масс.

$Q_{цв}$ - объемный расход циркуляционной воды, м^3/ч.

$C_i^{Б}$ - объемная концентрация растворителя в циркуляционной воде, г/м^3.

Пример № 10. Расчет выбросов от агрегата сушки каучука СКС.

Массовый расход латекса: $B_д$ = 65685 кг/ч.

Концентрация стирола в латексе $X_i^д$ = 0,06% масс.

Массовый расход каучука СКС: $B_к$ = 18000 кг/ч.

Концентрация стирола в каучуке $X_i^к$ = 0,05% масс.

Объемный расход избыточного серума $Q_{нс}$ = 72 м³/ч.

Объемная концентрация стирола в избыточном серуме $C_i^{нс}$ = 50 г/м³.

Объемный расход промывной воды $Q_{пв}$ = 432 м³/ч.

Объемная концентрация стирола в промывной воде $C_i^{пв}$ = 20 г/м³.

Количество вредных выбросов стирола определяем по формуле (40):

$$П_i = 0,01 \cdot 65685 \cdot 0,06 - 0,01 \cdot 1800 \cdot 0,05 - 0,001 \cdot 72 \cdot 50 - 0,001 \cdot 432 \cdot 20 = 18,17 \text{ кг/ч}$$

Пример № 11. Расчет выбросов от агрегата сушки каучука ДСТ.

Массовый расход пульпы $B_п$ = 90090 кг/ч.

Концентрация бензина в пульпе $X_б^п$ = 0,013% масс.

Концентрация циклогексана в пульпе $X_{цг}^п$ = 0,019% масс.

Массовый расход каучука $B_к$ = 3571 кг/ч.

Концентрация бензина в каучуке: $X_б^к$ = 0,03% масс.

Концентрация циклогексана в каучуке $X_{цг}^к$ = 0,06% масс.

Объемный расход циркуляционной воды: $Q_{цв}$ = 88,2 м³/ч.

Объемная концентрация циклогексана в цирк.воде $C_ц^в$ = 68 г/м³.

Количество вредных выбросов от агрегата сушки каучука ДСТ по формуле (41):

по бензину:

$$П_б = 0,01 \cdot 90090 \cdot 0,013 - 0,01 \cdot 3571 \cdot 0,03 - 0,001 \cdot 88,2 \cdot 68 = 4,64 \text{ кг/ч},$$

по циклогексану:

$$П_{цг} = 0,01 \cdot 90090 \cdot 0,019 - 0,01 \cdot 357 \cdot 357 \cdot 0,06 - 0,01 \cdot 88,2 \cdot 68 = 8,98 \text{ кг/ч}.$$

3.5. Расчет выбросов в атмосферу из закрытых помещений

а) Местная вытяжная вентиляция отсасывает воздух непосредственно от оборудования. При этом концентрация вредных выбросов в воздух, уходящий через вентиляционный патрубок наружу, рассчитывается по формуле (мг/м^3):

$$C_i = \frac{10^6 \Pi_i}{V_B} \qquad (42)$$

где Π_i - вредный выброс i-го вещества, кг/ч;

V_B - производительность вытяжного вентилятора, м^3/ч, которая выбирается инженером по вентиляции.

б) Общеобменная или приточно-вытяжная вентиляция удаляет воздух, загрязненный выбросами от всех видов оборудования, установленного в помещениях. Концентрация вредных выбросов в воздухе, который покидает помещение, рассчитывается по аналогичной формуле (мг/м^3):

$$C_i^{ОВ} = \frac{10^6 \Sigma \Pi_i}{\Sigma V_B} \qquad (43)$$

где $\Sigma \Pi_i$ - сумма вредных выбросов i-го вещества от различных видов оборудования, установленного в помещении, кг/ч.

рассчитывается по формулам разделов I.I, I.2а, 3.I (см. выше).

ΣV_B - суммарная производительность вытяжных вентиляторов, вентилирующих данное помещение, м^3/ч, которые выбираются инженером по вентиляции.

Скорость загрязненного воздуха на выходе из вентиляционных патрубков (м/с):

$$W = \frac{\Sigma V_B}{3600 \Sigma F_{ВП}} \qquad (44)$$

где $\Sigma F_{ВП}$ - суммарная площадь поперечного сечения вентиляционных патрубков, м^2.

Скорость воздуха рассчитывается раздельно для местных отсосов и для общеобменной вентиляции помещений.

3.6. Расчет вредных выбросов организованным источником, который оснащен средствами улавливания, очистки

Количество вредных выбросов i-го вещества после очистки (кг/с или кг/ч):

$$П_i^{оч} = П_i (1 - 0{,}01\ К_э), \qquad (45)$$

где $П_i$ - количество вредных выбросов i-го вещества до очистки кг/с или кг/ч ,

$К_э$ - коэффициент эффективности очистки, улавливания; принимается по паспортным данным пыле-газоочистного оборудования, % масс.

Концентрация вредных выбросов i-го вещества после очистки или улавливания (мг/м^3) :

$$С_i^{оч} = С_i (1 - 0{,}01\ К_э) , \qquad (46)$$

где $С_i$ - концентрация вредных выбросов i-го вещества до очистки, мг/м^3.

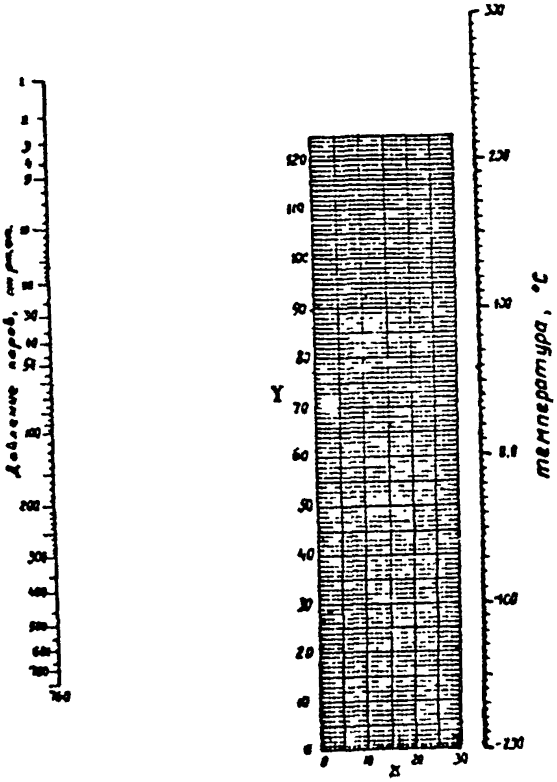
Коэффициент обеспеченности очисткой, улавливанием:

$$К_{об} = \frac{Т_{оч}}{Т} \cdot 100 \qquad (47)$$

где $Т_{оч}$ - время работы в году установок очистки, улавливания (вне зависимости от степени очистки), ч;

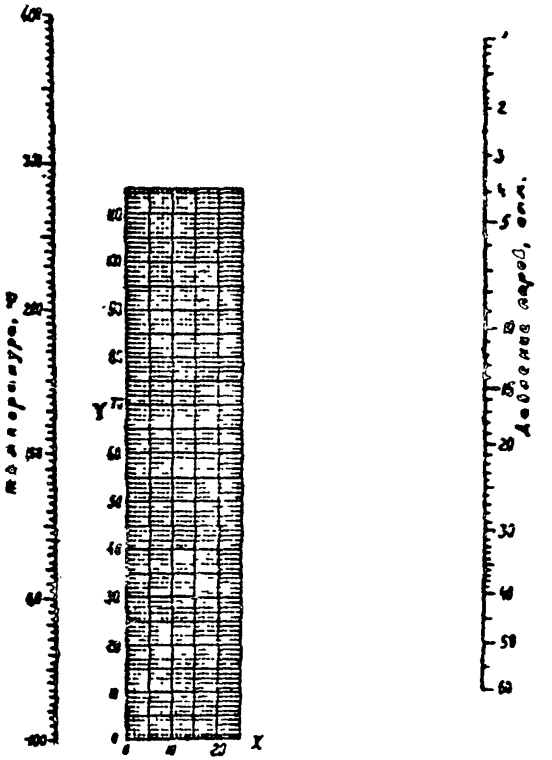
$Т$ - время работы в году технологического оборудования, которое является источником организованного выброса, ч

Номограмма № I
для определения давления насыщенных паров веществ в интервале от I до 760 мм.рт.ст.
/ л.I7 /



Номограмма № 2

для определения давления насыщенных паров веществ в интервале от I до 60 атм / л.I7 /



Координаты точек к номограммам рис I и 2 для определения давления насыщенных паров / л.I7, л.36

№ пп	Наименование вещества	Координаты точек к рис. I X	Координаты точек к рис. I У	Координаты точек к рис.2 X	Координаты точек к рис.2 У
I	2	3	4	5	6
I.	Акриловая кислота	I2,0	87,0	I7,5	98,5
2.	Акрилонитрил (НАК)	I3,0	67,0	-	-
3.	Аллиловый спирт	I4,5	73,0	I0,5	84,5
4.	Аммиак	2I,0	43,4	5,0	48,5
5.	Амилены (пентен-I)	I5,0	57,5	I3,0	72,0
6.	Ацетальдегид	I7,0	56,0	8,0	64,0
7.	Ацетилен	23,5	32,5	4,0	34,0
8.	Ацетон	I5,0	63,5	II,0	77,0
9.	Ацетонитрил	I3,0	68,0	I3,5	83,5
I0.	Ацетофенон	9,0	90,0	-	-
II.	Бензальдегид	I0,0	86,5	I8,5	I07,5
I2.	Бензиловый спирт	II.0	93,0	-	-
I3.	Бензойная кислота	I0,0	I02,0	-	-
I4.	Бензол	I4,0	68,0	I5,0	84,5
I5.	Бутадиен-I,3	I7,5	50,0	I2,0	63,0
Iб.	н-Бутан	I7,0	5I,0	II,0	63,5
I7.	Бутанол	I5,0	78,0	II,0	89,5
I8.	Бутилены (бутен-I)	I7,5	49,5	II,0	62,0
I9.	Бутилакрилат	II,0	80,0	-	-
20.	Водяной пар	I5,0	73,5	I0,0	84,5
2I.	Винилпиридин	I0,0	82,5	I8,0	I03,0
22.	Гексадекан	7,5	I05,5	-	-
23.	н-Гексан	I4,0	65,0	I5,0	82,5
24.	н-Гептан	I3,0	7I,0	I6,0	90,0
25.	Гипериз	I4,0	95,0	-	-
26.	Двуокись азота	2I,0	58,0	2,0	60,0
27.	Двуокись углерода	24,5	34,0	3,0	32,0
28.	н-Декан	I0,5	85,0	I9,0	I06,0
29.	Дибутилфталат	5,5	II5,0	-	-

1	2	3	4	5	6
30.	Диизопропиловый эфир	I4,0	64,5	-	-
31.	Диметилформамид	I0,5	8I,5	I7,0	I00,5
32.	Диметилфенилкарбинол	I3,0	9I,0	-	-
33.	Дифенил	7,0	98,5	-	-
34.	Дифенилоксид	6,0	98,0	-	-
35.	Диэтиламин	I4,5	63,0	-	-
36.	Диэтилбензол - I,4	I0,0	87,0	-	-
37.	Диэтиленгликоль	9,5	I02,0	-	-
38.	Диэтиловый эфир	I5,5	58,5	I2,0	72,5
39.	Изооутан	I7,5	48,5	II,0	6I,0
40.	Изооутанол	I5,0	75,5	9,0	85,0
41.	Изобутилен (метилпропен-2)	I8,0	49,5	9,0	60,0
42.	Изооктан	I2,0	70,5	I7,0	90,0
43.	Изопентан	I5,5	57,0	I3,0	7I,5
44.	Изопрен	I5,0	58,0	I3,5	74,5
45.	Изопропанол	I6,0	70,5	8,5	79,0
46.	Изопропилбензол (кумол)	I0,5	8I,5	I9,0	I02,5
47.	Йод	II,5	88,0	-	-
48.	Керосин (прямой гонк')	8,5	6I,5	-	-
49.	Кислород	28,0	6,0	-	-
50.	Кротоновый альдегид	I2,5	72,5	-	-
51.	Ксилолы (м,п-ксилолы)	II,0	79,0	I8,0	99,0
52.	Лутидины (метилпиридины)	I0,0	82,0	I8,0	I03,0
53.	Метакриловая кислота	I2,5	85,0	-	-
54.	Метан	26,0	I2,0	0,5	8,5
55.	Метанол	I5,5	66,5	8,0	75,0
56.	Метилакрилат	I4,0	68,0	I4,5	84,5
57.	Метилацетат	I5,0	64,0	I2,0	77,5
58.	Метилвинилпиридин (МВП)	II,0	87,0	II,5	I03,0
59.	Метилметакрилат	I2,0	72,0	I5,5	89,5
60.	Метилстирол	I0,5	83,5	-	-
6I.	Метил-трет-бутиловый эфир (МТБЭ)	I5,0	62,5	-	-
62.	Метилфенилкарбинол	I0,5	92,0	-	-
63.	Метилциклогексан	I3,0	7I,5	I7,0	90,5

I	2	3	4	5	6
64.	Метилциклопентан	I4,0	65,5	I5,5	83,0
65.	Метилэтилпиридин (МЭП)	9,0	85,0	I5,0	I04,5
66.	Муравьиная кислота	I2,5	7I,5	II,5	85,5
67.	Нафталин	7,0	92,0	-	-
68.	о-Нитрофенол	?,0	93,0	-	-
69.	Окись азота	27,5	I4,5	0,0	3,0
70.	Окись пропилена	I6,0	58,5	II,0	72,0
7I.	Окись углерода	28,5	3,5	-	-
72.	Окись этилена	I7,0	54,0	9,0	63,5
73.	Октан	I2,0	76,5	I6,5	95,5
74.	Паральдегид	I3,0	77,5	I0,5	90,0
75.	Перекись водорода	II,5	83,5	I3,0	97,0
76.	Перхлорэтилен	II,5	75,0	I7,0	96,0
77.	Пиколины (метилпиридины)	I2,0	77,0	I6,5	96,0
78.	Пиперилен (I,3-пентадиен)	I5,0	60,0	I2,5	75,0
79.	Пропан	I9,0	4I,5	9,0	5I,0
80.	Пропанол	I5,5	73,5	I0,5	84,0
8I.	Пропилбензол	I0,5	82,5	-	-
82.	Пропилен	I9,5	40,5	8,0	49,0
83.	Пропиленгликоль	II,5	90,5	-	-
84.	Пропин (метилацетилен)	I9,0	46,5	8,5	54,5
85.	Пропионовый альдегид	-	-	II,5	74,5
8C.	Стирол	I0,5	79,5	-	-
87.	Серная кислота (I00%)	6,0	II4,5	-	-
88.	Сернистый ангидрид (SO_2)	I9,5	49,5	7,5	57,0
89.	Серный ангидрид (SO_3)	I9,5	63,5	8,5	68,5
90.	Триметилкарбинол (трет. Бутанол)	I6,5	7I,0	9,0	79,0
9I.	Толуол	I2,0	73,0	I6,5	92,0
92.	Уксусная кислота	I2,5	75,5	I3,5	9I,5
93.	Фенол	II,5	88,5	I5,5	I05,5
94.	Формальдегид	I8,5	47,0	7,0	53,5
95.	Фурфурол	II,0	83,0	I6,5	I02,0
96.	Хлор	I9,0	43,5	8,0	53,0

I	2	3	4	5	6
97.	Хлористый бензил	I0,0	85,5	-	-
98.	Хлористый бутил	I3,5	67,0	-	-
99.	Хлористый водород	22,0	3I,5	4,0	34,5
I00.	Хлористый метил	I8,5	46,0	8,5	55,0
I0I.	Хлористый этил	I7,0	54,0	I0,5	66,0
I02.	Циклогексан	I3,5	67,5	I5,5	85,5
I03.	Циклогексанол	I2,0	75,5	I6,0	I02,0
I04.	Циклогексанон	I0,5	8I,5	I7,0	I0I,0
I05.	Циклогексен	I3,5	68,0	-	-
I06.	Этан	22,0	30,5	5,5	35,5
I07.	Этанол	I6,0	69,5	9,0	88,5
I08.	Этилакрилат	I3,0	72,0	I5,5	89,0
I09.	Этилбензол	II,0	78,0	I7,0	98,0
II0.	Этилен	22,5	27,0	2,5	29,0
III.	Этиленгликоль	II,0	92,5	-	-
II2.	Этилпиридин	I0,0	83,5	20,0	I06,0
II3.	п-Этилтолуол	II,0	82,5	I8,0	I04,0
II4.	Этилцеллозольв	I3,5	80,5	-	-
II5.	Этилциклогексан	II,5	77,5	-	-

Таблица № I

Физико-химические константы газов и жидкостей /л.I6-л.20/

№ пп	Наименование вещества	Молекулярная масса M_i, кг/кмоль	Критические параметры: $P_{кр.i}$, ата	$t_{кр.i}$, °С	$T_{кр.i}$, К	Коэффициент диффузии D_0, $см^2/с$
I	2	3	4	5	6	7
I.	Акриловая кислота	72	53,I	380	653	0,085
2.	Акрилонитрил (НАК)	53	79,9	246	5I9	0,094
3.	Аллиловый спирт	58	60,0	272	545	0,09I
4.	Аммиак	I7	II5,2	I32,4	405	0,I97
5.	Амилены (пентен-I)	70	37,2	202	475	0,079

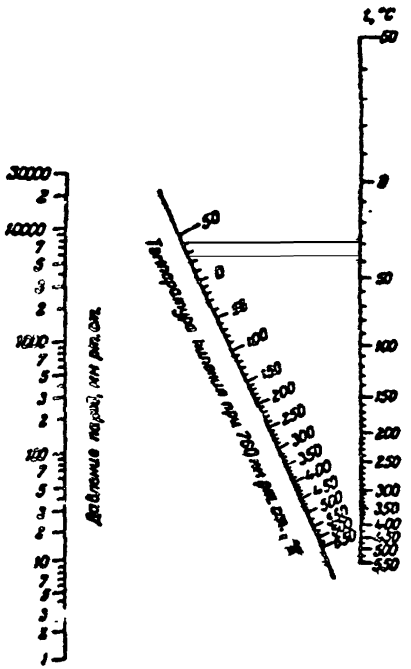


Рис.3. Номограмма для определения давления паров и температуры кипения парафиновых углеводородов и нефтяных фракций / л.21 /

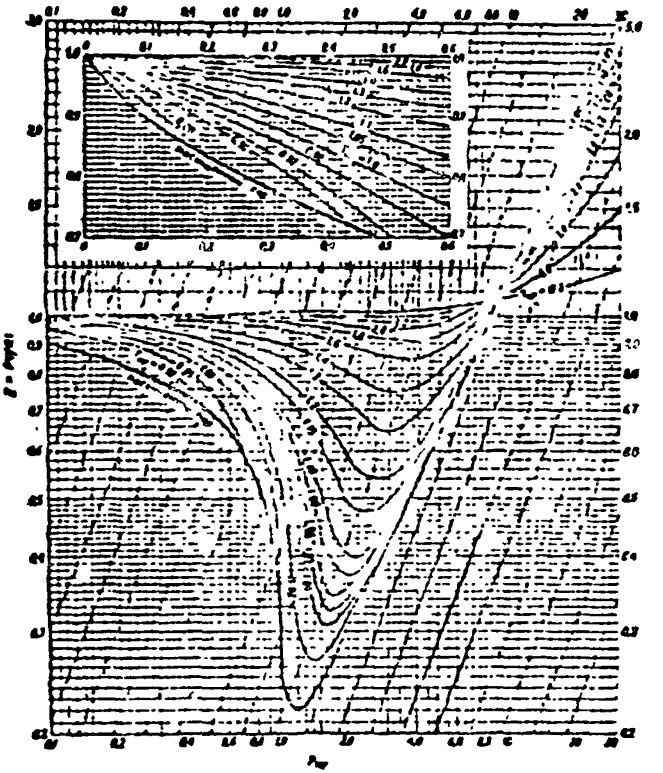


Рис. 4. Зависимость коэффициента сжимаемости паров от давления $P_{кр}$ и температура $T_{кр}$ / л.19 /

Продолжение табл.I

I	2	3	4	5	6	7
6.	Ацетальдегид	44	65,3	I88,0	46I	0,III
7.	Ацетилен	26	63,6	35,5	308,5	0,I49
8.	Ацетон	58	60,2	235	508	0,I09
9.	Ацетонитрил	4I	83,4	275	548	0,I20
I0.	Ацетофенон	I20	35,9	432	705	0,070
II.	Бензальдегид	I06	22,2	352	625	0,067
I2.	Бензиловый спирт	I08	47 5	404	677	0,066
I3.	Бензин	I05	35,3	292	565	0,079
I4.	Бензойная кислота	I22	46,5	479	752	0,064
I5.	Бензол	78	49,9	289	562	0,077
I6.	Бутадиен	54	44,I	I52	425	0,094
I7.	Бутан	58	38,7	I52	425	0,090
I8	Бутанол	74	45,0	290	563	0,070
I9.	Бутилакрилат	I28	29,4	33I	604	0,060
20.	Бутилен	56	4I,0	I46,4	4I9	0,09I
2I.	Водород	2	I3,2	-240	33	0,6II
22.	Водяной пар	I8	225,7	374	647	0,220
23.	Винилпиридин	I05	40 5	382	655	0,068
24.	Гексадекан	226	I4,5	452	725	0,035
25.	Гексан	86	30,5	235	508	0,066
26.	Гептан	I00	27,7	267	540	0,059
27.	Гипериз	I52	34,0	350	623	0,057
28.	Двуокись азота (NO_2)	46	I03,3	I58	43I	0,I39
29.	Двуокись углерода (CO_2)	44	75,2	3I	304	0,I38
30.	Декан	I42	2I,5	346	6I9	0,046
3I.	Дибутилфталат	278	I7,5	508	78I	0,027
32.	Диизопропиловый эфир	I02	29,3	227	500	0,067
33.	Диметилформамид	73	47,0	374	647	0,075
34.	Диметилфенилкарбинол	I36	35,5	384	657	0,058
35.	Дифенил	I54	44,4	530	803	0,06I
36.	Дифенилоксид	I70	36,4	532	805	0,05I
37.	Диэтиламин	73	37,4	224	497	0,088
38.	Диэтилбензол	I34	28,6	385	658	0,056

Продолжение табл. I

I	2	3	4	5	6	7
39.	Диэтиленгликоль	I06	49,2	407	680	0,068
40.	Диэтиловый эфир	74	38,0	I94	467	0,078
4I.	Изобутан	58	37,2	I35	408	0,088
42.	Изобутанол	74	43,7	275	648	0,073
43.	Изобутилен	56	40,8	I45	4I8	0,09I
44.	Изооктан	II4	26,3	27I	544	0,045
45.	Изопентан	72	34,0	I88	46I	0,07I
46.	Изопрен	68	40,4	2II	48[illegible]	0,082
47.	Изопропанол	60	54,7	236	509	0,082
48.	Изопропилбензол (кумол)	I20	32,0	363	636	0,049
49.	Йод	254	II9,8	553	826	0,070
50.	Кислород	32	5I,8	-II8	I55	0,I78
5I.	Керосин	I70	24,0	400	673	0,046
52.	Кротоновый альдегид	70	43,3	297	570	0,08I
53.	Ксилол	I06	36,2	346	6I9	0,063
54.	Лутидины (метилпиридины)	I07	38,5	37I	644	0,066
55.	Метакриловая кислота	86	47,8	370	643	0,076
56.	Метан	I6	47,3	- 82,5	I90,5	0,I96
57.	Метанол	32	83,8	240	5I3	0,I32
58.	Метилакрилат	86	44,7	272	545	0,078
59.	Метилацетат	74	47,8	234	507	0,084
60.	Метилвинилпиридин	II9	35,4	40I	674	0,062
6I.	Метилметакрилат	I00	38,5	290	563	0,067
62.	Метилстирол	II8	34,2	38I	654	0,058
63.	Метилтретбутиловый эфир	88	34,7	2I5	488	0,072
64.	Метилфенилкарбинол	I22	40,6	430	703	0,062
65.	Метилциклогексан	98	35,4	299	572	0,053
66.	Метилциклопентан	84	38,6	260	5[illegible]3	0,067
67.	Метилэтилпиридин (МЭП)	I2I	33,9	385	658	0,06I
68.	Муравьиная кислота	46	76,0	308	587	0,I3I
69.	Нафталин	I28	40,5	478	75I	0,05I
70.	о-Нитрофенол	I39	47,2	395	668	0,068
7I.	Окись азота	30	66,7	-93	I80	0,I38
72.	Окись пропилена	58	50,2	209	482	0,098

Продолжение табл. I

I	2	3	4	5	6	7
73.	Окись углерода	28	35,6	-140	133	0,185
74.	Окись этилена	44	73,3	196	469	0,114
75.	Октан	114	25,5	296	569	0,054
76.	Паральдегид	132	35,6	290	563	0,064
77.	Перекись водорода	34	228,3	457	730	0,126
78.	Перхлорэтилен	166	47,0	347	620	0,069
79.	Пиколины (метилпиридины)	93	44,6	367	640	0,075
80.	Пиперилен (1,3-пентадиен)	68	38,1	216	489	0,082
81.	Пропан	44	44,4	97	370	0,102
82.	Пропанол	60	51,5	264	537	0,085
83.	Пропилбензол	120	32,6	365	638	0,048
84.	Пропилен	42	46,9	92	365	0,110
85.	Пропиленгликоль	76	63,7	351	624	0,081
86.	Пропин (метилацетилен)	40	54,5	128	407	0,113
87.	Пропионовый альдегид	58	48,8	220	493	0,084
88.	Стирол	104	40,7	374	647	0,065
89.	Серная кислота (100%)	98	58,1	514	787	0,058
90.	Сернистый ангидрид (SO_2)	64	80,3	157	430	0,122
91.	Серный ангидрид (SO_3)	80	86,4	218	491	0,107
92.	Триметилкарбинол	74	40,5	233	506	0,087
93.	Толуол	92	42,0	321	594	0,076
94.	Уксусная кислота	60	59,0	322	595	0,106
95.	Фенол	94,0	62,5	419	692	0,083
96.	Формальдегид	30	67,2	135	408	0,157
96а.	Фурфурол	96	52,8	387	660	0,074
97.	Хлор	71	78,6	144	417	0,124
98.	Хлористый бензил	127	40,0	412	685	0,066
99.	Хлористый бутил	92,5	37,6	269	542	0,073
100.	Хлористый водород	36,5	84,3	51	324	0,156
101.	Хлористый метил	50,5	68,1	143	416	0,114

Продолжение табл. I

I	2	3	4	5	6	7
I02.	Хлористый этил	64,5	53,7	I87	460	0.095
I03.	Циклогексан	84	4I,I	280	553	0,065
I04.	Циклогексанол	I00	38,2	352	625	0,066
I05.	Циклогексанон	98	39,3	356	629	0,070
I06.	Циклогексен	82	43,2	287	560	0,076
I07.	Этан	30	49,6	32	305	0,I32
I08.	Этанол	46	67,2	243	5I6	0,I05
I09.	Этилакрилат	I00	38,5	288	56I	0,07I
II0.	Этилбензол	I06	38,2	346	6I9	0,066
III.	Этилен	28	52,0	I0	283	0,I30
II2.	Этиленгликоль	62	8I,0	374	647	0,090
II3.	Этилпиридин	I07	38,5	3[illegible]	655	0,066
II4.	Этилтолуол	I20	30,0	367	640	0,058
II5.	Этилцеллозольв	90	43,I	306	579	0,073
II6.	Этилциклогексан	II2	3I,8	336	609	0,060

Примечание: Для веществ, отсутствующих в таблице № I, можно найти данные в литературе: Критические параметры - / л.I6 - л.20, л.36 /.
Коэффициенты диффузии /л.I6, л.I8-л.20 /.

Таблица № 3

Климатические данные / л.5, л.22 /

№ пп	Населенные пункты	Климатическая зона	Среднегодовые параметры температура воздуха, °С	скорость ветра, м/с
I	2	3	4	5
I.	Ангарск	северная	-I,I	I,9
2.	Волжский	южная	+7,6	5,5
3.	Воронеж	средняя	+5,4	3,8
4.	Ефремов	средняя	+4,2	3,7
5.	Казань	средняя	+2,8	3,9
6.	Красноярск	северная	+0,5	2.6
7.	Ленинград	средняя	+4,3	2,8

1	2	3	4	
8.	Нижнекамск	средняя	+2,8	3,9
9.	Новокуйбышевск	средняя	+3,8	4,0
10.	Омск	северная	0,0	3,6
11.	Пермь	северная	+1,5	3,4
12.	Салават	средняя	+2,6	2,9
13.	Стерлитамак	средняя	+2,6	2,9
14.	Сумгаит	южная	+14,4	6,4
15.	Темир-тау	средняя	+2,3	5,0
16.	Тобольск	северная	0,0	3,9
17.	Тольятти	средняя	+3,8	4,0
18.	Томск	северная	-0,6	3,4
19.	Узловая	средняя	+4,2	3,7
20.	Уфа	средняя	+2,5	3,8
21.	Чайковский	средняя	+2,1	3,4
22.	Шевченко	южная	+11,1	5,8
23.	Ярославль	средняя	+2,7	4,0

Ш. ИСПОЛЬЗОВАННАЯ ЛИТЕРАТУРА

I. В.М. Эльтерман "Вентиляция химических производств" М. "Химия", 1980 г.

2. Определение категорий помещений и зданий по взрывопожарной и пожарной опасности. ОНТП24-86, МВ СССР, М., 1986 г.

3. Ю.Г.Сорокин, М.С.Сибилев "Охрана труда в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности". Правила и нормы. М. "Химия", 1985 г., стр.120

4. Гипрокаучук "Методика определения количественного и качественного состава вредных веществ, выбрасываемых в атмосферу различными источниками предприятий промышленности СК". Воронеж, 1980 г.

5. Гипрокаучук "Временная инструкция по выполнению расчетов загрязнения атмосферы вредными веществами при проектировании производств СК": М. 1982 г.

6. Госкомгидромет. "Сборник методик по расчету выбросов в атмосферу загрязняющих веществ различными производствами". Л., Гидрометеоиздат, 1986, стр.64-102.

7. ВНИИУС, КПНУ "Оргнефтехимзаводы", "Методические указания по расчету валовых выбросов вредных веществ в атмосферу для предприятий нефтепереработки (РД-17-86)", Казань, 1986.

8. В.А.Бучук "Транспорт и хранение нефти, нефтепродуктов и газа", "Недра", М., 1977 г., стр.176-180.

9. В.С.Яковлев "Хранение нефтепродуктов. Проблемы защиты окружающей среды". М."Химия", 1987 г.

10. И.Н.Бронштейн и К.А.Семендяев "Справочник по математике", ГИТТЛ, М. 1955, стр.169

11. В.И.Перельман "Краткий справочник химика", ГХИ, М., 1954, стр.520

12. М.В.Алексеев "Предупреждение пожаров от технологических причин", М., 1963, стр.25-29.

13. В.Д.Катин, Т.Г.Масленцова "Защита атмосферы от выбросов вредных веществ из трубчатых печей и котлов на НПЗ". Тематический обзор. ЦНИИТЭНефтехим., М.,1988 г.,стр.33-3(

14. М.И.Бережковский "Хранение и транспортирование химических продуктов". Л.,"Химия", 1982 г.
15. И.И.Стрижевский, А.И.Эльнатанов "Факельные установки", М."Химия", 1979 г.
16. Р.Рид, Т.Шервуд "Свойства газов и жидкостей" Гостоптехиздат, М., 1964, 3 изд. 1982.
17. А.К.Черныше и др. "Основные теплофизические свойства газов и жидкостей", Кемерово, 1971 г.
18. Н.Б.Варгафтик" Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей", "Наука", М., 1972 г.
19. Дж.Перри "Справочник инженера-химика" , Том первый. "Химия", Л. 1969 г.
20. Н.Ф.Дубовкин "Справочник по углеводородным топливам и их продуктам сгорания", ГЭИ М.-Л., 1962 г.
21. И.А.Александров "Ректификационные и абсорбционные аппараты". М."Химия", 1965 г.
22. Госстрой СССР. Строительная климатология и геофизика. СНиП 2.01.01-82 М., 1983 г.
23. Н.И.Оленев "Хранение нефти и нефтепродуктов "Недра", Л., 1964 г.
24. В.И.Черникин "Проектирование, сооружение и эксплуатация нефтебаз", Гостоптехиздат, М.-Л., 1949 г.
25. С.Г.Едигаров и др. "Проектирование и эксплуатация нефтебаз" . М."Недра", 1982 г.
26. А.В.Власов "Борьба с потерями нефтепродуктов при транспортировании и хранении". Тематический обзор., ЦНИИнефтехим, М., 1984 г.
27. В.П.Коваленко, В.Е.Турганинов "Опыт борьбы с потерями нефтепродуктов при хранении, транспортировании, приеме и выдаче "Тематический обзор. ЦНИИТЭНефтехим, 1987г.
28. И.З.Гухлов, М.М.Губайдулин, Г.М.Кавиев и Н. Чернов "Способы и средства сокращения потерь нефтепродуктов из резервуаров", Тематический обзор. ЦНИИТЭНефтехим, М., 1987 г.
29. В.П.Свиридов и др. "Способы и средства налива (слива) нефтепродуктов и железнодорожные и автомобильные потери". Тематический обзор. ЦНИИТЭнефтехим,М.,1985 г.

30. Н.Н.Константинов "Борьба с потерями от испарения нефти и нефтепродуктов". Гостоптехиздат, М., 1961 г.
31. Е.Н.Иванов "Противопожарная защита открытых технологических установок". М."Химия", 1986 г.
32. Н.В.Ентус, В.В.Шарихин "Трубчатые печи в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности", М. "Химия", 1987 г., стр.49-73.
33. Б.М.Кривоногов "Повышение эффективности сжигания газа и охране окружающей среды". Л., "Недра", 1986 г.
34. И.Я.Сигал "Защита воздушного бассейна при сжигании топлива", Л. "Недра", 1988 г.
35. Справочник "Защита атмосферы от промышленных загрязнений"., в двух частях. М., "Металлургия", 1983 г.
36. Гипрокаучук "Справочник по физико-химическим свойствам веществ промышленности СК" (вып.I) М.,1987 г.
37. Ф Бретшнайдер, И.Курфюрст "Охрана воздушного бассейна от загрязнений", Л., "Химия", 1989 г.
38. Миннефтехимпром СССР "Временные ведомственные нормы технологического проектирования по определению выбросов вредных веществ в атмосферу при проектировании и реконструкции нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятий". ВНТП 30-81, М. 1981 г.

gost.e-ecolog.ru