

ГИПРОКАУЧУК
Воронежский филиал

МЕТОДИКА РАСЧЁТА

вредных выбросов в атмосферу из
нефтехимического оборудования

РМ 62-91-90

Воронеж
1990

ГВПРОКАУЧУК
Воронежский филиал

СОГЛАСОВАНО
Зав.отделом охраны
природы ВНИМУС
_____ В.С.Моряков

УТВЕРЖДАЮ
Главный инженер
_____ Нефедов Е.С.

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

СОГЛАСОВАНО:
Зав.сектором ОБИИ
промсанитарии и техники
безопасности
с.п.о. Викулин Н.А.

Зам.главного инженера
Рябин Э.М.
Зам.начальника
технического отдела
Окульский А.Ф.
Разработал:
Ворожбин С.И.

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 спрессовке систем.

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.л./:

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

- где $П_i$ - количество вредных выбросов, кг/ч;
 m - коэффициент негерметичности оборудования, равный падению давления за 1 ч при испытании на герметичность, % от технологического давления в системе;
 $m = 0,05$ принимается при проектировании аппаратов и пеховых трубопроводов с вредными веществами I, 2, 3 класса опасности, сжиженными газами, ВОТ и фреонами / л.з /;
 $m = 0,10$ принимается при проектировании оборудования с прочими вредными и горючими веществами / л.з /.

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;

$$m_{cp} = 0,5 (m_{др} + m_{пр}), \quad (2)$$

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, атм;
 формула (I) справедлива при $P > 1$ атм; при давлении $P < 1$ атм. (т.е. под вакуумом) оборудование выделяет выбросы в атмосферу путем молекулярной диффузии / л.л./;

однако ими можно пренебречь из-за незначительности их количества.

Если в системе $P \approx 1$ атм (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, °С, 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:

$$y_i = K_i X_i = (P_i/P) X_i \quad (3)$$

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

P_i - давление паров i -го вещества, определяется по рис. № 1-3 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 дистиллята. Состав газовой фазы для абсорбера 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. № 1.

$V_{пр}$ - объем парогазовой фазы в аппарате, м³.

Если парогазовая фаза в аппарате отсутствует, т.е.

$V_{nr} = 0$, то выбросов в атмосферу нет, т.к. $\Pi_l = 0$.

Таким образом, из аппаратов и трубопроводов полностью занятых 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 бурблтехных аппаратов:

$$V_{nr} = V_{an} (1 - \varphi), \quad (4)$$

где V_{an} - объем аппарата, м^3 ;

φ - коэффициент заполнения аппарата жидкостью;

$$\varphi = V_{ж} / V_{an}$$

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

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

$$V_{ж} = 0.785 D_k^2 [H_{цмн} - h_a N_a (1 - \varepsilon)], \quad (5a)$$

где D_k - внутренний диаметр аппарата, м;

$H_{цмн}$ - высота цилиндрической обечайки, м;

h_a - высота слоя адсорбента (катализатора), м;

N_a - число слоев адсорбента (катализатора), шт;

ε - порозность адсорбента (катализатора), $\text{м}^3/\text{м}^3$

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

$$V_{nr} = 0.785 \cdot D_k^2 (H_{цмн} - h_{ж}^* N_{нас} - h_{нас}^*), \quad (5b)$$

где $h_{ж}^*$ - 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 передвижными тарелками;

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

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

$$V_{\text{сл}}^{\text{ж}} = (0,785 D_{\text{ж}}^2 - S_{\text{сл}}) H_{\text{T}} N_{\text{T}} + 0,785 D_{\text{ж}}^2 (h_{\text{п}} + h_{\text{ж}}), \quad (6)$$

где $S_{\text{сл}}$ - суммарная площадь сливных стаканов на каждой тарелке, м²;

H_{T} - расстояние между тарелками, м;

N_{T} - число тарелок, шт;

$h_{\text{п}}$ - высота парового пространства над верхней тарелкой, м; принимается $h_{\text{п}} \approx 1,2$ / л.21 /;

$h_{\text{ж}}$ - расстояние между нижней тарелкой и уровнем жидкости в кубе колонны, м; принимается $h_{\text{ж}} = 1 + 2$ м / л.21 /;

д) для колонны с провальными тарелками

$$V_{\text{сл}}^{\text{ж}} = 0,785 D_{\text{ж}}^2 L (H_{\text{T}} - H_{\text{п}}) N_{\text{T}} + h_{\text{п}} + h_{\text{ж}}, \quad (7)$$

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

H_{T} , N_{T} , $h_{\text{п}}$, $h_{\text{ж}}$ - обозначения см. выше.

е) для трубчатых конденсаторов, м³;

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:

$$V_{\text{сл}} = 0,785 l_{\text{п}} (D_{\text{ж}}^2 - d_{\text{т}}^2) n_{\text{п}}, \quad (8)$$

где $l_{\text{п}}$ - длина трубок, м;

$D_{\text{ж}}$ - внутренний диаметр кожуха, м;

$d_{\text{т}}$ - наружный диаметр трубки, м;

$n_{\text{п}}$ - число трубок в конденсаторе, шт;

при конденсации паров в трубках:

$$V_{\text{сл}} = 2 l_{\text{ж}} + 0,785 d_{\text{т}}^2 n_{\text{п}} l_{\text{п}}, \quad (9)$$

где $l_{\text{ж}}$ - объем входной или выходной камеры, м³;

$d_{\text{т}}$ - внутренний диаметр трубки, м;

к) объем паровых и газовых трубопроводов, м³;

$$V_{\text{пр}}^{\text{TP}} = 0,785 D_{\text{пр}}^2 \cdot L_{\text{пр}} \quad (10)$$

где $D_{\text{пр}}$ - внутренний диаметр трубопровода, м;

$L_{\text{пр}}$ - длина трубопроводов, м.

з) объем компрессорного агрегата, м³;

для всасывающей (приемной) стороны компрессора:

$$V_{\text{пр}}^{\text{КС}} = V_{\text{рес}}^{\text{КС}} + V_{\text{пр}}^{\text{КС}} + V_{\text{с}}^{\text{КС}} \quad (11а)$$

для нагнетательной стороны компрессора:

$$V_{\text{пр}}^{\text{НК}} = V_{\text{рес}}^{\text{НК}} + V_{\text{пр}}^{\text{НК}} + V_{\text{конд}}^{\text{НК}} \quad (11б)$$

где

$V_{\text{рес}}^{\text{КС}}, V_{\text{пр}}^{\text{КС}}$ - объем газового ресивера, м³;
 $V_{\text{рес}}^{\text{НК}}, V_{\text{пр}}^{\text{КС}}$ - объем газовых трубопроводов, м³;
 $V_{\text{конд}}^{\text{НК}}$ - объем межтрубного пространства кожухотрубоного конденсатора, см. выше уравнение (8), м³;
 $V_{\text{с}}^{\text{КС}}$ - объем коробки сальника, м³.

Пример I: Расчет выбросов из рект. дилационной колонны.

Исходные данные

1. Диаметр колонны $D_k = 2,4$
2. Расстояние между тарелками $H_{\text{т}} = 0,5$ м
3. Площадь слива $S_{\text{сл.}} = 0,66$ м²
4. Число клапанных тарелок $N_{\text{т}} = 85$ шт.
5. Высота парового пространства над верхней тарелкой
 $h_{\text{п}} = 1,8$ м
6. Расстояние между нижней тарелкой и уровнем жидкости в трубе колонны $h_{\text{ж}} = 2,4$ м.
7. Температура верха колонны $t_{\text{в}} = 40^{\circ}\text{C}$
8. Температура низа колонны $t_{\text{н}} = 65^{\circ}\text{C}$
9. Давление верха колонны $P_{\text{в}} = 4,4$ ата
10. Давление низа колонны $P_{\text{н}} = 4,9$ ата
11. Физико-химические параметры паровой фазы колонны:
 (для удобства расчетов изомеры бутенов и пентадиенов)

объединены в группы):

№ п/п	Компоненты	Молек. масса M_i	Состав питания в колонне в % мольн.л	$P_{кр.i}$ ата	$\frac{P}{P_{кр.i}} = P_p$	$T_{кр.i}$ °С	$\frac{T}{T_{кр.i}} = T_p$	Z_i
1.	Бутаден	54	0,98372	42,7	0,109	425	0,766	0,89
2.	Бутилени	56	0,01057	41,0	0,113	428	0,761	0,89
3.	Пентадени	67	0,00136	38,1	0,122	489	0,666	0,88
4.	Ацетенитрил	37	0,00435	47,7	0,0975	348	0,594	0,90
	Итого:		1,00000					

Средняя температура в колонне

$$t_{cp} = 0,5 (t_A + t_N) = 0,5 (40 + 65) = 52,5^{\circ}\text{C} = 325,7 \text{ K}$$

Среднее давление в колонне

$$P_{cp} = 0,5 (P_A + P_N) = 0,5 (4,4 + 4,9) = 4,65 \text{ ата}$$

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

$$V_0^* = (0,785 \cdot 2,4^2 - 0,66) \cdot 0,5 \cdot 85 + 0,785 \cdot 2,4^2 (1,8 + 2,4) = 183,11 \text{ м}^3$$

Количество выбросов через неплотности фланцевых соединений ректификационной колонны рассчитываем по формуле (1):

а) бутаден:

$$\Pi_i = 3,7 \cdot 10^{-2} \cdot 0,05 \cdot 4,65 \cdot 183,11 \cdot 0,98372 \sqrt{\frac{54}{325,7 \cdot 0,89}} = 0,6688 \text{ кг/ч}$$

б) бутилени:

$$\Pi_i = 3,7 \cdot 10^{-2} \cdot 0,05 \cdot 4,65 \cdot 183,11 \cdot 0,01057 \sqrt{\frac{56}{325,7 \cdot 0,89}} = 0,007318 \text{ кг/ч}$$

в) пентадени:

$$\Pi_i = 3,7 \cdot 10^{-2} \cdot 0,05 \cdot 4,65 \cdot 183,11 \cdot 0,00136 \sqrt{\frac{67}{325,7 \cdot 0,88}} = 0,001043 \text{ кг/ч}$$

г) ацетонитрил:

$$W_i = 3,7 \cdot 10^{-2} \cdot 0,05 \cdot 4,63 \cdot 180,11 \cdot 0,00435 \sqrt{\frac{37}{325,7 \cdot 0,90}} = 0,002434 \text{ кг/ч.}$$

Обычно ректификационная колонна является частью колонного агрегата, в который входят конденсатор, кипятильник, рефлюкционная емкость, насосы и соединяющие их трубопроводы. Поэтому волею 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 рефлюкционной 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.

1.2. Выбросы в атмосферу от утечек и разлива технологических жидкостей / 1.1, 1.2 /

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 жидкостей происходят от оборудования с негерметичными типами уплотнений:

торцовое или сальниковое без подачи уплотнительной жидкости.

Площадь разлива F условно принимается 1 м^2 на 1 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 / л.2 /, кг/с :

$$Pi = 0,133 \cdot 10^{-6} \cdot F \cdot Pi \cdot \sqrt{Mi \cdot Ki \cdot Xi}, \quad (12)$$

где F - площадь разливаемой жидкости, м^2 ;

Mi - молекулярная масса вещества, кг/кмоль;

Pi - давление насыщенных паров i -го вещества, мм рт.ст. определяются по рис. « I-3 - при температуре испарения жидкости, $t_{ж}$;

$t_{ж}$ - температура разливаемой жидкости, $^{\circ}\text{C}$;

$t_{\text{ср}}$ - средняя температура воздуха в помещении, $^{\circ}\text{C}$;

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

Ki - 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_i при температуре $t_{\text{ср}}$ воздуха в помещении, $^{\circ}\text{C}$				
	10	15	20	30	35
0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
0,1	3,0	2,6	2,4	1,8	1,6
0,2	4,6	3,8	3,5	2,4	2,3
0,5	6,6	5,7	5,4	3,6	3,2
1,0	10,0	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 несосной или на наружной установке.

Количество выбросов в атмосферу определяется по уравнению / л.1 /:

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

где P_i - количество вредных выбросов, кг/ч;
 F - площадь разлившейся жидкости, м² (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.ст., определяется по рис. « I-3 при температуре испарения жидкости $t_{ж}$;
 X_i - мольная доля i -го вещества в жидкости;
 для однокомпонентной жидкости $X_i = 1$;
 $t_{ж}$ - температура разлившейся жидкости, °С.

Пример к 2. Расчет испарения жидкости при аварийном разливе.

В результате коррозии прохудилась емкость, содержащая 99,5% вес. уксусной кислоты, жидкость с температурой 30°С пролилась на поддон площадью 31 м².

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

Мольная доля уксусной кислоты в жидкости:

$$X_y = \frac{X'_y / M_y}{X'_y / M_y + X'_B / M_B} = \frac{0,995/60}{0,995/60 + 0,005/18} = 0,9835$$

где: $M_y = 60$ и $M_B = 18$ - молекулярные массы уксусной кислоты и воды, кг/кмоль;

$X'_y = 0,995$ и $X'_B = 0,005$ - массовые доли уксусной

кислоты и воды в жидкости.

Давление насыщенных паров уксусной кислоты при температуре жидкости $t_{ж} = 30^{\circ}\text{C}$ находим по рис. № 1: $P_y = 21$ 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 (2):

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

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

Установлен в открытой насосной центробежный насос с односторонним торцовым уплотнением.

Количество утечек жидкости $30 \text{ см}^3/\text{ч}$ (см. каталог "Торцовые уплотнения для центробежных насосов", ЦНТИХимнефтемах, М.1980 г., стр.3). Температура жидкости $t_{ж} = 60^{\circ}\text{C}$.

Физико-химические константы и состав жидкости

Компоненты жидкости	Молекулярная масса M_i	Массовая доля в жидкости X'_i	Молекулярная доля в жидкости X_i	Давление паров P_i' при $t_{ж} = 60^{\circ}\text{C}$ мм.рт.ст.
1. Стирол	104	0,7215	0,750067	43,9
2. Ацетофенон	120	0,2115	0,190557	4,1
3. Метилфенилкарбонил	122	0,0670	0,059376	2,1
Итого:		1,0000	1,000000	

Давления насыщенных паров компонентов жидкости найдем по рис. № 1

Среднегодовая скорость ветра в районе Нижнекамска составляет $W = 3,9 \text{ м/с}$ по табл. № 3.

Площадь разливаемой жидкости, исходя из принятого норматива $1 \text{ л на } 1 \text{ м}^2$,

$$30 \text{ см}^3/\text{ч} = 0,03 \text{ л/ч}, \quad F = 0,03 \text{ м}^2$$

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

а) по стиролу

$$\begin{aligned} \Pi_{\text{с}} &= 10^{-3} (5,38 + 4,1 \cdot 3,9) \cdot 0,03 \cdot 43,9 \sqrt{104} \cdot 0,750067 = \\ &= 0,21528 \text{ кг/ч} \end{aligned}$$

б) по ацетофенону:

$$\begin{aligned} \Pi_{\text{а}} &= 10^{-3} (5,38 + 4,1 \cdot 3,9) \cdot 0,03 \cdot 4,1 \sqrt{120} \cdot 0,190557 = \\ &= 0,00549 \text{ кг/ч.} \end{aligned}$$

в) по метилфенилкарбинолу

$$\begin{aligned} \Pi_{\text{м}} &= 10^{-3} (5,38 + 4,1 \cdot 3,9) \cdot 0,03 \cdot 2,1 \sqrt{122} \cdot 0,059376 = \\ &= 0,00088 \text{ кг/ч} \end{aligned}$$

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):

$$\Pi_i = 13,4 \cdot Q_p \cdot K_i \cdot X_i \cdot \frac{M_i}{(273 + t_{\text{сн}})} \cdot K_2 \cdot K_3 \quad (14)$$

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

I, I - множитель, 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, м³/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_{rn} - температура газового пространства резервуара, $^{\circ}\text{C}$

$$t_{rn} = 0,5 (t_{ж} + t_{в.б.}), \quad (15)$$

$t_{ж}$ - температура жидкости в резервуаре, $^{\circ}\text{C}$;

$t_{в.б.}$ - 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_{rn} и атмосферном давлении P_a , определяется по у.звеновид (3):

$$K_i = P_i / P_a$$

P_i - давление паров i -го вещества, мм.рт.ст. (см.рис.1-3)

$P_a = 760$ 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 $K_2 = 1,07$;

для средней климатической зоны $K_2 = 1,14$;

для южной климатической зоны $K_2 = 1,25$.

Сведения по климатическим зонам указаны в табл.№ 3.

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

Таблица № 4

/ 1.6, 1.7 /	
Обнаженность резервуара техническими средствами сокращения потерь	K_3
1. Резервуар имеет открытый люк	1,1
2. Резервуар оборудован дыхательными клапанами или вентиляционным патрубком	1,0
3. Резервуар оборудован понтоном	0,20
4. Резервуар включен в газоуравнивательную 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 (1), см. выше п. I. I.

Средний объем паровой фазы в резервуаре можно определить следующим образом:

- в случае, когда объемный расход жидкости $\text{м}^3/\text{год}$, закачанной в резервуар в течение года $Q_{\text{зак}} = Q_{\text{отк}}$ - объемному расходу жидкости, откачанной из резервуара в течение года, $\text{м}^3/\text{год}$:

$$V_n = (1 - 0,5 \varphi_{\text{max}}) \sum V_p \quad (16a)$$

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

$$V_n = \left[1 - 0,5 (\varphi_{\text{max}} + \frac{Q_{\text{зак}} - Q_{\text{отк}}}{\sum V_p}) \right] \sum V_p \quad (16b)$$

где φ_{max} - максимальный коэффициент заполнения резервуара жидкостью:

для капельных жидкостей $\varphi_{\text{max}} = 0,95$

/л.3, стр.146 /;

для сжиженных газов $\varphi_{\text{max}} = 0,83$

л.3, стр. 63;

$\sum V_p$ - суммарный объем группы резервуаров, м^3 .

Давление системы, ата, определяется по формуле:

$$P = \sum P_i X_i \quad (17)$$

где P_i - давление паров i -го вещества, ата, при температуре жидкости в резервуаре, $t_{\text{ж}}$ (см.рис.к 2);

X_i - концентрация i -го вещества в жидкости, молярные доли; для однокомпонентной жидкости $X_i = 1$.

2.2. Выбросы в атмосферу при наливке 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 вещества (кг/год):

$$Pi = 12,2 Q_{цн} K_i X_i \frac{M_i}{(273 + t_{гн})} K_4 K_5 \quad (18)$$

где $Q_{цн}$ - годовой объем наливаемой в цистерну жидкости, м³/год;

K_4 - коэффициент, учитывающий степень насыщения газового пространства парами наливаемого продукта, принимается по табл.ж 5

Таблица ж 5
/ ж.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 наливки продукта в цистерну (см.табл.ж 5а).

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

Таблица 1.5а
/л.6, л.9 /

Способ налива цистерн	K ₅
1. Верхний налив под слой продукта (люк открыт, наливной шланг опущен до дна цистерны)	1,1
2. Верхний налив полусткрытой стру (наливной шланг опущен до середины цистерны)	1,8
3. Верхний налив открытой струей (наливной шланг в верхней части цистерны)	3,5
4. Налив в нижнюю часть цистерны при закрытом люке	1,0

б) Герметичный налив жидкостей

Обычно осуществляется под избыточным давлением обогранных 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 (I6a):

$$V_n = (1 - 0,5 \varphi_{max}) \sum V_{ци}$$

где $\sum V_{ци}$ - суммарный объем цистерн, наливаемых за год, м³,
 φ_{max} - максимальный коэффициент заполнения цистерны,

$V_{плз}^k$, $V_{плн}^k$ - полезный и полный объемы котла цистерны, соответственно м³; величинами 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)

$$P_i = 1,2 Q_{\text{жл}} K_i X_i \frac{M_i}{(293 + t_{\text{с.в}})} \quad (19)$$

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

$Q_{\text{жл}}$ - годовой объем сливаемой из цистерн жидкости, м³/год;

X_i - молярная 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 $t_{\text{с.в}}$, определяется по уравнению (3):

$$K_i = P_i / P_a$$

где P_i - давление паров i -го компонента, мм.рт.ст. при температуре $t_{\text{с.в}}$, определяется по рис.ж 1,3,

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

$t_{\text{с.в}}$ - среднегодовая температура окружающего воздуха, °С (см. табл.ж 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):

$$V_{\text{п}} = (1 - 0,5 \varphi_{\text{max}}) \sum V_{\text{жл}},$$

где $Ч_{max}$ см. выше п.2.2,б.

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

Давление системы Р определяется по формуле (17), см. выше п.2.1,б, при температуре окружающего воздуха *тоб.*

Пример к 8. Расчет выбросов в атмосферу из резервуара хранения гидrogenизата.

Физико-химические константы, состав жидкости и пара

Компоненты	Молекулярная масса	Состав жидкости		Давление пара, Р _с , мм.рт.	$K_i = \frac{P_i}{P}$
		масс. доли,	молярные доли,		
1. Бензол	78	0,45	0,4911	100,0	0,1316
2. Толуол	92	0,55	0,5089	35,0	0,0460
Итого:		1,00	1,00		

Температура хранения жидкости $t_{ж} = 40^{\circ}\text{C}$.

Средней дневной температура окружающего воздуха для условий Сумганта (по табл. к 3) $t_{вс} = 14,4^{\circ}\text{C}$.

По формуле (15) находим температуру газового пространства резервуара

$$t_{гв} = 0,5(t_{ж} + t_{вс}) = 0,5(40 + 14,4) = 27,2^{\circ}\text{C}$$

Находим по рис. к I давления паров чистых компонентов при $t_{гв} = 27,2^{\circ}\text{C}$ 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: $Q_p = 14400 \text{ м}^3/\text{год}$. В резервуаре удерживаем литон, поэтому согласно таблице к 4 коэффициент сокращения потерь в атмосферу $K_2 = 0,2$.

Коэффициент, учитывающий потери от "малых дымок" резервуара, $K_3 = 1,25$, т.к. Сумгант расположен в верхней климатической зоне (см. табл. к 3). По формуле (14) вычисляем количество вредных выбросов из резервуара.

По бензолу:

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

= 810 кг/год;

по толуолу:

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

= 336 кг/год;

Пример 5. Расчет выросов в атмосферу при наливке
стирола в железнодорожные цистерны

В течение года стирол наливается в 380 железнодорожных цистерн емкостью 73,1 м³ с коэффициентом заполнения цистерн $\gamma_{\text{полн}} = 0,98$. Налив негерметичный, верхний, под слой продукта.

Годовой объем жидкости, наливаемой в цистерны:

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

Температура стирола $t_{\text{ж}} = 20^\circ\text{C}$.

Среднегодовая температура воздуха в районе Воронежа
 $t_{\text{ад}} = 5,4^\circ\text{C}$

По формуле (15) определяем температуру газового пространства резервуара:

$$t_{\text{г}} = 0,5 (20 + 5,4) = 12,7^\circ\text{C}.$$

Давление паров стирола при температуре газового пространства $P_i = 3,8 \text{ мм.рт.ст. (см.рис.ж I)} < 50 \text{ мм.рт.ст.}$
Контакта равновесия между жидкостью и паром по формуле (3):

$$K_i = \frac{2,8}{760} = 0,005$$

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

Молекулярная масса стирола $M_i = 104$.

Коэффициент, учитывающий степень насыщения газового

пространства парами 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 цистернам:

$$P_{\Sigma} = 12,2 \cdot 27220 \cdot 0,005 \cdot 1 \cdot \frac{10^4}{273 + 12,7} \cdot 0,50 \cdot 1,1$$

$$= 332 \text{ кг/год.}$$

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

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

Принимаем температуру газов в пространстве цистерн $t_{\text{г}} = t_{\text{ср}} = 2,7^\circ\text{C}$.

Давление паров бутана при температуре $2,7^\circ\text{C}$ находим по рис. № 2: $P_i = 1,7 \cdot 1,033 = 1,76 \text{ ата}$.

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

Молекулярная масса бутана $M_i = 54$; молярная доля бутана в паре $Y_i = 1$, поскольку сливается однокомпонентная жидкость.

Объем паровой фазы принимаем по уравнению (16а):

$$V_{\text{п}} = (1 - 0,5 \cdot 0,85) \cdot 151 = 86,8 \text{ м}^3,$$

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

Критические параметры бутана $P_{\text{кр}} = 44,1 \text{ ата}$,

$T_{\text{кр}} = 152^\circ\text{C} = 425 \text{ К}$ (см. табл. № 1);

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

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

По рис. № 4 находим коэффициент сжимаемости:

$$Z = 0,95.$$

Коэффициент негерметичности опорожняемых цистерн принимаем $m = 0,05$, поскольку сливается сжатый газ.

Выбросы бутадиена через неплотности цистерн рассчитываем по формуле (I)

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

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

3.1. Расчет вредных выбросов через "воздушку" / л.1, л.12 /.

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 i -го вещества, образующихся в результате диффузии ($\text{м}^3/\text{с}$):

$$V_i = 2,3 K_6 \frac{F}{h} \cdot D_{\text{с}} C \lg \frac{1}{(1 - K_i X_i)}, \quad (20)$$

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	$\frac{Z_{\text{пр}}}{d_{\text{пр}}}$		I	I + 2	2 + 3	3 + 4	4 + 5
Коэффициент снижения выбросов K_6			1,0	0,97	0,86	0,72	0,58
$\frac{Z_{\text{пр}}}{d_{\text{пр}}}$	5 + 7	9	9 + 11	11 + 14	14 + 17	17 + 21	> 21
K_6	0,44	0,32	0,24	0,17	0,12	0,11	0,07

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

F - поверхность испарения жидкости (зеркало испарения), м^2 ;
в) для горизонтальных сосудов / л.10, л.11 /

$$F_{\text{гор}} = 2 Z_{\text{цил}} \sqrt{h} (D_{\text{вн}} - h) \quad (21а)$$

$$h = (1 - 0,954) D_{\text{вн}} \quad (22)$$

φ - коэффициент заполнения сосуда жидкостью, $\varphi = 0,5 \div 0,9$
 а) для вертикальных сосудов:

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

L - длина цилиндрической части сосуда, м;

$D_{\text{вн}}$ - внутренний диаметр сосуда, м;

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

если $M_i < M_B$, то $C = 1,82$; если $M_i > M_B$, то $C = 1,0$;

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

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

D_i - коэффициент молекулярной диффузии паров i -го вещества в воздухе ($\text{м}^2/\text{с}$) при температуре испарения жидкости $t_{\text{ж}}$

$$D_i = 1 \cdot 10^{-4} D_0 \left(\frac{273 + t_{\text{ж}}}{273} \right)^2; \quad (23)$$

D_0 - коэффициент диффузии i -го вещества в воздухе при 0°C и 760 мм рт.ст., $\text{см}^2/\text{с}$, находится в табл. к I; при отсутствии в таблице или в литературных источниках (см. примечание в табл. к I) D_0 можно рассчитать по приближенной формуле / д.12 /:

$$D_0 = 0,8 / \sqrt{M_i} \quad (24)$$

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

$t_{\text{ж}}$ - температура жидкости в сосуде, $^\circ\text{C}$;

K_i - константа равновесия между паром и жидкостью i -го вещества при $t_{\text{ж}}$ и атмосферном давлении P_a .

Константу равновесия можно определить по формуле (3):

$$K_i = P_i / P_a = P_i / 760$$

где P_i - давление паров i -го вещества, мм.рт.ст. определяется при температуре $t_{\text{ж}}$ по рис. к I-3.

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

$$V_{\text{п в}} = \frac{\sum V_i}{\sum K_i X_i} \quad (25)$$

где $\sum V_i$ - суммарный объемный расход вредных веществ, покидающих воздушку, $\text{м}^3/\text{с}$;
 $\sum K_i X_i$ - сумма молярных долей этих веществ в паровой, (газовой) фазе;
 Общая скорость паровоздушной смеси в воздушке, $\text{м}/\text{с}$:

$$W_{\text{т.в.}} = V_{\text{т.в.}} / 0.785 d_{\text{гр}}^2 \quad (26)$$

где: $d_{\text{гр}}$ - внутренний диаметр воздушки, м ;
 Массовое количество вредных выбросов i -го вещества, $\text{кг}/\text{с}$.

$$P_i = 12,2 \frac{\text{м}}{(273 + t_{\text{ж}})} V_i \quad (27)$$

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

$$C_i = \frac{P_i \cdot 10^6}{V_{\text{т.в.}}} \quad (28)$$

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

Пример к 7. Расчет вредных выбросов через "воздушку"

Установлена вертикальная буферная емкость, имеющая размеры: диаметр $D_{\text{вн}} = 2,4 \text{ м}$; высота цилиндрической части $H_{\text{ц}} = 4,5 \text{ м}$; диаметр воздушки $d_{\text{гр}} = 0,1 \text{ м}$; длина воздушки $L_{\text{гр}} = 15 \text{ м}$; высота регулируемого уровня $H_{\text{р}} = 0,5 \text{ м}$; $H_{\text{ц}} = 0,5 \text{ м}$; $x_{4,5} = 2,25 \text{ м}$;

В емкости при температуре $t_{\text{ж}} = 40^\circ\text{C}$ находится углеводородная жидкость следующего состава: бензин-нефрас марки 66/75 - 5%, толуол - 95% масс.

Физико-химические константы жидкости в емкости

	X_1 мол. масса	X_2 масс. доли	X_3 мольн. доли	ρ_L мм.рт.ст.	$K_L = \rho_L / \rho_a$	$\gamma = \kappa \kappa_i$	A_g см ² /с	$\frac{A_t}{\rho}$ м ² /с
Бензин- нафрас	86	0,05	0,0533	260	0,342	0,0182	0,066	0,0868x x10 ⁻⁴
Толуол	92	0,95	0,9467	63	0,0829	0,0785	0,076	0,1·10 ⁻⁴
Итого:		1,000	1,000				0,0967	

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

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

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

$$M_0 = 60 + 0,3 \cdot t_{cp} + 0,001 \cdot t_{cp}^2 = 60 + 0,3 \cdot 70 + 0,001 \cdot 70^2 = 85,9 \approx 86$$

По рис. № 3 определяем давление паров бензина при $t = 40^\circ\text{C}$; $P_0 = 260$ мм.рт.ст.

По рис. № 1 находим давление паров толуола при $t_x = 40^\circ\text{C}$; $P_T = 63$ мм.рт.ст.

Находим по формуле (3) константы парожидкостного равновесия:

$$\text{по бензину } K_0 = \frac{P_i}{P_a} = \frac{260}{760} = 0,342,$$

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

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

По формуле (23) находим величину коэффициента диффузии при $t = 40^\circ\text{C}$; $P_a = 760$ мм.рт.ст.

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

по толуолу: $A_{\tau}^r = 1 \cdot 10^{-4} \cdot 0,076 \left(\frac{273+40}{273} \right)^2 = 0,100 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$

Расстояние от верхнего края емкости до уровня жидкости в ней:

$$h = H_{\text{ц}} - H_{\text{р}} = 4,5 - 2,25 = 2,25 \text{ м}$$

Поверхность испарения жидкости в емкости по формуле (21б)

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

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

при $L_{\text{г}}/d_{\text{г}} = 15/0,1 = 150 > 21 \cdot K_{\text{г}} = 0,07$ (см. табл. № 6)

Коэффициент, учитывающий тяжесть паров по отношению к воздуху:

$C = 1$, т.к. $M_{\text{т}} = 92 > M_{\text{в}} = 29$, $M_{\text{о}} = 86 > M_{\text{в}} = 29$

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

по бензину:

$$V_{\text{б}} = 2,3 \cdot 0,07 \frac{4,522}{2,25} \cdot 0,0868 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \cdot \frac{1}{1 - 0,0182} = 2,24 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3/\text{с},$$

по толуолу,

$$V_{\text{т}} = 2,3 \cdot 0,07 \frac{4,522}{2,25} \cdot 0,1 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \cdot \frac{1}{1 - 0,0785} = 1,1488 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Массовое количество вредных выбросов по формуле (27):

по бензину:

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

по толуолу:

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

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

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

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

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

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

По бензину

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

по толуолу

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

3.1.а. Расчет выбросов из вытяжных стояков хим-загрязненной канализации

Согласно СНиП-32-74 вытяжные стояки устанавливаются 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 (21б):

$$F_{\text{верт.}} = 0,785 D_{\text{вн}}^2,$$

где $D_{\text{вн}}$ - внутренний диаметр колодца, м.

$L_{\text{тр.}}, L_{\text{п}}$ - 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/м³,

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 съёмными крышками для осмотра и ремонта канализации. Несмотря на малую величину зазора между дном 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):

$$P_{SO_2} = 0,01 (2S^2 V_{ж} + 1,88 \cdot H_2S / \cdot V_{г}), \quad (29)$$

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

S^2 - содержание серы в жидком топливе, масс.%,
 $[H_2S]$ - содержание сероводорода в газовом топливе, масс.%

б) Количество выбросов оксида углерода (кг/ч):

$$P_{CO} = 1,5 \cdot 10^{-3} (V_{ж} + V_{г}) \quad (30)$$

в) Количество выбросов метана (кг/ч):

$$P_{CH_4} = 1,5 \cdot 10^{-4} (V_{ж} + V_{г}). \quad (31)$$

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

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

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

$$П_{NO_2} = 0,05 \cdot П_{NOx} \quad (32a)$$

ГД V_r - объемный расход уходящих влажных продуктов сгорания, $м^3/ч$, рассчитывается по формуле / л.4 /:

$$V_r = 7,64 \cdot \alpha \cdot (B_x \cdot Z_x + B_r \cdot Z_r) \quad (33)$$

α - коэффициент избытка воздуха;

Z_x, Z_r - энергетический эквивалент жидкого и газообразного топлива, соответственно (см. табл.ж 7)

Таблица ж 7
/ л.6, л.7 /

Вид топлива	Z_x или Z_r
1. Газ природный	1,66
2. Газ нефтепромысловый	1,50
3. Пределные газы стабилизации нефтяных дистиллятов	1,50
4. Газ водородосодержащий	2,30
5. Газы пиролиза и крекинга	1,60
6. Газ коксования	1,52
7. Котельное топливо, м.т., тяжелые остатки	1,40
8. Кубовые остатки в производствах монсеров СК	1,50

C - концентрация окислов азота в продуктах сгорания, NO_x $мг/м^3$; определяется по методике Б.М.Кривоногова / л.33 /:

а) при сжигании газообразных топлив:

$$C_{NOx} = (a + b Q_r) \left(\frac{L_2}{\alpha r} \right)^{0,5}$$

где a и b - коэффициенты, учитывающие соответственно влияние конструкции и компоновки горелок, а также изменение их тепловой мощности; определяются по таблице ж 8, в;

Q_r - тепловая мощность горелки, кВт;

αr - коэффициент избытка воздуха в топке;

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

б) при совместном сжигании газообразного и жидкого топлива;

$$C_{\text{из}} = 1/a + (b + c f) \cdot Q_r / \left(\frac{1,2}{2,7} \right)^{0,5} \quad (34б)$$

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:

$$Q_r = Q/n_r = Q_n / (n_n + n_r) \quad (34в)$$

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

n_r - число работающих горелок, шт.;

n_n = 0,75 + 0,90 - к.п.д. трубчатой печи.

Таблица № 8а

№ пп	Тип горелок	Мощность горелок Q _r , МВт	Компоновка горелок	Коэффициенты	
				а	в
1	Фд-6	2,18	Подовая	65	60
2	НРМ-8	2,80	Подовая	80	94
3	ФГМ-95ВД	1,16	Подовая	64	60
4	QRH-400	5,00	Подовая	150	10
5	ФП-2	1,43	Угловая	94	78
6	3022	1,375	Подовая	94	78
7	ГП-2	1,86	Фронтальная одноярусная	95	85
8	НРМ-Г	1,30	Фронтальная многоярусная	109	82
9	ГП-2	1,86	Фронтальная многоярусная	114	88
10	ФГМ-95ВД	1,16	Фронтальная одноярусная	116	92

Продолжение табл. 8а

№ пп	Тип горелок	Мощность горелок, кВт	Компоновка горелок	Коэффициенты	
				а	в
11	ГМК-2	1,40	Подовая	122	95
12	ФГМ-120	1,75	Фронтальная многоярусная	135	95

Таблица к 8б
/л. 33/

№ пп	Тип горелок	Мощность горелки, кВт	Компоновка горелок	Компоненты		
				а	в	с
1	FD-6	2,18	Подовая	65	60	30
2	НРН-8	2,80	Подовая	80	60	15
3	ФГМ-95ВП	1,16	Подовая	84	60	60
4	QRH-400	5,0	Подовая	150	10	12
5	SDZ	1,375	Подовая	84	78	50
6	ФП-2	1,43	Угловая	84	78	50
7	ГП-2	1,86	Фронтальная одноярусная	95	85	30
8	НРН-Г	1,30	Фронтальная многоярусная	109	82	30
9	ГП-2	1,86	Фронтальная многоярусная	114	87,5	35
10	ФГМ-95ВП	1,16	Фронтальная одноярусная	116	92	60
11	ГМК-2	1,40	Подовая	122	95	50
12	ФГМ-120	1,75	Фронтальная многоярусная	135	94,5	35

Объемный расход продуктов сгорания, попадающих в дымовую трубу ($\text{м}^3/\text{с}$):

$$V_{\text{лс}} = \left(\frac{273 + t_{\text{гс}}}{273} \right) \frac{V_{\text{г}}}{3600} \quad (35)$$

Скорость продуктов сгорания в дымовой трубе ($\text{м}/\text{с}$):

$$w_{\text{лс}} = \frac{V_{\text{лс}}}{0,785 D_{\text{вн}}^2} \quad (36)$$

где t_{yx} - температура уходящих дымовых газов, °С;
 $D_{вн}$ - внутренний диаметр устья дымовой трубы, м;
 Концентрация вредных выбросов в дымовых газах (мг/м^3)

$$C_i = \frac{P_i \cdot 10^6}{V_{ис} \cdot 3600} \quad (37)$$

Пример к 8. Расчет выбросов при сжигании природного газа в трубчатой печи.

Коэффициент избытка воздуха в топке $\alpha_T = 1,15$; в печах установлены многоярусно горелки ГВ-1, тепловая мощность каждой $Q_T = 2,2$ МВт;
 Массовый расход природного газа $V_T = 5623$ кг/ч;
 Температура уходящих дымовых газов $t_{yx} = 200^\circ\text{C}$;
 Диаметр устья дымовой трубы $D_{вн} = 2,3$ 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):

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

Количество выбросов метана по формуле (31):

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

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

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

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

где: 1,66 - энергетический эквивалент природного газа из таблицы к 7.

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

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

В формуле (34а) константы "а" и "в" взяты из табл. к 8а

для многоярусного расположения горелки ГП-2, т.к. она ближе всего по тепловой мощности и расположению к горелке ГВ-1. Массовый расход выбросов оксидов азота по формуле (32):

$$M_{NO_x} = 84155 \cdot 314,2 \cdot 10^{-6} = 26,44 \text{ кг/ч.}$$

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

$$M_{NO_2} = 0,05 \cdot 26,44 = 1,322 \text{ кг/ч.}$$

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

$$V_{nc} = \left(\frac{273 + 200}{273} \right) \cdot \frac{84155}{3600} = 40,5 \text{ м}^3/\text{с.}$$

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

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

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

- окиси углерода:

$$C_{CO} = \frac{8,4 \cdot 10^6}{40,5 \cdot 3600} = 57,6 \text{ мг/м}^3$$

- метана:

$$C_{CH_4} = \frac{0,84 \cdot 10^{-6}}{40,5 \cdot 3600} = 5,76 \text{ мг/м}^3$$

- оксидов азота:

$$C_{NO_x} = \frac{26,44 \cdot 10^6}{40,5 \cdot 3600} = 181,34 \text{ мг/м}^3$$

- в том числе диоксида азота:

$$C_{NO_2} = \frac{1,322 \cdot 10^6}{40,5 \cdot 3600} = 9,067 \text{ мг/м}^3$$

По опытным данным / л.33 / при сжигании в трубчатых печах природного и нефтезаводских газов концентрация оксидов азота в дымовых газах составляет от 80 до 300 мг/м³, концентрация оксида углерода находится в пределах от 10 до 120 мг/м³. При совместном сжигании газообразного и жидкого топлива концентрация вредных выбросов в дымовых газах резко возрастает:

по окислам азота: до $240 + 350 \text{ мг/м}^3$, по оксиду углерода до $520 + 2800 \text{ мг/м}^3$ / л.33, с.201-203 /.

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

$$P_i = K_i \cdot V_{\Gamma} \quad (38)$$

где: V_{Γ} - расход газа, поступающего на факел, кг/ч;
 K_i - опытный коэффициент, который равен:

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

б) при отсутствии устройства для бездымного сжигания газом: $K_{CO} = 0,25$; $K_{\Sigma CH} = 3 \cdot 10^{-2}$; $K_{NOx} = 2 \cdot 10^{-3}$, для сажи $K_0 = 3 \cdot 10^{-2}$.

Выброс сернистого ангидрида, кг/ч:

$$P_{SVR} = 1,88 / H_2S / \cdot V_{\Gamma} \cdot 10^{-2} \quad (39)$$

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

Веловые 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 результатов расчетов по рассеиванию в атмосфере минимально возможных выбросов. В таких случаях на расчет рассеивания задается количество акросов в г/с, образующихся при сжигании максимального аварийного сброса на факеле.

Обычно рассчитывается количество вредных выбросов при сжигании периодических газовых отдувок на факеле и постоянного расхода испавного 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 $D_{\text{вн}} = 0,6$ м. Имеется устройство для бездымного сжигания газа.

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

а) оксида углерода:

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

б) оксидов азота:

$$P_{\text{NO}_x} = 3 \cdot 10^{-3} \cdot 50 = 0,15 \text{ кг/ч,}$$

в том числе диоксида азота:

$$P_{\text{NO}_2} = 0,05 \cdot 0,15 = 7,5 \cdot 10^{-3} \text{ кг/ч, см. выше формулу (32а).}$$

в) углеводородов:

$$P_{\text{C}_n\text{H}_m} = 5 \cdot 10^{-4} \cdot 50 = 0,025 \text{ кг/ч.}$$

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

$$V_{\text{г}} = 7,84 \cdot 1 \cdot 50 \cdot 1,66 = 650,72 \text{ м}^3/\text{ч,}$$

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

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

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

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

а) окись углерода

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

б) оксиды азота:

$$C_{\text{NO}_x} = \frac{0,15 \cdot 10^6}{0,843 \cdot 3600} = 49,4 \text{ мг/м}^3$$

в том числе диоксида азота:

$$C_{NO_2} = \frac{7,5 \cdot 10^{-3}}{0,843 \cdot 3600} = 2,75 \text{ мг/м}^3$$

в) углеводородов:

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

3.4. Расчет вредных выбросов от агрегатов сушки каучука

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

$$P_{\text{г}} = 0,01 \cdot V_{\text{д}} \cdot X_{\text{г}}^{\text{а}} - 0,01 V_{\text{к}} X_{\text{г}}^{\text{к}} - 0,001 \cdot Q_{\text{ис}} \cdot C_{\text{г}}^{\text{ис}} - 0,001 Q_{\text{об}} \cdot C_{\text{г}}^{\text{об}} \quad (40)$$

где $V_{\text{д}}$, $V_{\text{к}}$ - массовые расходы латекса, каучука, соответственно, кг/ч;

$X_{\text{г}}^{\text{а}}$, $X_{\text{г}}^{\text{к}}$ - содержание мономера (стирол, акрилонитрил) в латексе, каучуке, соответственно, % масс;

$Q_{\text{ис}}$, $Q_{\text{об}}$ - объемные расходы избыточного серума и промывной воды, соответственно, м³/ч;

$C_{\text{г}}^{\text{ис}}$, $C_{\text{г}}^{\text{об}}$ - объемные концентрации мономера в избыточном серуме и промывной воде, соответственно, г/м³.

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

$$P_{\text{г}} = 0,01 V_{\text{п}} \cdot X_{\text{г}}^{\text{п}} - 0,01 V_{\text{к}} X_{\text{г}}^{\text{к}} - 0,001 Q_{\text{цв}} C_{\text{г}}^{\text{б}} \quad (41)$$

где $V_{\text{п}}$, $V_{\text{к}}$ - массовый расход пульпы, каучуков, соответственно, кг/ч

$X_{\text{г}}^{\text{п}}$, $X_{\text{г}}^{\text{к}}$ - содержание растворителя в пульпе, каучуке, соответственно, % масс.

$Q_{\text{цв}}$ - объемный расход циркуляционной воды, м³/ч.

$C_{\text{г}}^{\text{б}}$ - объемная концентрация растворителя в циркуляционной воде, г/м³.

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

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

Концентрация стирола в латексе $X_{d,с}^L = 0,06\%$ масс.

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

Концентрация стирола в каучуке $X_{k,с}^K = 0,05\%$ масс.

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

Объемная концентрация стирола в избыточном серуме

$$C_{i,с}^{ис} = 50 \text{ г/м}^3.$$

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

Объемная концентрация стирола в промывной воде

$$C_{i,с}^{пр} = 20 \text{ г/м}^3.$$

Количество вредных выбросов стирола определяем по формуле (40):

$$P_i = 0,01 \cdot 65685 \cdot 0,06 + 0,01 \cdot 18000 \cdot 0,05 + 0,001 \cdot 72 \cdot 50 + 0,001 \cdot 432 \cdot 20 = 18,17 \text{ кг/ч}$$

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

Массовый расход пульпы $V_{п} = 90090$ кг/ч.

Концентрация бензина в пульпе $X_{п,б}^п = 0,013\%$ масс.

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

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

Концентрация бензина в каучуке: $X_{k,б}^K = 0,03\%$ масс.

Концентрация циклогексана в каучуке $X_{k,г}^K = 0,06\%$ масс.

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

Объемная концентрация циклогексана в цирк. воде

$$C_{г,с}^в = 68 \text{ г/м}^3.$$

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

по бензину:

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

по циклогексану:

$$P_{г} = 0,01 \cdot 90090 \cdot 0,019 + 0,01 \cdot 3571 \cdot 0,06 + 0,01 \cdot 88,2 \cdot 68 = 8,98 \text{ кг/ч.}$$

3.5. Расчет выбросов в атмосферу из закрытых помещений

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

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

где Π_i - вредный выброс i -го вещества, $\text{кг}/\text{ч}$;
 V_B - производительность вытяжного вентилятора, $\text{м}^3/\text{ч}$, 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 ($\text{мг}/\text{м}^3$):

$$C_i^{об} = \frac{10^6 \sum \Pi_i}{\sum V_B} \quad (43)$$

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

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

$\sum V_B$ - суммарная производительность вытяжных вентиляторов, вентилирующих данное помещение, $\text{м}^3/\text{ч}$, которая выбирается инженером по вентиляции.

Скорость загрязненного воздуха на выходе из вентиляционных патрубков ($\text{м}/\text{с}$):

$$W = \frac{\sum V_B}{3600 \sum F_{об}} \quad (44)$$

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

Скорость воздуха рассчитывается отдельно 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):

$$P_i^{oz} = P_i \cdot (1 - 0,01 K_o), \quad (45)$$

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

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

Концентрация вредных выбросов i -го вещества после очистки или улавливания (мг/м³):

$$C_i^{oz} = C_i \cdot (1 - 0,01 K_o), \quad (46)$$

где C_i - концентрация вредных выбросов i -го вещества до очистки, мг/м³.

Коэффициент обеспеченности очистки, улавливанием:

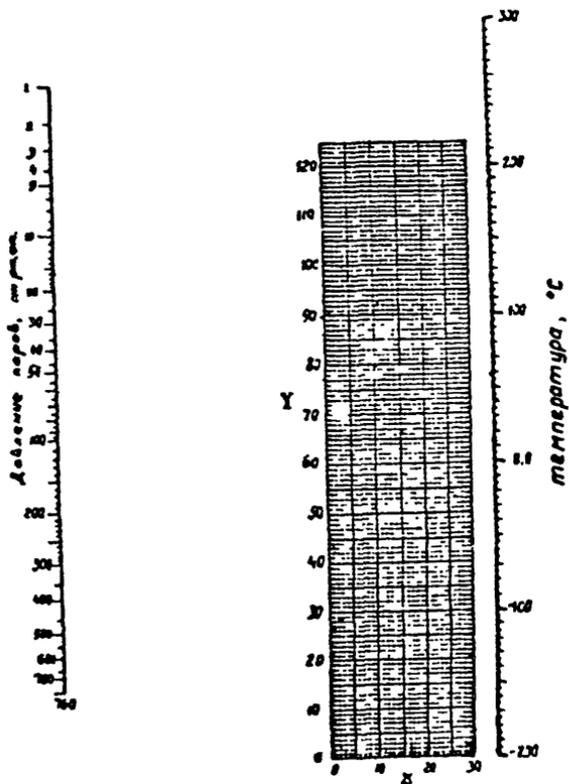
$$K_o = \frac{n_{oz}}{n} \cdot 100 \quad (47)$$

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

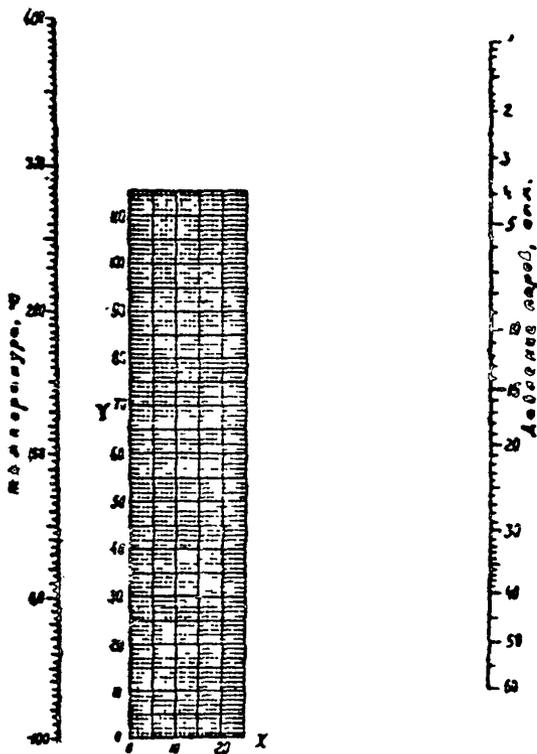
n - время работы в году технологического оборудования, которое является источником организованного выброса, ч

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

/ л.17 /



Номограмма к 2
 для определения давления насыщенных паров веществ в
 интервале от 1 до 60 атм / л.17 /



Координаты точек к номограммам № 1 и 2 для
определения давления насыщенных паров / л.17, л.36

№ пп	Наименование вещества	Координаты точек			
		к рис. 1		к рис. 2	
		X	Y	X	Y
1	2	3	4	5	6
1.	Акриловая кислота	12,0	87,0	17,5	98,5
2.	Акрилонитрил (НАК)	15,0	67,0	-	-
3.	Аллиловый спирт	14,5	73,0	10,5	84,5
4.	Аммиак	21,0	43,4	5,0	48,5
5.	Амилени (пентен-1)	15,0	57,5	13,0	72,0
6.	Ацетальдегид	17,0	56,0	8,0	64,0
7.	Ацетилен	23,5	32,5	4,0	34,0
8.	Ацетон	15,0	63,5	11,0	77,0
9.	Ацетонитрил	13,0	68,0	13,5	83,5
10.	Ацетофенон	9,0	90,0	-	-
11.	Бензальдегид	10,0	86,5	18,5	107,5
12.	Бензиловый спирт	11,0	93,0	-	-
13.	Бензойная кислота	10,0	102,0	-	-
14.	Бензол	14,0	68,0	15,0	84,5
15.	Бутадиен-1,3	17,5	50,0	12,0	63,0
16.	n-Бутан	17,0	51,0	11,0	63,5
17.	Бутанол	15,0	78,0	11,0	89,5
18.	Бутилены (бутен-1)	17,5	49,5	11,0	62,0
19.	Бутилакрилат	11,0	80,0	-	-
20.	Водяной пар	15,0	73,5	10,0	84,5
21.	Винилпиридин	10,0	82,5	18,0	103,0
22.	Гексадекан	7,5	105,5	-	-
23.	n-Гексан	14,0	65,0	15,0	82,5
24.	n-Гептан	13,0	71,0	16,0	90,0
25.	Гиперлз	14,0	95,0	-	-
26.	Двуокись азота	21,0	58,0	2,0	60,0
27.	Двуокись углерода	24,5	34,0	3,0	32,0
28.	n-Декан	10,5	85,0	19,0	106,0
29.	Дибутилфталат	5,5	115,0	-	-

1	2	3	4	5	6
30.	Диизопропиловый эфир	14,0	64,5	-	-
31.	Диметилформамид	10,5	81,5	17,0	100,5
32.	Диметилфенилкарбинол	13,0	91,0	-	-
33.	Дифенил	7,0	98,5	-	-
34.	Дифенилоксид	6,0	98,0	-	-
35.	Диэтиламин	14,5	63,0	-	-
36.	Диэтилбензол - I,4	10,0	87,0	-	-
37.	Диэтиленгликоль	9,5	102,0	-	-
38.	Диэтиловый эфир	15,5	58,5	12,0	72,5
39.	Изооутан	17,5	48,5	11,0	61,0
40.	Изооутанол	15,0	75,5	9,0	85,0
41.	Изобутилен (метилпропен-2)	18,0	49,5	9,0	60,0
42.	Изоктан	12,0	70,5	17,0	90,0
43.	Изопентан	15,5	57,0	13,0	71,5
44.	Изопрен	15,0	58,0	13,5	74,5
45.	Изопропанол	16,0	70,5	8,5	79,0
46.	Изопропилбензол (кумол)	10,5	81,5	19,0	102,5
47.	Иод	11,5	88,0	-	-
48.	Керосин (прямой гонк.)	8,5	81,5	-	-
49.	Кислород	28,0	6,0	-	-
50.	Кротоновый альдегид	12,5	72,5	-	-
51.	Ксилолы (м,п-ксилолы)	11,0	79,0	18,0	99,0
52.	Лугидины (метилпиримидин)	10,0	82,0	18,0	103,0
53.	Метакриловая кислота	12,5	85,0	-	-
54.	Метан	26,0	12,0	0,5	8,5
55.	Метанол	15,5	66,5	8,0	75,0
56.	Метилакрилат	14,0	68,0	14,5	84,5
57.	Метилацетат	15,0	64,0	12,0	77,5
58.	Метилвинилпиримидин (МВП)	11,0	87,0	11,5	103,0
59.	Метилметакрилат	12,0	72,0	15,5	89,5
60.	Метилстирол	10,5	83,5	-	-
61.	Метил-трет-бутиловый эфир (МТБЭ)	15,0	62,5	-	-
62.	Метилфенилкарбинол	10,5	92,0	-	-
63.	Метициклогексан	13,0	71,5	17,0	90,5

1	2	3	4	5	6
64.	Метилциклопентан	14,0	65,5	15,5	83,0
65.	Метилэтилпиридин (МЭП)	9,0	85,0	15,0	104,5
66.	Муравьиная кислота	12,5	71,5	11,5	85,5
67.	Нафталин	7,0	92,0	-	-
68.	о-Нитрофенол	7,0	93,0	-	-
69.	Оксись азота	27,5	14,5	0,0	3,0
70.	Оксись пропилена	16,0	58,5	11,0	72,0
71.	Оксись углерода	28,5	3,5	-	-
72.	Оксись этилена	17,0	54,0	9,0	63,5
73.	Октан	12,0	76,5	16,5	95,5
74.	Персульфид	13,0	77,5	10,5	90,0
75.	Перекись водорода	11,5	83,5	13,0	97,0
76.	Перхлорэтилен	11,5	75,0	17,0	96,0
77.	Пиколины (метилпиридины)	12,0	77,0	16,5	96,0
78.	Пиперилен (1,3-пентадиен)	15,0	60,0	12,5	75,0
79.	Пропан	19,0	41,5	9,0	51,0
80.	Пропанол	15,5	73,5	10,5	84,0
81.	Пропилбензол	10,5	82,5	-	-
82.	Пропилен	19,5	40,5	8,0	49,0
83.	Пропиленгликоль	11,5	90,5	-	-
84.	Пропия (метилацетилен)	19,0	46,5	8,5	54,5
85.	Пропионовый альдегид	-	-	11,5	74,5
86.	Стирол	10,5	79,5	-	-
87.	Серная кислота (100%)	6,0	114,5	-	-
88.	Сернистый ангидрид (SO ₂)	19,5	49,5	7,5	57,0
89.	Серный ангидрид (SO ₃)	19,5	63,5	8,5	68,5
90.	Триметилкарбинол (трет. Бутанол)	16,5	71,0	9,0	79,0
91.	Толуол	12,0	73,0	16,5	92,0
92.	Уксусная кислота	12,5	75,5	13,5	91,5
93.	Фенол	11,5	88,5	15,5	105,5
94.	Формальдегид	18,5	47,0	7,0	53,5
95.	Фурфурол	11,0	83,0	16,5	102,0
96.	Хлор	19,0	43,5	8,0	53,0

1	2	3	4	5	6
97.	Хлористый бензил	10,0	85,5	-	-
98.	Хлористый бутил	13,5	67,0	-	-
99.	Хлористый водород	22,0	31,5	4,0	34,5
100.	Хлористый метил	18,5	46,0	8,5	55,0
101.	Хлористый этил	17,0	54,0	10,5	66,0
102.	Циклогексан	13,5	67,5	15,5	85,5
103.	Циклогексаноол	12,0	75,5	16,0	102,0
104.	Циклогексанон	10,5	81,5	17,0	101,0
105.	Циклогексен	13,5	68,0	-	-
106.	Этан	22,0	30,5	5,5	35,5
107.	Этанол	16,0	69,5	9,0	88,5
108.	Этилакрилат	13,0	72,0	15,5	89,0
109.	Этилбензол	11,0	78,0	17,0	98,0
110.	Этилен	22,5	27,0	2,5	29,0
111.	Этиленгликоль	11,0	92,5	-	-
112.	Этиллиридин	10,0	83,5	20,0	106,0
113.	n-Этилтолуол	11,0	82,5	18,0	104,0
114.	Этилцеллозоль	13,5	80,5	-	-
115.	Этилциклогексан	11,5	77,5	-	-

Таблица к 1

Физико-химические константы газов и жидкостей /д.16-д.20/

№ п.п.	Наименование вещества	Молекулярная масса M_c кг/кмоль	Критические параметры			Коэффициент диффузии D_0 , см ² /с
			$T_{кр.}$, °C	$P_{кр.}$, атм	$V_{кр.}$, см ³ /моль	
1	2	3	4	5	6	7
1.	Акриловая кислота	72	53,1	380	653	0,085
2.	Акридонитрид (НАК)	53	79,9	246	519	0,094
3.	Аллиловый спирт	58	60,0	272	545	0,091
4.	Аммиак	17	115,2	132,4	405	0,197
5.	Амилены (пентен-1)	70	37,2	202	475	0,079

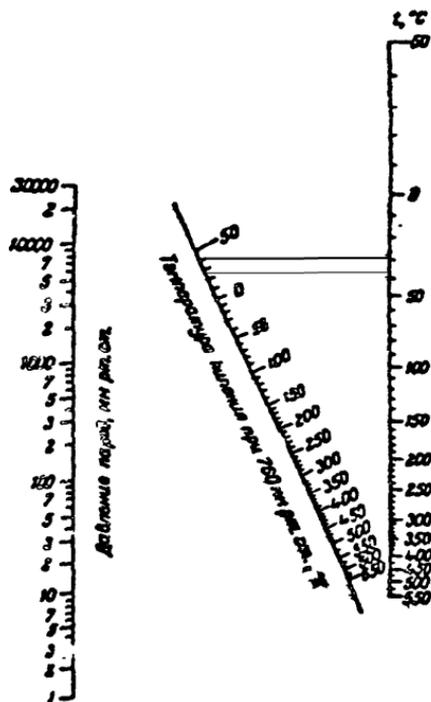


Рис. 3. Номограмма для определения давления паров и температуры кипения парафиновых углеводородов и нефтяных фракции / л.21 /

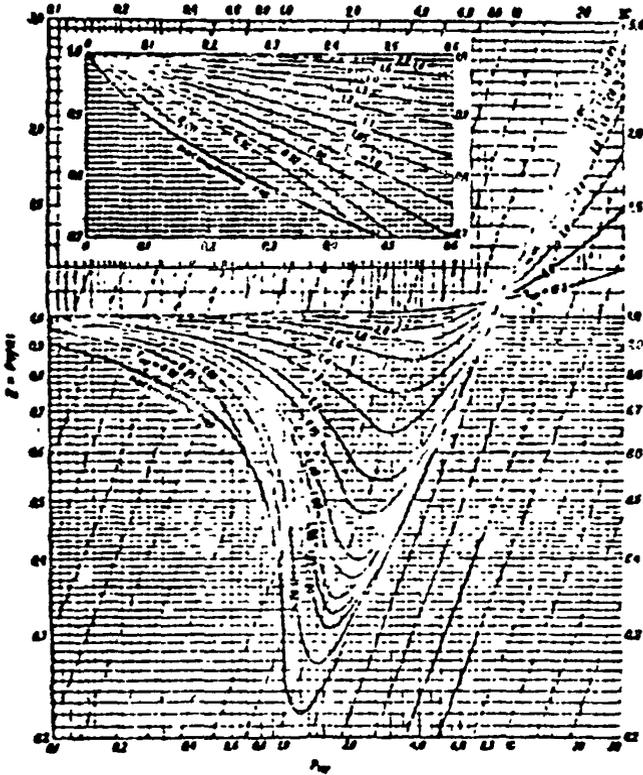


Рис. 4. Зависимость коэффициента сжимаемости паров от давления $P_{кр}$ и температура $T_{кр}$ / л.19 /

Продолжение табл. I

1	2	3	4	5	6	7
6.	Ацетальдегид	44	65,3	188,0	461	0,111
7.	Ацетилен	26	63,6	35,5	308,5	0,149
8.	Ацетон	58	60,2	235	508	0,109
9.	Ацетонитрил	41	83,4	275	548	0,120
10.	Ацетофенон	120	35,9	432	705	0,070
11.	Бензальдегид	106	22,2	352	625	0,067
12.	Бензиловый спирт	108	47,5	404	677	0,066
13.	Бензин	105	35,3	292	565	0,079
14.	Бензойная кислота	122	46,5	479	752	0,064
15.	Бензол	78	49,9	289	562	0,077
16.	Бутадиен	54	44,1	152	425	0,094
17.	Бутан	58	38,7	152	425	0,090
18.	Бутанол	74	45,0	290	563	0,070
19.	Бутилакрилат	128	29,4	331	604	0,060
20.	Бутилен	56	41,0	146,4	419	0,091
21.	Водород	2	13,2	-240	33	0,611
22.	Водяной пар	18	225,7	374	647	0,220
23.	Винилпиримин	105	40,3	382	655	0,068
24.	Гексадекан	226	14,5	452	725	0,035
25.	Гексан	86	30,5	235	508	0,066
26.	Гептан	100	27,7	267	540	0,059
27.	Гипериз	152	34,0	350	623	0,057
28.	Двуокись азота (NO ₂)	46	103,3	158	431	0,139
29.	Двуокись углерода (CO ₂)	44	75,2	31	304	0,138
30.	Декан	142	21,5	346	619	0,046
31.	Дибутилфталат	278	17,5	508	781	0,027
32.	Диизопропиловый эфир	102	29,3	227	500	0,067
33.	Диметилформамид	73	47,0	374	647	0,075
34.	Диметилфенилкарбон- нол	136	35,5	384	657	0,058
35.	Дифенил	154	44,4	530	803	0,061
36.	Дифенилсульфид	170	36,4	532	805	0,051
37.	Диэтиламин	73	37,4	224	497	0,088
38.	Диэтилбензол	134	28,6	385	658	0,056

Продолжение табл. I

1	2	3	4	5	6	7
39.	Диэтиленгликоль	106	49,2	407	680	0,068
40.	Диэтиловый эфир	74	38,0	194	467	0,078
41.	Изобутан	58	37,2	135	408	0,088
42.	Изобутанол	74	43,7	275	648	0,073
43.	Изобутилен	56	40,8	145	418	0,091
44.	Изооктан	114	26,3	271	544	0,045
45.	Изопентан	72	34,0	188	461	0,071
46.	Изопрен	68	40,6	211	477	0,082
47.	Изопропанол	60	54,7	236	509	0,082
48.	Изопропилбензол (кумол)	120	32,0	363	636	0,049
49.	Иох	254	119,8	553	826	0,070
50.	Кислород	32	51,8	118	155	0,178
51.	Каросик	170	24,0	400	673	0,046
52.	Кротоновый альдегид	70	43,3	297	570	0,081
53.	Ксилол	106	36,2	346	619	0,063
54.	Лутидины (метилпиридины)	107	38,5	371	644	0,066
55.	Метакриловая кислота	86	47,8	370	643	0,076
56.	Метан	16	47,3	82,5	190,5	0,196
57.	Метанол	32	83,8	240	513	0,132
58.	Метилакрилат	86	44,7	272	545	0,078
59.	Метилацетат	74	47,8	234	507	0,084
60.	Метилвинилпиридин	119	35,4	401	674	0,062
61.	Метилметакрилат	100	38,5	290	563	0,067
62.	Метилстирол	118	34,2	381	654	0,058
63.	Метилтретбутиловый эфир	88	34,7	215	488	0,072
64.	Метилфенилкарбинол	122	40,6	430	703	0,062
65.	Метилциклогексан	98	35,4	299	572	0,053
66.	Метилцилопентан	84	38,6	260	513	0,067
67.	Метилэтилпиридин (МЭП)	121	33,9	385	658	0,061
68.	Муревьиная кислота	46	76,0	308	587	0,131
69.	Нафталин	128	40,5	478	751	0,051
70.	о-Нитрофенол	139	47,2	395	668	0,068
71.	Окись азота	30	66,7	93	180	0,138
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	157	730	0,126
78. Перхлорэтилен		166	47,0	347	620	0,069
79. Пикодины (метилпиридины)		93	44,6	367	640	0,075
80. Пипериден (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	431	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		34,0	62,5	419	692	0,083
96. Формальдегид		30	67,2	135	408	0,117
96a. Фурфурол		96	52,8	387	660	0,014
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

1	2	3	4	5	6	7
IO2.	Хлористый этил	64,5	53,7	187	460	0,095
IO3.	Циклогексан	84	41,1	280	553	0,065
IO4.	Циклогексатол	100	38,2	352	625	0,066
IO5.	Циклогексанол	98	39,3	356	629	0,070
IO6.	Циклогексен	82	43,2	287	560	0,076
IO7.	Этан	30	49,6	32	305	0,132
IO8.	Этанол	46	67,2	243	516	0,105
IO9.	Этилакрилат	100	38,5	288	561	0,071
IO10.	Этилбензол	106	38,2	346	619	0,066
II1.	Этилен	28	52,0	10	283	0,130
II2.	Этиленгликоль	62	81,0	374	647	0,090
II3.	Этилакридин	107	38,5	300	655	0,066
II4.	Этилалюид	120	30,0	367	640	0,058
II5.	Этилцеллозоль	90	43,1	306	579	0,073
II6.	Этилциклогексан	112	31,8	336	609	0,060

Примечание: Для веществ, отсутствующих в таблице № I, можно найти данные в литературе: Критические параметры - / л.16 - л.20, л.36 /.

Коэффициенты диффузии / л.16, л.18-л.20 /.

Таблица № 3

Климатические данные / л.5, л.22 /

№ п/п	Населенные пункты	Климатическая зона	Среднегодовые параметры	
			температура воздуха, °С	скорость ветра, м/с
1	2	3	4	5
1.	Ангарск	северная	-1,1	1,9
2.	Волжский	жизная	+7,6	5,5
3.	Воронеж	средняя	+5,4	3,8
4.	Бфремов	средняя	+4,2	3,7
5.	Козьмь	средняя	+2,8	3,9
6.	Красноярск	северная	+0,5	2,6
7.	Дзвинград	средняя	+4,3	2,8

1	2	3	4	5
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.	Тумгаит	вжная	+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	вжная	+11,1	5,8
23.	Ярославль	средняя	+2,7	4,0

Ш. ИСПОЛЬЗОВАННАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. В.М. Эльтерман "Вентиляция химических производств". М. "Химия", 1980 г.
2. Определение категорий помещений и зданий по взрывопожарной и пожарной опасности. ОНТП24-86, МВ"ХСФ, М., 1986 г.
3. Л.Г.Сорокин, М.С.Сибилев "Охрана труда в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности". Правила и нормы. М. "Химик", 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 производителями". М., Гидрометеиздат, 1986, стр.64-102.
7. ВНИИУС, КНУ "Оргнефтехимзаводы", "Методические указания по расчету валовых выбросов вредных веществ в атмосферу для предприятий нефтепереработки (РХ-17-86)", Казань, 1986.
8. В.А.Буцук "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.Лерельман "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.33-36

14. М.И.Березковский "Хранение и транспортирование химических продуктов". Л., "Химия", 1982 г.
15. И.И.Стрижевский, А.И.Эльнатов "Факельные установки", М."Химия", 1979 г.
16. Р.Рид, Т.Нервуд "Свойства газов и жидкостей" Гостоптехиздат, М., 1964, 3 изд. 1982.
17. А.К.Чернышев 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", ГЗИ М.-Д., 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., 1963 г.
23. Н.М.Оленев "Хранение нефти и нефтепродуктов". Недра, Л., 1964 г.
24. В.И.Черныкин "Проектирование, сооружение и эксплуатация нефтебаз", Гостоптехиздат, М.-Д., 1949 г.
25. С.Г.Еджигаров 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, М., 1985 г.
28. И.Э.Гудков, М.М.Губавдулин, Г.М.Кавинов и др. "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", 1981 г., стр.49-73.
33. Б.М.Кривоногов "Повышение эффективности сжигания газа и охрана окружающей среды". Д., "Недра", 1986 г.
34. И.Я.Сигал "Защита воздушного бассейна при сжигании топлива", Д. "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.Бретштайндер, И.Курфюрст "Охрана воздушного бассейна от загрязнений", Д., "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". ВНИИ ЭО-61, М. 1981 г.