

ГИПРОКАУЧУК  
Воронежский филиал

# МЕТОДИКА РАСЧЁТА

вредных выбросов в атмосферу из  
нефтехимического оборудования

РМ 62-91-90

Воронеж  
1990

ГИПРОКАУЧУК  
Воронежский филиал

СОГЛАСОВАНО  
Зав.отделом охраны  
природы ВНИИУС  
\_\_\_\_\_  
В.С.Моряков

УТВЕРЖДАЮ  
Главный инженер  
\_\_\_\_\_ Иофедов Е.С.

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

СОГЛАСОВАНО:  
Зав.сектором ОННК  
промышленных и техники  
безопасности  
^ .и.о. Никулин И.А.

Зам.главного инженера  
Ривин Э.И.  
Зам.начальника  
технического отдела  
Окульский А.С.  
Разработал:  
Баренблев 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 испытаний 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.д. / :

$$\Pi_i = 3,7 \cdot 10^{-2} m \rho V_{nr} \cdot \gamma_i \sqrt{\frac{m_i}{(t+273) Z_i}} \quad (1)$$

где  $\Pi_i$  - 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 пневмовых 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;

$$m_{ср} = 0,5 (m_{д\rho} + m_{п\rho}), \quad (2)$$

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

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

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,  $^{\circ}\text{C}$ , принимается как средняя между температурами потоков, выходящих 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:

$$y_i = K_i x_i = (\rho_i / P) x_i \quad (3)$$

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

$\rho_i$  - давление паров  $i$ -го вещества, определяется по

рис. № I-3 при технологической температуре, атм;

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

$V_{pr}$  - объем парогазовой фазы в аппарате,  $\text{м}^3$ .

Если парогазовая фаза в аппарате отсутствует, т.е.

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

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:

$$V_{нр} = V_{ап} (1 - \varphi), \quad (4)$$

где  $V_{ап}$  – объем аппарата, м<sup>3</sup>;

$\varphi$  – коэффициент заполнения аппарата жидкостью;

$$\varphi = V_{ж} / V_{ап}$$

$V_{ж}$  – объем жидкости в аппарате, м<sup>3</sup>.

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

$$V_{нр} = 0.785 \cdot D_k^2 [H_{цил} - h_a N_a (1 - E)], \quad (5a)$$

где  $D_k$  – внутренний диаметр аппарата, м;

$H_{цил}$  – высота цилиндрической обечайки, м;

$h_a$  – высота слоя адсорбента (катализатора), м;

$N_a$  – число слоев адсорбента (катализатора), шт;

$E$  – порозность адсорбента (катализатора), м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>

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

$$V_{нр} = 0.785 \cdot D_k^2 (H_{цил} - h_{нас} N_{нас} - h_k^x), \quad (5b)$$

где  $h_k^x$  – 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 терелками;

В этих колоннах жидкость находится на терелках 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:

$$V_{nr}^k = (0.785 D_x^2 - S_{Cl}) H_T L \pi + 0.785 D_x^2 (h_p + h_k), \quad (6)$$

где  $S_{Cl}$  - суммарная площадь сливных стаканов на каждом тарелке,  $m^2$ ;

$H_T$  - расстояние между тарелками, м;

$N_T$  - число тарелок, шт;

$h_p$  - высота парового пространства над верхней тарелкой, м; принимается  $h_p \geq 1,2 / \lambda \cdot 21 /$ ;

$h_k$  - расстояние между нижней тарелкой и уровнем жидкости в кубе колонны, м; принимается  $h_k = 1 + 2 m / \lambda \cdot 21 /$ ;

а) для колонны с провальными тарелками

$$V_{nr}^k = 0.785 D_x^2 L (H_T - H_m) N_T + h_p + h_k], \quad (7)$$

где  $H_m$  - общее сопротивление провальной тарелки (задержка жидкости на тарелке) м.ст.к., для приближенных расчетов принимается  $H_m \sim 0,05$  м.ст.к.

$H_T, N_T, h_p, h_k$  - обозначения см. выше.

б) для трубчатых конденсаторов, м<sup>3</sup>:

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

При конденсации пара в кожухе:

$$V_{nr} = 0.785 l_p (D_x^2 - d_n^2) n_p, \quad (8)$$

где  $l_p$  - длина трубок, м;

$D_x$  - внутренний диаметр кожуха, м;

$d_n$  - наружный диаметр трубки, м;

$n_p$  - число трубок в конденсаторе, шт;

при конденсации пара в трубках:

$$V_{nr} = 2 l_x + 0.785 d_{op}^2 n_p l_p \quad (9)$$

где  $l_x$  - объем входной или выходной камеры, м<sup>3</sup>;

$d_{op}$  - внутренний диаметр трубки, м;

х) объем паровых и газовых трубопроводов, м<sup>3</sup>:

$$V_{pr}^{TP} = 0.785 D_{tr}^4 \cdot L_{tr} \quad (10)$$

где  $D_{tr}$  - внутренний диаметр трубопровода, м;

$L_{tr}$  - длина трубопроводов, м.

з) объем компрессорного агрегата, м<sup>3</sup>:

для всасывающей (приемной) стороны компрессора:

$$V_{pr}^{cc} = V_{rec}^{cc} + V_{tr}^{cc} + V_c^{cc} \quad (IIIa)$$

для нагнетательной стороны к. компрессора:

$$V_{pr}^{nk} = V_{rec}^{nk} + V_{tr}^{nk} + V_{cond}^{nk} \quad (IIIb)$$

где

$V_{rec}^{cc}, V_{rec}^{nk}$  - объем газового рециркулятора, м<sup>3</sup>;

$V_{tr}^{cc}, V_{tr}^{nk}$  - объем газовых трубопроводов, м<sup>3</sup>;

$V_{cond}^{nk}$  - объем межтрубного пространства колонн-трубного конденсатора, снизившее уровень (8), м<sup>3</sup>;

$V_c^{cc}$  - объем коробки сальника, м<sup>3</sup>.

Пример I: Расчет выбросов из ректификационной колонны.

#### Исходные данные

I. Диаметр колонны  $D_k = 2,4$

2. Расстояние между тарелками  $H_t = 0,5$  м

3. Площадь сливка 3 сх. = 0,66 м<sup>2</sup>

4. Число клапанных тарелок  $N_t = 85$  шт.

5. Высота первого пространства над верхней тарелкой

$$h_n = 1,8 \text{ м}$$

6. Расстояние между нижней тарелкой и уровнем жидкости в кубе колонны  $h_K = 2,4$  м.

7. Температура верха колонны  $t_B = 40^\circ\text{C}$

8. Температура низа колонны  $t_N = 65^\circ\text{C}$

9. Давление верха колонны  $P_B = 0,4$  ата

10. Давление низа колонны  $P_N = 0,9$  ата

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

объединены в группы):

нр пп	Компоненты	Молек. веса $M_i$	Состав питания изоляции $y_i$ моль.д.	$P_{кр.i}$ атм	$\frac{P}{P_{кр.i}} = P_p$	$T_{кр.i}$	$\frac{T - T_p}{T_{кр.i}}$	$Z_i$	ок
1.	Бутадиен	54	0,98372	42,7	0,109	425	0,766	0,89	
2.	Бутанен	56	0,01057	41,0	0,113	428	0,761	0,89	
3.	Пентадиени	67	0,00136	38,1	0,122	489	0,666	0,88	
4.	Ацетонитрил	57	0,00435	47,7	0,0975	548	0,594	0,90	
	Итого:			1,00000					

Средняя температура в колонне

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

Среднее давление в колонне

$$P_{ср.} = 0,5 (P_A + P_B) = 0,5 (4,4 + 4,9) = 4,65 \text{ атм}$$

Критические параметры компонентов  $P_{кр.i}$  и  $T_{кр.i}$  находятся в таблице к I, а коэффициент охлаждаемости по рис. к 4. Коэффициент изотермичности колонны принимаем  $= 0,05$ , т.к. в ней перерабатываются окисленные газы. Объем паровой фазы в колонне рассчитывается по формуле (6):

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

Количество выбросов через изолютисти фланцевых соединений ректификационной колонны рассчитывается по формуле (1):  
а) бутадиен:

$$\Pi_i = 3,7 \cdot 10^{-2} \cdot 0,05 \cdot 4,65 \cdot 183,11 \cdot 0,98372 \sqrt{\frac{56}{325,7 - 0,89}} = \\ = 0,6683 \text{ кг/ч}$$

б) бутанен:

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

в) пентадиени:

$$\Pi_i = 3,7 \cdot 10^{-2} \cdot 0,05 \cdot 4,65 \cdot 183,11 \cdot 0,00136 \sqrt{\frac{68}{325,7 - 0,88}} = \\ = 0,001043 \text{ кг/ч}$$

г) ацетонитрил:

$$\eta_i = 3,7 \cdot 10^{-2} - 0,05 \cdot 4,65 \cdot 180,11 \cdot 0,00435 \sqrt{\frac{37}{325,7 \cdot 0,90}} \text{ м.}$$

$$= 0,002434 \text{ кг/ч.}$$

Обычно ректификационная колонна является частью колонного агрегата, в который входит конденсатор, кипятильник, рефлюкская емкость, насосы и соединяющие их трубопроводы. Поэтому залог за расчетом выбросов из колонки определяется объемом паровой фазы в кипящем 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 рефлюкской 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 парохидростатическая симость.

Исключением является испаритель с паровым пространством. В этом случае объем паровой фазы принимается равным объему парового пространства плюс объем парогаза 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.1, л.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:

торное или сальниковое без подачи уплотнительной жидкости.

Площадь разлива  $F$  условно принимается 1 м<sup>2</sup> на 1 л разлившейся жидкости.

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

В случае необходимости по нижеприведенной формуле можно рассчитывать испарение жидкостей при аварийном разливе.

а) оборудование расположено в помещении

Расчет выбросов в атмосферу производится по формуле / 2.2 /, кг/с :

$$\dot{P}_i = 0,133 \cdot 10^{-6} \cdot F \cdot P_i \cdot \sqrt{M_i} K_i X_i, \quad (12)$$

где  $F$  - площадь разлившейся жидкости, м<sup>2</sup>;

$M_i$  - молекулярная масса вещества, кг/кмоль;

$P_i$  - давление насыщенных паров  $i$ -го вещества,

мм рт.ст. определяется по рис. к 1-3 - при температуре испарения жидкости,  $t_{\text{ж}}$ ;

$t_{\text{ж}}$  - температура разлившейся жидкости, °С;

$t_{\text{возд}}$  - средняя температура воздуха в помещении, °С;

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

$K_i$  - коэффициент, принимаемый по табл. к 2 в зависимости от скорости и температуры воздуха в помещении

Таблица к 2

Скорость воздушного потока в помещении, м/с	Коэффициент $K_i$ при температуре воздуха в помещении, °С				
	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 наружной установке.

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

$$\Pi_i = 0,001 \cdot (5,38 + 4,1W) \cdot F \cdot P_i / M_i \cdot X_i , \quad (13)$$

где  $\Pi_i$  - количество вредных выбросов, кг/ч;

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

$W$  - среднегодовая скорость ветра в данном географическом пункте, м/с; находится в табл.к 3;

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

$P_i$  - давление насыщенного пара  $i$ -го вещества, мм рт.с., определяется по рис. к л-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,  $^{\circ}C$ .

Пример к 2. Расчет испарения жидкости при аварийном разливе.

В результате коррозии проходилась емкость, содержащая 99,5% вес. уксусной кислоты, жидкость с температурой  $30^{\circ}C$  пролилась на поддон площадью  $31 m^2$ .

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

Мольная доля уксусной кислоты в жидкости:

$$X_y = \frac{M_y / M_y}{M_y' / M_y + M_b' / M_b} = \frac{0,995 / 60}{0,995 / 60 + 0,005 / 18} = 0,9835$$

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

$X_y' = 0,995$  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. № I:  $P_y = 2I$  мм.рт.от.

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

Вредные выбросы уксусной кислоты рассчитывают по формуле (2):

$$\Pi_c = 0,133 \cdot 10^{-6} \cdot 3I \cdot 2I \cdot 60 \cdot 3,5 \cdot 0,9835 = 0,002309 \text{ кг/с.}$$

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

Установлен в открытой насосной центробежный насос с одинарным торцовыми уплотнением.

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

#### Физико-химические константы и состав жидкости

Компоненты жидкости	Моле- куляр- ная масса $M_i$	Массовая доля в жидкости $X_i$	Моль- ная доля при $t_{ж}=60^{\circ}\text{C}$ в жид- кости $X_i$	Давление паров $P_i$ мм.рт.от.
1. Стирол	104	0,7215	0,750067	43,9
2. Ацетофенон	120	0,2115	0,190557	4,1
3. Метилфенилкарбон	122	0,0670	0,059376	2,1
Итого:		1,0000	1,000000	

Давления насыщенных паров компонентов жидкости найдены по рис. № I

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

Площадь разлившейся жидкости, исходя из принятого норматива I л на 1 м<sup>2</sup>,

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

Выбросы в атмосферу от испаряющейся жидкости рассчитываются по формуле (13):

а) по стиролу

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

б) по ацетофенону:

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

в) по метилфенилкарбинолу

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

2. Расчет вредных выбросов при хранении и сливе-наполнение 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 паром хранящейся жидкости.

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

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

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 - 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,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;

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

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

$t_{\text{гр}}$  - температура газового пространства резервуара,  $^{\circ}\text{C}$

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

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

$t_{\text{в.в.}}$  - среднегодовая температура окружающего воздуха в данном географическом пункте, см.табл. к 3,

$K_i$  - константа равновесия между паром и жидкостью  $i$ -го вещества при температуре газового пространства  $t_{\text{гр}}$  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  $K_2 = 1,07$ ;

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

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

Сведения по климатическим зонам указаны в табл. к 3.

$K_3$  - коэффициент, учитывающий технические средства сокращения потерь, см.табл. к 4

Таблица к 4

/ 4.6, к.7 /

Оналиченность 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 поплавком	0,20
4. Резервуар включен в газоуравниватальную 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  $m^3/\text{год}$ , закачанной в резервуар в течение года  $Q_{зак} = Q_{отк}$  - объемному расходу жидкости, откачанной из резервуара в течение года,  $m^3/\text{год}$ :

$$V_p = (1 - 0,5 \varphi_{\max}) \sum V_p \quad (I6a)$$

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

$$V_p = [1 - 0,5 / \varphi_{\max} + \frac{Q_{зак} - Q_{отк}}{\sum V_p}] \sum V_p \quad (I6b)$$

где  $\varphi_{\max}$  - максимальный коэффициент заполнения резервуара жидкостью;

для капельных жидкостей  $\varphi_{\max} = 0,95$   
/и.3, стр. 146/;

для склоненных газов  $\varphi_{\max} = 0,83$   
и.3, стр. 63;

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

Давление системы, эта, определяется по формуле:

$$\rho = \sum P_i x_i \quad (17)$$

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

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

## 2.2. Выбросы в атмосферу при наливе транспортных цистерн

а) Негерметичный налив.

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

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

$$P_i = 12,2 Q_{\text{ци}} K_4 X_i \frac{M_i}{(273 + t_{\text{сп}})} K_5 K_6 \quad (18)$$

где  $Q_{\text{ци}}$  - годовой объем наливающейся в цистерну жидкости, м<sup>3</sup>/год;

$K_4$  - коэффициент, учитывающий степень насыщения газового пространства парами наливающегося продукта, принимается по табл. к 5

Таблица к 5  
/ к.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. к 5а).

Определение  $K_4$ ,  $X_i$ ,  $M_i$ ,  $t_{\text{сп}}$  аналогично п.2.1.а (см. выше).

Таблица 5  
/4.6, к.9 /

Способ налива цистерн	$K_5$
1. Верхний налив под слой продукта (лids открыт, наливной шланг опущен до дна цистерны)	1,1
2. Верхний налив полусткнутой струи (нливной шланг опущен до середины цистерны)	1,8
3. Верхний налив открытой струей (нливной шланг в верхней части цистерны)	3,5
4. Налив в нижнюю часть цистерны при закрытом лidsе	1,0

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, рассчитывается в кг/год по уравнению (I) (см. выше п.4.1.1), где средний объем паровой фазы принимается по уравнению (Iб):

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

где  $\sum V_{ch}$  - суммарный объем цистерн, наливаемых за год, м<sup>3</sup> ;  
 $\varphi_{\max}$  - максимальный коэффициент заполнения цистерн,

$V_{plz}^k$ ,  $V_{pln}^k$  - полезный и полный объемы котла цистерны, соответственно м<sup>3</sup>; величины объемов приводятся в каталогах на железнодорожные или автомобильные цистерны.

Давление в цистерне, ата, рассчитывается по формуле (17) при температуре наливаемой жидкости  $t_{ж}$

### 2.3. Выбросы в атмосферу при сливе транспортных цистерн

#### a) Слив жидкостей под атмосферным давлением.

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

Выбросы в атмосферу рассчитываются по уравнению (кг/год)

$$P_i = 1,2 Q_{\text{ЧН}} K_i X_i \frac{M_i}{(293 + t_{\text{об}})} \quad (19)$$

где 1,2 - коэффициент, который составляет 10% от величины "большого дыхания" / 1.8 /, см. выше формулу (18);

$Q_{\text{ЧН}}$  - годовой объем сливаемой из цистерн жидкости, м<sup>3</sup>/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  $t_{\text{об}}$ , определяется по уравнению (3):

$$K_i = P_i / P_a$$

где  $P_i$  - давление паров  $i$ -го компонента, мм.рт.ст. при температуре  $t_{\text{об}}$ , определяется по рис. к 1.3,

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

$t_{\text{об}}$  - среднегодовая температура окружающего воздуха, °С (см.табл. к 3).

#### б) Герметичный слив жидкостей.

Обычно осуществляются 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):

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

где  $\gamma_{\text{max}}$  см. выше п.2.2,б.

$\Sigma V_{\text{чн}}$  - суммарный объем цистерн опорожняемых за год, м<sup>3</sup>.

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

Пример к 4. Расчет выбросов в атмосферу из резервуара хранения гидрогенизата.

Физико-химические константы, состав жидкости и пара

Компоненты	Молекулярная масса	Состав жидкости		Коэффициент парообразование, $K_i = \frac{P_i}{R}$	нм.рт.
		масс. доли,	мольные доли,		
1. Бензол	78	0,45	0,4911	100,0	0,1316
2. Голуол	92	0,55	0,5089	35,0	0,0460
Итого:		1,00	1,00		

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

Средняя давления паров чистых компонентов (по табл. к 3)  $t_{\text{пар}} = 14,4^{\circ}\text{C}$ . По формуле (15) находим температуру газового пространства резервуара

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

Находим по рис. к I давления паров чистых компонентов при  $t_m = 27,2^{\circ}\text{C}$  и заносим их в таблицу.

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

Объемный расход жидкости, накапливаемой в резервуаре в течение года:  $Q_p = 14400 \text{ м}^3/\text{год}$ . В резервуаре установлен поплавок, поэтому согласно таблице к 4 коэффициент сокращения потока в атмосферу  $K_2 = 0,2$ .

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

по бензину:

$$\Pi_1 = 13,4 \cdot 14400 \cdot 0,1316 \cdot 0,4911 \cdot \frac{78}{273 + 27,2} \cdot 0,2 \cdot 1,25 = \\ = 810 \text{ кг/год};$$

по толуолу:

$$\Pi_2 = 13,4 \cdot 14400 \cdot 0,046 \cdot 0,5089 \cdot \frac{92}{273 + 27,2} \cdot 0,2 \cdot 1,25 = \\ = 336 \text{ кг/год};$$

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

В течение года отирол наливается в 380 железнодорожных цистерн емкостью  $73,1 \text{ м}^3$  с коэффициентом заполнения цистерн  $\gamma_{\max} = 0,98$ . Налив герметичный, верхний, под слоем продукта.

Годовой объем жидкости, наливаемой в цистерны:

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

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

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

По формуле (15) определяем температуру газового пространства резервуара:

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

Давление паров отирола при температуре газового пространства  $P_c = 3,8 \text{ м.рт.ст.}$  (см. рис. № 1)  $< 50 \text{ м.рт.ст.}$  Конконтакта равновесия между жидкостью и паром по формуле (3):

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

Жидкость однокомпонентная, поэтому концентрация отирола в жидкости  $X_c = 1$ .

Молекулярная масса отирола  $M_c = 104$ .

Коэффициент, учитывающий степень насыщения газового

пространства парами стирола, принимаем по табл. к 5:  
 $K_4 = 0,50$ , т.к. Воронеж находится в средней климатической зоне (см.табл. к 3).

Поскольку применяется верхний негерметичный налив под слой чугуна, то коэффициент, учитывающий способ налива,  $K_5 = 1,1$  (см. табл. к 5а).

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

$$\Pi_c = 12,2 \cdot 27220 \cdot 0,005 \cdot I \cdot \frac{10^4}{273 + 12,7} \cdot 0,50 \cdot 1,1 \\ = 332 \text{ кг/год.}$$

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

В течение года бутадиен был слит из двух железнодорожных цистерн полной массой  $75,5 \text{ м}^3$  каждая, коэффициент заполнения  $\gamma_{\text{тн}} = 0,85$ , среднегодовая температура воздуха в районе Ярославля  $t_c = 2,7^\circ\text{C}$ (см.табл. к 3).

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

Давление паров бутадиена при температуре  $2,7^\circ\text{C}$  находим по рис. к 2:  $P_c = 1,7 \cdot 1,033 = 1,76 \text{ ата}$ .

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

Молекулярная масса бутадиена  $M_c = 54$ ; мольная доля бутадиена в петях  $\gamma_c = 1$ , поскольку сливаются однокомпонентная жидкость.

Объем паровой фазы принимаем по уравнению (16а):

$$V_p = (1 - 0,5 \cdot 0,85) \cdot 15I = 86,8 \text{ м}^3,$$

где  $\Sigma V_{\text{чн}} = 75,5 \cdot 2 = 15I \text{ м}^3$  - суммарный объем цистерн, опорожненных за год.

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

$T_{\text{кр}} = 152^\circ\text{C} = 425 \text{ К}$  (см.табл. к 1).

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

$$\tau \text{ при в.} = \frac{I}{I_{\text{пр}}} = \frac{2,7 + 273}{425} = 0,6%$$

По рис. № 4 находим коэффициент сжимаемости:  
 $Z = 0,95$ .

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

Выбросы бутадиена через неплотности цистерн рассчитываем  
 по формуле (I)

$$\Pi_1 = 3,7 \cdot 10^{-2} \cdot 0,05 \cdot 1,76 \cdot 86,8 \cdot I \sqrt{\frac{54}{(2,7+273)0,95}} = 0,125 \text{ кг/год}$$

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. I, л. 12 /.

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

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

$$V_i = 2,3 K_6 \frac{F}{h} \cdot D_c C \lg \frac{1}{(f - K_6 X_i)}, \quad (20)$$

где  $K_6$  – коэффициент, учитывающий снижение выбросов из-за гидравлического сопротивления "воздушки", определяется по таблице к 6.

Таблица к 6  
/л. 6, л. 38/

Длина воздушки, мм	$\frac{Z_{dp}}{dp}$	I	I + 2	2 + 3	3 + 4	4 + 5
диаметр, мм	$\frac{dp}{Z_{dp}}$					
Коэффициент сниже- ния выбросов $K_6$		1,0	0,97	0,86	0,72	0,58
$\frac{Z_{dp}}{dp}$	5 + 7	9	9 + II	II + IV	IV + VI	VI + VIII + X
$K_6$	0,44	0,32	0,24	0,17	0,12	0,11

$h$  – расстояние от верхнего края сосуда до уровня жидкости (глубина парового пространства), м;  
 $F$  – поверхность испарения жидкости (зеркало испарения),  $\text{м}^2$ ,  
a) для горизонтальных сосудов / л. 10, л. 11 /

$$Fr_{dp} = 2 Z_{dp} \sqrt{h (D_{bh} - h)} \quad (21a)$$

$$h = (1 - 0,95 V) D_{bh} \quad (22)$$

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

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

$L$  - длина цилиндрической части сосуда, м;

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

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

если  $M_i < M_{\text{в}}$ , то  $C = 1,82$ ; если  $M_i > M_{\text{в}}$ , то  $C = 1,0$ ;

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

$M_{\text{в}} = 29$  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  $t_{\text{ж}}$

$$D_i = 1 \cdot 10^{-4} D_0 \left( \frac{273 + t_{\text{ж}}}{273} \right)^2; \quad (22)$$

$D_0$  - коэффициент диффузии  $i$ -го вещества в воздухе при  $0^{\circ}\text{C}$  и  $760$  мм рт.ст.,  $\text{см}^2/\text{с}$ , находится в табл. I; при отсутствии в таблице или в литературных источниках (см. примечание в табл. I)  $D_0$  можно рассчитать по приближенной формуле / л.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 форм. из (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. I-3.

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

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

где  $\Sigma V_i$  - суммарный объемный расход вредных веществ, покидающих воздушку,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

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

Общая скорость паровоздушной смеси в воздушке,  $\text{м/с}$ :

$$W_{\text{тр}} = V_{\text{тр}} / 0.785 d_{\text{тр}}^2 \quad (26)$$

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

Массовое количество вредных выбросов  $i$ -го вещества,  $\text{кг/с}$ .

$$\Pi_i = 12,2 \frac{m}{(273 + t_x)} V_i \quad (27)$$

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

$$C_i = \frac{\Pi_i \cdot 10^6}{V_{\text{тр}}} \quad (28)$$

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, скруббера, абсорбера).

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  $H_{\text{д}} = 4,5 \text{ м}$ ; диаметр воздушки  $d_{\text{тр}} = 0,1 \text{ м}$ ; длина воздушки  $L_{\text{тр}} = 15 \text{ м}$ ; высота регулируемого уровня  $H_p = 0,5 H_{\text{д}} = 0,5 \times 4,5 = 2,25 \text{ м}$ ;

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

## Физико-химические константы жидкости в единицах

	$X_L$	$X_g$	$P_a$	$K_L = \frac{P_a}{P_g} \cdot K_t$	$y = \frac{P_g}{P_a}$	$A_D$	$A_t$
мол.	масса, моль.мм.рт.ст	масса, моль.мм.рт.ст	масса, моль.мм.рт.ст			см <sup>2</sup> /с	м <sup>2</sup> /с
Бензин-							
бензин-	86	0,05	0,0533	260	0,342	0,0182	0,066
толуол	92	0,95	0,9467	63	0,0829	0,0785	0,076
Итого:		1,000	1,000			0,0967	

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

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

Молекулярная масса бензина по формуле Виннова / 1.20 /:

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

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

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

Находим по формуле (3) константы парожидкостного равновесия:

$$\text{по бензину } K_b = \frac{P_g}{P_a} = \frac{260}{760} = 0,342,$$

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

По табл. № 1 находим величину коэффициентов диффузии паров толуола и гексана в воздухе при  $0^\circ\text{C}$  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  $t = 40^\circ\text{C}$ :  $P_a = 760$  мм.рт.ст.

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

$$\text{по толуолу: } \frac{A_t}{t} = I \cdot 10^{-4} \cdot 0,076 \left( \frac{273+40}{273} \right)^2 = 0,100 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Расстояние от верхнего края емкости до уровня жидкости в ней:

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

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  $L_{tp}/d_{tp} = 15/0,1 = 150 > 21$ ;  $K_6 = 0,07$  (см.табл.к 6)

Коэффициент, учитывающий тяжесть паров по отношению к воздуху:

$$C = 1, \text{ т.к. } M_t = 92 > M_b = 29, M_6 = 86 > M_b = 29$$

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

$$V_6 = 2,3 \cdot 0,07 \frac{4,522}{2,25} \cdot 0,0868 \cdot 10^{-4} \cdot I \frac{1}{I - 0,0182} \\ = 2,24 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3/\text{с.}$$

по толуолу,

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

Массовое количество вредных выбросов по формуле (27):

по бензину:

$$\Pi_6 = 12,2 \frac{86}{(273 + 40)} \cdot 2,24 \cdot 10^{-8} = 7,50 \cdot 10^{-8} \text{ кг/с.}$$

по толуолу:

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

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

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

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

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

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

по бензину

$$C_6 = \frac{7,50 \cdot 10^{-8} \cdot 10^6}{0,01188} = 6,31 \text{ мг/м}^3$$

по толуолу

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

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

Согласно СНиП-32-74 вытяжные стояки 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 (26):

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

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

$L_{\text{тр}}, l_{\text{р}}$  - 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, моль/м. доли,  $X_i' = (18 \cdot 10^{-9} X_i)/M_i$ ,  
где  $X_i'$  - концентрация  $i$ -го вещества в воде, мг/м<sup>3</sup>,  
 $M_i$  - молекулярная масса  $i$ -го вещества, кг/кмоль.

Таким же образом рассчитываются вредные выбросы через "воздушку", установленную на гидроэстакаде канализационных стоков, уходящих из технологических цехов. Канализационные колодцы закрыты съемными крышками для осмотра и ремонта канализации. Несмотря на малую величину зазора между юрком 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.н. 6).

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

а) Количество выбросов сернистого ангидрида г/ч:

$$\Pi_{SO_2} = 0,01 (2S^2 B_x + I,88 \cdot H_2S / \cdot B_p), \quad (29)$$

где  $B_x$ ,  $B_p$  - 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):

$$\Pi_{CO} = 1,5 \cdot 10^{-3} (B_x + B_p) \quad (30)$$

в) Количество выбросов метана (кг/ч):

$$\Pi_{CH_4} = 1,5 \cdot 10^{-4} (B_x + B_p). \quad (31)$$

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

$$\Pi_{NOx} = V_r \cdot C_{NOx} \cdot 10^{-6} \quad (32)$$

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

$$\Pi_{NO_x} = 0,05 \cdot \Pi_{NO_x} \quad (32a)$$

гд  $V_r$  - объемный расход уходящих влажных продуктов сгорания,  $\text{м}^3/\text{ч}$ , рассчитывается по формуле / л.4/ :

$$V_r = 7,84 \cdot \alpha \cdot (B_x \cdot Z_x + B_r \cdot Z_r) \quad (33)$$

$\alpha$  - коэффициент избытка воздуха;

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

Таблица к 7  
/ л.6, л.7/

Вид топлива	$Z_x$ или $Z_r$
1. Газ природный	1,66
2. Газ нефтепромысловый	1,50
3. Предельные 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 <sup>3</sup> /т, тяжелые остатки	1,40
8. Кубовые остатки в производстве мономеров СК	1,50

С - концентрация окислов азота в продуктах сгорания,  $\text{мг}/\text{м}^3$ ; определяется по методике Б.М.Хризовогова / л.33/ :

а) при сжигании газообразных топлив:

$$C_{NO_x} = (a + bQ_r) \left( \frac{1,2}{\alpha_r} \right)^{0,5}$$

где  $a$  и  $b$  - коэффициенты, учитывающие соответственно влияние конструкций и компоновки горелок, а также изменение их тепловой мощности; определяются по таблице к 8,а;

$Q_r$  - тепловая мощность горелки, кВт;

$\alpha_r$  - коэффициент избытка воздуха в топке;

$I_{1,2}$  - расчетный коэффициент избытка воздуха в топке ; для определения  $C_{u,x}$  в печах с горелками беспламенного горения уравнение (34а) используется для расчета форсунок типа ФГМ и умножается на коэффициент  $C_0,8 / k,6$ .

б) при совместном сжигании газообразного и жидкого топлива:

$$C_{u,x} = 1/a + (b + c f') \cdot Q_r / (\frac{I_{1,2}}{\Delta T})^{0,5} \quad (34b)$$

где  $a$  и  $b$  определяются по табл. к 86 ;

$c$  - коэффициент, учитывающий дополнительное образование окислов азота при сжигании жидкого топлива, определяется по табл. к 86 ;

$f$  - 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:

$$Q_r = Q / n_r = Q_p / (T_p + P_r) \quad (34b)$$

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

$n_r$  - число работающих горелок, шт ;

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

Таблица к 86

Лист 33

№	Тип горелок	Мощность горелок $Q_r$ , МВт	Компоновка горелок	Коэффициенты $a$ и $b$	
				$a$	$b$
1	ФД-6	2,18	Подовая	65	60
2	НРН-5	2,80	Подовая	80	54
3	ФГМ-95М	1,16	Подовая	84	60
4	QРН-400	5,00	Подовая	150	10
5	ФП-2	1,43	Угловая	94	78
6	СОДЭ	1,375	Подовая	94	78
7	ГП-2	1,86	Фронтовая одногрустая	95	85
8	НРН-7	1,30	Фронтовая многоярусная	109	82
9	ГП-2	1,86	Фронтовая многоярусная	114	88
10	ФГМ-95М	1,16	Фронтовая одноярусная	116	92

продолжение табл. 8а

Кк	Тип	Мощность горелок горелок, МВт	Компоновка горелок	<u>Коэффициенты</u>	
				а	в
II	ГИК-2	1,40	Подовая	122	95
I2	ФГМ-120	1,75	Фронтовая многоярусная	135	95

Таблица к 8б  
/х. 32/

Кк	Тип	Мощность горелки горелок, $Q_1$ , МВт	Компоновка горелок	<u>Компоненты</u>		
				а	в	с
I	ГД-6	2,18	Подовая	65	60	30
2	НРН-3	2,80	Подовая	80	60	15
3	ФГМ-95ВП	1,16	Подовая	84	60	60
4	ОРН-400	5,0	Подовая	150	10	12
5	ЗУД-2	1,375	Подовая	84	78	50
6	ФЛ-2	1,43	Угловая	84	78	50
7	ГП-2	1,86	Фронтовая одноярусная	95	85	30
8	НРН-Т	1,30	Фронтовая многоярусная	109	82	50
9	ГП-2	1,86	Фронтовая многоярусная	114	87,5	35
I0	ФГМ-95ВП	1,16	Фронтовая одноярусная	116	92	60
II	ГИК-2	1,40	Подовая	122	95	50
I2	ФГМ-120	1,75	Фронтовая многоярусная	135	94,5	35

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

$$V_{ac} = \frac{(273 + t_{yr})}{273} \cdot \frac{V_r}{3600} \quad (35)$$

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

$$W_{ac} = \frac{V_{ac}}{0,785 D_{bh}^2} \quad (36)$$

где  $t_{yx}$  - температура уходящих дымовых газов,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$D_{vn}$  - внутренний диаметр устья дымовой трубы, м;

Концентрация вредных выбросов в дымовых газах ( $\text{мг}/\text{м}^3$ )

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

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

Коэффициент избытка воздуха в топке  $\alpha_r = 1,15$ ; в печах установлены многоярусные горелки ГВ-1, тепловая мощность каждой  $Q_r = 2,2 \text{ МВт}$ ;

Массовый расход природного газа  $V_g = 5623 \text{ кг}/\text{ч}$ ;

Температура уходящих дымовых газов  $t_{yx} = 200^{\circ}\text{C}$ ;

Диаметр устья дымовой трубы  $D_{vn} = 2,3 \text{ м}$ , количество дымовых труб - 2.

Поскольку сернистых соединений в составе природного газа нет, то выбросы сернистого газа  $\delta Q_F$  отсутствуют.

Количество выбросов окиси углерода рассчитываем по формуле (30):

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

Количество выбросов метана по формуле (31):

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

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):

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

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

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

$$C_{NOx} = (\Pi^4 + 88 \cdot 2,2) \cdot \left( \frac{1,2}{1,15} \right)^{0,5} = 314,2 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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:

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

- окислов 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 окислов азота в дымовых газах составляет от 80 до 300 мг/м<sup>3</sup>, концентрация оксида углерода находится в пределах от 10 до 120 мг/м<sup>3</sup>. При совместном сжигании газообразного и жидкого топлив концентрация вредных выбросов в дымовых газах резко возрастает:

по окислам азота: до 240 + 350 мг/м<sup>3</sup>, по оксиду углерода до 520 + 2800 мг/м<sup>3</sup> / л.33, с.201-203 /.

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

$$\Pi_i = K_i \cdot V_f \quad (38)$$

где:  $V_f$  - 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  $K_{NO_x} = 1 \cdot 10^{-3}$ ; для углеводородов:  $K_{ZCH} = 5 \cdot 10^{-4}$ .

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

Выброс сернистого ангидрида, кг/ч:

$$\Pi_{Sv_2} = I,88 / \text{H}_2\text{S} / \cdot V_q \cdot 10^{-2} \quad (39)$$

где / H<sub>2</sub>S / - 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 результата расчетов по рассеянию в атмосфере минимально возможных выбросов. В таких случаях на расчет рассеивания задается количество выбросов 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 теплового 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  $D_{\text{вн}} = 0,6 \text{ м}$ . Имеется устройство для бездымного сжигания газа.

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

а) оксида углерода:

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

б) оксидов азота:

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

в том числе дискоида азота:

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

в) углеводородов:

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

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

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

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

энергетический эквивалент природного газа  $\vartheta = 1,66$  (см.табл. к 7).

По формуле (35) определяем объемный расход продуктов сгорания, покидающих дымовую трубу при температуре  $t_{\text{ух}} = 1000^{\circ}\text{C} / \alpha \cdot 1,66, \text{ с.}41 / .$  Это максимальная температура, на которую рассчитана стена камеры смещения воздуха с газом /  $\alpha \cdot 1,66, \text{ с.}57 / .$

Концентрация вредных выбросов в дымовых газах ( $\text{мг}/\text{м}^3$ ) по формуле (37):

а) окись углерода

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

б) оксиды азота:

$$c_{\text{NOx}} = \frac{0,15 \cdot 10^6}{0,843 \cdot 3600} = 49,4 \text{ мг}/\text{м}^3$$

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:

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

### 3.4. Расчет вредных выбросов от агрегатов сушки каучука

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

$$\Pi_i = 0,01 B_D \cdot X_i'' - 0,01 B_K \cdot X_i' - 0,001 Q_{45} \cdot C_i^{**} - \\ - 0,001 Q_{45} \cdot C_i^{**} \quad (40)$$

где  $B_D$ ,  $B_K$  - массовые расходы латекса, каучука, соответственно, кг/ч;

$X_i'', X_i'$  - содержание мономера (тирол, акрилонитрил) в латексе, каучуке, соответственно, % в эс;

$Q_{45}$ ,  $Q_{45}^{**}$  объемные расходы избыточного серума и промывной воды, соответственно, м<sup>3</sup>/ч;

$C_i^{**}$ ,  $C_i''$  - объемные концентрации мономера в избыточном серуме и промывной воде, соответственно, г/м<sup>3</sup>.

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

$$\Pi_i = 0,01 B_D \cdot X_i'' - 0,01 B_K \cdot X_i' - 0,001 Q_{45} \cdot C_i'' \quad (41)$$

где  $B_D$ ,  $B_K$  - массовый расход пульпы, каучуков, соответственно, кг/ч

$X_i'', X_i'$  - содержание растворителя в пульпе, каучуке, соответственно, % масс.

$Q_{45}$  - объемный расход циркуляционной воды, м<sup>3</sup>/ч.

$C_i''$  - объемная концентрация растворителя в циркуляционной воде, г/м<sup>3</sup>.

Пример № I0. Расчет выбросов от агрегата сушки каучука СКС.

Массовый расход латекса:  $B_L = 65685 \text{ кг/ч}$ .

Концентрация стирола в латексе  $X_L^S = 0,06\%$  масс.

Массовый расход каучука СКС:  $B_K = 18000 \text{ кг/ч}$ .

Концентрация стирола в каучуке  $X_K^S = 0,05\%$  масс.

Объемный расход избыточного серума  $Q_{nc} = 72 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Объемная концентрация стирола в избыточном серуме  $C_L^{nc} = 50 \text{ г/м}^3$ .

Объемный расход промывной воды  $Q_{pb} = 432 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Объемная концентрация стирола в промывной воде

$C_L^{pb} = 20 \text{ г/м}^3$ .

Количество вредных выбросов стирола определяем по формуле (40):

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

Пример № II. Расчет выбросов от агрегата сушки каучука АСТ.

Массовый расход пульпы  $B_p = 90090 \text{ кг/ч}$ .

Концентрация бензина в пульпе  $X_p^B = 0,013\%$  масс.

Концентрация циклогексана в пульпе  $X_p^C = 0,019\%$  масс.

Массовый расход каучука  $B_K = 357 \text{ кг/ч}$ .

Концентрация бензина в каучуке:  $X_K^B = 0,03\%$  масс.

Концентрация циклогексана в каучуке  $X_K^C = 0,06\%$  масс.

Объемный расход циркуляционной воды:  $Q_{cb} = 88,2 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Объемная концентрация циклогексана в цирк.воде  $C_p^C = 68 \text{ г/м}^3$ .

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

по бензину:

$$\Pi_B = 0,01 \cdot 90090 \cdot 0,013 - 0,01 \cdot 357 \cdot 0,03 - 0,001 \cdot 88,2 \cdot 68 = 4,69 \text{ кг/ч},$$

по циклогексану:

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

### 3.5. Расчет выбросов в атмосферу из закрытых помещений

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

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

где  $\Pi_i$  - вредный выброс  $i$ -го вещества, кг/ч;

$V_B$  - производительность вытяжного вентилятора, м<sup>3</sup>/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<sup>3</sup>):

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

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, 3.1 (см. выше).

$\Sigma V_B$  - суммарная производительность вытяжных вентиляторов, вентилирующих данное помещение, м<sup>3</sup>/ч, которая выбирается инженером по вентиляции.

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

$$W = \frac{\Sigma V_B}{3600 \Sigma F_{av}} \quad (44)$$

где  $\Sigma F_{av}$  - суммарная площадь поперечного сечения вентиляционных патрубков, м<sup>2</sup>.

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) :

$$\Pi_i^{\prime\prime} = \Pi_i (1 - 0,01 K_b), \quad (45)$$

где  $\Pi_i$  - количество вредных выбросов  $i$ -го вещества до очистки кг/с или кг/ч ,  
 $K_b$  - коэффициент эффективности очистки, улавливания ;  
 принимается по паспортным данным пыле-газоочистительного оборудования, % масс.

Концентрация вредных выбросов  $i$ -го вещества после очистки или улавливания (мг/м<sup>3</sup>) :

$$C_i^{\prime\prime} = C_i (1 - 0,01 K_b), \quad (46)$$

где  $C_i$  - концентрация вредных выбросов  $i$ -го вещества до очистки, мг/м<sup>3</sup>.

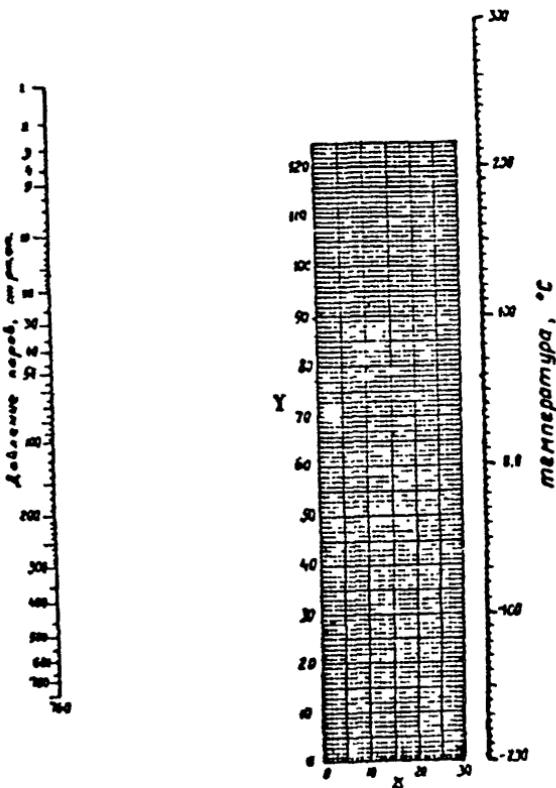
Коэффициент обеспеченности очисткой, улавливанием:

$$K_{O\cdot} = \frac{P_{O\cdot}}{n} \cdot 100 \quad (47)$$

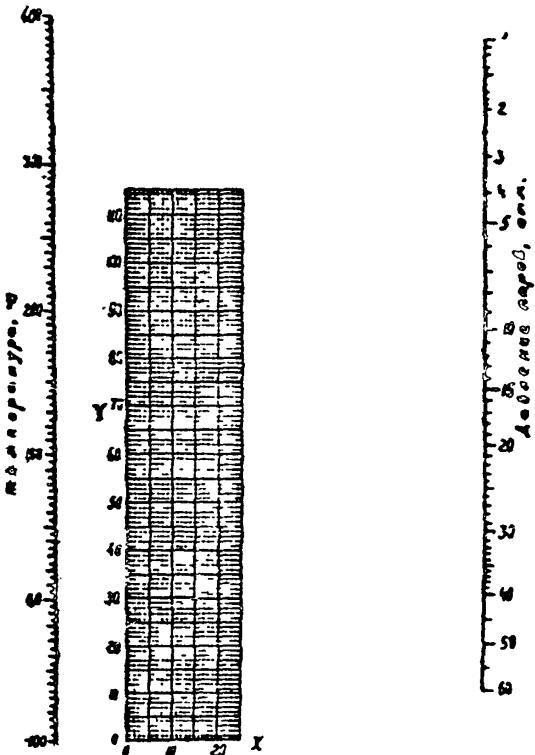
где  $P_{O\cdot}$  - время работы в году установок очистки, улавливания (вне зависимости от степени очистки), ч ;  
 $n$  - время работы в году технологического оборудования, которое является источником организованного выброса, ч

Номограмма № I  
для определения давления насыщенных паров-  
веществ в интервале от 1 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 №№ I и 2 для  
определения давления насыщенных паров / л.17, л.36

№№ пп	Наименование вещества	Координаты точек			
		к рис. I		к рис. 2	
		X	Y	X	Y
I	2	2	4	5	6
1.	Акриловая кислота	12,0	87,0	17,5	98,5
2.	Акрилонитрил (НАК)	13,0	67,0	-	-
3.	Алиловый спирт	14,5	73,0	10,5	84,5
4.	Амиак	21,0	43,4	5,0	48,5
5.	Анилен (пентен-I)	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	-	-
II	Бензальдегид	10,0	86,5	18,5	107,5
12.	Бензиловый спирт	11,0	93,0	-	-
13.	Бензоная кислота	10,0	102,0	-	-
14.	Бензол	14,0	68,0	15,0	84,5
15.	Бутадиен-I,3	17,5	50,0	12,0	63,0
16.	н-Бутан	17,0	51,0	11,0	63,5
17.	Бутанол	15,0	78,0	11,0	89,5
18.	Бутилены (бутен-I)	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.	н-Гексан	14,0	65,0	15,0	82,5
24.	н-Гептан	13,0	71,0	16,0	90,0
25.	Гипериз	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.	н-Декан	10,5	85,0	19,0	106,0
29.	Дибутилфталат	5,5	115,0	-	-

1	2	3	4	5	6
30. Диизопропиловый эфир	I4,0	64,5	-	-	-
31. Диметилформамид	I0,5	8I,5	I7,0	100,5	
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	I1,0	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. Изомоктан	I2,0	70,5	I7,0	90,0	
43. Изопентан	I5,5	57,0	I3,0	7I,5	
44. Изопрек	I5,0	58,0	I3,5	74,5	
45. Изопропиленол	I6,0	70,5	8,5	79,0	
46. Изопропилбензол (кумол)	I0,5	8I,5	I9,0	I02,5	
47. Йод	I1,5	88,0	-	-	
48. Керосин (прямой гонк.)	8,5	8I,5	-	-	
49. Кислород	28,0	6,0	-	-	
50. Кротоновый альдегид	I2,5	72,5	-	-	
51. Ксиолы (m,p-ксиолы)	I1,0	79,0	I8,0	99,0	
52. Лутидин (метилпиримидин)	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	84,0	I2,0	77,5	
58. Метилвинилпиримидин (МВП)	I1,0	87,0	I1,5	I03,0	
59. Метилметакрилат	I2,0	72,0	I5,5	89,5	
60. Метилстирол	I0,5	83,5	-	-	
61. Метил-тет-б-тиловый 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.	Метилциклогентан	14,0	65,5	15,5	83,0
65.	Метилэтилпиридин (МЭП)	9,0	85,0	15,0	104,5
66.	Чуравынная кислота	12,5	71,5	11,5	85,5
67.	Нафталин	7,0	92,0	-	-
68.	o-Нитрофенол	~,0	93,0	-	-
69.	Окись азота	27,5	14,5	0,0	3,0
70.	Окись пропилена	16,0	58,5	11,0	72,0
71.	Окись углерода	28,5	3,5	-	-
72.	Окись этилена	17,0	54,0	9,0	63,5
73.	Октан	12,0	76,5	16,5	95,5
74.	Паральдегид	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.	Пропиленбензол	10,5	82,5	-	-
82.	Пропилен	19,5	40,5	8,0	49,0
83.	Пропиленгликоль	11,5	90,5	-	-
84.	Пропин (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 ( $S_0_2$ )	19,5	49,5	7,5	57,0
89.	Серный ангидрид ( $S_0_3$ )	19,5	63,5	8,5	68,5
90.	Триметилкарбоновая (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

I	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. Циклогексанол	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. Этилпиридин	10,0	83,5	20,0	106,0	
113. п-Этилтолуол	11,0	82,5	18,0	104,0	
114. Этилцеллозольв	13,5	80,5	-	-	
115. Этилциклогексан	11,5	77,5	-	-	

Таблица № 1  
Физико-химические константы газов и жидкостей /д. 16-д. 20/

№ пп. вещества	Наименование вещества	Молеку-	Критическая температура	Коэффициент		
		лярная масса $M$ , кг/кмоль	$T_{кр.}$ , ата	метры $\frac{t^{окн}}{0^{\circ}C}$	диффузии	
I	2	3	4	5	6	7
1. Акриловая кис- лота		72	53,1	380	653	0,085
2. Акриловитрил (НАК)		53	79,9	246	519	0,094
3. Аллиловый спирт		58	60,0	272	545	0,091
4. Амиак		17	115,2	132,4	405	0,197
5. Амилены (пентен- -1)		70	37,2	202	475	0,079

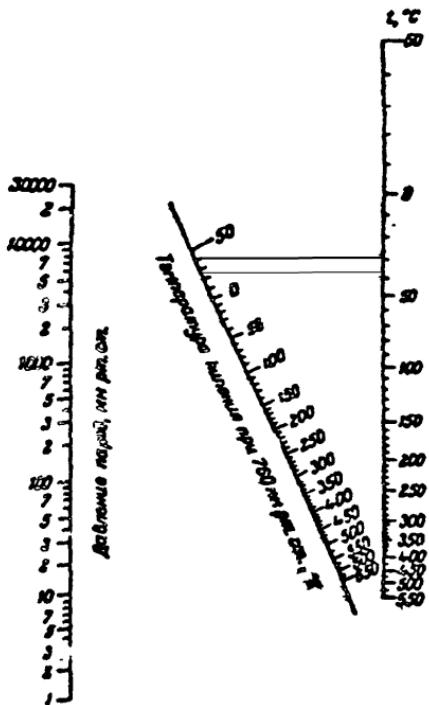


Рис.3. Номограмма для определения давления паров и температуры кипения парафиновых углеводородов и нефтяных фракций / л.21 /

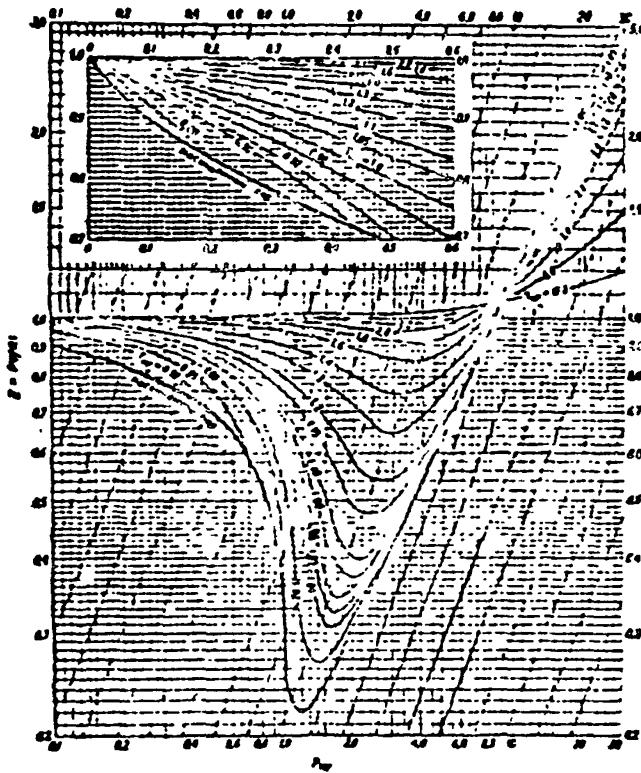


Рис. 4. Зависимость коэффициента сжимаемости паров от давления  $P_{kp}$  и температура  $T_{kp}$  / 4.19 /

## Продолжение табл. I

	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	50,2	235	508	0,109	
9. Ацетонитрил	41	83,4	275	548	0,120	
10. Ацетофенон	120	35,9	432	705	0,070	
II. Бензальдегид	106	22,4	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	0,011	
22. Водяной пар	18	225,7	374	647	0,220	
23. Винилпиролидон	105	40,5	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. Двухокись азота ( $W_2O_2$ )	46	103,3	158	431	0,139	
29. Двухокись 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. Димизопропилюмый эфир	102	29,3	227	500	0,067	
33. Диметилформамид	73	47,0	374	647	0,075	
34. Диметилфенилкарбинон	136	35,5	384	657	0,058	
35. Дифенил	158	44,4	530	803	0,061	
36. Дифенилоксид	170	36,4	532	805	0,051	
37. Диэтиламины	73	37,4	224	497	0,088	
38. Диэтильбензол	134	28,6	385	658	0,056	

## Продолжение табл. I

I	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.	Изолентан	72	34,0	188	461	0,071
46.	Изопропан	68	40,4	211	474	0,082
47.	Изопропанол	60	54,7	236	509	0,082
48.	Изопропилбензол (кумол)	120	32,0	363	636	0,049
49.	Йод	254	II9,8	553	826	0,070
50.	Кислород	32	51,8	-II8	155	0,178
51.	Керосин	170	24,0	400	673	0,046
52.	Кротоновый альдегид	70	43,3	297	570	0,081
53.	Ксиол	106	36,2	346	619	0,063
54.	Лутидин (метилпиридин)	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.	Метиласетат	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.	Метилфенилкербинол	122	40,6	430	703	0,062
65.	Метилциклогексан	98	35,4	299	572	0,053
66.	Метилцикlopентан	84	38,6	260	513	0,067
67.	Метилэтилпиридин (МЭП)	121	33,9	385	658	0,061
68.	Муревынная кислота	46	76,0	308	587	0,131
69.	Нафталин	128	40,5	478	751	0,051
70.	o-Нитрофенол	139	47,2	395	668	0,068
71.	Оксись азота	30	66,7	-93	180	0,138
72.	Оксись 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. Паралльдегид	132	35,6	290	563	0,064	
77. Перекись водорода	34	228,3	+57	730	0,126	
78. Перхлорэтилен	166	47,0	347	620	0,069	
79. Пикодин (метилпиримидины)	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. Пропиленбензол	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. Пропион (метилакрилат)	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 ( $S_0_2$ )	64	80,3	157	430	0,122	
91. Серный ангидрид ( $S_0_3$ )	80	86,4	218	431	0,107	
92. Триметилкарбонол	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	
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

	1	2	3	4	5	6	7
I02. Хлористый этил		64,5	53,7	187	460	0,095	
I03. Циклогексан		84	41,1	280	553	0,065	
I04. Циклогексанол	I00	38,2	352	625	0,066		
I05. Циклогексанол	98	39,3	356	629	0,070		
I06. Циклогексен	82	43,2	287	560	0,076		
I07. Этан	30	49,6	32	305	0,132		
I08. Этанол	46	67,2	243	516	0,105		
I09. Этилакрилат	I00	38,5	288	561	0,071		
I10. Этилбензол	I06	38,2	346	619	0,066		
I11. Этилен	28	52,0	10	283	0,130		
I12. Этилгликоль	62	81,0	374	647	0,090		
I13. Этилпиридин	I07	38,5	302	655	0,066		
I14. Этилтодуор	I20	30,0	367	640	0,058		
I15. Этилцелозольв	90	43,1	306	579	0,073		
I16. Этилциклогексен	I12	31,8	336	609	0,060		

Примечание: Для веществ, отсутствующих в таблице к I, можно найти данные в литературе: Критические параметры - / л.16 - л.20, л.36 /.

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

Таблица к 3  
Климатические данные / л.5, л.22 /

№ п/п	Неселенные пункты	Климати- ческая зона	Среднегодовые параметры	
			температура воздуха, °C	скорость ветра, м/с
I				
1. Ангарск		северная	-1,1	1,9
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. Тумгент	важная	+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. Иса	средняя	+2,5	3,8
21. Чайковский	средняя	+2,1	3,4
22. Шевченко	важная	+11,1	5,8
23. Ярославль	средняя	+2,7	4,0

### III. ИСПОЛЬЗОВАННАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. В.М. Эльтерман "Вентиляция химических производств". М. "Химия", 1980 г.
2. Стандартные категории помещений и зданий по взрыво- и пожарной опасности. ОНТП24-86, МВД ССР, м., 1986 г.
3. Д.Г. Серокин, 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". И., Гидрометеоиздат, 1986, стр.64-102.
7. ВНИИС, КИНУ "Оргнефтехимзаводы", "Методические указания по расчету валовых выбросов вредных веществ в атмосферу для предприятий нефтепереработки (РД-17-86)", Казань, 1986.
8. В.А.Будук "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", 1981 г.
10. И.Н. Бронштейн и К.А. Семенджев "Справочник по математике", ГИТТА, 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. ЦНИИЭНефтехим., М., 1988 г., стр.33-34

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.Первуд "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.Дубовский "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.Черников "Проектирование, сооружение и эксплуатация нефтебаз", Гостоптехиздат, М.-Д., 1949 г.
25. С.Г.Едигаров и др. "Проектирование и эксплуатации 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.Э.Турганинов "Опыт борьбы с потерями нефтепродуктов при хранении, транспортировании, приемке и выдаче" "Тематический обзор. ЦНИИТЭНефтехим", , 1985 г.
28. И.Э.Гудков, М.М.Губайдулин, Г.И.Кавиев 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 потерки". 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.Битус, В.В.Шарихин "Трубчатые печи в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности", М."Химия", 1981 г., стр.49-73.
33. Б.М.Кривоногов "Повышение эффективности скважин газа и охрана окружающей среды". Л., "Недра", 1986 г.
34. И.Я.Сигал "Зашита воздушного бассейна при скважинном топливе", Л. "Недра", 1988 г.
35. Справочник "Защита атмосферы от промышленных загрязнений"., в двух частях. М., "Металлургия", 1983 г.
36. Гипрокоаучук "Справочник по физико-химическим свойствам веществ промышленности СК" (вып. I) М., 1987 г.
37. К Бретттайдер, И.Курфорст "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". БНТП ЗО-81, М. 1981 г.