

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

Федеральное государственное автономное образовательное
учреждение высшего образования
«СЕВАСТОПОЛЬСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»

ИНСТИТУТ ЯДЕРНОЙ ЭНЕРГИИ И ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Кафедра «Радиоз экология и экологическая безопасность»

Н.Н. Ленивенко

РАСЧЕТНО-АНАЛИТИЧЕСКИЙ ВЫБОР ПЫЛЕГАЗООЧИСТНОЙ УСТАНОВКИ

Методические указания
к выполнению курсового проекта
по дисциплине «Расчет и проектирование очистных сооружений»
для студентов очной формы обучения специальностей
05.04.06 – «Экология и природопользование»,
20.03.02 – «Природообустройство и водопользование»

Севастополь
СевГУ
2021

УДК 504.3:628.5(07)

Л449

Р е ц е н з е н т ы:

Г.В. Кучерик - канд. хим. наук, доцент кафедры РЭБ

Ю.А. Омельчук - канд. хим. наук, доцент кафедры РЭБ

Ленивенко Н.Н.

Л449 Расчетно-аналитический выбор пылегазоочистной установки: учебно-методическое пособие / Н.Н. Ленивенко ; Министерство науки и высшего образования РФ, Севастопольский государственный университет, Институт ядерной энергии и промышленности, кафедра «Радиоэкология и экологическая безопасность». – Севастополь : СевГУ, 2021. – 65 с. – Текст : электронный.

Целью методических указаний является оказание методической помощи студентам в выполнении курсового проекта по дисциплине «Расчет и проектирование очистных сооружений» для студентов очной формы обучения по специальности 05.04.06 – «Экология и природопользование», 20.03.02 – «Природообустройство и водопользование».

В пособии представлены методы расчетов рассеивания загрязняющих веществ в атмосферном воздухе, обоснование выбора пылегазоочистной установки, методики расчетов аппаратов пылеочистки, теплообменника и абсорбера, а также приведен пример расчета ступеней пылеочистки: пылесадительной камеры, циклона, скруббера Вентури, охладителя газа и абсорбера.

УДК 504.3:628.5(07)

Рекомендовано к изданию на заседании ученого совета Института ядерной энергии и промышленности, протокол № 7 от 12 февраля 2020 г.

© ФГАОУ ВО «Севастопольский
государственный университет», 2021

СОДЕРЖАНИЕ

1. Постановка задачи. Техническое задание.....	4
2. Рекомендуемая схема пылегазоочистной установки.....	7
3. Обоснование выбора принципиальной схемы пылегазоочистной установки.....	9
4. Расчеты аппаратов.....	12
4.1. Методика расчета осадительной камеры.....	12
4.2. Методика выбора циклона.....	16
4.3. Расчет скруббера Вентури.....	21
4.4. Расчет теплообменника.....	24
4.5. Обобщенные результаты анализа расчетно-аналитического выбора пылеочистной установки.....	26
5. Расчет абсорбера.....	27
5.1. Общие положения.....	27
5.2. Устройство абсорбционных аппаратов.....	28
5.3. Порядок выполнения расчета.....	29
6. Пример расчета пылегазоосадительной установки.....	36
6.1. Пример определение степени загрязнения окружающей среды.....	36
6.2. Пример расчета пылеосадительной камеры.....	39
6.3. Пример расчета циклона.....	42
6.4. Пример расчета скруббера Вентури.....	45
6.5. Пример расчета теплообменника.....	47
6.6. Обобщенные результаты анализа расчетно-аналитического выбора пылегазоочистной установки.....	50
6.7. Пример расчета абсорбера.....	51
Литература.....	59
Приложение А.....	60
Приложение Б.....	64
Приложение В.....	65

1. ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ

Цель работы: Освоить методику расчетов аппаратов пылегазоочистки.

Перед выполнением курсового проекта в соответствии с настоящими методическими указаниями, студент должен изучить теоретическую часть учебной дисциплины «Расчет и проектирование очистных сооружений».

Техническим заданием предусмотрена разработка 4-ступенчатой пылегазоочистной установки, состоящей из последовательно соединенных аппаратов:

- пылеосадительной камеры - первая ступень;
- циклон - вторая ступень;
- скруббер Вентури - третья ступень;
- промежуточная ступень – охладитель газов;
- абсорбер – четвертая ступень.

В процессе проектирования требуется выполнить расчеты и подобрать конструктивные параметры аппаратов всех ступеней таким образом, чтобы удовлетворить условиям эффективности пылегазоочистной установки.

Техническое задание

На машиностроительном предприятии имеется литейный цех, в состав которого входит электродуговая печь для выплавки стали. Производительность печи, (по вариантам) G , т/ч:

1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
5,0	5,5	5,8	6,0	6,2	6,5	7,0	7,1	7,2	7,3

Удельное выделение загрязняющих веществ (q) следующее: пыль – 10,1 кг/т, компонент газа по варианту – 3,25 кг/т. Необходимое количество вентиляционного воздуха на 1 т выплавляемой стали составляет – 340 м³/т. Температура отходящих газов составляет $T = 220$ °С. Средняя температура окружающего воздуха $T_{в} = 20$ °С.

Средний дисперсионный и фракционный состав пыли:

Размер частиц, мкм	0-2	2-4	4-6	6-8	8-10	10-25	25-50	50-75	>75
Фракционный состав, %	15,5	12,2	6,2	7,3	2,5	9,3	18,5	18,5	10

Предприятие размещено на расстоянии $X = 50$ м от селитебной зоны. Спроектировать газопылеулавливающую установку, обеспечивающую

расчетные значения ПДВ по пыли и компоненту газа с трубой, имеющей высоту, $H=18 + \Delta H$ (м), где ΔH тождественна величине номера варианта.

Физические параметры пыли и отходящих газов:

- плотность газа и динамический коэффициент вязкости берутся по температуре вентиляционного воздуха

- плотность пыли, $\rho_{\text{п}}$, кг/м.куб (по вариантам):

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
2700	2800	2900	3000	3100	3150	3200	3250	3300	3400

- средний размер частиц пыли и логарифм ее дисперсии, $d_m = 20$ мкм, $\lg \sigma_n = 0,334$;

- начальное давление газа, $P_r = 105$ кПа.

Газовый компонент задается отдельно согласно варианту приложения А8

1.2 В состав литейного цеха входит вагранка для выплавки чугуна. Производительность вагранки, (по вариантам) G т/ч:

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
5,0	6,0	7,0	8,0	6,5	7,5	5,5	8,5	9,0	9,2

Удельное выделение загрязняющих веществ (q) следующее: пыль – 20 кг/т, компонент газа по варианту – 4,5 кг/т. Необходимое количество вентиляционного воздуха на 1 т выплавляемого чугуна составляет – 380 м³/т. Пыль вагранок содержит оксиды железа, кремния, кальция и др. Температура отходящих газов составляет $T = 320$ °С. Средняя температура окружающего воздуха $T_{\text{в}} = 18$ °С.

Средний дисперсионный и фракционный состав пыли:

Размер частиц, мкм	0-5	5-10	10-25	25-50	50-75	75-150	>150
Фракционный состав, %	16,6	13,3	16,0	13,2	12,5	18,4	10

Предприятие размещено на расстоянии $X = 45$ м от селитебной зоны. Спроектировать газопылеулавливающую установку, обеспечивающую расчетные значения ПДВ по пыли и компоненту газа с трубой, имеющей высоту, $H=15 + \Delta H$ (м), где ΔH тождественна величине номера варианта., с целью рассеивания оставшихся пылегазовых выбросов с учетом обеспечения $C \leq \text{ПДК}$ на границе селитебной зоны.

Физические параметры пыли и отходящих газов:

- плотность газа и динамический коэффициент вязкости берутся по температуре вентиляционного воздуха;

- плотность пыли, $\rho_{\text{п}}$, кг/м³ (по вариантам);

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
2700	2800	2900	3000	3100	3150	3200	3250	3300	3400

- средний размер пыли и логарифм ее дисперсии $d_m = 20$ мкм, $\lg \sigma_n = 0,468$.

Вариант газового компонента дается отдельно согласно варианту прил. А8.

1.3. В процессе обработки металла в кузнечно-прессовом цехе образуется пыль. Общий выброс вредных веществ из цеха составляет 1500 г на 1 т товарного проката. Удельный состав вредных веществ (q) пыли 15 кг, компонент газа по варианту – 3,5,0 кг на 1 т товарного проката. Суточная производительность товарного проката составляет, (по вариантам) G , т/ч:

1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
12	13	14	14,5	15	16	16,5	17	11,5	12,5

Для удаления окалины с поверхности горячекатанной полосы применяют травление в соляной кислоте. Суммарное количество воздуха, отсасываемого из агрегата непрерывного травления, составляет $18000 \text{ м}^3/\text{ч}$. Температура вентиляционного воздуха $T = 85^\circ \text{C}$. Температура окружающего воздуха $18,5^\circ \text{C}$.

Средний дисперсионный и фракционный состав пыли:

Размер частиц, мкм	0-5	5-10	10-20	20-30	30-40	40-55
Фракционный состав, %	12	13	22,5	20,7	11,8	20

Спроектировать газопылеулавливающую установку, обеспечивающую ПДК в селитебной зоне от пыли и паров хлора, учитывая, что расстояние до селитебной зоны $X = 50$ м. Высота источника выброса $H = 15 + \Delta H$ (м), где ΔH тождественна величине номера варианта

Физические параметры пыли и отходящего вентиляционного воздуха:

- плотность газа, и динамический коэффициент вязкости берутся по температуре вентиляционного воздуха

- плотность пыли, ρ_n , $\text{кг}/\text{м}^3$ (по вариантам):

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
5800	5700	5600	5400	5200	5100	5000	4800	4700	4600

- средний размер частиц пыли и ее дисперсия, $d_m = 14,8$ мкм, $\lg \sigma_n = 0,365$;

- начальное давление газа, $P_r = 105$ кПа.

Вариант газового компонента дается отдельно согласно варианту прил. А8.

2. РЕКОМЕНДУЕМАЯ СХЕМА ПЫЛЕГАЗООЧИСТНОЙ УСТАНОВКИ

На рис. 2.1 представлена схема 4-ступенчатой пылегазоочистной установки.

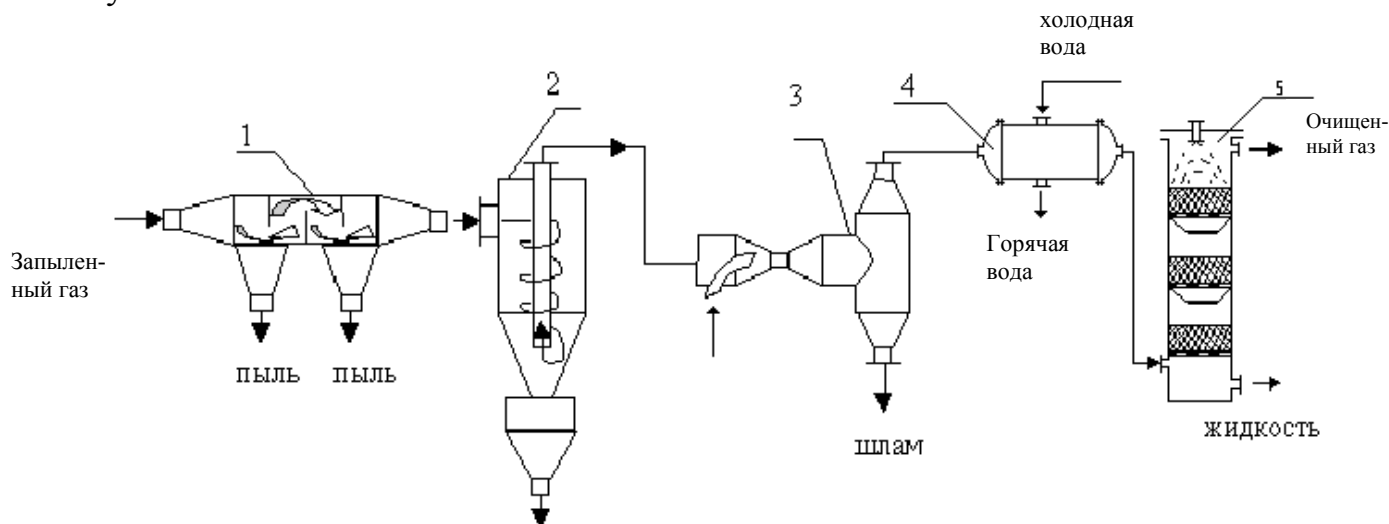


Рис. 2. 1. Схема 4-ступенчатой пылегазоочистной установки

Выполненная студентом работа оформляется курсовой проектом, который должен содержать:

1. Титульный лист.
2. Техническое задание в виде таблицы.
3. Обоснование выбора пылегазоочистной установки.
4. Расчеты аппаратов.
 - а) расчет осадительной камеры;
 - б) расчет циклона;
 - в) расчет скруббера Вентури;
 - г) расчет охладителя газа;
 - д) обобщенные результаты анализа расчетно-аналитического выбора пылегазоочистной установки;
 - е) расчет абсорбера.
5. Приложения.

Б. Чертеж общего вида пылегазоочистной установки на листе формата А1.

В. Чертеж узлов и деталей пылегазоочистной установки на листе формата А1.

В разделе “Обоснование выбора пылегазоочистной установки” выполняют расчет количественных значений (C_m , X_m) и ведется оценка необходимой эффективности пылегазоочистной установки. На основе количественного анализа физических параметров пыли и технических

характеристик пылегазоулавливающего оборудования дается обоснование выбранной схемы пылегазоочистной установки, её структурно-функциональная схема, которая изображается в настоящем разделе.

Во втором разделе "Расчеты аппаратов" выполняются последовательно расчеты каждой ступени пылеочистной установки (ПГУ), в том числе и охладителя газа. Для каждого аппарата дается краткое описание его работы и его схема. Результаты расчетов каждого аппарата оформляются таблицей в конце соответствующего раздела.

В третьем разделе "Обобщенные результаты анализа расчетно-аналитического выбора пылегазоочистной установки" рассматриваются полученные параметры ПГУ, эффективность каждой ступени и общая эффективность

В четвертом разделе выполняется расчет абсорбера, выполняющий очистку от газового компонента

Приложения "Чертежи: 2 листа формата А1" должны содержать: лист 1 - общий вид ГУ на ф. А1; лист 2 - чертежи ф. А1 узлов и деталей. Чертежи должны быть оформлены в соответствии с требованиями ГОСТов.

3. ОБОСНОВАНИЕ ВЫБОРА ПРИНЦИПИАЛЬНОЙ СХЕМЫ ПЫЛЕГАЗООЧИСТНОЙ УСТАНОВКИ

3.1. Объем и масса выбрасываемой пылегазовоздушной смеси в секунду.

$$V_1 = VG/3600 \text{ м}^3/\text{с}; \quad M = q \cdot G \cdot 1000/3600 \text{ г/с}, \quad (3.1)$$

где V - объем вентиляционного воздуха по техническому заданию, $\text{м}^3/\text{ч}$;
 G – производительность по заданию, т/ч ; q - удельное выделение загрязняющих веществ по заданию, кг/т .

3.2. Масса выбрасываемой пыли и газового компонента без очистки в единицу времени

$$M_{\text{п}} = q_{\text{п}} \cdot G \cdot 1000/3600 \text{ (г/с)}; \quad M_{\text{г}} = q_{\text{г}} \cdot G \cdot 1000/3600 \text{ г/с}. \quad (3.2)$$

3.3. Максимальная приземная концентрация на расстоянии от источника выброса (источник без очистных сооружений);

$$C_m = \frac{A \cdot M \cdot F \cdot m \cdot n \cdot \eta}{H^2 \cdot \sqrt[3]{V_1 \cdot \Delta T}} \text{ мг/м}^3. \quad (3.3)$$

где A - коэффициент, учитывающий стратификацию атмосферы, для Крыма $A = 200$;

M - количество вредного вещества, выбрасываемого в атмосферу, г/с ;

F - безразмерный коэффициент, учитывающий скорость оседая вредных веществ в атмосфере. Для газов и мелкодисперсной пыли $F = 2$;

η - коэффициент, учитывающий влияние рельефа местности, $\eta = 1$ (слабо пересеченная местность);

H – высота источника выброса над уровнем Земли;

ΔT – разность между температурой, выбрасываемой газовой воздушной смеси $T_{\text{г}}$ и температурой окружающего атмосферного воздуха $T_{\text{в}}$, $^{\circ}\text{C}$:

$$\Delta T = T_{\text{г}} - T_{\text{в}} (^{\circ}\text{C}). \quad (3.4)$$

m , n – коэффициенты, учитывающие условия выхода газовой воздушной смеси из устья источника выброса, определяются по формулам

$$m = 1 / (0.67 + 0.1(f)^{1/2} + 0.34 (f)^{1/3}). \quad (3.5)$$

Величина параметра f [$\text{м} / (\text{с}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C})$], вычисляется по формуле 3.6:

$$f = 10^3 \cdot (W_0 \cdot D / H^2 \cdot \Delta T), \quad (3.6)$$

где W_0 - средняя скорость выхода газовой смеси из устья источника выброса, м/с, принимается 8 - 10 м/с;

D – диаметр источника выброса, м. Определяется из условия

$$S = V_1 / W_0 = 0,785 D$$

$$D = \sqrt{\frac{4V_1}{\pi W_0}} \text{ м.} \quad (3.7)$$

$$V_m = 0.65 * \sqrt{\frac{V_1 * \Delta T}{H}} (\text{м/с}) \quad (3.8)$$

при $V_m < 0,3$	$n = 3$;
при $0,3 < V_m \leq 2$	$n = 3 - [(V_m - 0.3) * (4.36 - V_m)]^{1/2}$;
при $V_m > 2$	$n = 1$.

3.4. Определяется расстояние X_m от источника выброса, при котором имеет место C_m :

$$X_m = d * H \text{ м.} \quad (3.9)$$

где d – безразмерная величина, определяемая по формуле

$$\text{при } V_m < 2, \quad d = 4,95 * V_m (1 + 0.28(f)^{1/3});$$

$$\text{при } V_m > 2, \quad d = 7(V_m)^{1/2} * (1 + 0.28(f)^{1/3}).$$

Когда безразмерный коэффициент $F = 2$, величина X_m определяется по формуле

$$X_m = ((5-F) / 4) * d * H. \quad (3.10)$$

3.5. Сравниваются величины:

$$C_m \leq \text{ПДК} \quad \text{и} \quad X_m \leq X.$$

3.6. При невыполнении одного из условий определяется **предельно допустимый выброс по пыли и газу** для данного источника загрязнения:

$$\text{ПДВ} = \frac{(\text{ПДК} - C_{\phi}) \cdot H^2}{A \cdot F \cdot m \cdot n} \cdot \sqrt[3]{V_1 \cdot \Delta T} \text{ г/с,} \quad (3.11)$$

где C_{ϕ} - принять 0,2 ПДК.

3.7. Массовая концентрация пыли перед входом в пылегазоустановку и массовая концентрация газа перед входом в абсорбер

$$C_{\text{вхп}} = M_{\text{п}} / V_1 * 10^3; \quad C_{\text{вхг}} = M_{\text{г}} / V_1 * 10^3 \text{ мг/м}^3. \quad (3.12)$$

3.8. Концентрация пыли и газа после пылегазоочистной установки из условия обеспечения ПДВ, мг/м³

$$C_{\text{вых}} = \text{ПДВ} * 10^3 / V_1 \text{ мг/м}^3. \quad (3.13)$$

3.9. Эффективность очистки отдельно по пыли и газу должна достигаться

$$\eta_i = 1 - C_{\text{вых}} / C_{\text{вх..}}. \quad (3.14)$$

4. РАСЧЕТЫ АППАРАТОВ ПЫЛЕОЧИСТКИ И ТЕПЛООБМЕНИКА

Для очистки выброса от пыли используется трехступенчатая система очистки, состоящая из осадительной камеры, циклона, скруббера Вентури. Каждая из ступеней участвует в процессе осаждения в зависимости от размера дисперсных частиц.

4.1. Методика расчета осадительной камеры

4.1.1. По дисперсному и фракционному составу пыли разработчик ПГУ учитывает, что диаметр (d_p) частиц соответствует скорости в осадительной камере не менее 0,1 м/с.

4.1.2. Определяется величина критерия Архимеда:

$$Ar = (d_p^3 * \rho_r^2 * g) / \mu_r^2 * (\rho_p - \rho_r / \rho_r) . \quad (4.1)$$

Минимальный диаметр пыли, осаждаемый в камере 60 - 65 мк.

4.1.3. По значению Ar определяют область, в которой происходит осаждение, и вычисляют число Рейнольдса:

$$\text{При } Ar \leq 36 \quad Re = Ar/18 \quad (4.2)$$

$$\text{При } 36 < Ar < 8300 \quad Re = 0,152 Ar^{0,715} \quad (4.3)$$

$$\text{При } Ar > 8300 \quad Re = 1,74 \sqrt{Ar} \quad (4.4)$$

4.1.4. Вычисляют теоретическую скорость осаждения шарообразной частицы:

$$\text{При } Ar \leq 36 \quad \omega_{oc} = d_p^2 * g * (\rho_p - \rho_r) / 18 \mu_r, \text{ м/с}; \quad (4.5)$$

$$\text{При } 36 < Ar < 8300 \quad \omega_{oc} = 0,78 * (d_p^{0,43} (\rho_p - \rho_r)^{0,715} / \rho_r^{0,285} * \mu_r^{0,43}); \quad (4.6)$$

$$\text{При } Ar > 8300 \quad \omega_{oc} = 5,46 * \sqrt{d_p * (\rho_p - \rho_r) / \rho_r}. \quad (4.7)$$

Проверка скорости ω_{oc} выполняется по формуле: $\omega_{oc} = Re * \mu_r / d_p * \rho_r$. Для не шарообразных частиц фактическая скорость осаждения меньше:

$$\omega_{факт} = \omega_{oc} * \varphi \text{ м/с} , \quad (4.8)$$

где φ - поправочный коэффициент формы.

4.1.5. Опытным путем установлено, что

- для округлой формы $\varphi_0 = 0,77$;

- для угловатых частиц $\varphi_y = 0,66$;

- для продолговатых частиц $\varphi_{\text{пр}} = 0,58$;

- для пластинчатых частиц $\varphi_{\text{пл}} = 0,43$.

Доля (m) различных форм частиц, учитывающихся в процессе осаждения, задается в табл. 4.1 (по вариантам).

Таблица 4.1 – Для частиц m по вариантам

Форма частиц	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
(m_0)	0,1	0,4	0,3	0,2	0,1	0,4	0,3	0,2	0,1	0,4
(m_y)	0,2	0,3	0,4	0,1	0,2	0,3	0,2	0,1	0,3	0,1
$(m_{\text{пр}})$	0,3	0,2	0,1	0,3	0,4	0,1	0,1	0,4	0,4	0,3
$(m_{\text{пл}})$	0,4	0,1	0,2	0,4	0,3	0,2	0,4	0,3	0,2	0,2

При неравномерном распределении

$$\varphi = \varphi_0 * m_0 + \varphi_y * m_y + \varphi_{\text{пр}} * m_{\text{пр}} + \varphi_{\text{пл}} * m_{\text{пл}} / m_0 + m_y + m_{\text{пр}} + m_{\text{пл}} . \quad (4.9)$$

4.1.6. Уточняется фактическая скорость осаждения части

$$\omega_{\text{факт}}^{\text{ос}} = \omega_{\text{ос}} * \varphi \quad \text{м/с.} \quad (4.10)$$

4.1.7. Скорость газа в осадительных камерах не должна превышать $\omega_r = 1,2$ м/с, в противном случае осевшие частицы могут подхватываться потоком и уноситься из аппарата. Оптимальная скорость газа в осадительной камере выбирается в пределах $\omega_r = 0,8 \dots 0,9$ м/с.

4.1.8. Площадь сечения осадительной камеры:

$$S = V_1 / \omega_r, \text{ м}^2 . \quad (4.11)$$

4.1.9. Осадительные камеры, как правило, выполняются прямоугольного сечения, длинные стороны которого располагаются в горизонтальной плоскости. Определяем высоту H_k :

$$H_k = 0,707 \sqrt{S}, \text{ м} . \quad (4.12)$$

4.1.10. Конструктивно, осадительная камера может быть выбрана в соответствии с рис. 4.1.

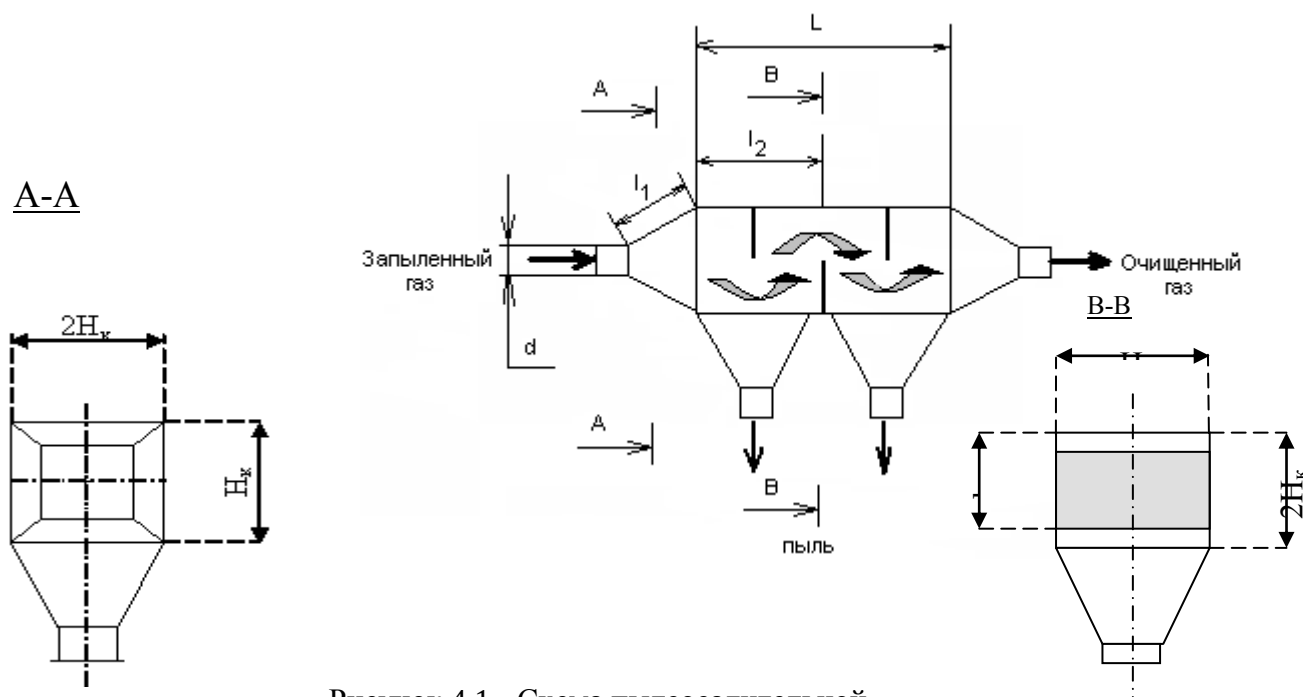


Рисунок 4.1 - Схема пылеосадительной камеры с перегородками

Геометрические размеры камеры

$$\begin{aligned} L &= H_k \cdot \omega_{\Gamma} / \omega_{\text{факт}}^{\text{ос}} \text{ (м)}; \\ l_1 &= L/4; l_2 = L/2; d = \sqrt{4 V_1 / \pi \omega}; \\ h_k &= 0,75 H_k \text{ (высота перегородки)} \end{aligned} \quad (4.13)$$

ω - скорость смеси перед входом в пылеосадительную камеру, принимаем равной 5 м/с

4.1.11. Выполняются расчеты параметра (Π) для осадительной камеры без перегородок

$$\Pi = 2 * [(\omega_{\text{ос}} + \omega_{\Gamma}) / \omega_{\Gamma} * H_k + \omega_{\text{ос}} / (1 + \omega_{\Gamma} * H_k)] * l_2 \quad (4.14)$$

$$\text{В случае наличия перегородки } \Pi = 2[n \omega_{\text{ос}} * H_k L / \omega_{\Gamma} S] \quad (4.15)$$

n - число перегородок (задается).

4.1.12. Определяется параметр проскока частиц (P):

$$P = 1 / e^{\Pi}. \quad (4.16)$$

Определяется фракционная эффективность очистки пылеосадительной камеры:

$$\eta^0 = (1 - P). \quad (4.17)^{\Phi}$$

4.1.13. После выбора и расчета геометрических характеристик пылеосадительной камеры производится расчет потерь давления в ней. Порядок расчета следующий:

а) определяется скорость пылегазовоздушной смеси в сечениях А-А и В-В:

$$\omega_{A-A} = V_1 / S_{A-A}, \text{ (м/с)}, \quad (4.18)$$

где S_{A-A} – площадь сечения А-А.

$$\omega_{A-A} = \frac{V_1}{S_{A-A}} = \frac{V_1}{\frac{2H_{\kappa} + d}{2} \cdot \frac{H_{\kappa} + d}{2}}, \text{ (м/с)}.$$

$$\omega_{B-B} = \frac{V_1}{S_{B-B}} = \frac{V_1}{2H_{\kappa} \cdot H_{\kappa}}, \text{ (м/с)}.$$

б) вычисляется эквивалентный диаметр в сечениях А-А и В-В, принимая во внимание, что скорость пылегазовой смеси перед входом в пылеосадительную камеру $\omega = 5$ м/с.

$$d_3 = 4S / \Pi, \quad (4.19)$$

$$d_{3A-A} = 4S_{A-A} / \Pi_{A-A}; \quad d_{3B-B} = 4S_{B-B} / \Pi_{B-B},$$

$$d_3^{A-A} = \frac{4S}{\Pi} = \frac{4 \cdot \frac{d + H_{\kappa}}{2} \cdot \frac{d + 2H_{\kappa}}{2}}{2 \cdot \frac{d + H_{\kappa}}{2} + 2 \cdot \frac{d + 2H_{\kappa}}{2}}; \quad d_3^{B-B} = \frac{4S}{\Pi} = \frac{4 \cdot H_{\kappa} \cdot 2H_{\kappa}}{2H_{\kappa} + 2 \cdot 2H_{\kappa}}$$

где S_{B-B} – площадь сечения В-В. Π_{A-A}, Π_{B-B} – периметры сечений.

в) определяются числа Рейнольдса в сечениях А-А и В-В

$$Re_{A-A} = d_3^{A-A} \cdot \omega_{A-A} \cdot \rho_{\Gamma} / \mu_{\Gamma}; \quad Re_{B-B} = d_3^{B-B} \cdot \omega_{B-B} \cdot \rho_{\Gamma} / \mu_{\Gamma}, \quad (4.20)$$

где ω_{Γ} – скорость газа в указанных сечениях

г) коэффициент гидравлического сопротивления в сечениях А-А и В-В рассчитывается по формулам:

$$\text{при } Re < 4000 \quad \lambda = 64/Re; \quad (4.21)$$

$$\text{при } Re \text{ от } 4000 \text{ до } 10^5 \quad \lambda = 0,316/Re^{0,25}. \quad (4.22)$$

д) определяются потери давления на трение

$$\Delta P_{mp} = \lambda_{A-A} \cdot \left(\frac{l_1}{d_3^{A-A}} \cdot \frac{\rho_e \cdot \omega_{A-A}^2}{2} \right) + \lambda_{B-B} \cdot \left(\frac{L}{d_3^{B-B}} \cdot \frac{\rho_e \cdot \omega_e^2}{2} \right) \text{ Па} \quad (4.23)$$

е) вычисляются потери давления на местные сопротивления

$$\Delta P_{mc} = \xi_1 \cdot \left(\frac{\rho_z \cdot \omega_{A-A}^2}{2} \right) + n \cdot \xi_2 \cdot \left(\frac{\rho_z \cdot \omega_z^2}{2} \right) \text{ Па} \quad (4.24)$$

где ξ_1 - коэффициент местного сопротивления при входе пылегазо-воздушной смеси в камеру (происходит плавное расширение) $\xi_1 = 0,5$;

ξ_2 - коэффициент местного сопротивления при огибании перегородок $\xi_2 = 2,5$

n - число перегородок, выбирается из схем осадительной камеры.

ж) общая потеря давления в осадительной камере составляет:

$$\Delta P = \Delta P_{тр} + \Delta P_{M.C}, \text{ Па} \quad (4.25)$$

Дается заключение к выполненному разделу.

4.2 Методика выбора циклона

Схема цилиндрического циклона показана на рисунке 4.3. Типовые геометрические размеры представлены в таблице 4.2 в долях внутреннего диаметра D. Для цилиндрических циклонов принят следующий ряд внутренних диаметров D, мм: 200, 300, 400, 500, 600, 700. Размер диаметра бункера D_6 берется равным $1,5 D$, высота $0,8D$. днище бункера выполняется с углом 60° между стенками, выходное отверстие имеет диаметр 250 или 500 мм.

Схема конического циклона показана на рис. 4.4.

Таблица 4.2 - Таблица геометрических размеров циклона (в долях диаметра)

Геометрический размер	Тип циклона			
	ЦН-15	ЦН-15У	ЦН-24	ЦН-11
1	2	3	4	5
Угол наклона крышки и входного патрубка цилиндра α , град.	15	15	2,4	11
Высота входного патрубка h_n	0,66	0,66	1,11	0,48
Высота выхлопной трубы h_r	1,74	1,5	2,11	1,56
Высота цилиндрической части циклона $H_{ц}$	2,26	1,51	2,11	2,06
Высота конуса циклона H_k	2,0	1,50	1,75	2,0

Продолжение табл. 4.2

1	2	3	4	5
Высота внешней части выхлопной трубы h_b	0,3	0,3	0,4	0,3
Внутренний диаметр выхлопной трубы d	0,59			
Внутренний диаметр пылевыпускного отверстия d_1	0,3...0,4			
Ширина входного патрубка в циклоне	0,2			
Ширина входного патрубка на входе	0,26			
Длина входного патрубка	0,6			
Высота фланца $h_{фл}$	0,1			

4.2.1. Расчет циклона ведется при наличии данных d_m и $lg \sigma_r$ методом последовательных приближений в следующем порядке.

Задавшись типом циклона, определяют оптимальную скорость газа $\omega_{г\text{ опт}}$, м/с в сечении циклона диаметром D по данным, приведенным ниже (табл. 4.3).

Таблица 4.3 - Оптимальная скорость газа $\omega_{г\text{ опт}}$, м/с

Тип циклона	ЦН-24	ЦН-15У	ЦН-15	ЦН-11	СК-ЦН-34м	СК-ЦН-34
$\omega_{г\text{ опт}}$, м/с	4,5	3,5	3,5	3,5	2,0	1,7

4.2.2. Вычисляют диаметр циклона по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_1}{\pi \cdot \omega_z^{opt}}} \text{ (м)} \quad (4.26)$$

Полученное значение D округляют, до ближайшего значения внутреннего диаметра циклона: D м: 0,2; 0,3; 0,4; 0,5; 0,6; 0,7.

Если расчетный диаметр циклона превышает его максимально допустимое значение, то необходимо применить два или более параллельно установленных циклона.

4.2.3. По выбранному диаметру циклона находят действительную скорость газа в циклоне, м/с:

$$\omega = 4V_1 / \pi n D^2, \quad (4.27)$$

где n – число параллельно установленных циклонов.

Действительная скорость в циклоне не должна отклоняться от оптимальной более чем на +15 % (табл. 4.3). Если отличие больше, переходят к другому типу циклона.

4.2.4. Определяют коэффициент гидравлического сопротивления одиночного циклона:

$$\xi = K_1 * K_2 * \xi_{500}, \quad (4.28)$$

где K_1 - поправочный коэффициент на диаметр циклона (табл. 4.6),
 K_2 - поправочный коэффициент на запыленность воздуха (табл. 4.7),
 ξ_{500} - коэффициент гидравлического сопротивления одиночного циклона диаметром 500 мм (табл. 4.8).

4.2.5. Гидравлическое сопротивление циклона вычисляется по формуле

$$\Delta P = \xi * (\rho_r * \omega^2 / 2) \text{ Па.} \quad (4.29)$$

4.2.6. Эффективность очистки газа в циклоне определяется по формуле

$$\eta_1 = 0,5 * [1 + \Phi(x)], \quad (4.30)$$

где $\Phi(x)$ – табличная функция от параметра x , равного (табл. 4.5) :

$$x = \frac{\lg\left(\frac{d_m}{d_{50}}\right)}{\sqrt{\lg^2 \sigma_r + \lg^2 \sigma_n}}. \quad (4.31)$$

Величина d_{50} мкм - размер частиц, улавливаемых циклоном с эффективностью 50 %, определяется по уравнению:

$$d_{50} = d_{50}^T \cdot \sqrt{\frac{D}{D_T} \cdot \frac{\rho_{nT}}{\rho_n} \cdot \frac{\mu}{\mu_T} \cdot \frac{\omega_T}{\omega}} \text{ мкм} \quad (4.32)$$

где d_{50}^T и $\lg \sigma_r$ для каждого циклона в табл. 4.4, значения d_m , $\lg \sigma_n$ берётся из задания.

Таблица 4.4 - d_{50}^T и $\lg \sigma_r$ для каждого циклона

Тип циклона	ЦН – 24	ЦН – 15У	ЦН – 11	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М	ЦН-15
d_{50}^T	8,5	6,0	3,65	2,31	1,95	1,3	4,5
$\lg \sigma_r$	0,308	0,283	0,352	0,364	0,308	0,340	0,352

Принимаем по условиям работы типового циклона

$D_T = 0,6 \text{ м}$; $\rho_{пт} = 1930 \text{ кг/м}^3$; $\mu_r = 22,2 * 10^{-6} \text{ Па*с}$ (задано); $\omega_r = 3,5 \text{ м/с}$.

Значения $\Phi(x)$ определяются по полученным значениям x в табл. 4.5.

Таблица 4.5 - Значения $\Phi(x)$

X=-2,70	-2,0	-1,8	-1,6	-1,4	-1,2	-1,0	-0,8
$\Phi(x) = -0,0035$	-0,0228	0,0359	0,0548	0,0808	0,1151	0,1587	0,2119
X = -0,6	-0,4	-0,2		0	0,2	0,4	0,6
$\Phi(x) = 0,2743$	0,3446	0,4207		0,5000	0,5793	0,6554	0,7257
X=0,8	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0	2,7
$\Phi(x) = 0,7881$	0,8413	0,8849	0,9192	0,9452	0,9641	0,9772	0,9965

Таблица 4.6 - Значение K_1 для D мм

Тип циклона	Значение K_1 для D мм				
	150	200	300	400	500
ЦН-11	0,94	0,95	0,96	0,99	1,0
ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24 СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34	0,85	0,90	0,93	1,0	1,0
СК-ЦН-34М	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0

Таблица 4.7 - Значение K_2

Тип циклона	Значение K_2 при $C_{вх}, \text{ г/м}^3$					
	10	20	40	80	120	150 и выше
ЦН-11	0,96	0,94	0,92	0,90	0,87	0,5
ЦН-15	0,93	0,92	0,91	0,90	0,87	0,86
ЦН-15У	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87
ЦН-24	0,95	0,93	0,92	0,90	0,87	0,86
СДК-ЦН-33	0,81	0,78	0,78	0,77	0,76	0,745
СК-ЦН-34	0,98	0,947	0,93	0,915	0,91	0,90
СК-ЦН-34М	0,99	0,97	0,95	0,915	0,91	0,90

Таблица 4.8 - Значение ξ_{500}

Тип циклона	Значение ξ_{500}		Тип циклона	Значение ξ_{500}	
	При выхлопе в атмосферу	При выхлопе в гидравлическую часть		При выхлопе в атмосферу	При выхлопе в гидравлическую часть
ЦН-11	250	245	СДК-ЦН-33	600	520
ЦН-15	163	155	СК-ЦН-34	1150	1050
ЦН-15У	170	165	СК-ЦН-34М	2000	2000
ЦН-24	80	75	-	-	-

Выполняется поверочный расчет циклона.

4.2.7. Определяется наименьший диаметр частиц, которые полностью осаждаются:

$$d_{\min} = 3 \cdot \sqrt{\mu_r \cdot (R_1 - R_2) / \pi \cdot n \cdot \rho_n \cdot \omega} \text{ м}, \quad (4.33)$$

где $n=2$ число кругов, совершаемых частицей в циклоне;

R_1 и R_2 - соответственно радиусы циклона и центральной трубы, м;

$R_1=D/2$; $R_2=$; $R_1 \cdot d_{\text{вн тр}}/2$; ω - скорость, м/с, определенная по п. 4.2.3.

4.2.8. Промежуточное значение эффективности циклона определяется по формуле

$$\eta_i = d_i^2 / d_{\min}^2. \quad (4.34)$$

4.2.9. Построить график η от $d_i^2 / d_{\min}^2$ (рис. 4.2):

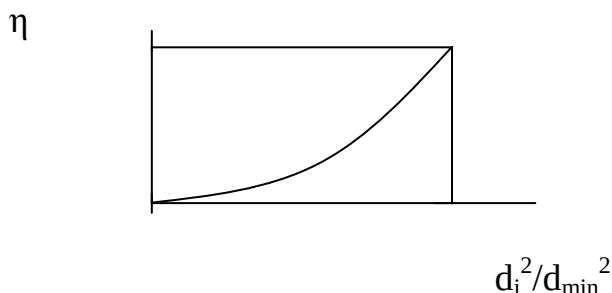


Рисунок 4.2 - График зависимости $\eta_i = d_i^2 / d_{\min}^2$

4.2.10. После выполнения расчета определяются геометрические характеристики циклона и даётся его схема, например, рис. 4.3 и 4.4.

проекте перед выполнением работы дается описание работы скруббера Вентури.

4.3.1. Диаметр горловины:

$$d = \sqrt{4 \cdot V_1 / \pi \cdot \omega_1} \text{ м}, \quad (4.35)$$

где V_1 - расход очищаемого газа, м³/с;

ω_1 - скорость очищаемого газа в горловине трубы, лежит в широких пределах, $\omega_1 = 60 \div 150$ м/с.

4.3.2. Длина горловины $-\ell_r = 0,25 d_r$ м.

4.3.3. Диаметр входного сечения конфузора и выходного диффузора:

$$D_K = 1,12 \cdot \sqrt{\frac{V_1}{\omega_2}} \text{ м}; \quad D_D = 1,12 \cdot \sqrt{\frac{V_1}{\omega_3}} \text{ м}, \quad (4.36)$$

где ω_2, ω_3 - скорость газа на входе в конфузор, лежит в пределах $\omega_2 = 15 \div 20$ м/с и, соответственно, на выходе из диффузора, лежит в пределах $\omega_3 = 20 \div 25$ м/с.

4.3.4 Длина конфузора и диффузора соответственно:

$$\ell_1 = (D_K - d_r) / 2 \cdot \operatorname{tg} \alpha_1 \text{ м}; \quad \ell_2 = (D_D - d_r) / 2 \cdot \operatorname{tg} \alpha_2 \text{ м}, \quad (4.37)$$

где α_1, α_2 - угол раскрытия конфузора и диффузора соответственно: $\alpha_1 = 15^\circ$; $\alpha_2 = 7^\circ$.

4.3.5 Диаметр форсунки

$$d_\phi = \sqrt{\frac{4 \xi \cdot \rho_{ж} \cdot L_{ж}}{\eta_\phi \cdot 2\pi \cdot P}} \text{ м}, \quad (4.38)$$

где $L_{ж}$ - расход раствора через форсунку, м³/с определяется по формуле $L_{ж} = (m V_1)$;

$\rho_{ж}$ - плотность жидкости при соответствующей температуре, кг/м³
 $\rho_{ж} = 1000$ кг/м³;

$\xi = 0,73$ - коэффициент расхода жидкости;

P - давление жидкости перед форсункой, $P = 150000$ Па;

m - удельный расход жидкости, ($m = 0,001 - 0,003$ м³/м³);

η_{ϕ} - число форсунок - принимается из расчета, что максимальный диаметр орошения – 200 мм, т.е. при $D_k > 200$ мм количество форсунок определяется: $n_{\phi} = D_k^2 / 0,2^2$ - округляется до целого числа.

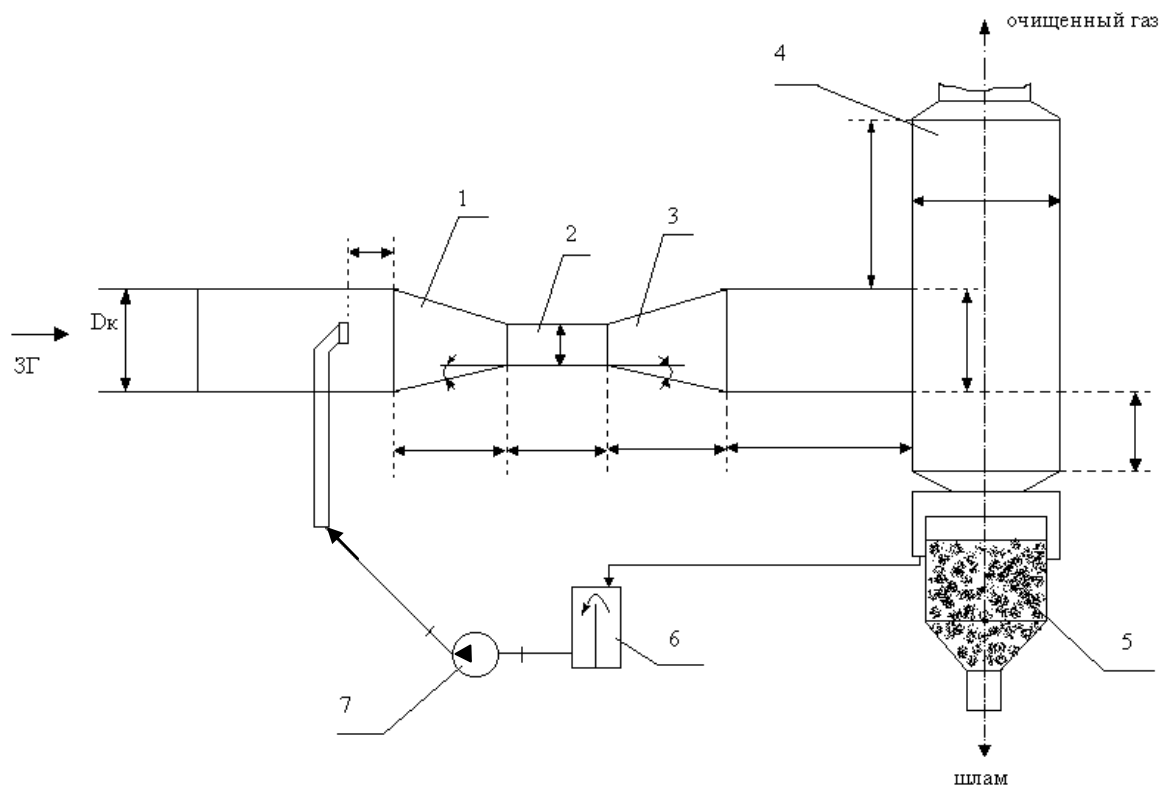


Рисунок 4.5 - Схема скруббера Вентури:

1 - конфузор; 2 - горловина; 3 - диффузор; 4 - скруббер центробежного типа (сепаратор); 5 - отстойник; 6 - бак для осветления жидкости; 7 - насос

4.3.6. Параметры: $\ell_3 = 1 \div 1,5 D_k$; $\ell_4 = 0,5 \div 1,0 D_d$.

4.3.7. Диаметр сепаратора

$$D_c = 1,12 \sqrt{\frac{V_c(1+m)}{\omega_c}} \text{ м}, \quad (4.39)$$

где ω_c - скорость смеси, $\omega_c = 1,5 \div 3$ м/с.

4.3.8. Гидравлическое сопротивление скруббера определяется сопротивлением трубы Вентури:

$$\Delta P = 0,12 * (\rho_r * \omega_1^2 / 2) + 0,6 * (m * \rho_{ж} * \omega_3^2 / 2) \text{ Па}. \quad (4.40)$$

$$\eta = 1 - e^{-E^n} \quad n = 0,28. \quad (4.41)$$

Дается заключение по выполненному разделу.

4.4. Расчет теплообменника

Процессы абсорбции, применяемые для очистки выброса от газового компонента, происходят при температурах равных или меньше 30 градусов.

Для охлаждения газа перед входом в абсорбер применяется теплообменник или охладитель газа. В качестве охладителя газа используется кожухотрубный теплообменник (рис. 4.7).

4.4.1. Составим уравнение теплового баланса и теплопередачи:

$$Q = G_{\Gamma} * C_{\text{рг}} * (t_{\text{нг}} - t_{\text{кг}}) = G_{\text{в}} * C_{\text{рв}} (t_{\text{вк}} - t_{\text{вн}}) = K * F * \Delta t_{\text{ср}}. \quad (4.42)$$

4.4.2. Количество теплоты из уравнения

$$Q = G_{\Gamma} * C_{\text{рг}} * (t_{\text{нг}} - t_{\text{кг}}) \text{ кДж}, \quad (4.43)$$

где $G_{\Gamma} = V_1 * \rho_{\Gamma}$ – расход газа кг/с;

$C_{\text{рг}}$ – удельная теплоёмкость газа кДж/кг*град;

$t_{\text{нг}}$ – температура входящего газа °С;

$t_{\text{кг}}$ – температура выходящего газа °С.

4.4.3. Расход воды из уравнения:

$$G_{\text{в}} = Q / C_{\text{рв}} (t_{\text{вк}} - t_{\text{вн}}) \text{ кг}, \quad (4.44)$$

где $C_{\text{рв}}$ - удельная изобарная теплоемкость воды, кДж/кг*град;

$t_{\text{вк}}$ – температура воды на выходе, °С;

$t_{\text{вн}}$ - температура воды на входе, °С.

4.4.4. Поверхность теплообмена, м²:

$$F = Q / K_{\text{ц}} * \Delta t_{\text{ср}}, \quad (4.45)$$

$$K_{\text{ц}} = \frac{1}{\frac{d_{\text{н}}}{\alpha_{\text{в}} d_{\text{в}}} + \frac{2,3}{\lambda} \log \frac{d_{\text{н}}}{d_{\text{в}}} + \frac{d_{\text{в}}}{\alpha_{\text{н}} d_{\text{н}}}} \quad (4.46)$$

где – $K_{\text{ц}}$ – коэффициент теплопередачи Вт/м²*град.

$$K_{\text{ц}} = \frac{1}{\frac{d_{\text{н}}}{\alpha_{\text{в}} d_{\text{в}}} + \frac{1}{\lambda} 2,3 \log \frac{d_{\text{н}}}{d_{\text{в}}} + \frac{d_{\text{в}}}{\alpha_{\text{н}} d_{\text{н}}}} \quad (4.47)$$

α - коэффициент теплоотдачи от ядра потока, движущейся среды к стенке: $\alpha_b = 450 \text{ Вт / м}^2 \cdot \text{град}$; $\alpha_n = 2500 \text{ Вт / м}^2 \cdot \text{град}$;
 λ - коэффициент теплопроводности ; $\lambda = 25 \text{ Вт / м} \cdot \text{град}$;
 d_n – наружный диаметр трубки , м; d_b – внутренний диаметр трубки, м (табл. 4.9)

Таблица 4.9 - Наружный и внутренний размер трубок по вариантам

Размеры трубок, мм	Варианты									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
d_n	14	16	18	20	14	16	18	18	22	20
d_b	12	14	14	18	12	13	14	14,5	18	16

4.4.5. Определяем конструктивные параметры теплообменника.

Из графика (рис. 4.6) можем определить:

$$\Delta t_6 = t_{нг} - t_{вк}, \text{ и } \Delta t_m = t_{кг} - t_{вн}. \quad (4.47)$$

Средний температурный напор, °C:

$$\Delta t_{cp} = : \Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln\left(\frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}\right)} \quad (4.48)$$

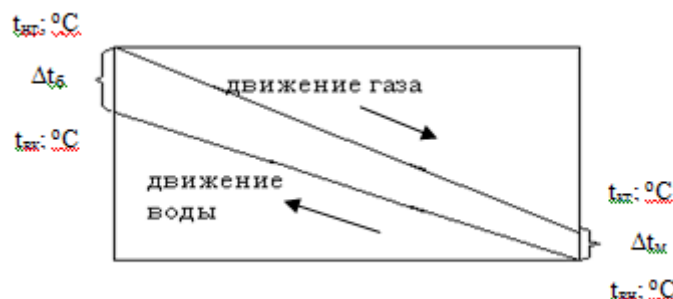


Рисунок 4.6 - Схема движения теплоносителя

Из опыта известно, что при таком расположении трубок коэффициент заполнения равен $\eta_3 = 0,82$:

$$\eta_3 = S_{тр} / S_1 \quad (4.49)$$

$S_{тр}$ – площадь, занимаемая трубным пучком.

$$S_{тр} = V_1 / \omega_r \quad (4.50)$$

где ω_r = скорость газа м/с. Принимаем $\omega_r = 5 \text{ м/с}$

S_1 – площадь, занимаемая трубной решеткой.

$$\text{Количество трубок } n \text{ определяется из } n = 4 S_{тр} / \pi d_b^2 \quad (4.51)$$

Определяем D по формуле

$$D = \sqrt{d_n^2 n / \eta_3} \quad (4.52)$$

Длина теплообменника : $\ell = F / \pi * d_n * n$, (4.53)

Ширина крышки: $H = 0.3D$, м

Общая длина теплообменника : $L = 2H + \ell$ м (4.54)

Дается заключение по выполненному разделу

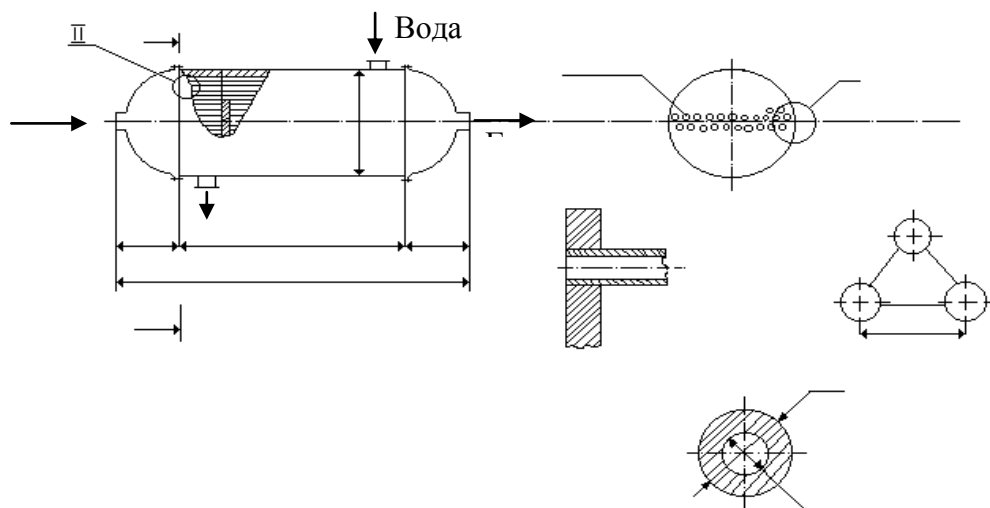


Рисунок 4.7 - Схема кожухотрубного теплообменника

4.5. Обобщенные результаты анализа расчетно-аналитического выбора пылегазоочистной установки

Общая эффективность очистки от пыли определяется по формуле

$$\eta = [1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2)(1 - \eta_3)] \quad (4.55)$$

где η_1 - эффективность очистки после первой ступени;

η_2 - эффективность очистки после второй ступени;

η_3 - эффективность очистки после третьей ступени

Делается оценка эффективности очистки пыли по дисперсионному и фракционному составу:

Ступени очистки	Диаметр частиц, мкм	Фракционный состав, %	Процент осаждения %	Потери давления

Вывод.

5. РАСЧЕТ АБСОРБЕРА

5.1 Общие сведения

Абсорбционные методы санитарной **очистки газов** основаны на способности жидкостей растворять газы. В процессе абсорбции участвуют две фазы – жидкая и газовая. При абсорбции происходит переход вещества из газовой в жидкую фазу. Таким образом, абсорбция – процесс избирательного поглощения газа жидкостью. Вещество, которое содержится в газовой фазе и при абсорбции переходит в жидкую фазу, называют абсорбционным компонентом или абсорбтивом. Вещество, которое содержится в газовой фазе и при абсорбции не переходит в жидкую фазу, называют газом-носителем, или инертным газом. Вещество, в котором происходит растворение абсорбируемых компонентов, называют растворителем, поглотителем или абсорбентом. Абсорбционные процессы являются одним из видов процессов массопередачи. Аппараты, в которых осуществляется процесс абсорбции, называют абсорберами. Различают физическую и химическую абсорбцию (хемосорбцию). При **физической абсорбции** растворение газа не сопровождается химической реакцией (или, по крайней мере, эта реакция не оказывает заметного влияния на процесс). В данном случае над раствором существует более или менее значительное равновесное давление компонента, и поглощение последнего происходит лишь до тех пор, пока, пока его парциальное давление в газовой фазе выше равновесного давления над раствором. Раствор газа в жидкости существует совместно с находящимся над жидкостью газом. При этом содержание газа в растворе зависит не только от рода газа и жидкости, а также от давления, температуры и состава газовой фазы. В состоянии равновесия между концентрациями газа в обеих фазах устанавливается некоторое соотношение, характеризующее константой фазового равновесия от коэффициента распределения m . Последняя равна отношению концентрации газа в газовой фазе к его концентрации в жидкой фазе. В самом общем случае связь между концентрациями распределяемого вещества в фазах при равновесии выражается зависимостью $y^* = f(x)$, $x^* = f(y)$. Конкретный вид закона равновесного распределения различен для разных процессов массопередачи. График зависимости называется линией равновесия. Зависимость между рабочими концентрациями распределяемого компонента в фазах изображается линией, которая называется рабочей. Направление переноса распределяемого вещества можно определить с помощью линии равновесия и рабочей линии рис. 5.1.

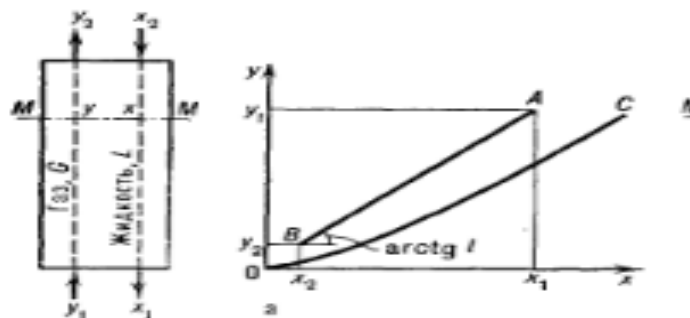


Рисунок 5.1 - Схема материального баланса и построение рабочей линии:
AB - рабочая линия; OC - линия равновесия

5.2. Устройство абсорбционных аппаратов

При абсорбции процесс массопередачи протекает на поверхности соприкосновения фаз. Поэтому в аппаратах для поглощения газов жидкостями (абсорберах) должна быть создана развитая поверхность соприкосновения между газом и жидкостью.

Широкое распространение в промышленности в качестве абсорберов получили колонные аппараты, заполняемые насадкой. Контакт газа с жидкостью в таких аппаратах происходит в основном на смоченной поверхности насадки, по которой стекает орошающая жидкость.

Насадочный абсорбер выполнен в виде цилиндра, в нижней части которого установлена опорная решетка в виде распределительной плиты (рис. 5.3). На решетку внавал или правильными рядами укладывают насадку (рис. 5.2). Орошающая жидкость подается на насадку сверху с помощью специальных оросительных устройств. В нижней части аппарата имеются штуцера для подачи газа и отвода жидкости. Штуцера для подачи жидкости и отвода газа расположены в верхней части аппарата. Жидкость, подаваемая сверху, имеет тенденцию растекаться к периферии. При этом насадка в центре аппарата остается не смоченной, образуя так называемый сухой конус. Для равномерного стекания жидкости по насадке ее укладывают правильными рядами по всей высоте аппарата, уменьшая размер насадки снизу вверх. Для этой же цели насадку разбивают на секции, между которыми устанавливают перераспределительные устройства для жидкости. От правильного выбора типа насадки и ее укладки зависят гидравлический режим и эффективность работы абсорбера. Наибольшее применение получила цилиндрическая кольцевая насадка – кольца Рашига (рис. 5.2), представляющая собой тонкостенные тела, наружный диаметр которого обычно равен высоте. Насадку чаще всего изготавливают из керамики или фарфора, реже – из металлов, углеродистых и пластических масс.

При выполнении расчета насадочного абсорбера необходимо придерживаться следующей последовательности:

- а) ознакомиться со своим вариантом задания;

б) в соответствии с представленным примером рассчитать основные характеристики насадочного абсорбера по своему варианту;

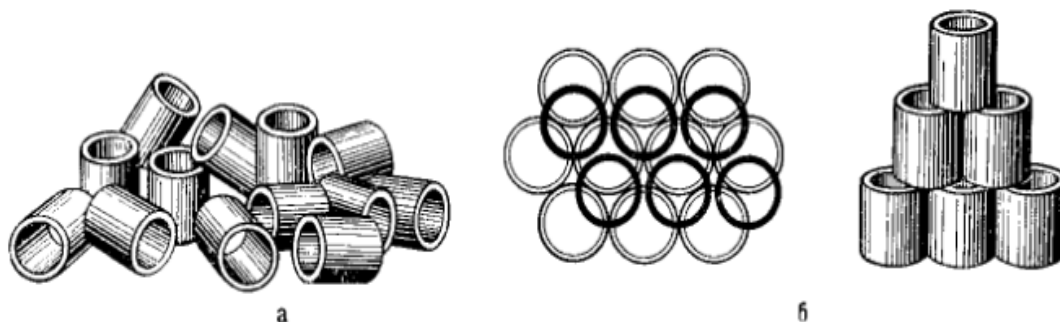


Рисунок 5.2 – Кольца Рашига:
а - укладка внавал; б - укладка регулярная

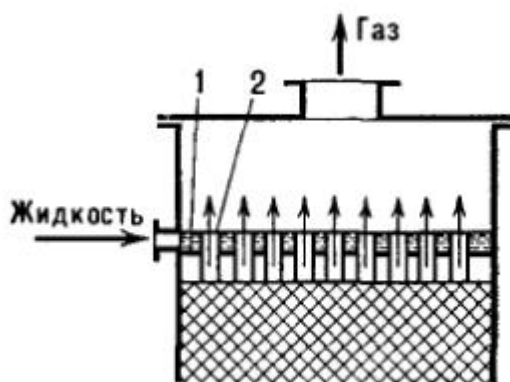


Рисунок 5.3 - Распределительная плита:
1 - решетка; 2 - патрубки для жидкости

5.3. Порядок выполнения расчета

5.3.1 Количественная оценка компонентов, участвующих в процессе

Определяем объемные начальные и конечные концентрации извлекаемого компонента в газовой смеси.

5.3.1.1. Концентрация газа-загрязнителя на входе в объемных процентах, если концентрация задана в кг/м³

$$Y_n = \frac{C_n \cdot 22,4 \cdot 100\%}{M_g}, \quad (5.1)$$

где M_g - молярный вес газа-загрязнителя

5.3.1.2. Концентрация газа-загрязнителя на выходе в объемных процентах

$$Y_k = Y_n \cdot (1 - \eta). \quad (5.2)$$

5.3.1.3. Массовый и объемный расход газа-загрязнителя на входе в абсорбер:

$$M_{z.k} = Vc \cdot C_n \text{ кг/ч.} \quad (5.3)$$

$V_c \text{ м}^3/\text{ч}$ - количество поступающей воздушной смеси
 $V_c = V_1$ (см 3.1)

$$V_{z.k} = M_{z.k} / \rho_{\Gamma} \text{ м}^3/\text{ч.} \quad (5.4)$$

5.3.1.4. Количество инертного газа (массовый и объемный расход):

$$V_{ин.г} = V(1-y_n) \text{ м}^3/\text{ч.} \quad (5.5)$$

$$M_{ин.г} = V_{ин.г} \cdot \rho_{ин.г} \text{ кг/ч.} \quad (5.6)$$

5.3.1.5. Концентрация газа-загрязнителя в поступающем газе на входе в килограммах на 1 кг инертного газа:

$$\bar{Y}_n = M_z^{ex} / M_{ин.г}^{ex} \text{ кг/кг.} \quad (5.7)$$

5.3.1.6 Концентрация газа-загрязнителя в газе-носителе на выходе в килограммах на 1 кг инертного газа:

$$\bar{Y}_k = \frac{M_z}{M_{ин.г}} \cdot \frac{Y_k}{1-Y_k} \text{ кг/кг.} \quad (5.8)$$

5.3.1.7. Количество поглощаемого газа-загрязнителя:

$$M_{CH_4} = M_{CH_4}^{ex} \cdot \eta \text{ кг/ч.} \quad (5.9)$$

5.3.1.8. Полный расход поглотительного раствора составит:

$$L = l * M_{ин.г}, \text{ кг/ч} \quad (5.10)$$

где l - удельный расход поглотителя ($2 \div 5$ кг/кг).

5.3.1.9. Содержание газа-загрязнителя кг в уходящем поглотителе на 1 кг раствора:

$$\bar{X}_k = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{l}, \text{ кг/кг.} \quad (5.11)$$

5.3.1.10. Уравнение материального баланса абсорбера имеет вид:

$$M_{ин.г}^{ex} (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L(\bar{X}_k - \bar{X}_n), \quad (5.12)$$

$$\varepsilon = 2\Delta M / M_{ин.г} + L \quad \varepsilon < 0,015 \% \text{ величина ошибки.}$$

5.3.2. Решение уравнений массопередачи

5.3.2.1. Из уравнения рабочей линии:

$$\bar{Y} = \frac{L}{G} \bar{X} + (\bar{Y}_n - \frac{L}{G} \bar{X}_k) \quad \text{кг/кг.} \quad (5.13)$$

Принимаем $L/G = l$, тогда $\bar{Y} = l \cdot \bar{X} + (\bar{Y}_n - l \cdot \bar{X}_k)$. (5.14)

Ограничимся определением $\bar{X}$ в точке, соответствующей среднему значению Y :

$$\bar{Y} = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{2} \quad \text{кг/кг.} \quad (5.15)$$

Для этой точки:

$$\begin{aligned} \bar{Y} - \bar{Y}_n + l \cdot \bar{X}_k &= l \cdot \bar{X}, \\ \bar{X} &= \frac{\bar{Y} - \bar{Y}_n + l \cdot \bar{X}_k}{l} \quad \text{кг/кг,} \end{aligned} \quad (5.16)$$

5.3.2.2. Для построения линии равновесия и рабочей линии на входе газа определяем: $\bar{X}_k$; $\bar{Y}_n$

По таблице А2 находим значение m_{px} газа-загрязнителя и определяем парциальное давление газа-загрязнителя над раствором на входе в абсорбер

$$P^* = \bar{X}_k \cdot m_{px} \quad \text{Па.} \quad (5.17)$$

Равновесное значение $\bar{Y}_n^*$ на входе газа определяется:

$$\bar{Y}_n^* = P^* / P \quad \text{кг/кг} \quad (5.18)$$

Аналогично на выходе газа $\bar{X}_n = 0$; $\bar{Y}_k$; $Y_k^* = 0$.

Итак, рассчитав требуемые величины, строим график равновесной и рабочей линии процесса (см. рис. 5.4).

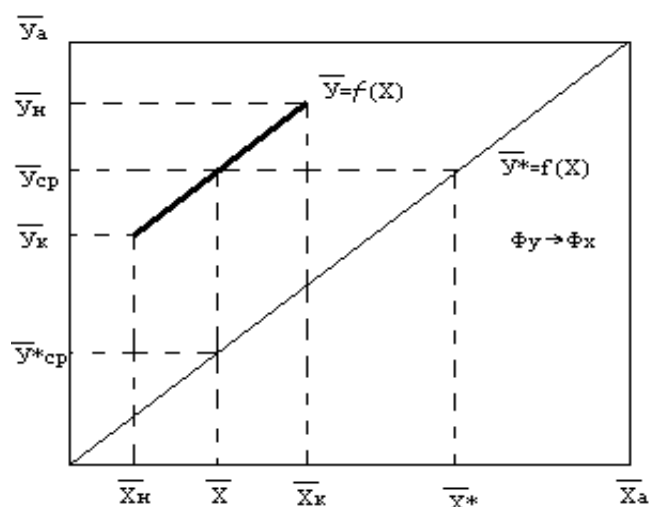


Рисунок 5.4 - График линии равновесия и рабочей линии абсорбции

5.3.2.3. Из графика определяем:

$$\Delta Y_{\delta} = \bar{Y}_n - \bar{Y}_n^* \quad \text{кг/кг}, \quad (5.19)$$

$$\Delta Y_m = \bar{Y}_k - \bar{Y}_k^* \quad \text{кг/кг}. \quad (5.20)$$

5.3.2.4. Находим среднюю движущую силу процесса:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_{\delta} - \Delta Y_m}{\ln \frac{\Delta Y_{\delta}}{\Delta Y_m}} \quad \text{кг/кг}. \quad (5.21)$$

5.3.2.5. Число единиц переноса:

$$N_{0r} = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{\Delta Y_{cp}}, \quad (5.22)$$

5.3.3. Определение конструктивных характеристик абсорбера

5.3.3.1. Характеристики неупорядоченных колец Рашига (размеры даны в мм) (см. в прил. А1).

Определяем характеристики насадки согласно задания: a ; $\varepsilon = \text{м}^3/\text{м}^2$; $d_{\text{экв}} = \text{м}$.

5.3.3.2. Плотность смеси воздуха и полученного раствора:

$$\rho_{cm} = \frac{M_{ин.г} * \rho_{ин.г} + M_{г} * \rho_{г}}{M_{ин.г} + M_{г}} \quad \text{кг/м}^3. \quad (5.23)$$

5.3.3.3. Площадь сечения абсорбера определяется из условия скорости к свободному сечению аппарата $\varpi_r = 1 - 2 \text{ м/с}$. Принимаем $\varpi_r = 1,8 \text{ м/с}$,

$$S_a = G / (3600 * \varpi_r * \rho_{cm}) \text{ м}^2, \quad (5.24)$$

$$\text{где } G = M_{ин.г.} + M_{г} \text{ кг/ч}. \quad (5.25)$$

5.3.3.4. Диаметр аппарата:

$$D_a = \sqrt{\frac{4 \cdot S_a}{\pi}} \text{ м}. \quad (5.26)$$

5.3.3.5. Высота единицы переноса (ВЕР):

$$- \text{ для газовой фазы: } h_r = 0.615 * d_3 * Re_r^{0,345} * \sqrt[3]{Pr_r^2} \text{ м}, \quad (5.27)$$

$$- \text{ для жидкой фазы: } h_{ж} = 119 Q_{прив} * \sqrt[4]{Re_{ж}} * \sqrt{Pr_{ж}} \text{ м}, \quad (5.28)$$

где $Q_{прив}$ – приведенная толщина пленки жидкости, м:

$$Q_{\text{прив.}} = (\mu_{\text{ж}} / \rho_{\text{ж}}^2 * g)^{1/3}, \quad (5.29)$$

5.3.3.6. Коэффициент диффузии газа-загрязнителя в газе-носителе (воздухе) при заданной температуре определяется по формуле

$$D_z = D_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \sqrt{\left(\frac{T}{T_0}\right)^3} \text{ м}^2/\text{с} \quad (5.30)$$

где D_0 – коэффициент диффузии газа-загрязнителя в воздухе при $P_0 = 10^5$ Па и 0°C , P – давление, при котором происходит процесс абсорбции (табл. А4).

T_0 – абсолютная температура газа, T – температура, при которой определяется коэффициент диффузии.

5.3.3.7. Критерий Рейнольдса для газа:

$$\text{Re}_\Gamma = 4 * \varpi_\Gamma / (a * \mu_\Gamma), \text{ где } \varpi_\Gamma - \text{массовая скорость газа,} \quad (5.31)$$

$$\varpi_\Gamma = G_{\text{см}} / (3600 * S_a) \text{ кг/с.}$$

5.3.3.8. Коэффициент диффузии газа-загрязнителя $D_{\text{ж}20}$ в жидкой фазе при 20°C определяется по формуле

$$D_{\text{ж}20} = \frac{10^{-6}}{A_1 \cdot B_1 \cdot \sqrt{\mu_{\text{ж}}} \cdot (\nu_A^{\frac{1}{3}} + \nu_B^{\frac{1}{3}})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{\mu_A} + \frac{1}{\mu_B}} \text{ м}^2/\text{с}. \quad (5.32)$$

где $\mu_{\text{ж}} = 1 \text{ мПа}\cdot\text{с}$, ν_B, ν_A – мольные объемы мольного вещества и растворителя (см. прил. А3). $A_1=1$, $B_1=4,7$ (см. прил. А7).

5.3.3.9. Коэффициент диффузии D_{30} при заданной температуре определяется из уравнения:

$$D_{\text{ж}30} = D_{20}[1+b_t(t-20)], \quad (5.33)$$

где b_t – температурный коэффициент,

$$b_t = \frac{0,2 \cdot \sqrt{\mu_{\text{ж}} \cdot 10^3}}{\sqrt[3]{\rho_{\text{ж}}}}, \quad (5.34)$$

5.3.3.10. Критерий Рейнольдса для жидкости:

$$\text{Re}_{\text{ж}} = 4 * \varpi_{\text{ж}} / (a * \mu_{\text{ж}}), \text{ где } \varpi_{\text{ж}} - \text{массовая скорость жидкости,} \quad (5.35)$$

$$\varpi_{\text{ж}} = L_0 / (3600 * S_a) \quad (5.36)$$

5.3.3.11. Диффузионный коэффициент Прандтля для газа:

$$Pr_{\varepsilon} = \mu_{\varepsilon} / (\rho_{\varepsilon} \cdot D_{\varepsilon}), \quad (5.37)$$

5.3.3.12. Диффузионный коэффициент Прандтля для жидкости:

$$Pr_{ж} = \mu_{ж} / (\rho_{ж}^* D_{30}), \quad (5.38)$$

5.3.3.13. Определяем высоты единицы переноса для газовой и жидкой фазы (5.27, 5.28)

5.3.3.14. Суммарная высота единицы переноса:

$$h_{ог} = h_{г} / Y_{г} + m_{yx} / \ell^* h_{ж} / Y_{ж}, \quad \text{м} \quad (5.39)$$

где $Y_{г}$ и $Y_{ж}$ – коэффициент ухудшения массоотдачи в газовой и жидкой фазах, находится в пределах $Y_{г} = 0,85 \div 0,97$; $Y_{ж} = 0,9 \div 0,995$.

5.3.3.15. Константа фазового равновесия для средней точки

$$m_{yx} = \bar{Y}^* / X, \quad (5.40)$$

$$\bar{Y}^* = (\bar{Y}^*_{н} + \bar{Y}^*_{к}) / 2, \quad (5.41)$$

$$\bar{X} = (\bar{X}_{к} + \bar{X}_{н}) / 2 \quad (5.42)$$

5.3.3.16. С учётом значений $N_{ог}$ и h от $h_{ог}$ **высота насадки** составит:

$$h_{н} = N_{ог} \cdot h_{ог} \quad \text{м} \quad (5.43)$$

5.3.3.17. Расстояние между днищем абсорбера и насадкой равно 1 – 1,3 D_a . Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера примем 0,5 D_a . Тогда общая высота абсорбера:

$$H_a = h_{н} + 1D_a + 0.5D_a, \quad \text{м} \quad (5.44)$$

5.3.4. Гидравлическое сопротивление абсорбера

5.3.4.1 Гидравлическое сопротивление сухого аппарата

$$\Delta P_{сух} = \varepsilon_0^* (h_{н} / d_{\text{экв}})^* (\varpi_{к}^2 \cdot \rho_{г} / 2) \quad \text{Па}, \quad (5.45)$$

где – $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр насадки,

при $Re > 40$ $\varepsilon_0 = 16 / Re_{г}^{0,2}$,

$\varpi_{к}$ - действительная скорость газа в абсорбере $\varpi_{к} = \varpi_{г} / \varepsilon$ м/с.

5.3.4.2 Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки:

$$\Delta P_{\text{ор}} = M * \Delta P_{\text{сух}} \text{ Па.} \quad (5.46)$$

где $M = 10^{\beta * L_{\text{ор}} * 0,001}$; β – коэффициент, значения которого находят в зависимости от вида насадки.

β^*	Насадки керамические Рашига
45	10; 15мм
51	35 мм
48	50 мм
40	25; 80 мм
33	100 мм

$L_{\text{ор}}$ – плотность орошения – определяется по формуле (5.47):

$$L_{\text{ор}} = L_{\text{д}} / S_{\text{а}} * \rho_{\text{ж}} \text{ м}^3/\text{м}^2*\text{ч.} \quad (5.47)$$

5.3.4.3 Общее гидравлическое сопротивление

$$\Delta P_{\text{общ}} = \Delta P_{\text{сух}} + \Delta P_{\text{ор}} \text{ Па} \quad (5.48)$$

Вывод.

6. ПРИМЕР РАСЧЕТА ПЫЛЕГАЗООСАДИТЕЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Техническое задание. На машиностроительном предприятии имеется литейный цех, в состав которого входит электродуговая печь для выплавки стали. Производительность $G = 10$ т/ч, удельное выделение загрязняющих веществ q следующее: **пыль 27,6 кг/т, газовый компонент двуокись углерода CO_2 2,25 кг/т.** Необходимое количество вентиляционного воздуха $V = 230$ м³ на тонну, температура отходящих газов $T_r = 275$ °С, Температура окружающего воздуха $T_v = 25$ °С, источник выброса размещен на расстоянии от селитебной зоны $X = 65$ м, высота трубы 22м, $\Delta H = 2$ м, плотность пыли $\rho_p = 3100$ кг/м³, динамический коэффициент вязкости вентиляционного воздуха $\mu = 22,2 \cdot 10^{-6}$ Па/с, плотность вентиляционного воздуха 1,23 кг/м³, средний размер пылевых частиц и логарифм ее дисперсии $d_m = 24$ мкм, $lg \sigma_n = 0,28$. Спроектировать пылегазоочистную установку, обеспечивающую расчетные значения ПДВ по пыли и по газовому компоненту. Плотность газа и коэффициент динамической вязкости берутся по вентиляционному воздуху. Дисперсный состав пыли приведен в табл. 6.1.

Таблица 6.1 - Дисперсный состав пыли

Размер частиц	Мкм	0-5	5-10	10-20	20-40	40-50	60-80	80-100
Фракционный состав	%	13	12,1	12,8	22,9	21,8	10	7,4

Динамический коэффициент вязкости вентиляционного воздуха
 $\mu = 22,2 \cdot 10^{-6}$ Па/с;

Все исходные данные сводятся в табл. 6.2.

Таблица 6.2 - Исходные данные

№ в/в	Исходные данные											
	q_p кг/т	q_g кг/т	$T_{отх.}$ газов	X , м	H , м	$\rho_{газ}$, кг/м ³	$\rho_{пыль}$, кг/м ³	d_m , мкм	$lg \sigma_n$	$P_{изб}$, КПа	V , м ³ /т	T_v
	27,6	2,25	275	65	22+2	1,23	3100	24	0,280	нормальное атмосферное	230	25°С

$G = 10$ т/ч.

6.1 Пример определение степени загрязнения окружающей среды

Объем выбрасываемой пылегазовоздушной смеси в секунду:

$$V_1 = VG/3600 \text{ м}^3/\text{с},$$

где V - объем вентиляционного воздуха по техническому заданию, $\text{м}^3/\text{г}$;
 G - производительность установки по техническому заданию, т/ч .

$V_1 = 230 \cdot 10 / 3600 = 0,639 \text{ м}^3/\text{с}$, - объем вентиляционного воздуха, проходящий через всю пылегазоосадительную систему.

Масса выбрасываемой пыли и газа в единицу времени (г/с)

$$M = q \cdot G \cdot 1000 / 3600 \text{ г/с}$$

$$M_{\text{п}} = 27,6 \cdot 10 / 3,6 = 76,67 \text{ г/с} \quad M_{\text{г}} = 2,25 \cdot 10 / 3,6 = 6,25 \text{ г/с}$$

Максимальная приземная концентрация на расстоянии от источника выброса (источник без очистных сооружений);

$$C_{\text{м}} = \frac{A \cdot M \cdot F \cdot m \cdot n \cdot \eta}{H^2 \cdot \sqrt[3]{V \cdot \Delta T}} \text{ мг/м}^3,$$

где A - коэффициент, учитывающий стратификацию атмосферы, для Крыма $A = 200$;

F - безразмерный коэффициент, учитывающий скорость оседая вредных веществ в атмосфере: для газов и мелкодисперсной пыли $F = 2$;

$$\Delta T = T_{\text{г}} - 25 \text{ (}^\circ\text{C)};$$

$$\Delta T = 275 - 25 = 250 \text{ (}^\circ\text{C)};$$

m , n - коэффициенты, учитывающие условия выхода газо-воздушной смеси из устья источника выброса, определяются по формулам

$$m = 1 / (0,67 + 0,1(f)^{1/2} + 0,34 (f)^{1/3}).$$

$$m = 1 / (0,67 + 0,1(0,169)^{1/2} + 0,34 (0,169)^{1/3}) = 1,112.$$

Величина параметра f [$\text{м/ (с}^2 \text{ }^\circ\text{C)}$], вычисляется по формуле:

$$f = 10^3 \cdot (\omega_0^2 \cdot D / H^2 \cdot \Delta T),$$

где ω_0 - средняя скорость выхода газовойоздушной смеси из устья источника выброса, м/с , принимается 8 - 10 м/с ;

D - диаметр источника выброса, м . Определяется из условия

$$S = V_1 / W_0;$$

H - высота источника выброса над уровнем земли, м .

$$D = \sqrt{\frac{4V_1}{\pi \omega_0}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,639}{3,14 \cdot 9}} = 0,3(\text{м})$$

$$f = \frac{10^3 \cdot 9^2 \cdot 0,3}{24^2 \cdot 250} = 0,169$$

Безразмерный коэффициент n определяют в зависимости от вспомогательного параметра $V_{\text{м}}$.

$$\text{при } V_{\text{м}} < 0,3 \quad n = 3;$$

$$\text{при } 0,3 < V_{\text{м}} \leq 2 \quad n = 3 - [(V_{\text{м}} - 0,3) \cdot (4,36 - V_{\text{м}})]^{1/2};$$

$$\text{при } V_{\text{м}} > 2 \quad n = 1.$$

Определяем расстояние X_m от источника выброса, при котором имеет место C_m :

Если безразмерный коэффициент $F = 2$, величина X_m определяется по формуле:

$$X_m = \left(\frac{5-F}{4} \right) \cdot d \cdot H$$

где d – безразмерная величина, определяемая по формуле:

при $V_m < 2$, $d = 4,95 \cdot V_m (1+0,28(f)^{1/3})$;

при $V_m > 2$, $d = 7(V_m)^{1/2} \cdot (1+0,28(f)^{1/3})$.

$$V_m = 0,65 \cdot \sqrt{\frac{V_1 \cdot \Delta T}{H}} = 0,65 \cdot \sqrt{\frac{0,639 \cdot 250}{24}} = 1,676 (м/с)$$

Т.к. $V_m < 2$, $n = 3 - \sqrt{(1,676 - 0,3) \cdot (4,39 - 1,676)} = 1,08$

$d = 4,95 \cdot V_m \cdot (1 + 0,28 \cdot (f)^{1/3}) = 4,95 \cdot 1,676 \cdot (1 + 0,28 \cdot (0,169)^{1/3}) = 9,58$

$X_m = ((5-F) / 4) \cdot d \cdot H = ((5-2)/4) \cdot 9,58 \cdot 24 = 172,44 (м)$

Рассчитываем C_m по пыли

$$C_m = \frac{200 \cdot 76,68 \cdot 2 \cdot 1,112 \cdot 1 \cdot 1}{24^2 \sqrt[3]{0,639 \cdot 250}} = 10,913 \approx 11 \text{ (мг/м}^3\text{)}$$

Сравниваем величины:

$C_m \leq \text{ПДК пыли}$ и $X_m \leq X$.

$11 > 0,5 \text{ мг/м}$

$172,44 > 65 \text{ м}$

$\text{ПДК пыли} = 0,5 \text{ мг/м}^3$

При отсутствии ПДК газового компонента КПД очистки принимаем 95 %.

Поскольку требуемые условия не выполнены, определяем предельно допустимый выброс пыли для данного источника загрязнения:

$$\text{ПДВ} = \frac{(\text{ПДК} - C_{\text{ф}}) \cdot H^2}{A \cdot F \cdot m \cdot n} \cdot \sqrt[3]{V \cdot \Delta T} \text{ г/с}$$

где $C_{\text{ф}}$ – принимаем 0,2 ПДК.

$$\text{ПДВ} = \frac{(0,5 - 0,2 \cdot 0,5) \cdot 24^2}{200 \cdot 2 \cdot 1,112 \cdot 1} \cdot \sqrt[3]{0,639 \cdot 250} = 2,8 \text{ г/с по пыли}$$

Массовая концентрация пыли и газа перед входом в пылегазоустановку:

$$C_{\text{вхп}} = M_{\text{п}} / V_1 \cdot 10^3, \quad C_{\text{вхг}} = M_{\text{г}} / V_1 \cdot 10^3 \quad \text{мг/м}^3$$

$$C_{\text{вхп}} = 76,67 / 0,639 \cdot 10^3 = 12 \cdot 10^4 \text{ мг/м}^3$$

$$C_{\text{вхг}} = 6,25 / 0,639 \cdot 10^3 = 9,78 \cdot 10^3 \text{ мг/м}^3$$

Концентрация пыли после пылегазоочистной установки из условия обеспечения ПДВ

$$C_{\text{ВЫХ}} = \text{ПДВ} * 10^3 / V_1, \text{ (мг/м}^3\text{)}.$$

$$C_{\text{ВЫХ}} = \frac{2.81 * 10^3}{0.639} = 4397,496 \text{ (мг/м}^3\text{)}$$

Эффективность очистки от пыли должна достигаться:

$$\eta_i = 1 - C_{\text{ВЫХ}} / C_{\text{ВХ.}}$$

$$\eta_i = 1 - 4397,496 / 120000 = 0,963$$

Так как ПДК двуокиси углерода нет, КПД очистки от газового компонента принимаем 95 %.

6.2 Пример расчета пылеосадительной камеры

По дисперсному и фракционному составу пыли учитываем, что диаметр (d) частиц, который может осадиться в камере, 60 и более мкм. Принимаем $d_{\text{ч}} = 60 \text{ мкм}$.

Определяем величину критерия Архимеда:

$$Ar = (d_{\text{ч}}^3 * \rho_{\text{Г}}^2 * g) / \mu_{\text{Г}}^2 * (\rho_{\text{П}} - \rho_{\text{Г}} / \rho_{\text{Г}}).$$

$$Ar = \frac{60^3 * 10^{-18} * 1,23^2 * 9,81 * (3100 - 1,23)}{492,8 * 10^{-12} * 1,23} = 16,386 < 36$$

По значению Ar определяют область, в которой происходит осаждение, и вычисляют число Рейнольдса:

$$\text{При } Ar \leq 36 \quad Re = Ar/18;$$

$$\text{При } 36 < Ar < 8300 \quad Re = 0,152 Ar^{0,715};$$

$$\text{При } Ar > 8300 \quad Re = 1,74 \sqrt{Ar}.$$

$$Re = Ar/18 = 16,386/18 = 0,91$$

Вычисляют теоретическую скорость осаждения шарообразной частицы:

$$\text{При } Ar \leq 36 \quad \omega_{\text{ос}} = d_{\text{ч}}^2 * g * (\rho_{\text{П}} - \rho_{\text{Г}}) / 18\mu, \text{ м/с};$$

$$\text{При } 36 < Ar < 8300 \quad \omega_{\text{ос}} = 0,78 * (d_{\text{ч}}^{0,43} (\rho_{\text{П}} - \rho_{\text{Г}})^{0,715} / \rho_{\text{Г}}^{0,285} * \mu^{0,43});$$

$$\text{При } Ar > 8300 \quad \omega_{\text{ос}} = 5,46 * \sqrt{d_{\text{ч}} * (\rho_{\text{П}} - \rho_{\text{Г}}) / \rho_{\text{Г}}}.$$

$$\omega_{\text{ос}} = \frac{60^2 * 10^{-12} * 9,81 * (3100 - 1,23)}{18 * 22,2 * 10^{-6}} = 0,274 \text{ м/с}$$

Проверяем скорость $\omega_{\text{ос}}$ по формуле $\omega_{\text{ос}} = Re * \mu / d_{\text{ч}} * \rho_{\text{Г}}.$

$$\omega_{\text{ос}} = \frac{0,91 * 22,2 * 10^{-6}}{60 * 10^{-6} * 1,23} = 0,274 \text{ м/с}.$$

Для нешарообразных частиц фактическая скорость осаждения меньше (4.9).

Доля m различных форм частиц задается в таблице 4.1 по вариантам $\varphi=0,77*0,2+0,66*0,1+0,4*0,58+0,3*0,43=0,58$

$$\omega_{\text{факт}} = \omega_{\text{ос}} * \varphi ,$$

где φ - поправочный коэффициент формы.

$$\omega_{\text{факт}} = 0,274*0,58=0,159 \text{ м/с}$$

Скорость газа в осадительных камерах не должна превышать $\omega_{\Gamma} = 1,2$ м/с, в противном случае осевшие частицы могут подхватываться потоком и уноситься из аппарата. Оптимальную скорость газа в осадительной камере выбираем $\omega_{\Gamma} = 0,8$ м/с.

Площадь сечения осадительной камеры:

$$S = V_1 / \omega_{\Gamma} , \text{ м}^2$$

$$S = 0,639 / 0,8 = 0,799 \approx 0,8 \text{ м}^2$$

Осадительные камеры, как правило, выполняются прямоугольного сечения, длинные стороны которого располагаются в горизонтальной плоскости. Определяем высоту H_k :

$$H_k = 0,707 \sqrt{S} \text{ м.}$$

$$H_k = 0,707 * \sqrt{0,799} = 0,63 \text{ м.}$$

Конструкцию осадительной камеры выберем из рис. 4.1.

Определяем геометрические параметры осадительной камеры (4.13)

$$L = 0,63 * 0,8 / 0,159 \approx 3,2 \text{ м}; \quad l_1 = 3/4 = 0,8 \text{ м}; \quad l_2 = 1,6 \text{ м}; \quad d = 0,4 \text{ м}; \quad h_k = 0,75 * 0,63 = 0,47 \text{ м}; \quad n = 3.$$

Из соображений качества очистки выбираем осадительную камеру с перегородками как обладающую относительно более высокой эффективностью при минимальных габаритах.

Выполняются расчеты параметра (Π) для осадительной камеры с перегородками (4.15) $n=3$ перегородки по формуле:

$$\Pi = 2 * [n \omega_{\text{факт}}^{\text{ос}} H_k L / \omega_{\Gamma} S] = 2 [3 * 0,159 * 0,63 * 3,2 / 0,8 * 0,8] = 3$$

Определяем параметр проскока частиц (P):

$$P = 1 / e^{\Pi}$$

$$P = 1 / e^3 = 0,05$$

Определяем фракционную эффективность очистки пылеосадительной камеры.

$$\eta_{\text{ф}}^0 = 1 - 0,05 = 0,95$$

После выбора и расчета геометрических характеристик пылеосаждающей камеры производим расчет потерь давления в ней.

Порядок расчета следующий:

Определяем скорость пылегазовоздушной смеси в сечениях А-А:

Определяется скорость пылегазовоздушной смеси в сечениях А-А и Б-Б.

Сечение А-А является средней линией трапеции. Стороны сечения А-А равны соответственно $\frac{2 \cdot H_k + d}{2}$ и $\frac{H_k + d}{2}$, а сечения Б – Б – $2H_k$ и H_k .

$$\omega_{A-A} = \frac{V_1}{S_{A-A}} = \frac{V_1}{\frac{2H_k + d}{2} \cdot \frac{H_k + d}{2}} = \frac{0,639}{\frac{2 \cdot 0,63 + 0,4}{2} \cdot \frac{0,63 + 0,4}{2}} = \frac{0,639}{0,42745} = 1,49 \text{ м/с}$$

$$\omega_{B-B} = \frac{V_1}{S_{B-B}} = \frac{V_1}{2H_k \cdot H_k} = \frac{0,639}{2 \cdot 0,63 \cdot 0,63} = \frac{0,639}{0,793} = 0,8 \text{ м/с}$$

Вычисляется эквивалентный диаметр в сечениях А-А и В-В

$$d_s = \frac{4S}{\Pi},$$

где Π - периметр сечения.

$$d_s^{A-A} = \frac{4S_{A-A}}{\Pi_{A-A}} = \frac{0,42745 \cdot 4}{2 \left(\frac{2 \cdot 0,63 + 0,4}{2} + \frac{0,63 + 0,4}{2} \right)} = 0,63 \text{ м}$$

$$d_s^{B-B} = \frac{4S_{B-B}}{\Pi_{B-B}} = \frac{4 \cdot 0,793}{2 (2 \cdot 0,63 + 0,63)} = 0,85 \text{ м}$$

Определяем числа Рейнольдса в сечениях А-А и В-В:

$$Re_{A-A} = d_s^{A-A} \cdot \omega_{A-A} \cdot \rho_r / \mu_r ; \quad Re_{B-B} = d_s^{B-B} \cdot \omega_{B-B} \cdot \rho_r / \mu_r ,$$

где ω_r – скорость газа в указанных сечениях, м/с.

$$Re_{A-A} = (0,63 \cdot 1,23 \cdot 1,49) / (22,2 \cdot 10^{-6}) = 52009$$

$$Re_{B-B} = (0,85 \cdot 0,8 \cdot 1,23) / (22,2 \cdot 10^{-6}) = 37675$$

Коэффициент гидравлического сопротивления в сечениях А-А и В-В рассчитывается по формуле:

$$\lambda = 0,316 / Re^{0,25} .$$

$$\lambda_a = 0,316 / (52009)^{0,25} = 0,021$$

$$\lambda_b = 0,316 / (37675)^{0,25} = 0,023$$

Определяем потери давления на трение

$$\Delta P_{тр} = \lambda_{A-A} \cdot (l_1 / d_s^{A-A}) \cdot (\rho_r \cdot \omega_{A-A}^2 / 2) + \lambda_{B-B} \cdot (L / d_s^{B-B}) \cdot (\rho_r \cdot \omega_{B-B}^2 / 2) \text{ Па.}$$

$$\Delta P_{тр} = 0,021 \cdot (0,8 / 0,63) \cdot (1,23 \cdot 1,49^2 / 2) + 0,023 \cdot (3,2 / 0,85) \cdot (1,23 \cdot 0,8^2 / 2) = 0,07 \text{ Па.}$$

Вычисляются потери давления на местные сопротивления

$$\Delta P_{M.C} = \xi_1 * (\rho_r * \omega_{A-A}^2 / 2) + n * \xi_2 * (\rho * \omega_r^2 / 2) \text{ Па,}$$

где ξ_1 - коэффициент местного сопротивления при входе пылегазовоздушной смеси в камеру (происходит плавное расширение) $\xi_1 = 0,5$;

ξ_2 = коэффициент местного сопротивления при огибании перегородок $\xi_2 = 2,5$

n - число перегородок.

$$\Delta P_{M.C} = 0,5 * (1,23 * 1,49^2 / 2) + 3 * 2,5 * (1,23 * 0,8^2 / 2) = 3,63 \text{ Па}$$

Общая потеря давления в осадительной камере составляет:
 $\Delta P = \Delta P_{тр} + \Delta P_{M.C}, \text{ Па.}$

$$\Delta P = 0,07 + 3,63 = 3,7 \text{ Па}$$

Выводы: Геометрические параметры камеры: L = 3,2 м l₁ = 0,8 м; l₂ = 1,6 м; d = 0,4 м; h_к = 0,47 (высота перегородки) n = 3 α = 15°.

Общая потеря давления 3,7 Па; η = 0,95

6.3 Пример выбора циклона

Схема цилиндрического циклона показана на рис. 4.3. Для применения в проектируемой системе очистки воздуха выберем циклон типа ЦН-24.

Задавшись типом циклона, определяем оптимальную скорость газа $\omega_{г \text{ опт}}$ в сечении циклона диаметром D по данным, приведенным ниже:

Тип циклона	ЦН-24
$\omega_{г \text{ опт}}, \text{ м/с}$	4,5

Вычисляем диаметр циклона по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_1}{\pi \cdot \omega_u^{opt}}} \text{ м}$$

$$D = \frac{\sqrt{4 * 0,639}}{3,14 * 4,5} \approx 0,42 \text{ м}$$

Полученное значение D округляем, до ближайшего значения внутреннего диаметра циклона: D м: 0,2; 0,3; 0,4; 0,5; 0,6; 0,7, т.е.: D = 0,4 м.

Итак, для проектируемой газоочистной установки достаточно одного циклона диаметром 0,4 метра.

По выбранному диаметру циклона находим действительную скорость газа в циклоне

$$\Omega = 4V_1 / \pi n D^2,$$

где n – число параллельно установленных циклонов.

$$\omega = (4 \cdot 0,639) / (3,14 \cdot 1 \cdot 0,4^2) = 5,09 \text{ (м/с)}$$

Действительная скорость в циклоне не должна отклоняться от оптимальной более, чем на $\pm 15\%$. В данном случае это условие выполняется.

Определяют коэффициент гидравлического сопротивления одиночного циклона:

$$\xi = K_1 \cdot K_2 \cdot \xi_{500},$$

где K_1 – поправочный коэффициент на диаметр циклона (таб. 4.6)

K_2 – поправочный коэффициент на запыленность воздуха (таб.4.7)

ξ_{500} – коэффициент гидравлического сопротивления одиночного циклона (при выхлопе в атмосферу)(4.8)

$$\xi = 1 \cdot 0,87 \cdot 80 = 69,6;$$

Гидравлическое сопротивление циклона вычисляется по формуле:

$$\Delta P = \xi \cdot (\rho \cdot \omega / 2), \text{ Па.}$$

$$\Delta P = 69,6 \cdot \frac{1,23 \cdot 5,09^2}{2} = 1108,97 \text{ Па}$$

Эффективность очистки газа в циклоне определяется по формуле 4.30

$$\eta_1 = 0,5 \cdot [I + \Phi(x)] = 0,5 \cdot [I + 0,96] = 0,98$$

где $\Phi(x)$ – табличная функция (таб.4.5) от параметра x , равного (4.31):

$$\eta_1 = 0,5 \cdot (1 + 0,248) = 0,62. \quad x = \frac{\lg\left(\frac{d_m}{d_{50}}\right)}{\sqrt{\lg^2 \sigma_r + \lg^2 \sigma_n}}$$

$$x = \frac{\lg\left(\frac{24}{4,54}\right)}{\sqrt{0,308^2 + 0,28^2}} = 1,74 \quad \lg \sigma_n = 0,28 \quad d_m = 24 \text{ мм (см задание)}$$

Величина d_{50} определяется по уравнению

$$d_{50} = d_{50}^T \cdot \sqrt{\frac{D}{D_T} \cdot \frac{\rho_{пг}}{\rho_n} \cdot \frac{\mu}{\mu_T} \cdot \frac{\omega_T}{\omega}}$$

$$d_{50} = d_{50}^T \sqrt{\frac{0,4}{0,6} \cdot \frac{1930}{3100} \cdot 1 \cdot \frac{3,5}{5,09}} = 4,54$$

где d_{50}^T и $\lg \sigma_r$ для циклона ЦН 24 (см.табл. 4.3).

Тип циклона	ЦН – 24
d_{50}^T	8,5
$\lg \sigma_r$	0,308

Принимаем по условиям работы типового циклона

$$D_T = 0,6 \text{ м}; \rho_{пг} = 1930 \text{ кг/м}^3; \mu_T = 22,2 \cdot 10^{-6} \text{ Па*с}; \omega_T = 3,5 \text{ м/с}$$

Значения $\Phi(x)$ определяются по полученным значениям x (таб.4.5):

Выполним поверочный расчет циклона .

Определяем наименьший диаметр частиц, которые полностью , осаждаются:

$$d_{\min} = 3 \cdot \sqrt{\mu_r \cdot (R_1 - R_2) / \pi \cdot n \cdot \rho_n \cdot \omega}$$

где μ - вязкость среды ,н/м²; n=1-3 – число кругов, совершаемых частицей в циклоне

R_1 и R_2 - соответственно радиусы центральной трубы и циклона, м

$R_1 = D/2$;

$R_2 =$; $R_1 \cdot d_{\text{вн тр}}/2$; ω - скорость, м/с, определенная по п. 4.2.3

ω - скорость, м/с, определенная по (4.27)

$$d_{\min} = 3 \cdot \sqrt{\frac{22,2 \cdot 10^{-6} \cdot (0,2 - 0,12)}{3,14 \cdot 1 \cdot 3100 \cdot 5,09}} = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ м} = 18 \text{ мкм}$$

. Промежуточное значение эффективности циклона определяется по формуле:

$$\eta_i = d_i^2 / d_{\min}^2 .$$

$$\eta_1 = \frac{5^2}{18^2} = 7,7 \%$$

$$\eta_2 = \frac{10^2}{18^2} = 30,8 \%$$

$$\eta_3 = \frac{12^2}{18^2} = 44,4 \%$$

$$\eta_4 = \frac{15^2}{18^2} = 69,44 \%$$

$$\eta_5 = \frac{18^2}{18^2} = 100 \%$$

Строим график $\eta, \%$ от $d_i^2 / d_{\min}^2$ (см.6.1)

$\eta, \%$

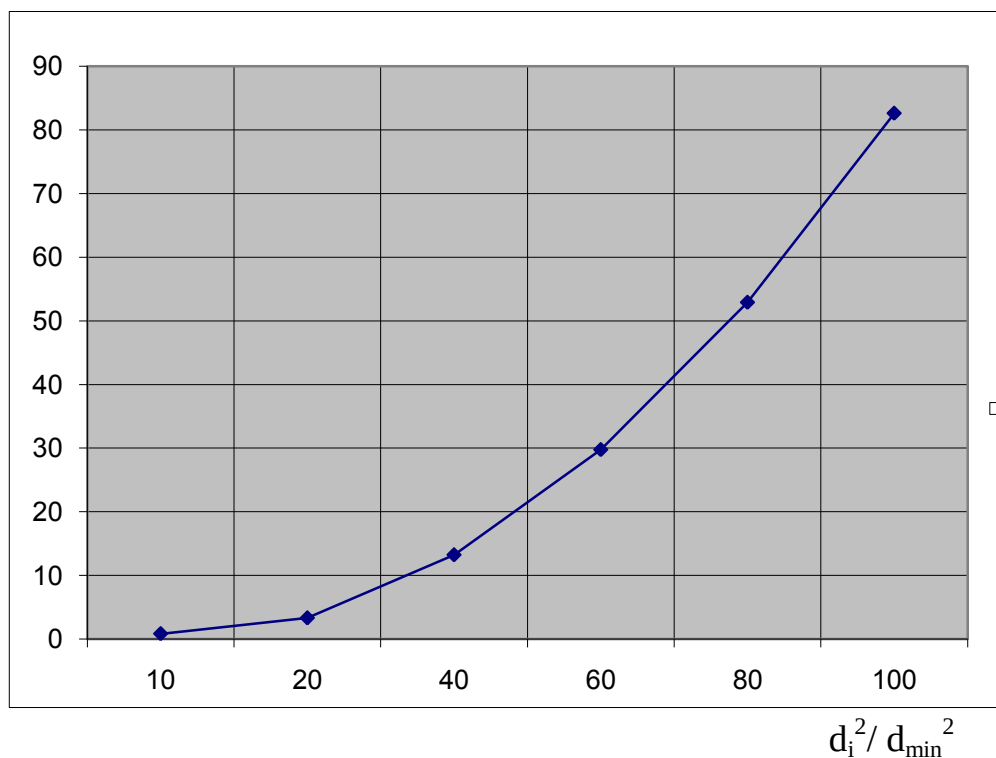


Рисунок 6.1 - График промежуточной эффективности циклона

Выводы.

Гидравлическое сопротивление циклона $\Delta P = 1108,97$ Па; $d_{\text{мин}} = 18$ мкм; диаметр циклона $-0,4$ м; $\eta = 0,98$.

Остальные геометрические характеристики циклона ЦН-24 в м

Высота цилиндрической части Нц и высота заглубления выхлопной трубы h_t	$2,11 \cdot 0,4 = 8,44$
Высота конической части Нк	$1,75 \cdot 0,4 = 0,7$
Внутренний диаметр выхлопной трубы d	$0,59 \cdot 0,4 = 0,24$
Внутренний диаметр пылевыпускного отверстия d_1	$0,3 \cdot 0,4 = 0,12$
Ширина входного патрубка b	$0,2 \cdot 0,4 = 0,08$
Высота внешней части выхлопной трубы h_v	$0,4 \cdot 0,4 = 0,16$
Высота установки фланца $h_{\text{фл}}$	$0,1 \cdot 0,4 = 0,04$
Высота входного патрубка h_p	$1,1 \cdot 0,4 = 4,4$
Длина входного патрубка l	$0,6 \cdot 0,4 = 0,24$

6.4. Пример расчет скруббера Вентури

Расчет скруббера определяется геометрическими параметрами трубы Вентури. Схема скруббера Вентури представлена на рис. 4.5. Скруббер Вентури является наиболее эффективным из применяемых в промышленности мокрых пылеуловителей, основная часть скруббера в целях снижения вредных гидравлических потерь выполняется в виде трубы Вентури, имеющей плавное сужение на входе газов (конфузор) и плавное расширение на его выходе (диффузор). Процесс пылеулавливания в скрубберах Вентури основан на контакте движущегося запыленного газового потока с жидкостью. В результате контакта образуется межфазная поверхность контакта (поверхность осаждения). В скруббере Вентури жидкость, подаваемая в газовый поток, контактирует с ним в виде пузырьков, которые образуются при воздействии на жидкость газового потока. Эта жидкость захватывает взвешенные частицы пыли и уносит их из аппарата в виде шлама.

Диаметр горловины:

$$d_z = \sqrt{\frac{4 \cdot V_1}{\pi \cdot \omega_1}} \text{ м,}$$

где V_1 - расход очищаемого газа, $\text{м}^3/\text{с}$;

ω_1 - скорость очищаемого газа в горловине трубы, лежит в широких пределах, $\omega_1 = 60 \div 120$ м/с. Принимая $\omega_1 = 120$ м/с, определим диаметр горловины:

$$d_r = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,639}{3,14 \cdot 120}} = 0,082 \text{ м}$$

Длина горловины

$$\ell_r = 0,25 d_r .$$

$$\ell_r = 0,25 * 0,082 = 0,02 \text{ м};$$

Диаметр входного сечения конфузора и выходного диффузора:

$$D_K = 1,12 * \sqrt{V_1 / \omega_2} , \text{ м} \quad D_D = 1,12 * \sqrt{V_1 / \omega_3} , \text{ м}.$$

где ω_2, ω_3 - скорость газа на входе в конфузор, лежит в пределах $\omega_2 = 15 \div 20$ м/с, соответственно, на выходе из диффузора, лежит в пределах $\omega_3 = 20 \div 25$ м/с.

$$\omega_2, \omega_3 = 20 \text{ м/с}$$

$$D_K = 1,12 * \sqrt{(0,639/20)} = 0,20 \text{ м} \quad D_D = 1,12 * \sqrt{(0,639/20)} = 0,20 \text{ м}$$

Длина конфузора и диффузора соответственно:

$$\ell_1 = (D_K - d_r) / 2 \tan \alpha_1 , \text{ м}, \quad \ell_2 = (D_D - d_r) / 2 \tan \alpha_2 , \text{ м},$$

где α_1, α_2 - угол раскрытия конфузора и диффузора соответственно:
 $\alpha_1 = 15^\circ ; \alpha_2 = 7^\circ$.

$$\ell_1 = (0,2 - 0,082) / (2 * \tan(15^\circ)) = 0,22 \text{ м}$$

$$\ell_2 = (0,2 - 0,082) / (2 * \tan(7^\circ)) = 0,48 \text{ м}$$

Диаметр форсунки:

$$d_\phi = \sqrt{\frac{4 \cdot \xi \cdot \rho_{ж} \cdot L_{ж}}{n_\phi \cdot 2 \cdot \pi \cdot P}} \text{ м}$$

где $L_{ж}$ - расход раствора через форсунку, м³/с определяется по формуле

$$L_{ж} = (m * V_1);$$

$\rho_{ж}$ - плотность жидкости при соответствующей температуре,
кг/м³;

$$\xi = 0,73 - \text{коэффициент расхода жидкости};$$

$$P - \text{давление жидкости перед форсункой}, P = 150000 \text{ Па};$$

где m - удельный расход жидкости, ($m = 0,0025 - 0,005$ м³/с);

n_ϕ - число форсунок - принимается из расчета, что
максимальный диаметр орошения – 200 мм, т.е. при $D_K > 200$ мм
количество форсунок определяется:

$$n_\phi = D_K^2 / 0,2^2 - \text{округляется до целого числа}.$$

Принимая $m = 0,003$ м³/с, $\rho_{ж} = 10^3$ кг/м³, рассчитываем:

$$L_{ж} = (0,003 * 0,639) = 1,9 * 10^{-3} \text{ (м}^3/\text{с)} \text{ и}$$

$$n_\phi = 0,2^2 / 0,2^2 = 1$$

Учитывая полученные данные, определим диаметр форсунки:

$$d_\phi = \sqrt{[(4 * 0,73 * 10^3 * 1,9 * 10^{-3}) / (1 * 2 * 3,14 * 150000)]} \approx 2,4 * 10^{-3} \text{ м}$$

Параметры: $\ell_3 = 1 \div 1,5 D_K$; $\ell_4 = 0,5 \div 1,0 D_D$.

$$\ell_3 = 1,2 * 0,2 = 0,24 \text{ м}; \quad \ell_4 = 0,8 * 0,2 = 0,16 \text{ м}$$

Диаметр сепаратора

$$D_c = 1,12 \sqrt{\frac{V_1 \cdot (1 + m')}{\mu_c}}$$

где ω_c - скорость смеси $\omega_c = 1,5 \div 3$ м/с .

$$D_c = 1,12 \cdot \sqrt{[(0,639 \cdot (1 + 0,003) / 2]} = 0,63 \text{ м}$$

Гидравлическое сопротивление скруббера определяется сопротивлением трубы Вентури:

$$\Delta P = 0,12 \cdot \frac{\rho_2 \cdot \omega_1^2}{2} + 0,6 \cdot \frac{m' \cdot \rho_{ж} \cdot \omega_3^2}{2} \text{ Па}$$

$$\Delta P = \frac{0,12 \cdot 1,23 \cdot 120^2}{2} + \frac{0,6 \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3 \cdot 20^2}{2} = 1422,72 \text{ (Па)}$$

Эффективность очистки скруббера Вентури определяется по формуле:

$$\eta = 1 - e^{-B \epsilon^n},$$

где В и n - коэффициенты, В = 0,1, n = 0,28;

$$\eta = 1 - e^{-0,1 \cdot 1422,72^{0,28}} = 0,54$$

Выводы.

$\Delta P = 1422,72 \text{ Па}$; $\eta = 0,54$;

Геометрические параметры:

$D_k = D_d = 0,2 \text{ м}$; $D_c = 0,63 \text{ м}$; $l_r = 0,02 \text{ м}$; $d_r = 0,082 \text{ м}$; $l_1 = 0,22 \text{ м}$; $l_2 = 0,48 \text{ м}$; $l_3 = 0,24 \text{ м}$; $l_4 = 0,16 \text{ м}$; $d_\phi = 2,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$

6.5. Пример расчета теплообменника

Процессы абсорбции могут протекать при температуре газовой смеси при температурах ниже 30° . Поэтому для охлаждения газа перед входом в абсорбер применяется теплообменник или охладитель газа. В качестве охладителя используется кожухотрубный теплообменник газа.

Составим уравнение материального баланса:

$$Q = G_r \cdot C_{rg} \cdot (t_{нг} - t_{кг}) = G_b \cdot C_{рв} (t_{вк} - t_{вн}) = K \cdot F \cdot \Delta t_{ср}.$$

Количество теплоты из уравнения :

$$Q = G_r \cdot C_{rg} \cdot (t_{нг} - t_{кг}) \text{ кДж},$$

где – $G_r = V_1 \cdot \rho_r = 0,639 \cdot 1,23 = 0,786 \text{ кг/с}$ – расход газа;

C_{rg} – удельная теплоёмкость газа кДж/кг*град;

$t_{нг}$ – температура входящего газа;

$t_{кг}$ – температура выходящего газа.

Принимая во внимание, что $C_{rg} = 1,018 \text{ кДж/кг*град}$, $t_{нг} = 275^\circ\text{C}$, $t_{кг} = 30^\circ\text{C}$, определяем количество теплоты:

$$Q = 0,786 \cdot 1,018 \cdot (275 - 30) = 196,03 \text{ кДж/с}$$

Расход воды из уравнения

$$G_b = Q / C_{рв} (t_{вк} - t_{вн}) \text{ кг/с},$$

где – $C_{рв}$ – удельная изобарная теплоемкость воды, кДж/кг*град;

$t_{вк}$ – температура воды на выходе, $^\circ\text{C}$;

$t_{вн}$ – температура воды на входе, $^\circ\text{C}$. Температура воды на выходе и входе подбирается разработчиком.

Зная, что $C_{pв} = 4,2 \text{ кДж/кг} \cdot \text{град}$, $t_{вк} = 55 \text{ } ^\circ\text{C}$, $t_{вн} = 15 \text{ } ^\circ\text{C}$, можем определить расход воды в теплообменнике (4.45)

$$G_w = \frac{196,04}{4,2 \cdot (55 - 15)} = 1,17 \text{ кг/с}$$

Поверхность теплообмена:

$$F = Q / K \cdot \Delta t_{cp},$$

$$F = \frac{196,4 \cdot 10^3}{109,4 \cdot 76,5} \approx 23,4 \text{ м}^2$$

где – K – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт/м}^2 \cdot \text{град}$ (4.47):

$$K = 1 / [(d_n / \alpha_n \cdot d_v) + (2,3 \cdot 1 / \lambda \cdot (\ln d_n / d_v)) + d_v / \alpha_v \cdot d_n]$$

$$]= 1 / [0,014 / 450 \cdot 0,012 + 1 / 25 \cdot 2,3 \cdot \ln 0,014 / 0,012 + 0,012 / 2500 \cdot 0,014] = 109,4 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град},$$

где – α – коэффициент теплоотдачи от ядра потока, движущейся среды к стенке:

$$\alpha_v = 450 \text{ Вт / м}^2 \cdot \text{град};$$

$$\alpha_n = 2500 \text{ Вт / м}^2 \cdot \text{град};$$

$$\lambda - \text{коэффициент теплопроводности ; } \lambda = 25 \text{ Вт / м} \cdot \text{град};$$

d_n – наружный диаметр трубки, м;

d_v – внутренний диаметр трубки, м;

$$d_n = 0,014 \text{ м}; d_v = 0,012 \text{ м}$$

Средний температурный напор, $^\circ\text{C}$:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_\delta - \Delta t_m}{\ln \left(\frac{\Delta t_\delta}{\Delta t_m} \right)} = 220 - 15 / \lg 220 / 15 = 76,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Из графика (рис.6.1) можем определить $\Delta t_\delta = t_{нг} - t_{вк}$, и $\Delta t_m = t_{кг} - t_{вн}$.

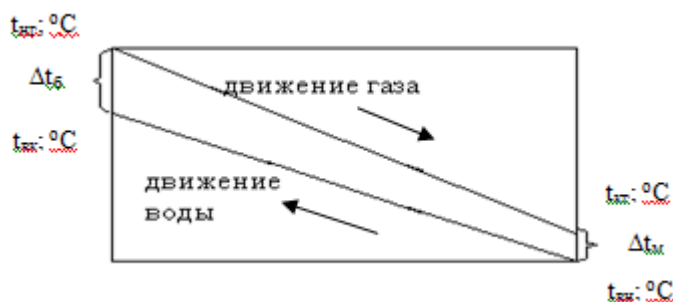


Рисунок 6.2 - Схема движения теплоносителя

$$\Delta t_\delta = 275 - 55 = 220 \text{ (} ^\circ\text{C)}^0$$

$$\Delta t_m = 30 - 15 = 15 \text{ (} ^\circ\text{C)}^0$$

Определяем конструктивные параметры теплообменника.

Из опыта известно, что при таком расположении трубок коэффициент заполнения равен :

$$\eta_3 = S_1 / S_{\text{тр}} \quad \eta_3 = 0,7-0,82 \quad \text{принимает } \eta_3 = 0,7 \quad \omega_r = 0,5 \text{ м/с}$$

На рис. 6.3 представлена схема кожухотрубного теплообменника.

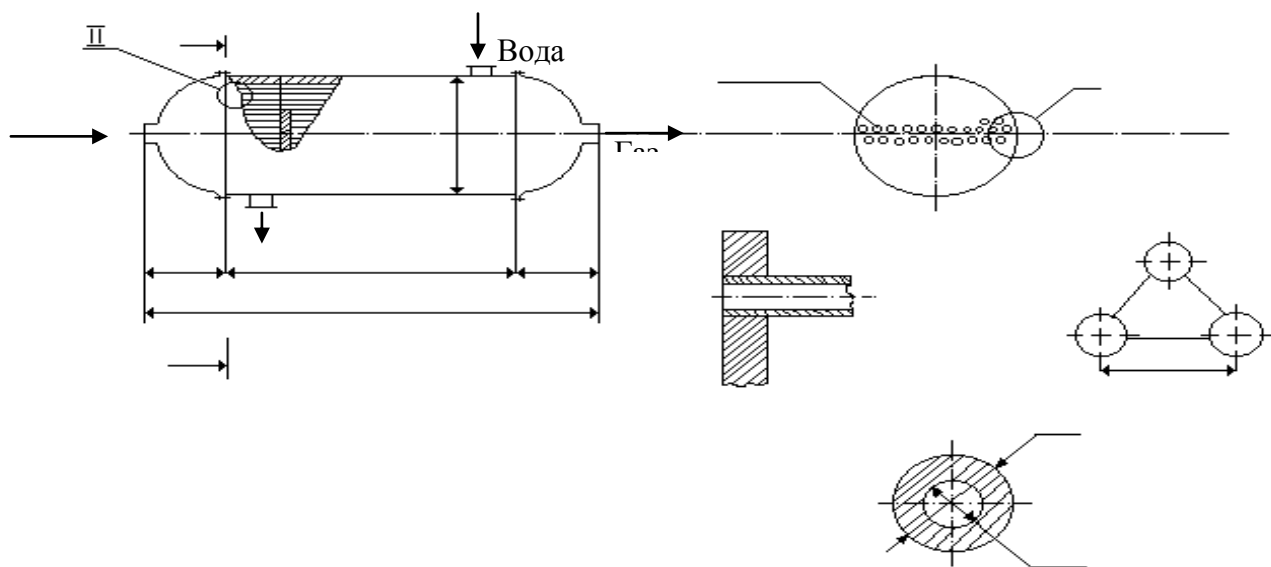


Рисунок 6.3 - Схема кожухотрубного теплообменника

$$\eta_3 = S_{\text{тр}} / S_1 - \text{коэффициент заполнения}$$

где S_1 – площадь, занимаемая трубной решеткой, $S_{\text{тр}}$ – площадь, занимаемая трубным пучком

$$S_{\text{тр}} = V_1 / \omega_r = 0,639 / 10 = 0,0639 \text{ м}^2 \quad S_{\text{тр}} = n d_b^2 \pi / 4, \text{ отсюда } n = 4$$

$$\eta_3 = S_{\text{тр}} / S_1,$$

где $S_{\text{тр}}$ – площадь, занимаемая трубной решеткой; S_1 – площадь, занимаемая трубным пучком; η_3 – коэффициент заполнения, $\eta_3 = 0,7-0,82$, принимаем равном 0,8

$$S_{\text{тр}} = V_1 / \omega_r = 0,639 / 10 = 0,0639 \text{ м}^2$$

$$\omega_r = 5-10 \text{ м/с, принимаем } \omega_r = 10 \text{ м/с}$$

$$S_{\text{тр}} = \pi n d_b^2 / 4$$

$$n = 4 S_{\text{тр}} / \pi d_b^2 = 566 \text{ трубок}$$

$D = \sqrt{n d_b^2 / \eta_3} = 0,37 \approx 0,4 \text{ м}$ При большой поверхности теплообмена делаем 2 теплообменника диаметром $D = 1 \text{ м}$.

Длина теплообменника :

$$\ell = F/\pi \cdot d_n \cdot n,$$

$$l = \frac{23,4}{3,14 \cdot 0,014 \cdot 566} = 0,92 \text{ м} \approx 1 \text{ м} \quad (\text{м})$$

Проверяем условие

$$1.5D \leq \ell \leq 3.5D,$$

0,6 м ≤ 1 ≤ 1,4 м, т.е. условие выполняется.

Ширина крышки :

$$H = 0.3D, \text{ м.}$$

$$H = 0,3 \cdot 0,4 = 0,12 \text{ м}$$

Общая длина теплообменника :

$$L = 2H + \ell, \text{ м.}$$

$$L = (2 \cdot 0,12 + 1) = 1,24 \text{ м}$$

Вывод. $L = 1,24 \text{ м}; D = 0,4 \text{ м}$

6.6 Обобщенные результаты анализа расчетно-аналитического выбора пылегазоочистной установки

Общая эффективность очистки от пыли определяется по формуле

$$\eta = [1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2)(1 - \eta_3)],$$

где η_1 – эффективность очистки после первой ступени;

η_2 – эффективность очистки после второй ступени;

η_3 – эффективность очистки после третьей ступени;

для осадительной камеры: $\eta_1 = 1/e^n$;

для циклона $\eta_2 = 0,5 [1 + \Phi(x)]$;

для скрубера Вентури $\eta_3 = 1 - e^{-\eta_3^n}$.

$$\eta = 1 - (1 - 0,95) \cdot (1 - 0,98) \cdot (1 - 0,54) = 0,99$$

Вывод. Эффективность очистки спроектированной трехступенчатой пылеочистной установки весьма высока (0,99) и больше, чем требуемая степень очистки для достижения нормативных ПДК пыли в окружающем воздухе. При этом эффективность очистки неодинакова для различных размеров частиц и повышается с увеличением их диаметра. Таким образом, данная газоочистная установка соответствует требованиям и является пригодной для применения при очистке воздуха от пыли, выбрасываемого из цеха.

Сделаем оценку эффективности очистки по дисперсному и фракционному составу пыли:

Ступени очистки	Диаметр частиц, мкм	Фракционный состав, %	Процент осаждения, %	Потери давления, Па
1. Осадительная камера	60 – 80	17,4	95	3,7
2. Циклон	60-18	44,7	98	1108,97
3. Скруббер Вентури	0 – 18	37,9	54	1422,886
ИТОГО		100		2535,556

Контрольные вопросы

1. Обоснование допустимых выбросов при рассеивании вредных веществ через высокие источники.
2. Режимы движения рабочих сред, гидравлический радиус, эквивалентный диаметр.
3. Критерии подобия, применяемые при расчетах аппаратов пылеочистки.
4. Параметры пылеулавливания.
5. Принцип работы циклона.
6. Принцип работы пылеосадительной камеры.
7. Сухие, мокрые пылеуловители, принципы их работы.
8. Принцип работы теплообменников.

6.7. Пример расчета насадочного абсорбера

Исходные данные для расчета.

Спроектировать насадочный абсорбер для очистки газа от двуокиси углерода раствором (суспензией) $\text{Ca}(\text{OH})_2$ при следующих условиях: эффективность 95% очистки от газового компонента задавалась вследствие отсутствия ПДК двуокиси углерода, увеличивается количество вентиляционного воздуха V_c до $10000 \text{ м}^3/\text{ч}$.

$V_c = 10000 \text{ м}^3/\text{ч}$; $t_r = 30^\circ \text{ C}$; начальная концентрация двуокиси углерода в газовой смеси $C_{\text{вхг}} = 6,25/0,639 \cdot 10^3 = 9,78 \cdot 10^3 \text{ мг/м}^3 = C_{\text{н}} = 0,00978 \text{ кг/м}^3$. (см. «Определение степени загрязнения окружающей среды» примера расчета)

$X_{\text{н}} = 0$; температура раствора, подаваемого на орошение – 30° C . Процесс протекает при атмосферном давлении $P_{\text{атм}} = 10,133 \cdot 10^4 \text{ Па}$, $\eta = 95\%$.

Дополнительные условия: $D_a \leq 3 \text{ м}$, полная высота $H_a \leq 9 \text{ м}$.

Полное гидравлическое сопротивление $\Delta P \leq 9 \text{ кПа}$.

Справочные данные по двуокиси углерода, инертному газу(воздуху) и поглотителю (водному раствору $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Вследствие большой разбавленности раствора справочные данные берутся по воде)

Среда	М молярная масса кг/кмоль	ρ_0 плотность кг/м ³	μ вязкость динамическая Па*с $t = 20^\circ\text{C}$
Двуокись углерода CO_2	44	1,977	
Инертный газ (воздух)	29	1,29	$18,2 \cdot 10^{-6}$
Водный раствор $(\text{CaOH})_2$	18	998,2 ($t=20^\circ\text{C}$)	10^{-3}

Количественная оценка компонентов, участвующих в процессе

Концентрация газа-загрязнителя на входе в объемных процентах

$$Y_n = \frac{C_n \cdot 22,4 \cdot 100\%}{M_{\text{CO}_2}} = \frac{0,00978 \cdot 22,4 \cdot 100\%}{44} = 0,5\% \quad 22,4 \cdot 10^{-3} - \text{объем 1}$$

моля любого газа при нормальных условиях

Концентрация газа-загрязнителя на выходе в объемных процентах

$$Y_k = Y_n \cdot (1 - \eta) \quad Y_k = 0,5 \cdot (1 - 0,95) = 0,025\%$$

Массовый и объемный расход газа-загрязнителя на входе в абсорбер

$$M_{\text{г.к}} = V_{\text{г}} \cdot C_n = 10000 \cdot 0,0098 = 98,2 \text{ кг/ч}$$

$V_{\text{г}}$ - м³/ч количество поступающей воздушной смеси

$$V_{\text{г.к}} = M_{\text{г.к}} / \rho_{\text{г}} = 98,2 / 1,977 = 49,67 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество инертного газа (массовый и объемный расход)

$$V_{\text{ин.г}} = V_{\text{г}}(1 - y_n) = 10000(1 - 0,005) = 9950 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$M_{\text{ин.г}} = V_{\text{ин.г}} \rho_{\text{ин.г}} = 9950 \cdot 1,29 = 12835,5 \text{ кг/ч}$$

Концентрация газа-загрязнителя в поступающем газе на входе в килограммах на 1 кг инертного газа):

$$\bar{Y}_n = M_{\text{г}}^{\text{г}} / M_{\text{ин.г}} = 98,2 / 12835,5 = 0,0076 \text{ кг/кг};$$

Концентрация газа-загрязнителя в газе-носителе на выходе в килограммах на 1 кг инертного газа:

$$\bar{Y}_k = \frac{M_{\text{г}}}{M_{\text{ин.г}}} \cdot \frac{Y_k}{1 - Y_k} = 44 / 29 \cdot 0,00025 / (1 - 0,00025) = 0,00038 \text{ (кг/кг)}$$

Количество поглощаемого газа-загрязнителя:

$$M_{\text{CO}_2} = M_{\text{CO}_2}^{\text{г}} \cdot \eta = 98,2 \cdot 0,95 = 93,3 \text{ (кг/ч)}$$

Полный расход поглотительного раствора составит:

$$L_0 = l \cdot M_{\text{ин.г}} = 12835,5 \cdot 2 = 25671 \text{ кг/ч}$$

где l - удельный расход поглотителя ($2 \div 5 \text{ кг/кг.}$) Выбираем

$$l = 2 \text{ кг/кг}$$

Содержание CO_2 в уходящем поглотителе на 1 кг раствора:

$$\bar{X}_k = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{l}, \text{ кг/кг}$$

$$\bar{X}_k = \frac{0,0076 - 0,00038}{2} = 0,0036 \text{ кг/кг.}$$

Уравнение материального баланса абсорбера имеет вид:

$$M_{ин.г}(\bar{Y}_н - \bar{Y}_к) = L_0(\bar{X}_к - \bar{X}_н), \text{ т.е. проверить}$$

$$12835,5(0,0076-0,00038)=25671(0,0036-0)$$

$$\Delta M = |92,4156-92,4156| = 0$$

Решение уравнений массопередачи:

Из уравнения рабочей линии.

$$\bar{Y} = \frac{L}{G} \bar{X} + (\bar{Y}_н - \frac{L}{G} \bar{X}_к),$$

Принимаем $L/G = l$, тогда $\bar{Y} = l \cdot \bar{X} + (\bar{Y}_н - l \cdot \bar{X}_к)$,

Ограничимся определением $\bar{X}$ в точке, соответствующей среднему значению Y :

$$\bar{Y} = \frac{\bar{Y}_н + \bar{Y}_к}{2} = 0,00798/2 = 0,004 \text{ кг/кг}$$

Для этой точки:

$$\bar{Y} - \bar{Y}_н + l \cdot \bar{X}_к = l \cdot \bar{X},$$

$$\bar{X} = \frac{\bar{Y} - \bar{Y}_н + l \cdot \bar{X}_к}{l} \text{ (кг/кг)}.$$

$$\bar{X} = \frac{0,004 - 0,0076 + 2 \cdot 0,0036}{2} = 0,0018 \text{ кг/кг}.$$

Для построения линии равновесия на входе газа принимаем:

$$\bar{X}_к = 0,0036 \text{ кг/кг}; \quad \bar{Y}_н = 0,0076 \text{ кг/кг};$$

Для двуокиси углерода $m_{рх} = 18,8$ кПа при t_{30}° (таблица А.2)

$$P^* = \bar{X}_к \cdot m_{рх} = 0,0036 \cdot 18800 = 67,68 \text{ Па}.$$

Равновесное значение $\bar{Y}_н^*$ на входе газа определяется:

$$\bar{Y}_н^* = P^* / P = 67,68 / 1,0133 \cdot 10^5 = 0,00067 \text{ кг/кг}$$

Аналогично на выходе газа $\bar{Y}_к = 0,00038 \text{ кг/кг}$, $Y_{к}^* = 0$.

Итак, рассчитав требуемые величины, строим график линии равновесия и рабочей линии (рис. 6.4)

Линия равновесия т. Д ($\bar{Y}_н^* = 0,00067$; $\bar{X}_к = 0,0036 \text{ кг/кг}$)

Рабочая линия т. А ($\bar{Y}_н = 0,0076 \text{ кг/кг}$; $\bar{X}_к = 0,0036 \text{ кг/кг}$),

т.В ($\bar{Y}_к = 0,00038$; $\bar{X}_н = 0$)

т.С. ($\bar{Y} = 0,004 \text{ кг/кг}$; $\bar{X} = 0,0018 \text{ кг/кг}$)

($\bar{Y}_н = 0,0076 \text{ кг/кг}$, $\bar{Y}_н^* = 0,00067 \text{ кг/кг}$, $\bar{X}_к = 0,0036 \text{ кг/кг}$, $\bar{Y}_к = 0,00038 \text{ кг/кг}$, $\bar{X}_н = Y_{к}^* = 0$)

Из графика можем определить (рис. 6.4):

$$\Delta Y_{\delta} = \bar{Y}_н - \bar{Y}_н^* = 0,0076 - 0,00067 = 0,007 \text{ кг/кг}$$

$$\Delta Y_{\mu} = \bar{Y}_к - \bar{Y}_к^* = 0,00038 - 0 = 0,00038 \text{ кг/кг}$$

Рабочая линия: A ($\bar{y}_H=0,0076$; $\bar{x}_K=0,0036$)
 B ($\bar{y}_K=0,00038$; $\bar{x}_H=0$)
 C ($\bar{y}_{cp}=0,004$; $\bar{x}=0,0018$)
 Линия равновесия: D ($\bar{y}_H^*=0,00067$; $\bar{x}_K=0,0036$)

$$\Delta \bar{y}_6 = \bar{y}_H - \bar{y}_H^* \text{ (AD)}$$

$$\Delta \bar{y}_H = \bar{y}_K^* - \bar{y}_K^* \text{ (OB)}$$

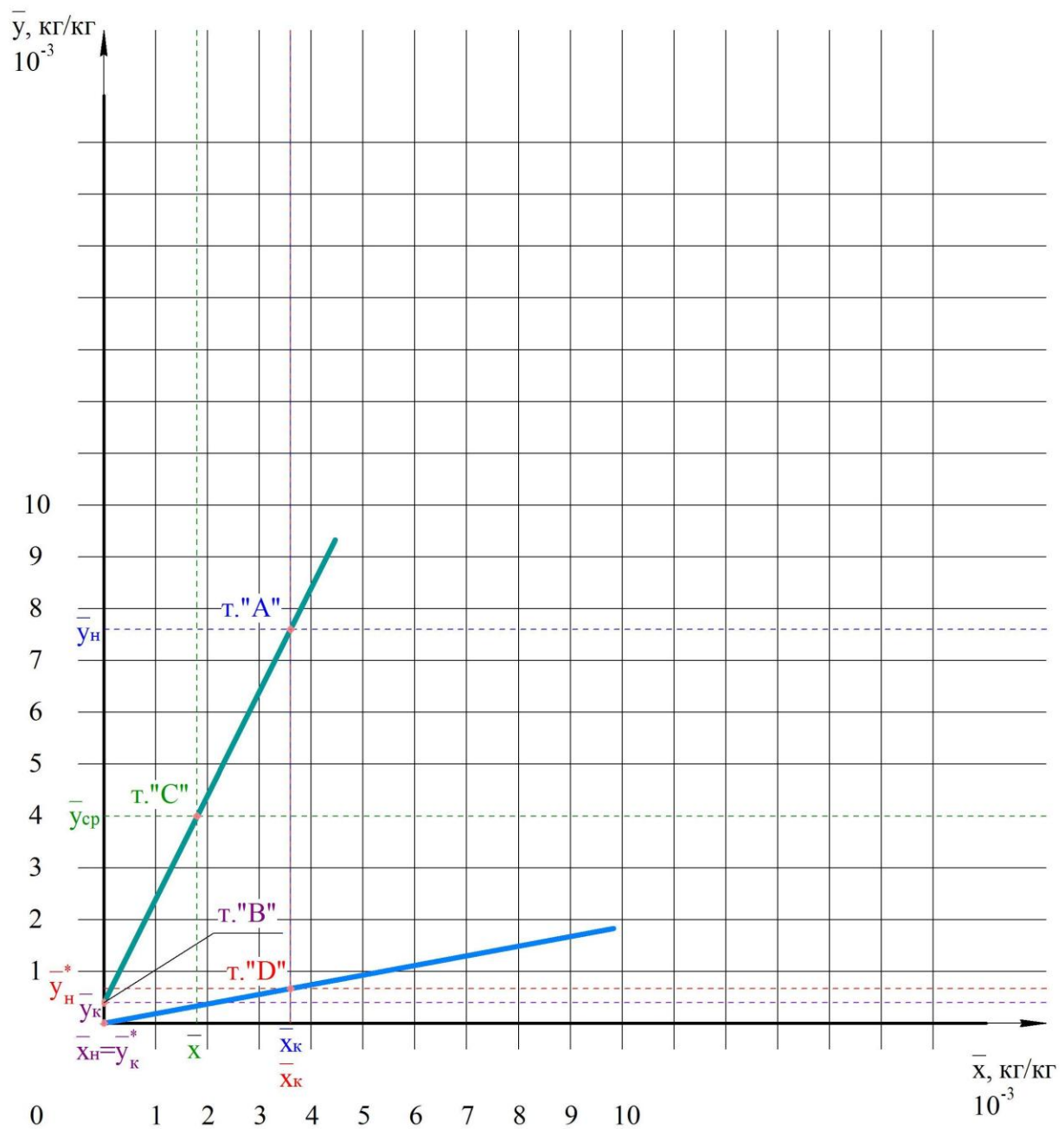


Рисунок 6.4 – График линии равновесия и рабочей линии абсорбции двуокиси углерода CO

Находим среднюю движущую силу процесса:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_{\delta} - \Delta Y_{\mu}}{\ln \frac{\Delta Y_{\delta}}{\Delta Y_{\mu}}};$$

$$\Delta Y_{cp} = \frac{0,007 - 0,00038}{\ln \frac{0,007}{0,00038}} = 0,0023 \text{ кг/кг}$$

Число единиц переноса:

$$N_{0r} = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{\Delta Y_{cp}};$$

$$N_{or} = \frac{0,0076 - 0,00038}{0,0023} = 3,14$$

В качестве насадки выбираем кольца Рашига размером 100x100x10 мм. Характеристики неупорядоченных колец Рашига (размеры даны в мм) (см. в приложении А1).

Определяем характеристику насадки: $a = 60 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon = 0,72 \text{ м}^3/\text{м}^2$; $d_{\text{ЭКВ}} = 0,048 \text{ м}$.

Плотность смеси воздуха и двуокиси углерода:

$$\rho_{см} = \frac{M_{ин.г} * \rho_{ин.г} + M_{co_2} * \rho_{c_4}}{M_{ин.г} + M_{co_2}};$$

$$\rho_{см} = \frac{12835,5 * 1,29 + 93,3 * 1,977}{12255 + 379} = 1,29 \text{ кг/м}^3$$

Площадь сечения абсорбера определяется из условия скорости к свободному сечению аппарата $\varpi_{\Gamma} = 1 - 2 \text{ м/с}$. Принимаем $\varpi_{\Gamma} = 1,8 \text{ м/с}$,

$$S_a = G / (3600 * \varpi_{\Gamma} * \rho_{см}),$$

где $G = M_{ин.г.} + M_{CO_2} = 12835,5 + 93,3 = 12928,8 \text{ кг/ч}$

$$S_a = \frac{12928,8}{3600 * 1,8 * 1,29} = 1,55 \text{ м}^2$$

Диаметр аппарата:

$$D_a = \sqrt{\frac{4 * S_a}{\pi}}; \quad D_A = \sqrt{\frac{4 * 1,55}{3,14}} = 1,4 \text{ м}$$

По таблице А6 принимаем $D_A = 1,4 \text{ м}$ Площадь поперечного сечения $S_A = 1,54 \text{ м}^2$

Высота единицы переноса:

- для газовой фазы: $h_{\Gamma} = 0,615 * d_3 * Re_{\Gamma}^{0,345} * \sqrt[3]{Pr_{\Gamma}^2}$,
- для жидкой фазы: $h_{ж} = 119 Q_{прив} * \sqrt[4]{Re_{ж}} * \sqrt{Pr_{ж}}$,

где $Q_{прив.}$ – приведенная толщина пленки жидкости, м:

$$Q_{прив.} = (\mu_{ж}^2 / \rho_{ж}^2 * g)^{1/3}, \text{ где } \rho_{ж} = 998,2 \text{ кг/м}^3; \mu = 10^{-3} \text{ Па*с.}$$

$$Q_{прив} = 3 \sqrt{\frac{(10^{-3})^2}{998,2^2 * 9,8}} = 0,0000467 = 0,467 \cdot 10^{-4} \text{ м}$$

Коэффициент диффузии диоксида углерода в газе – носителе (воздухе) при 30 °С определяется по формуле

$$D_z = D_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \sqrt{\left(\frac{T}{T_0}\right)^3} \text{ м}^2/\text{с},$$

где D_0 – коэффициент диффузии диоксида углерода в воздухе при нормальных условиях $P = 10^5$ Па и $t = 0$ °С ($D_0 = 13,8 \cdot 10^{-6}$ м²/с см. таблицу А4);

T_0 – абсолютная температура газа в К °при нормальных условиях ,

T – температура, при которой определяется коэффициент диффузии в К°.

$$D_z = 13,8 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{10^5}{10^5} \cdot \sqrt{\left(\frac{303}{273}\right)^3} = 16,14 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Если неизвестен коэффициент диффузии D_0 газа-загрязнителя, можно воспользоваться формулой

$$D = \frac{0,986 \cdot 10^{-8} T^{1,75}}{P \left(\frac{1}{v_A^2} + \frac{1}{v_B^2} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \text{ м}^2/\text{с},$$

где M_A и M_B – молярные массы газа-загрязнителя и инертного газа,

v_A, v_B – молярные объемы соответственно (таблица А3). Молярные объемы определяются как суммы атомных объемов элементов, входящих в состав газа

Критерий Рейнольдса для газа:

$Re_r = 4 \cdot \varpi_r / (a \cdot \mu_r)$, где ϖ_r – массовая скорость газа,

$\varpi_r = G_{cm} / (3600 \cdot S_a) = 12928,8 / (3600 \cdot 1,54) = 2,33$ кг/м²·с,

$Re_r = 4 \cdot 2,33 / (60 \cdot 18,2 \cdot 10^{-6}) = 8534,7$

Коэффициент диффузии CO_2 $D_{ж20}$ в жидкой фазе при 20 °С определяется по формуле:

$$D_{ж20} = \frac{10^{-6}}{A_1 \cdot B_1 \cdot \sqrt{\mu_{ж}} \cdot (v_A^{\frac{1}{3}} + v_B^{\frac{1}{3}})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{\mu_A} + \frac{1}{\mu_B}} \text{ м}^2/\text{с})$$

$$D_{ж20} = \frac{10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \cdot \sqrt{1} \cdot (18,9^{\frac{1}{3}} + 34^{\frac{1}{3}})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{44} + \frac{1}{18}} = 0,001647 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

где $\mu_{ж} = 1$ мПа·с, $v_a = 18,9$ (для воды), $v_b = 34$ (для CO_2) – молярные объемы молярного вещества и растворителя (см. приложение А3). $\mu_a = 44$, $\mu_b = 18$ – молекулярные массы вещества и растворителя. $A_1=1$, $B_1=4,7$ (см.приложение А7).

Коэффициент диффузии D_{30} при 30 °С определяется из уравнения:

$$D_{ж30} = D_{20} [1 + b_t(t-20)],$$

$$D_{ж30} = 0,001674 \cdot 10^{-6} [1 + 0,02(30-20)] = 0,002 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с},$$

где b_t – температурный коэффициент,

$$b_t = \frac{0,2 \cdot \sqrt{\mu_{жс} \cdot 10^3}}{\sqrt[3]{\rho_{жс}}},$$

$$b_t = \frac{0,2 \cdot \sqrt{10^{-3} \cdot 10^3}}{\sqrt[3]{998,2}} = 0,02.$$

Критерий Рейнольдса для жидкости:

$Re_{ж} = 4 \cdot \varpi_{ж} / (a \cdot \mu_{ж})$, где $\varpi_{ж}$ – массовая скорость жидкости,

$\varpi_{ж} = L_0 / (3600 \cdot S_a) = 25671 / (3600 \cdot 1,54) = 4,63 \text{ км/м}^2 \cdot \text{с}$,

$Re_{ж} = 4 \cdot 4,63 / (60 \cdot 10^{-3}) = 308,7$

Диффузионный коэффициент Прандтля для газа:

$Pr_g = \mu_g / (\rho_g \cdot D_g)$

$Pr_g = 18,2 \cdot 10^{-6} / (1,29 \cdot 16,14 \cdot 10^{-6}) = 0,874$

Диффузионный коэффициент Прандтля для жидкости:

$Pr_{ж} = \mu_{ж} / (\rho_{ж} \cdot D_{30})$,

$Pr_{ж} = 10^{-3} / (998,2 \cdot 0,002 \cdot 10^{-6}) = 500,9$

Высота единицы переноса для газовой фазы:

$h_g = 0,615 \cdot d_3 \cdot Re_g^{0,345} \cdot \sqrt[3]{Pr_g^2} =$

$= 0,615 \cdot 0,048 \cdot 8534,7^{0,345} \cdot \sqrt[3]{0,874^2} = 0,613 \text{ м.}$

Высота единицы переноса для жидкой фазы:

$h_{ж} = 119 Q_{прив} \cdot \sqrt[4]{Re_{жс}} \cdot \sqrt{Pr_{жс}} = 119 \cdot 0,467 \cdot 10^{-4} \cdot \sqrt[4]{308,7} \cdot \sqrt{500,9} = 0,5 \text{ м.}$

Суммарная высота единицы переноса:

$h_{ог} = h_g / Y_g + m_{yx} / \ell \cdot h_{ж} / Y_{ж}$,

где Y_g и $Y_{ж}$ – коэффициент ухудшения массоотдачи в газовой и жидкой фазах, находится в пределах $Y_g = 0,85 \div 0,97$; $Y_{ж} = 0,9 \div 0,995$.
Принимаем $Y_g = 0,85$; $Y_{ж} = 0,9$.

Константа фазового равновесия для средней точки

$m_{yx} = \bar{Y}^* / \bar{X}$, $\bar{Y}^* = 0,00067 / 2 = 0,00034$ $\bar{X} = 0,0036 / 2 = 0,0018$

$m_{yx} = 0,00067 / 0,0018 = 0,188$

тогда $h_{ог} = 0,613 / 0,85 + 0,188 / 2 \cdot 0,5 / 0,9 = 0,772 \text{ м.}$

С учётом значений $N_{ог}$ и h от $h_{ог}$ высота насадки составит:

$h_n = N_{ог} \cdot h_{ог}$

$h_n = 3,14 \cdot 0,772 = 2,42 \text{ м.}$

Отношение высоты насадки к диаметру аппарата должны удовлетворять условию $h_n / D_a = 1,5 - 10$

$h_n / D_a = 2,42 / 1,4 = 1,72$

Расстояние между днищем абсорбера и насадкой равно $1 - 1,3 D_a$.
Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера примем $0,5 D_a$. Тогда общая высота абсорбера:

$H_a = h_n + 1,3 D_a + 0,5 D_a$,

$H_a = 2,42 + 1,3 \cdot 1,4 + 0,5 \cdot 1,4 = 4,94$ принимаем 5 м.

Гидравлическое сопротивление абсорбера:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \varepsilon_0 * (h_{\text{н}} / d_{\text{эКВ}}) * (\varpi_{\text{к}}^2 * \rho_{\text{г}} / 2),$$

где – $d_{\text{эКВ}}$ – эквивалентный диаметр насадки;
 при $Re > 40$ $\varepsilon_0 = 16 / Re_{\text{г}}^{0,2}$; $\varepsilon_0 = 16 / 8534,7^{0,2} = 2,62$;
 $\varpi_{\text{к}}$ – действительная скорость газа в абсорбере $\varpi_{\text{к}} = \varpi_{\text{г}} / \varepsilon$, м/с;
 $\varpi_{\text{к}} = 1,8 / 0,72 = 2,5$ м/с,
 $\Delta P_{\text{сух}} = 2,62 * \left(\frac{2,42}{0,048} \right) * \left(\frac{2,5^2 * 1,29}{2} \right) = 532,5$ Па

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки:

$$\Delta P_{\text{ор}} = M * \Delta P_{\text{сух}},$$

где – $M = 10^{\beta * L_{\text{ор}} * 0,001}$; β – керамические кольца Рашига.

β	Размер колец
45	10; 15 мм
51	25; 35 мм
48	50 мм
40	80 мм
33	100 мм

$L_{\text{ор}}$ – плотность орошения – определяется по формуле

$$L_{\text{ор}} = L_{\text{д}} / S_{\text{а}} * \rho_{\text{ж}}$$

$$L_{\text{ор}} = 25671 / 1,54 * 998,2 = 16,7 \text{ м}^3 / \text{м}^2 * \text{ч}$$

$$M = 10^{33 * 16,7 * 0,001} = 3,56$$

$$\Delta P_{\text{ор}} = 3,56 * 532,5 = 1895,7 \text{ Па.}$$

Общее гидравлическое сопротивление абсорбера

$$\Delta P = \Delta P_{\text{ор}} + \Delta P_{\text{сух}} = 1895,7 + 532,5 = 2428,2 \text{ Па.}$$

Вывод При расчёте насадочного абсорбера были определены его конструктивные характеристики и основные параметры:

$$H = 5 \text{ м}; \quad D_{\text{а}} = 1,4 \text{ м}; \quad \Delta P = 2428,2 \text{ Па.}$$

Дополнительные требования соблюдены.

Контрольные вопросы

1. Равновесие в системе газ-жидкость.
2. Фазовое равновесие. Линия равновесия.
3. Материальный баланс. Рабочая линия.
4. Кинетика процесса абсорбции.
5. Уравнение массотдачи и массопередачи.
6. Физика процесса абсорбции.

ЛИТЕРАТУРА

1. Макаров В.В. Основы защиты воздушного бассейна. – Севастополь: СевНТУ, 2003. – 282 с.
2. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. – М.: Издательство «Химия», 1968. – 848 с.
3. Рамм В.М. Абсорбция газов. - М.: Издательство «Химия», 1976. - 654 с.
4. Оборудование для санитарной очистки газов : справочник / Под общ. ред. И.Е. Кузнецова. - Киев: «Техника», 1989. - 304 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Таблица А.1 - Характеристика насадок

Керамические кольца Рашига, мм	Удельная поверхность A , м ² /м ³	Свободный объем ϵ , м ³ /м ³	Эквивалентный диаметр $d_{\text{э}}$, м	Насыпная плотность ρ , кг/м ³	Число штук в м ³
10x10x1,5	440	0,7	0,006	700	70*10 ⁴
15x15x2	330	0,7	0,009	690	22*10 ⁴
25x25x3	200	0,74	0,015	530	50*10 ³
35x35x4	140	0,78	0,022	530	18*10 ³
50x50x5	100	0,735	0,027	650	8500
80x80x8	80	0,72	0,036	670	2200
100x100x10	60	0,72	0,048	670	1050

Таблица А.2 - Константы фазового равновесия ($m_{\text{рх}}$ в кПа) для водных растворов некоторых газов

Газ	10 °С	15 °С	20 °С	30 °С
1.Водород	645	670	693	739
2.Азот	677	748	815	936
3.Оксид углерода	448	496	543	628
4.Кислород	332	370	405	481
5.Диоксид углерода	10,6	12,4	14,4	18,8
6.Ацетилен	9,74	10,9	12,3	14,8
7.Хлор	3,96	4,61	5,36	6,70
8.Сероводород	3,70	4,28	4,90	6,17
9.Метан	301	341	380	455
10.Оксид азота	220	245	268	314
11.Этан	192	229	267	347
12.Этилен	77	99,7	103	128
13.Заись азота	17	20	26	36
14.Аммиак	14,3	16,8	20	25,9
15.Аммиак	2,7	3,2	4,3	5,1
16.Фтор	7,4	8,7	10,6	11,8
17.Пары соляной к-ты	385	615	673	701
18.Пары серной к-ты	7,0	8,5	10	18

Таблица А.3 - Атомные объемы некоторых элементов и молярные объемы некоторых газов

Вещество	Атомный объем см ³ /атом	Вещество	Молярный объем см ³ /атом
Бром (Br)	27.0	Йод (I)	37.0
Углерод (C)	14.8	Водород (H ₂)	14.3
Хлор (Cl)	24.6	Кислород (O ₂)	25.6
Водород (H ₂)	3.7	Азот (N ₂)	31.2
Азот в первичных аминах	10.5	Воздух	29.9
Азот во вторичных аминах	12.0	Оксид углерода (CO)	30.7
Азот с двумя насыщенными связями	15.6	Диоксид углерода (CO ₂)	34.0
Кислород с двумя насыщенными связями	7.4	Диоксид серы (SO ₂)	44.8
Кислород в кислотах	12.0	Диоксид азота (NO)	23.6
Кислород в соединениях с серой (S), фосфором (P), азотом (N)	8.3	Оксид азота (N ₂ O)	36.4
Сера (S)	25.6	Аммиак (NH ₃)	25.8
Фтор (F)	8.7	Вода (H ₂ O)	18.9
Йод (I)	37.0	Хлор (Cl ₂)	48.4
H ₂ S	32.9	Бром (Br)	53.2
		Йод (I ₂)	71.5

Таблица А.4 - Коэффициенты диффузии газов и паров в воздухе при нормальных условиях ($P = 10^5$ Па, $t = 0$ °C)

Газ	$D_0 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$
Азот (N_2)	13.2
Азот окись	14,5
Азота двуокись	11,9
Аммиак (NH_3)	19,8
Ацетон ($\text{C}_3\text{H}_2\text{O}$)	9.22
Бензол (C_6H_6)	7.7
Бутилацетат	5.7
Водород (H_2)	61.1
Водяной пар (H_2O)	21.9
Диоксид серы (SO_2)	12,2
Диоксид углерода (CO_2)	13.8
Этилен	15,2
Диэтиловый эфир	7.8
Кислород (O_2)	17.8
Метиловый спирт (CH_4OH)	13.3
Сероводород (H_2S)	9.4
Сероуглерод (CS_2)	8.9
Хлористый водород (HCl)	13.0
Хлор	12,4
Метан (CH_4)	19,6
Углерода окись	20,2

Таблица А.5 - Плотность газов и паров (ρ)

Формула	Наименование	ρ , г/л (мг/мл)
CH_4	Метан	0,7168
C_2H_2	Ацетилен, этин	1,173
C_2H_4	Этилен, этен	1,2604
C_2H_6	Этан	1,3566
CO	Окись углерода	1,2504
CO_2	Двуокись углерода	1,9769
Cl_2	Хлор	3,214
H_2	Водород	0,08988
HCl	Хлористый водород	1,6392
H_2S	Сероводород	1,539
NH_3	Аммиак	0,7710
N_2O	Заись азота	1,9778
NO	Окись азота	1,3402
NO_2	Двуокись азота	2,055
SO_2	Двуокись серы	2,9269

Таблица А.6 - Нормальные ряды диаметров колонн

Виды промышленности	Нормальные ряды колонных аппаратов, мм
Химическая	400; 500; 600; 800; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2200; 2600; 3000

Таблица А.7 - Значения коэффициентов A_1 и B_1 для некоторых веществ, растворенных в воде

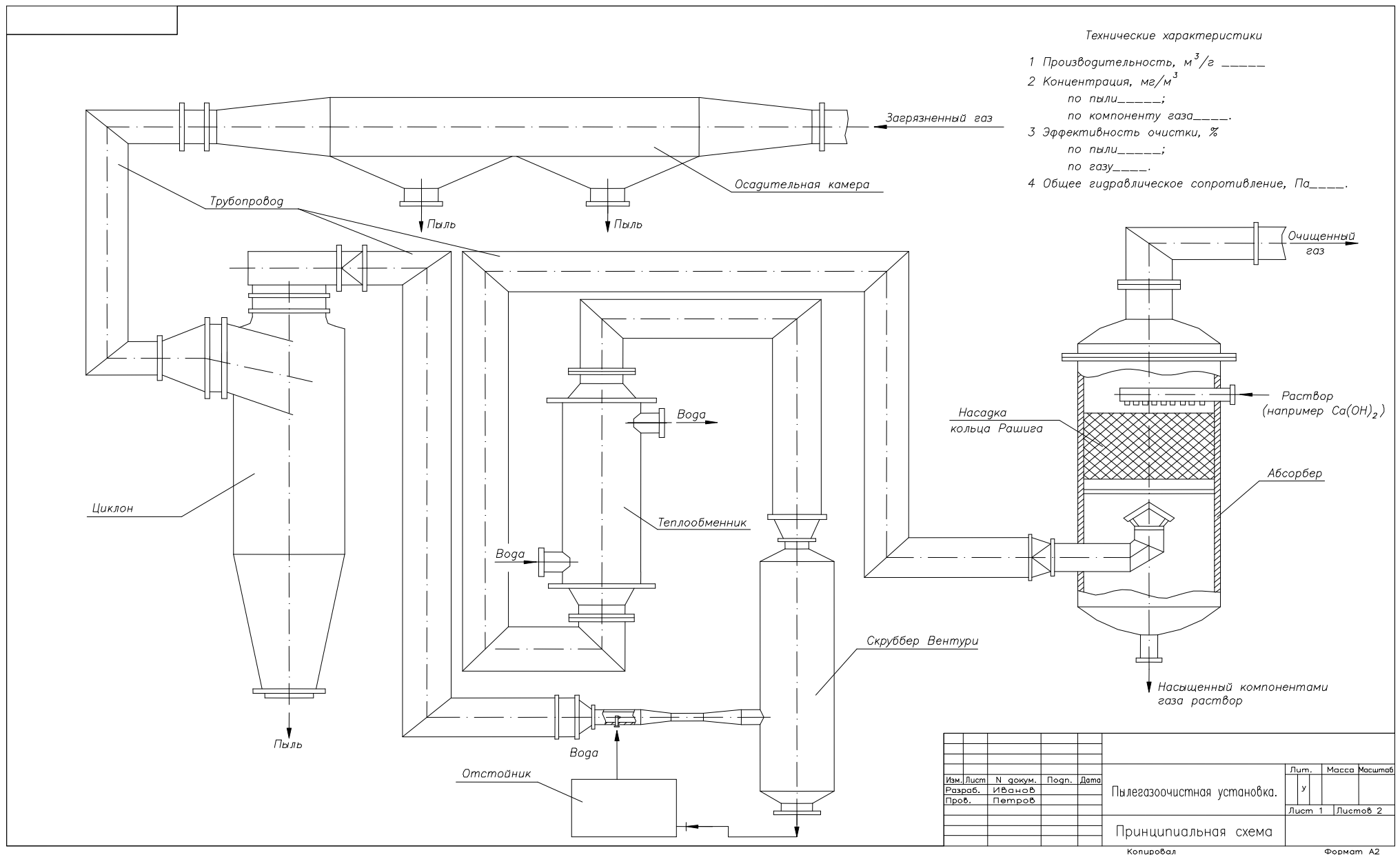
Вещество	Коэффициент	
	A_1	B_1
Газ	1,0	
Этиловый спирт	1,24	2,0
Метиловый спирт	1,19	2,0
Уксусная кислота	1,27	
Вода		4,7
Ацетон		1,15
Неассоциированные жидкости		1,0

Таблица А.8 - Индивидуальное задание

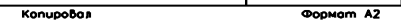
№	Р атм. Па 10^5 Па	Газ	Кольца Рашига
1		Диоксид углерода (CO_2)	50x50x5
2		Ацетилен (C_2H_2)	80x80x8
3		Хлор (Cl_2)	100x100x10
4		Аммиак (NH_3)	10x10x1,5
5		Сероводород (H_2S)	15x15x2
6		Метан (CH_4)	25x25x3
7		Закись азота $N_2 O$	80x80x8
8		Этилен (C_2H_4)	100x100x10
9		Пары серной кислоты	50x50x5
10		Фтор (F_2)	80x80x8

При отсутствии ПДК_{м.р} на газ степень очистки равна 0,95.
Объем вентиляционного воздуха согласно заданию.

ПРИЛОЖЕНИЕ Б



65



Ленивенко Нина Николаевна

**РАСЧЕТНО-АНАЛИТИЧЕСКИЙ ВЫБОР
ПЫЛЕГАЗООЧИСТНОЙ УСТАНОВКИ**

*Методические указания
к выполнению курсового проекта*

В авторской редакции

Изд. № 52/2020. Объем 4,25 п.л.
РИИЦМ ФГАОУ ВО «Севастопольский государственный университет»