

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное агентство по образованию

Государственное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Оренбургский государственный университет»

Кафедра химии

М.Л. Мурсалимова, В.И. Федорченко

РАСЧЕТ АППАРАТОВ ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗОВ

Методические указания к выполнению
работ по проектированию

Рекомендовано к изданию Редакционно-издательским советом
Государственного образовательного учреждения высшего профессионального
образования «Оренбургский государственный университет»

Оренбург
ИПК ГОУ ОГУ
2010

УДК 66.07 (076.5)
ББК 35.11 я73
М 91

Рецензент – доктор химических наук Г.И. Кобзев

Мурсалимова, М.Л.
М 91 Расчет аппаратов для очистки газов: методические указания к выполнению работ по проектированию/ М.Л. Мурсалимова, В.И. Федорченко; Оренбургский гос. ун-т. - Оренбург: ОГУ, 2010. – 31 с.

Методические указания содержат методики расчета основных технических характеристик, габаритов газоочистных аппаратов. Приведены справочные данные и многовариантные задания к выполнению расчетов по проектированию аппаратов.

Методические указания могут быть рекомендованы для выполнения расчетно-графических задач, курсовых проектов, самостоятельных работ по дисциплине «Мониторинг среды обитания» для студентов специальности «Безопасность жизнедеятельности в техносфере».

УДК 66.07 (076.5)
ББК 35.11 я73

© Мурсалимова М.Л,
Федорченко В.И., 2010
© ГОУ ОГУ, 2010

Содержание

1	Пылевые камеры	4
1.1	Задание к расчету	7
2	Циклоны	8
2.1	Задание к расчету	13
3	Полые скрубберы	14
3.1	Задание к расчету	17
4	Рукавные фильтры	18
4.1	Задание к расчету	23
5	Адсорбционные аппараты	24
5.1	Задание к расчету	29
	Список использованных источников	31

1 Пылевые камеры

Пылевые камеры представляют собой конструкции прямоугольного сечения, выполненные из металла или бетона (кирпич). Схема пылевой камеры представлена на рисунке 1.

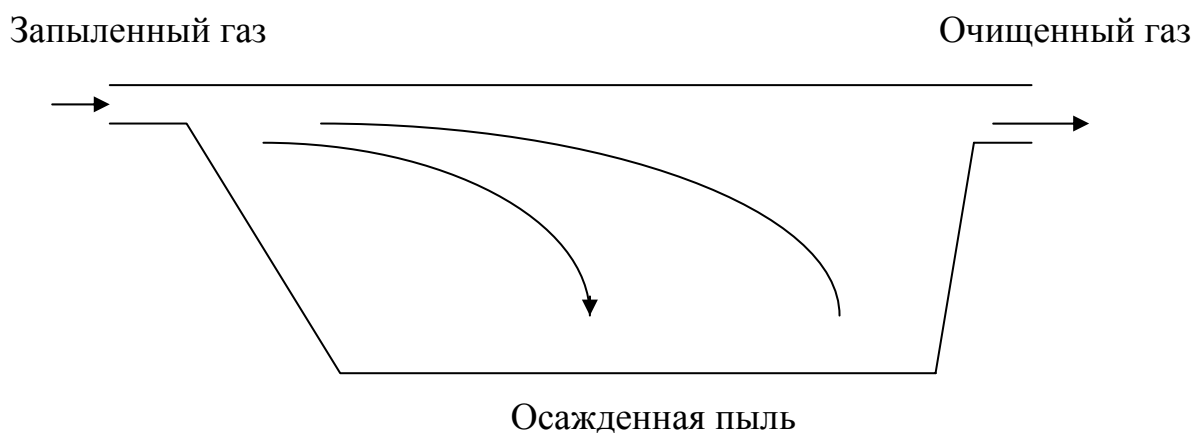


Рисунок 1 - Схема пылевой камеры (вид сбоку)

При входе в пылевую камеру скорость пылегазового потока резко уменьшается за счет увеличения площади поперечного сечения в пылевой камере. Скорость газа составляет 1-2 м/с, при этом частицы пыли в условиях ламинарного движения под действием силы тяжести движутся вниз и выпадают на дно камеры. Диаметр осаждаемых частиц зависит от конструктивных параметров пылевой камеры. Главным условием эффективной работы пылевой камеры является то, что время осаждения частиц должно быть меньше времени проскока частиц через длину пылевой камеры вместе с газовым потоком. В самых неблагоприятных условиях находятся частицы, которые попадают в верхнюю часть пылевой камеры, т.е. высота осаждения пыли становится максимальной.

Рассмотрим связь между параметрами частиц и пылевой камеры, которые обеспечивают ее эффективную работу.

Осаждение частицы под действием силы тяжести и с учетом сопротивления среды определяется формулой Стокса

$$v_{\text{внт}} = \frac{d^2 \cdot g \cdot \rho}{18\mu}, \quad (1)$$

где $v_{\text{внт}}$ – скорость витания частицы, м/с;

d – диаметр частицы пыли, м;

g – ускорение свободного падения, $g = 9,81 \text{ м/с}^2$;

ρ – плотность вещества пылевой частицы, кг/м^3 ;

μ – динамическая вязкость газа, $\text{кг}/(\text{м}\cdot\text{с})$ или $\text{Н}\cdot\text{с}/\text{м}^2$.

С учетом высоты пылевой камеры время осаждения $t_{\text{ос}}$, с, определяется по формуле

$$t_{\text{ос}} = \frac{a}{v_{\text{внт}}}, \quad (2)$$

где a – высота камеры, м.

Время прохождения частицей пылевой камеры t_{np} , с, по длине L определяется по формуле

$$t_{\text{np}} = \frac{L}{v_{\text{np}}}, \quad (3)$$

где v_{np} – скорость движения газа в пылевой камере, м/с, находится по формуле

$$v_{\text{np}} = \frac{q}{S} = \frac{q}{a \cdot b}, \quad (4)$$

где q – объем газа, проходящего через камеру, $\text{м}^3/\text{с}$;

S – площадь поперечного сечения камеры, м^2 ;

b – ширина камеры, м.

Ширина и высота пылевой камеры обычно выбираются близкими по значению. В случае квадратного сечения $a = b$ и $a = b = (S)^{0,5}$.

После подстановки выражения (4) в (3), получим

$$t_{\text{np}} = \frac{L \cdot a \cdot b}{q}. \quad (5)$$

Условием осаждения частицы, поступающей в верхнюю часть пылевой камеры, является равенство выражений (2) и (5) $t_{\text{ос}} = t_{\text{np}}$

$$\frac{a}{v_{вум}} = \frac{L \cdot a \cdot b}{q}, \quad (6)$$

где $L \cdot b = S_{осн}$ – площадь основания пылевой камеры, м².

$$q = S_{осн} \cdot v_{вум}. \quad (7)$$

Подставим выражение (1) в (7)

$$q = S_{осн} \cdot \frac{d^2 \cdot g \cdot \rho}{18\mu}, \quad (8)$$

отсюда диаметр частицы пыли определяется по формуле

$$d = \sqrt{\frac{18\mu \cdot q}{S_{осн} \cdot \rho \cdot g}}. \quad (9)$$

Из формулы (9) следует, что эффективность пылевой камеры тем больше, чем меньше расход газа, больше плотность вещества и частицы и больше площадь основания камеры.

Частицы, которые попали не в верхнюю часть пылевой камеры, а в средние и нижние слои осаждаются быстрее или, можно сказать, что из средних и нижних слоев пылегазовых потоков успевают опасть частицы меньших размеров. Размер таких частиц определяется по формуле

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{18\mu \cdot q}{S_{осн} \cdot \rho \cdot g} \cdot \frac{h}{d}}, \quad (10)$$

где h – высота от основания пылевой камеры до частицы в момент входа её в камеру.

Пылевые камеры имеют размеры длиной $L = 25-40$ м, $a = 8-12$ м, $b = 10-20$ м. Из-за больших размеров пылевые камеры используют также для охлаждения пылегазовых потоков.

Эффективность очистки \mathcal{E} , %, рассчитывается по формуле

$$\mathcal{E} = \frac{(C_{en} - C)}{C_{en}} \cdot 100, \quad (11)$$

где C_{en} , C - концентрация пыли на входе в камеру и на выходе из неё, соответственно, г/м³.

Эффективность пылевой камеры по улавливанию частиц размером 20-50 мкм составляет 35 – 40 %.

1.1 Задание к расчету

Определите площадь основания пылевой камеры $S_{\text{осн}}$, площадь поперечного сечения камеры S , длину L , высоту a , ширину b камеры для осаждения частиц диаметром d и плотностью ρ . Объем газа, проходящего через камеру составляет q , динамическая вязкость газа $\mu = 18,2 \cdot 10^{-6} \text{ Н} \cdot \text{с}/\text{м}^2$, скорость запыленного газа по сечению камеры $v_{np} = 1,0 \text{ м}/\text{с}$. Определите массу уловленной пыли за 8 часов работы пылевой камеры при известной эффективности очистки \mathcal{E} при концентрации пыли на входе в камеру $C_{\text{ен}}$. Исходные данные для расчета представлены в таблице 1.

Таблица 1 - Исходные данные для проектирования пылевой камеры

№ варианта	q , $\text{м}^3/\text{ч}$	ρ , $\text{кг}/\text{м}^3$	$d \cdot 10^6$, м	$C_{\text{ен}}$, $\text{г}/\text{м}^3$	\mathcal{E} , $\%$
1	20000	2500	40	1,48	89
2	15000	3000	45	2,15	78
3	22000	2200	50	1,67	92
4	21000	2200	60	3,04	86
5	20000	2900	50	1,98	88
6	21000	2600	55	2,34	83
7	18000	2100	45	1,88	91
8	19000	2400	50	2,65	87
9	22000	3300	50	1,48	84
10	18000	2700	60	2,15	92
11	20000	2500	40	1,67	89
12	15000	3000	45	3,04	78
13	22000	2200	50	1,98	92
14	21000	2200	60	2,34	86
15	20000	3900	50	1,88	88
16	21000	2500	55	2,65	83
17	20000	3000	45	1,48	91
18	15000	2200	50	2,15	87
19	22000	2200	50	1,67	84
20	21000	3900	60	3,04	92
21	20000	2500	40	1,98	89
22	21000	3000	45	2,34	78
23	21000	2200	50	1,88	92
24	20000	2200	60	2,65	86
25	22000	2900	40	1,88	88

2 Циклоны

Циклоны в настоящее время являются наиболее распространенными устройствами для очистки газа от пыли. Для частиц размером более 5 мкм, эффективность очистки составляет 95 %.

Конструктивно циклон, показанный на рисунке 2, представляет собой цилиндрический корпус радиусом от 0,5 до 1,0 м, в верхней части которого тангенциально (по касательной) вставлена входная труба прямоугольного сечения. Запыленный газ подается через входную трубу со скоростью примерно 20 - 25 м/с, и, закручиваясь, движется по спирали в нижнюю часть цилиндрического корпуса. Тяжелые, по сравнению с молекулами газа, частицы пыли, под действием центробежных сил, отбрасываются на стенки цилиндрического корпуса и ссыпаются вниз, в пылесборник. Очищенный газ выходит через выходную трубу, которая расположена по оси цилиндрического корпуса.

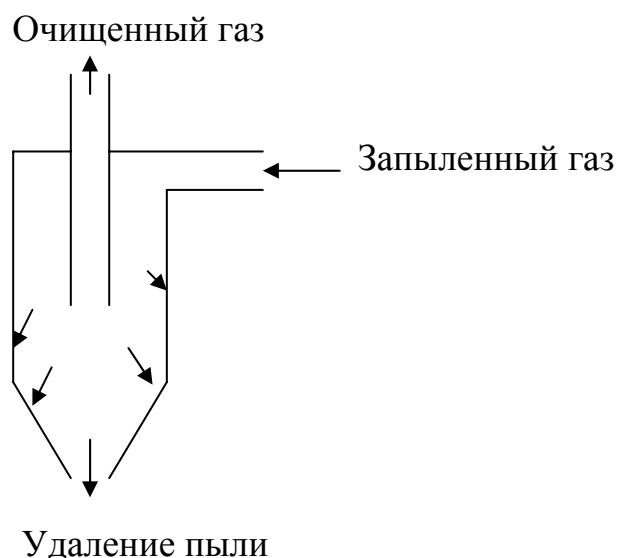


Рисунок 2 - Схема циклона

Рассмотрим принцип работы циклона. На частицы, движущиеся в газовом потоке, действуют две силы: центробежная и сила сопротивления среды.

Центробежная сила отбрасывает частицы к стенке цилиндрического корпуса; определяется по формуле (12)

$$F_u = \frac{mv^2}{R}. \quad (12)$$

Сила сопротивления среды F_c , Н, рассчитывается по формуле (13)

$$F_c = 3\pi \cdot d \cdot \mu \cdot v_r, \quad (13)$$

где d – диаметр частицы пыли, м;

μ – динамическая вязкость газа, Н·с/м²;

v_r – радиальная скорость движения частицы, м/с. Вектор этой скорости совпадает с вектором центробежной силы, т.е. направлен радиально от оси циклона.

В момент входа частицы в циклон $v_r = 0$. По мере закручивания газового потока по спирали частица пыли, под действием центробежной силы, начинает отбрасываться к стенке циклона с радиальной скоростью - v_r . При дальнейшем движении газового потока v_r становится постоянной, т.к. центробежная сила уравновешивается силой сопротивления среды.

$$F_u = F_c, \quad \text{и} \quad \frac{mv^2}{R} = 3\pi \cdot d \cdot \mu \cdot v_r, \quad (14)$$

где m определяется по формуле

$$m = V \cdot \rho = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot r^3 \cdot \rho = \frac{1}{6} \cdot \pi \cdot d^3 \cdot \rho, \quad (15)$$

где ρ – плотность пыли, кг/м³.

Подставим (15) в (14) и получим

$$\frac{\pi \cdot d^3 \cdot \rho \cdot v^2}{6R} = 3\pi \cdot d \cdot \mu \cdot v_r, \quad (16)$$

после преобразования

$$d^2 \cdot \rho \cdot v^2 = 18R \cdot \mu \cdot v_r. \quad (17)$$

При теоретических расчетах параметров циклона допускается много упрощений, поэтому расчетная эффективность очень часто отличается от практической величины. В частности форма пылевых частиц принимается шарообразной, не учитывается взаимная коагуляция частиц в газовом потоке и другие факторы. Частица пыли, двигаясь со скоростью v_r , проходит путь, максимальная величина которого равна разности радиусов $R_2 - R_1$. Время прохождения этого пути τ , с, составляет

$$\tau = \frac{R_2 - R_1}{v_r}, \quad (18)$$

где R_2 – радиус цилиндрического внешнего корпуса циклона, м;

R_1 – радиус выходной трубы, м.

Из выражения (17) радиальная скорость движения частицы v_r , м/с, находится по формуле (19)

$$v_r = \frac{d^2 \cdot \rho \cdot v^2}{18R \cdot \mu}. \quad (19)$$

Подставим (19) в (18) и получим, что время движения частицы равно

$$\tau = \frac{(R_2 - R_1) \cdot 18\mu \cdot R}{d^2 \cdot \rho \cdot v^2}. \quad (20)$$

Поскольку $R = \frac{R_2 + R_1}{2}$, то

$$\tau = \frac{(R_2 - R_1) \cdot 18\mu \cdot \frac{R_2 + R_1}{2}}{d^2 \cdot \rho \cdot v^2} = \frac{9\mu \cdot (R_2^2 - R_1^2)}{d^2 \cdot \rho \cdot v^2}. \quad (21)$$

После преобразования формулы (21) в (22) можно рассчитать минимальный диаметр частицы d_{\min} , м, которая за время движения газового потока в циклоне будет отброшена на его стенку и выделена из газового потока.

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{9\mu \cdot (R_2^2 - R_1^2)}{\rho \cdot v^2 \cdot \tau}}. \quad (22)$$

Путь, проходимый частицей или газовым потоком в циклоне l , м, определяется следующим выражением

$$l = v \cdot \tau = 2\pi \cdot R \cdot n, \quad (23)$$

где n - число кругов (оборотов), которое совершает газовый поток в циклоне.

Подставляем выражение (23) относительно v , в формулу (22), и окончательно имеем

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{9\mu \cdot (R_2^2 - R_1^2)}{2\pi \cdot R \cdot n \cdot \rho \cdot v}}. \quad (24)$$

В некоторых случаях используется уточненная формула. Поскольку R принимается как $R = \frac{R_2 + R_1}{2}$, тогда выражение (24) преобразуется к виду

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{9\mu \cdot (R_2 - R_1)(R_2 + R_1)}{2\pi \cdot n \cdot \rho \cdot v \cdot \frac{R_2 + R_1}{2}}} = \sqrt{\frac{9\mu \cdot (R_2 - R_1)}{\pi \cdot n \cdot \rho \cdot v}}. \quad (25)$$

При расчете циклона определяются его геометрические размеры, при которых происходит улавливание пыли размером более 5 мкм. Вначале определяют размеры входного патрубка и выходной трубы циклона исходя из того, что скорость газового потока на входе в циклон, т.е. скорость во входном патрубке должна составлять от 20 до 25 м/с.

Площадь сечения входного патрубка и выходной трубы S , м^2 , определяются по формуле

$$S = q / v, \quad (26)$$

где q – расход газа через циклон, $\text{м}^3/\text{с}$;

v – скорость газа на входе в циклон, $\text{м}/\text{с}$.

Входной патрубок в сечении представляет собой прямоугольник (квадрат) со стороной a , м , величина которой равна

$$a = S^{0,5}. \quad (27)$$

Выходная труба имеет радиус R_1 , м , равный

$$R_1 = (S / \pi)^{0,5}. \quad (28)$$

Исходя из размера улавливаемых частиц пыли d_{\min} , радиус корпуса R_2 , м , вычисляется по формуле (29)

$$R_2 = (d^2 \cdot \pi \cdot \rho \cdot n \cdot v / 9\mu) + R_1. \quad (29)$$

Если радиус корпуса циклона R_2 получается больше 0,8 м, то для очистки используется батарея циклонов, состоящая из нескольких циклонов, включенных параллельно.

При расчете количества циклонов в системе очистки необходимо проводить расчет, увеличивая число циклонов последовательно. То есть вначале, рассчитываются размеры циклона при количестве циклонов в батарее до двух. При этом объем отходящих газов делится на два и для данного объема производится расчет величины R_2 . Если радиус получается в пределах R_2 от 0,3 до 0,8 м, то расчет на этом заканчивают. Если радиус получается больше 0,8 м, то объем отходящих газов делят на три и снова проводят расчет и т.д.

Длина циклона выбирается из расчета $L = 4 R$.

2.1 Задание к расчету

Рассчитайте площадь сечения входного патрубка циклона S , его размеры a , радиус цилиндрического внешнего корпуса R_2 , радиус выходной трубы R_1 , длину циклона L , исходя из того, что скорость газового потока на входе в циклон $v = 20$ м/с. Определите число циклонов в батарее.

Объем газа, проходящего через циклон составляет q , динамическая вязкость газа $\mu = 18,2 \cdot 10^{-6}$ Н·с/м², число оборотов потока газа n . В циклоне происходит улавливание пыли плотность ρ и диаметром частиц d .

Исходные данные для расчета представлены в таблице 2.

Таблица 2 - Исходные данные для проектирования циклона

№ варианта	q , м ³ /ч	ρ , кг/м ³	$d \cdot 10^6$, м	n
1	23000	2500	12	2
2	25800	2900	19	2
3	23100	2800	17	3
4	23200	2100	14	2
5	32900	2600	15	3
6	35700	2200	11	3
7	33000	2500	19	3
8	32800	1900	12	3
9	25100	2800	19	2
10	23200	2100	17	3
11	22900	2600	14	3
12	22700	2200	15	3
13	33000	2500	11	3
14	35800	2900	19	3
15	33100	2800	12	3
16	33200	2100	19	4
17	32900	1600	17	3
18	35700	1200	14	3
19	33000	2500	15	4
20	32800	1900	11	3
21	23100	1800	19	4
22	23200	2100	12	3
23	25900	1600	19	3
24	22700	2200	17	3
25	23000	1900	14	3

3 Полые скрубберы

Скрубберы представляют собой конструкции, в которых улавливание частиц пыли осуществляется при контакте запыленного газового потока с каплями промывной жидкости. Для получения капель жидкости используют различные форсунки. Так как капли под действием силы тяжести движутся вниз, то разбрызгивающие форсунки располагаются в верхней части скруббера. Запыленный газ либо подается в нижнюю часть скруббера и движется вверх по принципу противотока или подается в верхнюю часть скруббера и движется вниз по принципу параллельного тока. Частицы пыли сталкиваются с каплями жидкости, смачиваются ими и удаляются из газового потока. Промывная жидкость с уловленными частицами пыли (пульпа) удаляется из нижней части скруббера.

Скрубберы делятся на следующие группы: полые скрубберы, скрубберы с насадкой и скоростные скрубберы.

Полые скрубберы представляют собой вертикальные башни, в которых жидкость подается в верхнюю часть. Система распределенных решеток и форсунок для орошения жидкостью создает максимальный контакт между газовым потоком и каплями жидкости. Жидкость, используемая в полых скрубберах, называется орошающей, поглотительной или промывной.

Если жидкость расходуется только на охлаждение газового потока, то её расход составляет около $0,5 \text{ м}^3/10000 \text{ м}^3$ газа.

Если в полых скрубберах происходит не только охлаждение, но и пылеулавливание, то расход жидкости увеличивается до $2-5 \text{ м}^3$ на 10000 м^3 газа. Размеры скруббера выбираются из условия скорости движения газа внутри аппарата $v_T = 1,0 - 1,5 \text{ м/с}$.

Высота H выбирается в пределах 3-5 диаметров D скрубберов в соотношении $H:D$ равным от 3 до 5.

Диспергирование жидкости в скрубберах осуществляется с помощью различных форсунок, имеющих отверстия 1-2 мм. Чем больше получается

капель, тем дольше работает скруббер. Данные скрубберы эффективно улавливают частицы с размерами более 2 мкм.

Схема скруббера для мокрой очистки газа приведена на рисунке 3.

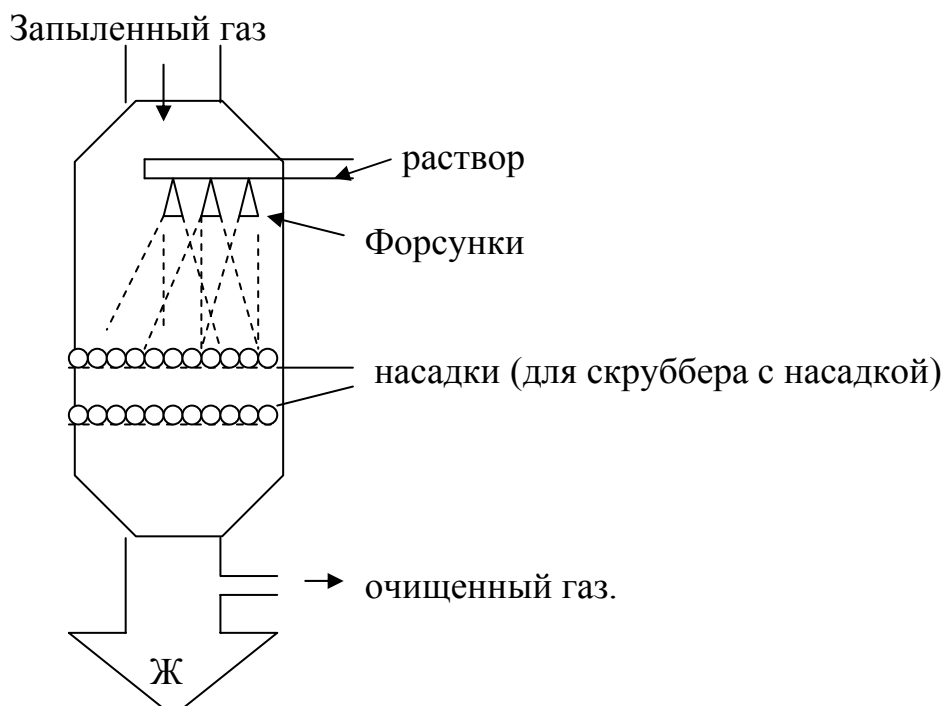


Рисунок 3 - Схема полого скруббера и скруббера с насадкой

Недостатками полых скрубберов является относительно малое время контакта газового потока и жидкости, а также трудности в обеспечении равномерного контакта между газом и жидкостью по всему сечению аппарата.

Скруббер с насадкой конструктивно отличается от полого скруббера наличием в средней части корпуса специальных решеток с насадками. Насадки представляют собой наборы различных сеток и решеток, а также слои, образованные специальными керамическими кольцами, шарами и т.д. Капли разбрызгиваемой жидкости попадают на насадки и растекаются по их поверхности, образуя слой жидкости с большой площадью поверхности. Газ, проходя между элементами насадки, контактирует с поверхностью слоя жидкости и при этом происходит смачивание частиц пыли. Наличие насадок увеличивает как площадь контакта пыли с жидкостью, так и время контакта. Поэтому эффективность скрубберов с насадкой более высокая, чем у полых скрубберов. Однако скрубберы с насадкой имеют значительные недостатки по сравнению с полыми скрубберами: большее гидродинамическое сопротивление

и необходимость периодической чистки или замены насадок вследствие забивания их пылью (пульпой).

При расчете полого скруббера определяются его геометрические размеры, расход поглотительной жидкости, масса уловленной пыли.

При заданном расходе газа площадь сечения скруббера S , м^2 , рассчитывается по известному уравнению

$$S = q_{\Gamma} / v, \quad (30)$$

где q_{Γ} – расход газа, $\text{м}^3/\text{с}$;

v – скорость движения газа в аппарате, $\text{м}/\text{с}$.

Поскольку скруббер представляет собой цилиндрическую конструкцию, то её диаметр D , м , равен

$$D = (4S / \pi)^{0,5}. \quad (31)$$

Высота скруббера H , м , определяется по формуле

$$H = k \cdot D, \quad (32)$$

где коэффициент k равен от 3 до 5.

Расход поглотительной жидкости q_w , $\text{м}^3/\text{с}$, определяется, исходя из её расхода на 10000 м^3 газа. Для вывода расчетной формулы используется пропорция:

на 10000 м^3 газа расходуется объем жидкости q

на q_{Γ} расходуется q_w .

Откуда

$$q_w = q_{\Gamma} \cdot q / 10000. \quad (33)$$

При поглощении пыли жидкостью образуется пульпа, то есть раствор, содержащий твердую фазу, - суспензия. Отработанный раствор очищается от твердой фазы фильтрованием, и затем вновь используется повторно.

Масса уловленной пыли m , г , рассчитывается по формуле

$$m = C \cdot q_{\Gamma} \cdot \eta, \quad (34)$$

где η - эффективность улавливания пыли скруббером;

C - концентрация пыли в исходном газе, $\text{г}/\text{м}^3$.

Концентрация твердой фазы в пульпе A , $\text{г}/\text{м}^3$, находится по формуле

$$A = m / q_w. \quad (35)$$

3.1 Задание к расчету

Рассчитайте диаметр D и высоту H скруббера, расход поглотительной жидкости q_w , концентрацию твердой фазы в пульпе A , и массу уловленной пыли m , в течение 8 часов работы скруббера.

Для расчета принимаются следующие исходные данные, представленные в таблице 3: расход газа q_G , скорость газа в аппарате v_G , расход жидкости на 10000 м^3 газа q , концентрация пыли в исходном газе C , коэффициент k , эффективность очистки η .

Таблица 3 - Исходные данные для проектирования полого скруббера

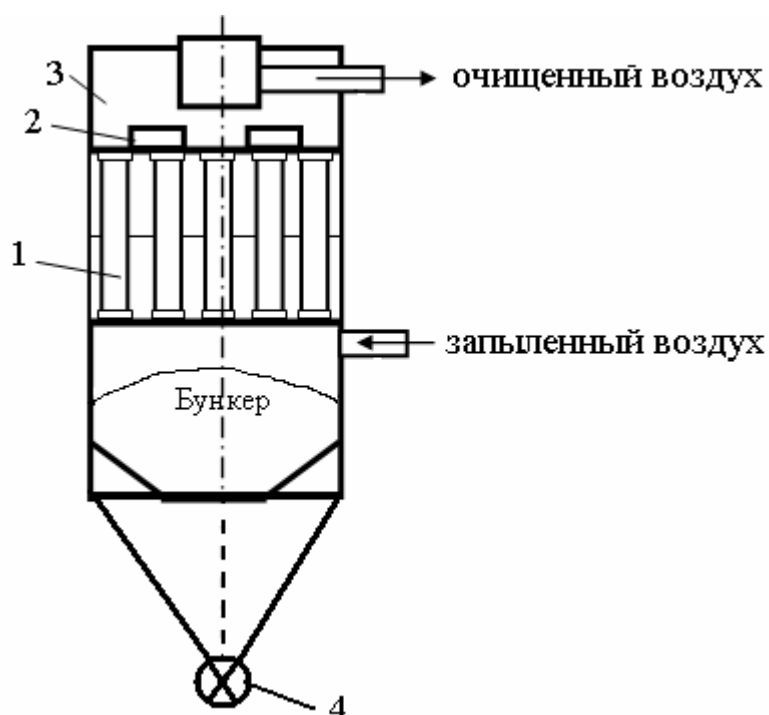
№ варианта	q_G , $\text{м}^3/\text{ч}$	v_G , $\text{м}/\text{с}$	q , м^3 на 10000 м^3 газа	C , $\text{г}/\text{м}^3$	k	η
1	20000	1,2	1,1	2,45	3	0,91
2	18000	1,3	2,1	1,1	5	0,78
3	13000	1,1	1,9	2,88	4	0,82
4	21000	1,0	1,7	3,91	5	0,75
5	22000	1,8	1,9	3,54	4	0,67
6	16000	1,9	1,4	3,78	5	0,76
7	12000	1,5	1,6	3,83	3	0,82
8	11000	1,6	1,8	1,65	5	0,86
9	11000	1,3	1,1	1,97	4	0,68
10	14000	1,7	1,2	1,43	5	0,93
11	21000	1,8	1,6	1,38	6	0,71
12	20000	1,3	1,4	1,64	5	0,74
13	19000	1,4	1,3	2,56	4	0,67
14	16000	1,8	1,9	2,72	6	0,66
15	18000	1,9	1,2	2,87	3	0,77
16	14000	1,1	1,4	2,46	5	0,87
17	21000	1,1	1,7	2,78	4	0,68
18	18000	1,5	1,2	3,39	3	0,90
19	15000	1,3	1,6	3,85	5	0,72
20	14000	1,2	1,3	3,74	4	0,63
21	19000	1,9	1,8	3,81	3	0,85
22	12000	1,4	1,4	1,69	5	0,81
23	11000	1,5	1,9	1,58	6	0,75
24	18000	1,3	1,3	1,38	4	0,79
25	17000	1,5	1,6	2,75	5	0,68

4 Рукавные фильтры

Фильтры относятся к аппаратам тонкой очистки газов, поскольку позволяют улавливать тонкодисперсные частицы размером до 5 мкм, поэтому устанавливаются на последних ступенях очистки в системах аспирации.

В связи с повышением требований к очистке окружающей среды в настоящее время, ведущее положение занимают рукавные фильтры.

Рукавные тканевые фильтры предназначены для очистки воздуха от сухой минеральной, а также слипающейся пыли (мучной, цементной и т.д.), для отделения и очистки воздуха от древесных частиц в аспирационных системах. Фильтрующие элементы рукавного фильтра представляют собой полые перегородки цилиндрической формы. Схема бункера с блоком рукавных фильтров показана на рисунке 4.



1 - блок тканевых рукавов; 2 – вибраторы; 3- камера для очищенного воздуха; 4 - шлюзовой питатель и шнек

Рисунок 4 - Схема бункера с блоком рукавных фильтров

Запыленные газы подводятся через патрубки, расположенные в бункерных частях секций, а очищенные отводятся через патрубки, расположенные на крыше фильтра. В патрубках установлены дроссельные клапаны для включения и отключения газов и продувочного воздуха, управляемые рычажно-кулачковым механизмом. Регенерация осуществляется по секционному вследствие обратной продувки и деформации рукавов. Уловленный материал собирается в пылесборном бункере и через шлюзовую питатель удаляется из установки.

При использовании рукавных фильтров обеспечивается остаточная запыленность ниже $5-10 \text{ мг/м}^3$ независимо от свойств улавливаемой пыли; работа проводится в широком диапазоне очищаемого газа; степень очистки составляет 99 % и более, особенно пыли с высоким электрическим сопротивлением; расход энергии составляет $2-2,5 \text{ кВт}\cdot\text{ч}$ на 1000 м^3 очищаемых газов. Применение синтетических тканей в качестве фильтровальных материалов для фильтров позволяет использовать их при температурах выше $140 \text{ }^\circ\text{C}$. При этом отмечается более высокая долговечность таких тканей по сравнению с натуральными шерстяными и хлопчатобумажными тканями.

Основными техническими характеристиками рукавных фильтров являются: площадь фильтрующей поверхности, производительность фильтра, удельная нагрузка на фильтрующую ткань, гидравлическое сопротивление фильтра, мощность электродвигателя вентилятора при транспортировании газа через фильтр, размеры рукавов, количество рукавов, габариты фильтра, количество пыли, улавливаемое в фильтре.

Площадь фильтрующей поверхности фильтра с импульсной продувкой S , м^2 , определяется по формуле

$$S = V / q, \quad (36)$$

где V – объем очищаемого воздуха, $\text{м}^3/\text{ч}$;

q – удельная воздушная нагрузка фильтровального рукава, $\text{м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{ч})$; характеризует, какой объем воздуха (в $\text{м}^3/\text{ч}$), допускается пропускать через 1 м^2 фильтрующей поверхности для обеспечения ее паспортной степени очистки. По

данным А.Е. Замураева и В.Б. Пономарева предлагается рассчитывать величину q по формуле

$$q = q_n \cdot C_1 \cdot C_2 \cdot C_3 \cdot C_4 \cdot C_5, \quad (37)$$

где q_n - нормативная удельная нагрузка, зависящая от вида пыли и её склонности к агломерации, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; показана в таблице 4;

C_1 - коэффициент, учитывающий влияние особенностей регенерации фильтровальных элементов. Для фильтра с импульсной продувкой сжатым воздухом с рукавами из ткани принимается $C_1 = 1$. При использовании рукавов из нетканых материалов значение коэффициента увеличивается на 5-10 %. Для фильтров с регенерацией путем обратной продувки и одновременного встряхивания или покачивания рукавов C_1 составляет от 0,70 до 0,85. Меньшее значение принимается для фильтров с рукавами из плотной ткани и с элементами, выполненными в виде конвертов. Для фильтров с регенерацией путем обратной продувки коэффициент C_1 составляет от 0,55 до 0,70.

C_2 - коэффициент, учитывающий влияние концентрации пыли на удельную газовую нагрузку. В зависимости от концентрации пыли: 100; 80; 60; 40; 20; 0 $\text{г}/\text{м}^3$, коэффициент C_2 составляет 0,83; 0,85; 0,86; 0,90; 0,96; 1,10, соответственно.

C_3 - коэффициент, учитывающий влияние дисперсного состава пыли в газе. В зависимости от медианного размера частиц пыли: менее 3; 3-10; 10-50; 50-100; более 100 мкм , значение коэффициента C_3 составляет 0,7 - 0,9; 0,9; 1,0; 1,1; 1,2 - 1,4, соответственно.

C_4 - коэффициент, учитывающий влияние температуры газа. Температура оказывает влияние на вязкость газов, от которой, в свою очередь, зависит удельная нагрузка. При температуре 20; 40; 60; 80; 100; 120; 140; 160 $^{\circ}\text{C}$, коэффициент C_4 равен 1,0; 0,90; 0,84; 0,78; 0,75; 0,73; 0,72; 0,70, соответственно.

C_5 - коэффициент, учитывающий требования к качеству очистки оценивается по концентрации пыли в очищенном газе. С увеличением скорости фильтрования концентрация пыли в очищенных газах увеличивается.

Принимается, что в исправно действующем фильтре концентрация пыли на выходе из фильтра не должна превышать 30 мг/м^3 ; для этих условий значение $C_5 = 1$. Если к качеству очистки предъявляются более жесткие требования, коэффициент C_5 снижается. При концентрации пыли в очищенных газах менее 10 мг/м^3 , коэффициент $C_5 = 0,95$.

Таблица 4 - Нормативная удельная нагрузка q_n , $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$, различных видов пыли

Вид пыли	q_n
комбикорн, мука, зерно, пыль кожи, опилки, табак, картонная пыль	3,5
асбест, волокнистые и целлюлозные материалы, гипс, известь, соль, песок, тальк, сода	2,6
глинозем, цемент, уголь, резина, каолин, известняк, сахар, пыль горных пород	2
кокс, летучая зола, металлопорошки, пластмассы, красители, силикаты, крахмал, химикаты из нефтесырья	1,7
активированный уголь, технический углерод, моющие вещества, возгоны цветных и черных металлов	1,2

Для фильтров с продолжительной регенерацией используется уточненная формула (37) нахождения площади фильтрующей поверхности аппарата, учитывающая объем газа, расходуемого на обратную продувку и поверхность фильтра, выводимой из процесса фильтрации на время регенерации.

$$S_\phi = \frac{V + V_p}{q} + S_p, \quad (37)$$

где V_p - объем газа или воздуха, расходуемого на обратную продувку, $\text{м}^3/\text{ч}$;

S_p - фильтрующая поверхность, отключаемая на регенерацию в течение одного часа, м^2 ; определяется по формуле

$$S_p = N_c \cdot S_c \cdot \tau_p \cdot m_p / 3600, \quad (38)$$

где N_c - число секций;

S_c - фильтрующая поверхность секции, м^2 ;

τ_p - время отключения секции на регенерацию, с;

m_p - число регенераций в течение 1 ч.

Затем, задаются диаметром D рукава (120-140 мм) и длиной l , и находят поверхность одного рукава S_f , м^2 , по формуле $S_f = \pi \cdot D \cdot l$, а затем – количество рукавов N по формуле $N = S / S_f$. Соотношение $D:l = 1:15$.

Гидравлическое сопротивление рукавных фильтров Δp , определяющее энергетические затраты на фильтрование, включает сопротивление корпуса аппаратов Δp_k и сопротивление фильтровальной перегородки Δp_n :

$$\Delta p = \Delta p_k + \Delta p_n. \quad (39)$$

Гидравлическое сопротивление корпуса аппарата Δp_k , Па, определяется величиной местных сопротивлений, возникающих на входе и выходе из аппарата и при раздаче потока по фильтровальным элементам; рассчитывается по формуле (40).

$$\Delta p_k = \zeta \cdot w_{ex}^2 \cdot \rho_g / 2, \quad (40)$$

где ζ - коэффициент гидравлического сопротивления корпуса;

ρ_g - плотность газа, кг/м³;

w_{ex} - скорость во входном патрубке, м/с; определяется из соотношения

$$w_{ex} = V / 3600 \cdot S_{ex}. \quad (41)$$

Гидравлическое сопротивление фильтровальной перегородки Δp_n , Па, определяется по формуле

$$\Delta p_n = K_n \cdot \mu \cdot w + K_1 \cdot \mu \cdot \tau \cdot C_{en} \cdot w^2, \quad (42)$$

где K_n - коэффициент, характеризующий сопротивление фильтровальной перегородки с оставшимся на ней слоем пыли, м⁻¹; приведена в справочниках;

μ - динамическая вязкость газа, Па·с;

w - скорость фильтрации, м/с;

K_1 - параметр сопротивления слоя пыли, м/кг;

τ - длительность цикла фильтрования, с;

C_{en} - концентрация пыли в очищаемых газах, кг/м³.

Мощность электродвигателя вентилятора при транспортировании газа через фильтр N_e , кВт, определяется по формуле

$$N_e = \frac{V \cdot \Delta p}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_M \cdot \eta_B}, \quad (43)$$

где η_M - КПД передачи; при клиноременной передачи составляет от 0,92 до 0,95;

η_B - КПД вентилятора; составляет от 0,65 до 0,8.

Количество пыли, улавливаемое в фильтре m , кг, рассчитывается по формуле

$$m = V \cdot C_{en} \cdot \eta / N, \quad (44)$$

где η - степень очистки.

4.1 Задание к расчету

Для улавливания цементной пыли с медианным диаметром рабочей фракции 10 мкм и концентрацией в очищаемом воздухе C_{en} , используется рукавные тканевые фильтры с импульсной продувкой сжатым воздухом, изготовленные из лавсана арт. 136. Диаметр рукава составляет D , скорость газового потока через фильтровальную поверхность $w = 0,05$ м/с, температура пыли в воздухе 20 °С, плотность газа $\rho_g = 1,2$ кг/м³, динамическая вязкость газа $\mu = 18,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с. Рассчитайте площадь фильтрующей поверхности фильтра S при очистке воздуха объемом V , количество пыли, улавливаемое в фильтре m при степени очистки 0,99, гидравлическое сопротивление рукавных фильтров Δp , учитывая коэффициент гидравлического сопротивления корпуса $\zeta = 2,5$, длительность цикла фильтрования τ , коэффициент сопротивления фильтровальной перегородки $K_n = 1100 \cdot 10^6$ м⁻¹; параметр сопротивления слоя пыли $K_1 = 6 \cdot 10^9$ м/кг. Определите мощность электродвигателя вентилятора при транспортировании газа N_e , учитывая КПД передачи и вентилятора, η_M и η_B . Исходные данные для расчета представлены в таблице 5.

Таблица 5 - Исходные данные для расчета рукавных фильтров

№ варианта	V , м ³ /ч	C_{en} , г/м ³	D , мм	τ , с	η_M	η_B
1	50000	20	130	600	0,92	0,70
2	48000	10	120	550	0,95	0,80
3	43000	5	125	650	0,93	0,75
4	40000	8	130	600	0,92	0,80
5	52000	10	135	500	0,94	0,65
6	46000	15	130	700	0,95	0,68
7	42000	8	135	600	0,94	0,70
8	50000	5	125	550	0,95	0,69
9	55000	15	120	570	0,92	0,73
10	54000	20	130	580	0,93	0,75
11	41000	10	130	620	0,93	0,78
12	40000	5	140	650	0,94	0,80
13	49000	8	135	630	0,95	0,75
14	56000	10	135	640	0,92	0,74
15	48000	15	130	620	0,95	0,80
16	44000	8	125	570	0,93	0,65
17	41000	5	125	590	0,92	0,68
18	58000	5	125	610	0,94	0,67
19	55000	8	130	640	0,95	0,80
20	54000	10	130	620	0,95	0,74

5 Адсорбционные аппараты

Адсорбционные методы эффективны при разделении парогазовых смесей на компоненты с выделением фракций, осушке газов, санитарной очистке газовых выхлопов. Адсорбционные методы основаны на избирательном извлечении из парогазовой смеси определенных компонентов при помощи адсорбентов – твердых высокопористых дисперсных материалов, обладающих развитой удельной поверхностью. В газоочистке чаще всего применяют следующие промышленные адсорбенты – активированный уголь, силикагель, алюмогель, природные и синтетические цеолиты. Выбор промышленного адсорбента основан на следующих требованиях: высокая поглотительная способность, избирательность извлечения, термическая и механическая устойчивость, возможность легкой регенерации, низкая стоимость.

Промышленные процессы адсорбции обычно реализуются в плотном неподвижном, в движущемся или в псевдооживленном (кипящем) слоях дисперсного адсорбента. Наиболее интенсивно процессы массообмена протекают в адсорберах псевдооживленного слоя непрерывного действия с постоянной подачей и выгрузкой адсорбента, что представляется перспективным для улавливания целевых компонентов из отходящих газовых потоков больших расходов. Псевдооживление возникает, когда при определенных скоростях движение потока газа через слой сыпучего материала вызывает его расширение и хаотическое движение твердых частиц в этом расширенном слое.

По форме аппараты с кипящим слоем бывают цилиндрическими, коническими, конически-цилиндрическими и призматическими. В промышленности, наиболее распространенными являются конически-цилиндрические аппараты. Однокамерный адсорбер с кипящим слоем состоит из цилиндра с конусным днищем, распределительной решетки, циклонного устройства для вывода очищенного газа, патрубков для введения и вывода адсорбента. Многокамерный цилиндрический аппарат разделен по высоте на

ступени перфорированными тарелками с переливными трубками. Газ подводится под нижнюю решетку и проходит последовательно несколько слоев адсорбента. Абсорбент подается по трубке на верхнюю тарелку и движется сверху вниз переливными трубами. Отработанный адсорбент отправляется на регенерацию. На каждой ступени взаимодействие газа с сорбентом происходит в режиме приближенном к идеальному перемешиванию, а аппарат работает в режиме полного вытеснения, в результате достигается равномерное насыщение адсорбента и более высокая степень очищения газа.

Фиктивная скорость потока в псевдооживленном слое w , м/с, определяется из уравнения, связывающего критерии Архимеда Ar , Рейнольдса Re , с порозностью ε слоя:

$$Re = \frac{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,61\sqrt{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}}. \quad (45)$$

Порозность слоя в адсорбционных аппаратах с псевдооживленным слоем можно определить из данных эксплуатации промышленных установок, согласно которым высота псевдооживленного слоя H_n в 1,5 – 2 раза превышает высоту неподвижного слоя H . С учетом этих данных, принимая порозность неподвижного слоя по справочным данным $\varepsilon^0 = 0,3 - 0,4$ и $\varepsilon = 1 - \frac{H}{H_n} \cdot (1 - \varepsilon^0)$, получим интервал изменения порозности $\varepsilon = 0,5 - 0,7$.

$$\varepsilon = 1 - \frac{1}{1,5} \cdot (1 - \varepsilon^0), \quad \varepsilon = 1 - \frac{1}{2} \cdot (1 - \varepsilon^0). \quad (46)$$

Принимая порозность слоя в этом интервале, находится величина критерия Рейнольдса по формуле (45), а по формулам (47) и (48), рассчитывается величина критерия Архимеда и скорость потока газа w , м/ч, соответственно.

$$Ar = \frac{g \cdot d^3}{\nu^2} \cdot \frac{(\rho_T - \rho)}{\rho}, \quad (47)$$

$$w = Re \cdot \nu / d, \quad (48)$$

где g – ускорение свободного падения; $g = 9,81$ м/с²;

d - диаметр частиц адсорбента, м;

ν - кинематическая вязкость газа, $\text{м}^2/\text{с}$;
 ρ_T - плотность частиц адсорбента, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 ρ - плотность газа, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Диаметр цилиндрического аппарата D_{an} , м, рассчитывается по формуле

$$D_{an} = \sqrt{V / 0,785w}, \quad (49)$$

где V - производительность адсорбционного аппарата, $\text{м}^3/\text{ч}$.

Минимальный расход адсорбента $M_{T,\min}$, $\text{м}^3/\text{с}$, определяется по уравнению

$$M_{T,\min} = V \cdot \frac{C_{en} - C_{ex}}{Q'}, \quad (50)$$

где C_{en} и C_{ex} - исходная и конечная концентрация адсорбтива в потоке газа, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 Q' - остаточная ёмкость, $\text{кг}/\text{м}^3$, равновесная значению C_{ex} в данной изотерме сорбции (рисунок 5).

Рабочая линия процесса определяется графическим способом, как это показано на рисунке 5, при степени насыщения адсорбента Q_0 , $\text{кг}/\text{м}^3$, соответствующей 95 % от предельной емкости адсорбента $Q_{пр}$, и значениям C_{en} и C_{ex} .

Запас по расходу сорбента M_T , $\text{м}^3/\text{с}$, принимается в рекомендованных пределах, согласно

$$M_T = 1,3 \cdot M_{T,\min}. \quad (51)$$

Средняя концентрация адсорбтива в сорбенте на выходе из аппарата $Q_{\text{средн}}$, $\text{кг}/\text{м}^3$, определяется по материальному балансу

$$Q_{\text{средн}} = \frac{V}{M_T} \cdot (C_{en} - C_{ex}). \quad (52)$$

Далее из изотермы сорбции, определяется значение остаточной концентрации адсорбтива в газе C' , $\text{кг}/\text{м}^3$, при соответствующем значении $Q_{\text{средн}}$.

Средняя движущая разность концентраций адсорбтива в газе и в адсорбенте $\Delta C_{\text{средн}}$, $\text{кг}/\text{м}^3$, вычисляется по соотношению

$$\Delta C_{\text{средн}} = (C_{en} - C_{ex}) / \int_{C_{ex}}^{C_{en}} \frac{dC}{C - C'}. \quad (53)$$

Значение определенного интеграла вычисляется с помощью построения кривой в координатах $1/[C - C'] = f(C)$ в пределах $C_{en} - C_{ex}$, как показано на рисунке 6.

При линейной изотерме вычисление интеграла в (53) приводит к выражению среднелогарифмической разности

$$\Delta C_{\text{средн}} = \frac{C_{\text{en}} - C_{\text{ex}}}{\text{Ln} \frac{C_{\text{en}} - C'}{C_{\text{ex}} - C'}} \quad (54)$$

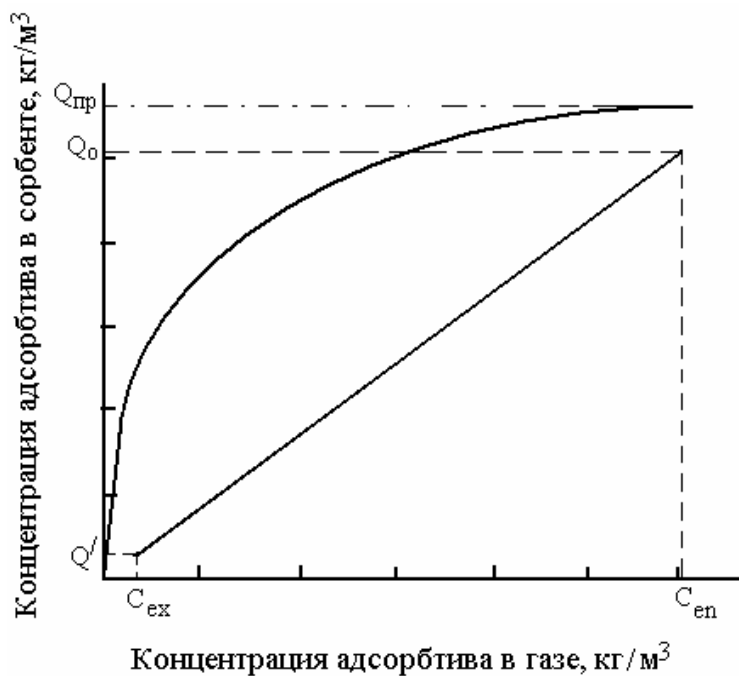


Рисунок 5 - Изотерма адсорбции адсорбтива на твердом сорбенте и рабочая линия непрерывного процесса

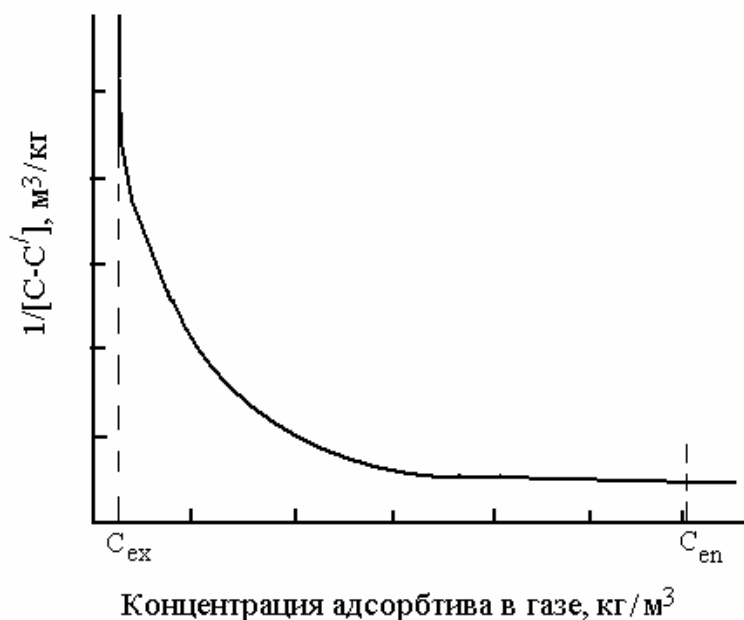


Рисунок 6 - Определение интеграла в выражении (53)

Объем адсорбента в псевдооживленном слое V_a , м^3 , определяется из уравнения массопередачи

$$V_a = V \cdot (C_{en} - C_{ex}) / (\beta_0 \cdot \Delta C_{сред}) = V \cdot m_c / \beta_0, \quad (55)$$

где m_c соответствует величине площади под кривой в координатах $1/[C - C'] = f(C)$;

β_0 - объемный коэффициент массообмена, 1/с; приведен в справочниках или определяется из имеющихся опытных данных по корреляционным соотношениям типа $\beta_0 d^2 / D = Ki$. Так, при непрерывной адсорбции паров бензола, метанола и этанола из воздуха в многосекционном вертикальном аппарате с пятью псевдоожиженными слоями активного угля марок АГ-3, СКТ-Д, КАУ, АГК-1 величина β_0 находится из выражения

$$\beta_0 = \frac{D}{d^2} \cdot 155 \cdot (M_T d / D)^{0,75} \cdot (C_{нас} / C_{en})^{0,35} \cdot \beta \cdot (BT^2)^{-1,3} (d / H)^{1,25}, \quad (56)$$

где $C_{нас}$ - концентрация насыщения адсорбтива при температуре процесса, кг/м³;

D - коэффициент диффузии адсорбтива в воздухе или газе, м²/с;

β - коэффициент афинности;

B - структурная константа адсорбента, К⁻²;

H - высота слоя в секции из условий отсутствия заметного проскока газовых пузырей; принимается в пределах от 0,05 до 0,10 м.

Объем псевдоожиженных слоёв V_{cl} , м³, определяется из выражения

$$V_{cl} = V_a / \varepsilon. \quad (57)$$

При расчете адсорбера непрерывного действия с несколькими псевдоожиженными слоями число требующихся слоёв n определяется по формуле

$$n = V_{cl} / (0,785 D_{ан}^2 \cdot H). \quad (58)$$

Высота слоя H , м, для односекционного аппарата рассчитывается по формуле

$$H = V_{cl} / (0,785 D_{ан}^2). \quad (59)$$

В целом, высота сепарационной зоны должна быть выше предельной, при которой возможно существование псевдоожиженного слоя. Предельная высота псевдоожиженного слоя определяется уносом самых мелких частиц адсорбента. По формулам (45), (47-49), (55), (57), (59) проводится расчет следующих параметров – критерия Рейнольдса, Архимеда, скорости потока, диаметра

аппарата, объема слоёв, высоты слоя, соответствующих началу уноса частиц адсорбента фракции наименьшего размера. При этом скорость уноса оказывается больше рабочей скорости в среднем в 1,2 – 1,3 раза.

Высота слоя, соответствующая началу уноса H_y , м, рассчитывается по формуле

$$H_y = H_{сл} \frac{(1 - \varepsilon_1)}{(1 - \varepsilon_2)}, \quad (60)$$

где ε_1 и ε_2 - порозность слоя частиц адсорбента рабочей фракции и фракции наименьшего размера, соответственно. Порозность слоя определяется по формуле

$$\varepsilon = \left(\frac{18 Re + 0,36 Re^2}{Ar} \right)^{0,21}. \quad (61)$$

Для достаточной сепарации частиц предельная высота слоя H , м, оказывается примерно на 30 % больше значения $H_{сл}$:

$$H = 1,3 \cdot H_y. \quad (62)$$

5.1 Задание к расчету

Для поглощения паров этанола из воздуха активным углем АГ-3 используется адсорбер с псевдооживленными слоями адсорбента. Диаметр рабочей фракции частиц адсорбента составляет $0,40 \cdot 10^{-3}$ м и фракции наименьшего размера $0,1 \cdot 10^{-3}$ м. Плотность частиц угля $\rho_T = 670$ кг/м³; порозность слоя $\varepsilon = 0,55$; плотность воздуха $\rho = 1,2$ кг/м³; коэффициент афинности для этанола $\beta = 0,61$; величина структурной константы $B = 1,02 \cdot 10^{-6}$ К⁻²; кинематическая вязкость $\nu = 15 \cdot 10^{-6}$ м²/с; концентрация насыщенных паров этанола $C_{нас} = 0,15$ кг/м³; коэффициент диффузии этанола в воздухе $D = 1,09 \cdot 10^{-5}$ м²/с. Рассчитайте скорость потока в псевдооживленном слое w , расход угля M_T , диаметр аппарата $D_{ап}$, объем слоёв $V_{сл}$, предельную высоту слоя, количество слоёв n , учитывая следующие исходные данные приведенные в таблице 6: расход очищаемого воздуха V , начальная концентрация этанола в воздухе C_{en} , концентрация этанола на выходе из адсорбера C_{ex} , высота псевдооживленного слоя H . Изотерма адсорбции паров этанола углем АГ-3 приведена на рисунке 7.

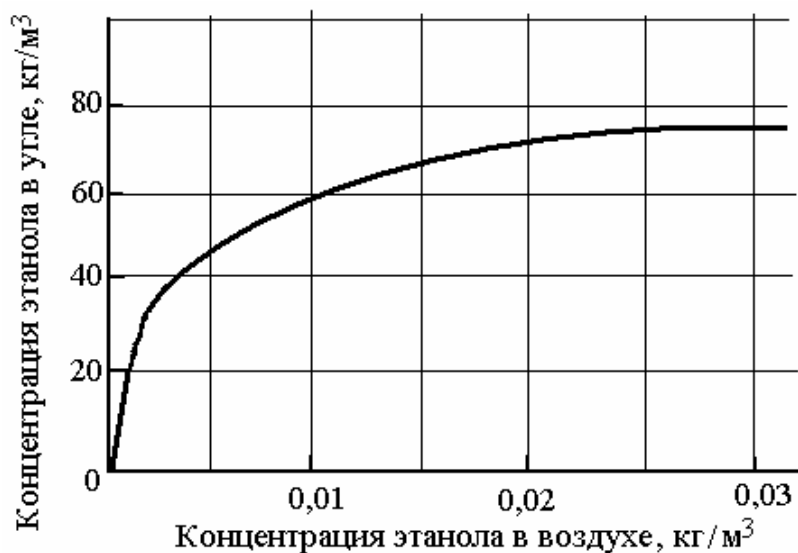


Рисунок 7 - Изотерма адсорбции паров этанола углем АГ-3

Таблица 6 - Исходные данные для расчета адсорбера

№ варианта	V, м ³ /с	C _{en} · 10 ³ , кг/м ³	C _{ex} · 10 ³ , кг/м ³	H, м
1	0,25	30,0	1,0	0,05
2	0,20	28,2	0,7	0,04
3	0,30	31,0	0,8	0,06
4	0,27	30,0	0,2	0,05
5	0,23	29,0	0,5	0,04
6	0,26	29,0	0,2	0,05
7	0,35	24,5	0,9	0,06
8	0,30	30,1	0,3	0,05
9	0,28	28,6	0,2	0,06
10	0,32	24,6	0,8	0,05
11	0,22	30,0	0,9	0,05
12	0,20	28,2	1,0	0,05
13	0,30	31,0	0,9	0,07
14	0,34	30,0	0,4	0,05
15	0,21	29,0	0,2	0,05
16	0,25	29,0	1,0	0,04
17	0,30	29,5	0,8	0,04
18	0,25	28,9	0,9	0,05
19	0,20	27,0	0,5	0,04
20	0,30	27,5	0,6	0,06
21	0,27	28,0	0,9	0,04
22	0,23	29,4	0,3	0,05
23	0,26	28,0	0,2	0,05
24	0,35	27,4	0,8	0,04
25	0,30	26,9	0,7	0,06

Список использованных источников

- 1 **Замураев, А.Е.** Расчет циклонов и рукавных фильтров. Ч. 1. / А.Е. Замураев, В.Б. Пономарев. Екатеринбург: ГОУ ВПО УГТУ-УПИ, 2006. - 50 с.
- 2 **Мазус, М.Г.** Фильтры для улавливания промышленных пылей / М.Г. Мазус, А.Д. Мальгин, М.А. Моргулис. - М.: Машиностроение, 1985. – 240 с.
- 3 Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной фазой) / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов. – Л.:Химия, 1990. – 384 с.
- 4 **Омельченко, Н.А.** Использование рукавных фильтров при очистке газовых выбросов предприятий / Н.А. Омельченко, Ю.И. Жигло // Коммунальное хозяйство городов. – 2005. - № 63. - С.247 – 250.
- 5 Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Г.С. Борисов [и др.]; под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. - 496 с.
- 6 Очистка вентиляционных выбросов: конспект лекций / В.В. Гранкина. – Харьков: ХНАГХ, 2008. – 101 с.
- 7 **Родионов, А.И.** Техника защиты окружающей среды / А.И. Родионов, В.Н. Клушин, Н.С. Торочешников. - М.: Химия, 1989. - 512 с.
- 8 **Родионов, А.И.** Технологические процессы экологической безопасности / А.И. Родионов, В.Н. Клушин, В.Г. Систер. - Калуга: изд-во Н. Бочкаревой, 2000. – 800 с.
- 9 Экотехника. Защита атмосферного воздуха от выбросов пыли, аэрозолей и туманов / под ред. Л.В. Чекалова. - Ярославль: Русь, 2004. – 424 с.