

Министерство образования и науки Российской Федерации  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
**АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ**  
**(ФГБОУ ВО «АмГУ»)**

**ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ТЕПЛОТЕХНИЧЕСКОЕ ОБОРУДОВАНИЕ**

**Сборник учебно-методических материалов**

Для направления подготовки 13.03.01 – Теплоэнергетика и теплотехника

Благовещенск, 2017

*Печатается по решению  
Редакционно-издательского совета  
Энергетического факультета  
Амурского государственного  
университета*

Составитель: Присяжная С.П., Хондошко Ю.В., Артюшевская Е.Ю. Вспомогательное теплотехническое оборудование: сборник учебно-методических материалов для направления подготовки 13.03.01. – Благовещенск: Амурский гос. ун-т, 2017

©Амурский государственный университет, 2017

© Кафедра энергетики, 2017

© Присяжная С.П., Хондошко Ю.В., Артюшевская Е.Ю., составители

## Содержание

1. Краткий курс лекций	4
2. Методические рекомендации к практическим занятиям	36
3. Методические рекомендации для самостоятельной работы студентов	47
4. Библиографический список	50

## 1. КРАТКИЙ КУРС ЛЕКЦИЙ

### Лекция1.Оборудование для перемещения жидкостей.

1.1. Гидравлический расчет трубопроводов.

1.2. Расчет расхода жидкости и гидродинамического напора в простом трубопроводе постоянного поперечного сечения.

1.3. Расчет расхода жидкости в простом трубопроводе переменного поперечного сечения.

1.4. Транспортировка жидкостей по трубам самотеком и под давлением.

**1.1.** Трубопроводы разделяют на простые и сложные, короткие и длинные. В коротких трубопроводах рассчитывают два вида потерь: по длине и местные. Длинными называют трубопроводы, в которых потери напора по длине основные. Простые трубопроводы не имеют ответвлений, но имеют трубы постоянного и переменного сечений. Сложные трубопроводы делятся на разветвленные и кольцевые.

При расчете трубопроводов решают три типа задач:

1. Расчет расхода жидкости через трубопроводы заданных размеров;
2. Расчет гидродинамического напора при заданном расходе жидкости;
3. Определение диаметра трубопровода при заданном расходе и гидродинамическом напоре.

На заводах и ТЭЦ трубопроводов много их называют кровеносной системой. Потери напора на трение в трубопроводах определяют из уравнений

$$h_{mp} = \lambda \frac{\ell w^2}{2gd} \quad (1)$$

где  $d$  – диаметр трубопровода,  $w$  – скорость течения жидкости,  $\lambda$  – коэффициент гидродинамического напора (коэффициент трения) или коэффициент Дарси, который для ламинарного режима рассчитывают по формуле  $\lambda = 64/Re$ . В области турбулентного режима  $\lambda$  рассчитывают по формуле Блазиуса  $\lambda = 0,3164 / (Re)^{0,25}$ .

Мощность насоса (Вт) определяют  $N = \rho g Q (h_{mp} + h_{mc})$ , где  $\rho$  – плотность жидкости,  $kg/m^3$ ;  $Q$  – объемный расход  $m^3/c$ ,  $h_{тр}$ ,  $h_{mc}$  – потери напора на трение и местные сопротивления, Па.

Диаметр трубопроводов выбирают на основе технико-экономического сравнения вариантов, учитывающих все факторы при которых стоимость создания всей системы трубопроводов и ее эксплуатации будет наименьшей.

**1.2.** Исходными данными для расчета являются:  $L$  – длина трубопровода;  $d$  – диаметр трубы и ее шероховатость  $\Delta$ ; физические свойства жидкости (динамическая вязкость -  $\mu$  (Па\*С) и плотность -  $\rho$  ( $kg/m^3$ )). Определить расход –  $Q$ .

Объемный расход жидкости  $Q = W * S, m^3/c$ , где  $W$  – скорость движения жидкости  $m/c$ ,  $S$  – площадь поперечного сечения труб,  $m^2$ . Если неизвестна скорость движения жидкости, то для ее определения используют уравнение Бернулли.

$W = \sqrt{2gH / (\xi_{ex} + \lambda L / d + \xi_{вых})}$ . Из уравнения Бернулли видно, что в них два неизвестных  $W$  и  $\lambda$ . Чтобы рассчитать коэффициенты трения  $\lambda$  в первой - четвертой расчетных зонах по графику Никурадзе, необходимо вначале определить число  $Re = \frac{wd}{\nu}$ , для чего надо знать скорость движения жидкости. Поэтому задача решается методом последовательных приближений, который предусматривает следующую последовательность:

1. Определяем  $\lambda$  по формуле для пятой зоны, для которой нет числа  $Re$   $\lambda_5 = 0,11(\Delta/d)$ .

2. Находим скорость жидкости по уравнению

$$W = \sqrt{\frac{2g[H + P/(g\rho)]}{(\xi_{ex} + \lambda L/d + \xi_{вх})}} \quad (2)$$

3. Рассчитываем число  $Re = \frac{wd}{\nu}$   $500 d/\Delta$ .

5. Если рассчитанное число ( $Re_5$ ) будет действительно равно  $500d/\Delta$  или больше этого значения, то скорость рассчитана правильно и задача считается решенной. Если же  $Re_5 < 500 d/\Delta$ , то полученное значение  $Re_5$  подставляем в уравнение для расчета коэффициента  $\lambda$  по формуле для четвертой расчетной зоны

$$\lambda_4 = 0,1(1,46 \Delta/d + 100/Re_5)^{0,25} \quad (3)$$

6. По уравнению (2) находим скорость  $W_4$ .

7. Вычисляем  $Re_4 = W_4 d/\nu$

8. Формулу (3) для четвертой расчетной зоны используют в случае, если выполняется условие  $40d/\Delta < Re < 500d/\Delta$ .

9. Проверяем, действительно ли, полученное значение  $Re_4$  находится в пределах от  $40d/\Delta$  до  $500d/\Delta$ .

10. Если это условие соблюдается, то значение скорости жидкости найдено и расчеты прекращают.

Графический метод:

Исходные данные: Напор -  $H$ , диаметр труб -  $d$ , длина трубопровода -  $L$ , шероховатость труб -  $\Delta$ , свойства жидкости -  $\rho$ ,  $\mu$ . Определяем расход -  $Q$ . Задаем скорость жидкости  $W = 0,5; 1,0; 1,5; 2,0; 2,5$  м/с. Находим, объемный расход жидкости  $Q = WS$ , соответствующий каждой из скоростей; и для них вычисляем число  $Re$ . По известным отношениям  $d/\Delta$  определяем расчетную зону. Затем по формуле рассчитываем потери напора.

$$h_{n(1-2)} = (\xi_{ex} + \lambda L/d + \xi_{вх}) w^2 / 2g \quad (4)$$

**1.3. Расчет гидродинамического напора в простом трубопроводе**  
 Расчетная схема простого трубопровода (Рис 1.3.1).

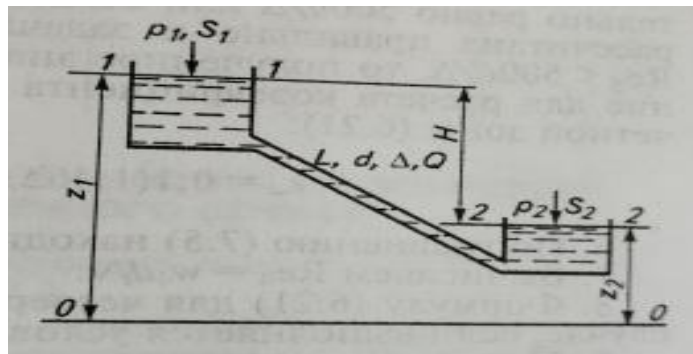


Рис.1.3.1. Расчетная схема простого трубопровода постоянного поперечного сечения.

Исходные данные:  $d$  – диаметр,  $L$  – длина трубопровода,  $\Delta$  – шероховатость труб, свойства жидкости (динамическая вязкость –  $\mu$ , плотность –  $\rho$ ) и расход  $Q$ .  
 Определить напор  $H$ .

Запишем уравнение Бернулли для сечений 1 – 1 и 2 – 2.

$$Z_1 + P_1/\rho g + \alpha_1 W_1^2/(2g) = Z_2 + P_2/\rho g + \alpha_2 W_2^2/(2g) + h_{n(1-2)}.$$

Принимаем  $Z_1 = Z_2 = H$ ;  $P_1 = P_2$ ;  $W_1 = W_2 = 0$ . Тогда  $h_{n(1-2)} = H$ . Раскрываем потери  $h_{n(1-2)}$  и находим напор  $H$ .

$$H = (\xi_{ex} + \lambda L/d + \xi_{вх}) w^2 / 2g \quad (5)$$

По данным задачи находим значение скорости течения  $W$  и числа  $Re$  по формулам  $W = 4Q/\pi d^2$ ;  $Re = Wd/\nu$ , формулу для расчета  $\lambda$  подбираем по рассчитанному числу  $Re$  и

отношению  $d/\Delta$ .

Расчетная схема простого трубопровода переменного поперечного сечения показана на (Рис 1.3.2).

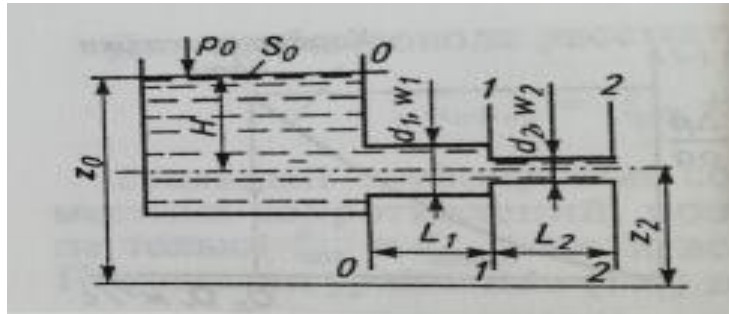


Рис. 1.3.2. Расчетная схема сечения простого трубопровода переменного поперечного сечения

Исходные данные:  $H$  – напор;  $L_1$  – длина трубопровода диаметром  $d_1$ ;  $L_2$  – длина трубопровода диаметром  $d_2$ ;  $\Delta$  – шероховатость труб; и свойства жидкости ( $\rho$  – плотность;  $\mu$  – термодинамическая вязкость). Определить расход  $Q$ . Для этого используем «Аналитический метод» и напишем уравнение Бернулли для сечений 0 – 0 и 2 – 2.

$$Z_0 + P_0/(\rho g) + (\alpha_0 W_0^2)/(2g) = Z_2 + P_2/(\rho g) + (\alpha_2 W_2^2)/(2g) + h_{п(0-2)} \quad (6)$$

Преобразуем уравнение (6) к виду  $Z_0 - Z_2 = H$ ;  $W_0 = 0$ ; Если  $P_0 = P_2$ , то  $H = (\alpha_2 W_2^2)/(2g) + h_{п(0-2)}$ , где  $h_{п(0-2)}$  – потери напора при движении жидкости между сечениями 0-0 и 2-2.

$$h_{п(0-2)} = (\xi_{ex} + \lambda L / d + \xi_{вх}) w^2 / 2g + (\xi_{с.с.} + \lambda_2 L_2 / d_2) W_2^2 / (2g) \quad (7)$$

Где  $\xi_{с.с.}$  – местное сопротивление внезапного сужения. Из условия непрерывности струи  $W_1 S_1 = W_2 S_2$  получим  $W_1 = W_2 (d_2/d_1)^2$ . Тогда

$$H = (\xi_{ex} + \lambda_1 L_1 / d_1) W_2^2 (2g) (d_2 / d_1)^4 + (\alpha_2 + \xi_{с.с.} + \lambda_2 L_2 / d_2) / W_2^2 (2g) \quad (8)$$

Откуда:

$$W_2 = \sqrt{\frac{2gH}{(\xi_{ex} + \lambda_1 L_1 / d_1) (d_2 / d_1)^4 + (\alpha_2 + \xi_{с.с.} + \lambda_2 L_2 / d_2)}} \quad (9)$$

Если обозначить знаменатель подкоренного выражения через  $\xi_{система}$  и если  $P_1 \neq P_2$ , то полученное уравнение скорости имеет вид, а коэффициент трения находят методом последовательных приближений.

$$W_2 = \sqrt{\frac{2g [H + \Delta P / (\rho g)]}{\xi_{система}}}, \quad (10)$$

**1.4.** Внутри производственных цехов применяют транспортировку жидкостей по трубам как самотеком, так и под давлением. Если жидкость удаляется из аппарата самотеком через нижний штуцер, расположенный в днище, то ( $\tau$ ) – время выхода воды рассчитывают по формуле

$$\tau = \frac{2F\sqrt{H}}{\phi f \sqrt{2g}} \quad (11)$$

где  $F$  – площадь поперечного сечения сосуда,  $m^2$ ;  $H$  – высота столба жидкости в сосуде  $m$ ;  $f$  – площадь отверстия сливного штуцера,  $m^2$ ;  $\phi$  – коэффициент расхода равный 0,62-0,63;  $g$  – ускорение силы тяжести.

Для перемещения жидкости из железнодорожных цистерн в хранилища или из одного аппарата в другой применяют сифоны работающие под разряжением (Рис1.4.1. а). Система может работать лишь в том случае, когда вакуум в приемном сосуде создает противодавление, превышающее гидростатическое давление жидкости и сопротивление

трубопровода (сифона).

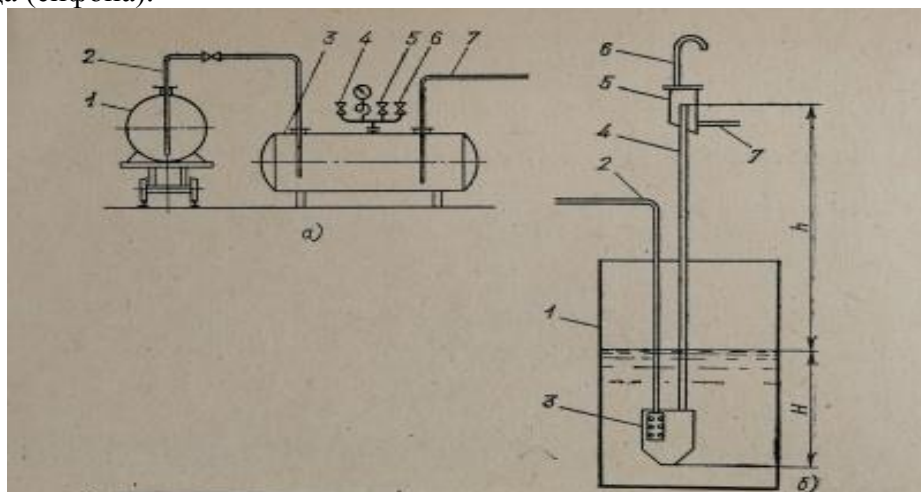


Рис 1.4.1(а, б) Схемы устройств для перемещения жидкостей: а – сифонное устройство: 1 – железнодорожная цистерна; 2 – сифон; 3 – приемный сосуд; 4 - трубопровод от вакуум-насоса; 5 – трубопровод сжатого воздуха; 6 – воздушка; 7 - давящая труба для разгрузки сосуда; б – газлифтное устройство: сосуд (колодец); 2 – трубопровод сжатого воздуха; 3 – смеситель; 4 - газлифтная труба; 5 - сливная коробка; 6 – воздушка; 7 – трубопровод для слива жидкости.

В некоторых случаях транспорт жидкости осуществляется выдавливанием ее с помощью сжатого воздуха давлением около 0,3 МПа, поступающего из ресивера компрессора в сосуд, имеющий давящую трубу, опущенную до самого днища сосуда.

Для транспортировки суспензий и кристаллизирующихся растворов применяют газлифтные (эрлифтные) подъемники (рис.1.4.1.б). Принцип работы газлифта заключается в том, что сжатый воздух (воздух или азот) подают по трубопроводу в смеситель, расположенный в нижней части сосуда или колодца. В смесителе газовый поток образует пузырьки, которые при всплытии увлекают за собой жидкость и поднимают ее по трубе до сливной коробки. Здесь газ удаляется через выпускную трубу, а жидкость по трубопроводу сливается в приемный сосуд.

Для работы газлифта необходимо соблюдать условие  $H+h/H < \rho_{ж}/\rho_{см}$

Расход воздуха для подъема жидкости на заданную высоту  $h$  определяется по формуле

$$V = \frac{\rho_{ж} V_{ж} h}{\eta p_1 \ln P_k / P_n} \quad (12)$$

где  $V_{ж}$  – объемный расход поднимаемой жидкости;  $h$  – высота подъема жидкости;  $H$  – глубина погружения газлифтного смесителя в жидкость;  $\rho_{ж}$ ,  $\rho_{см}$  – плотность жидкости и газожидкостной эмульсии в подъемной трубе;  $p_1$  – внешнее давление;  $p_n$ ,  $p_k$  – начальное и конечное абсолютное давление газа, поступающего в смеситель газлифта из компрессора;  $\eta$  – коэффициент, зависящий от глубины погружения газлифта, принимается в пределах от 0,4 до 0,7.

## Лекция 2. Расчет сложного разветвленного и сифонного трубопроводов.

- 2.1. Расчет начального гидравлического напора или высоты водонапорной башни.
- 2.2. Расчет расхода жидкости по ветвям трубопровода.
- 2.3. Расчет расхода жидкости в сифонном трубопроводе.
- 2.4. Расчет максимальной высоты подъема жидкостей в сифоне.

2.1. Расчетная схема сложного разветвленного трубопровода представлена на (рис.2.1.1)

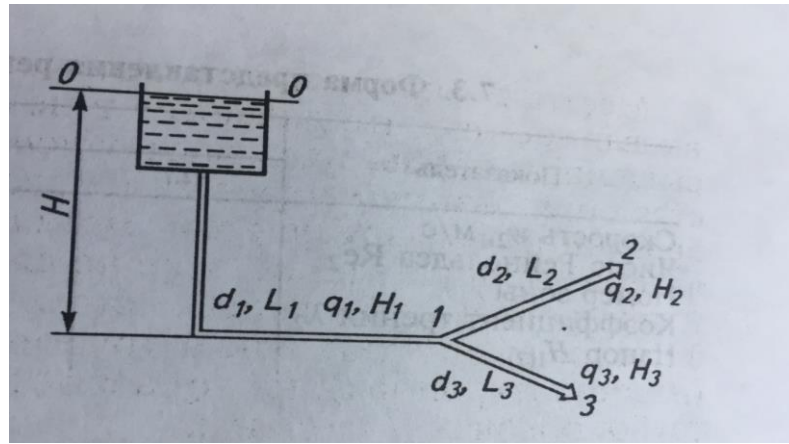


Рис.2.1.1. Расчетная схема сложного разветвленного трубопровода

Исходные данные : даны длины ветвей -  $L_1, L_2, L_3$ ; диаметры ветвей -  $d_1, d_2, d_3$ ; расходы жидкостей в ветвях -  $q_1, q_2, q_3$ ; гидравлические напоры в конце ветвей -  $H_1, H_2, H_3$ .

Значение  $H$  рассчитывают по наибольшему давлению в точке 1. Считают, что в длинных трубопроводах потери напора на местные сопротивления составляют 10 % потерь энергии по длине  $\sum h_{mc} = 0,1h_{тр}$ , тогда  $\sum h_{п(1-2)} = 1,1h_{тр(1-2)}$ .

Напор в точке 1 со стороны второй магистрали

$$H_1 = H_2 + 1,1\lambda_2(L_2/d_2)W_2^2/(2g) \quad (13)$$

Напор в точке 1 со стороны третьей магистрали

$$H_1 = H_3 + 1,1\lambda_3(L_3/d_3)W_3^2/(2g) \quad (14)$$

Примем больший напор равным  $H_1$ , тогда

$$H = H_1 + \lambda_1(L_1/d_1)W_1^2/(2g) \quad (15)$$

Это и есть гидравлический напор в начале трубопровода, или высота водонапорной башни. Задача имеет единственное решение, так как по расходу находят скорость жидкости в ветвях число  $Re$  и коэффициент трения. На ветви с меньшим значением  $H_1$  ставят вентиль с местным сопротивлением  $\xi_6$ .

**2.2.** Для расчета расхода жидкости по ветвям трубопровода исходными данными являются : гидравлические напоры  $H_1, H_2, H_3$ ; длины участков трубопроводов  $L_1, L_2, L_3$ ; диаметры участков трубопроводов  $d_1, d_2, d_3$ ; шероховатость труб  $\Delta$ ; вязкость  $\mu$ ; плотность жидкости  $\rho$ . Определить расходы  $q_1, q_2, q_3$  по ветвям трубопровода, для этого используем (рис 2.1.1.). Задачу целесообразно решать графически следующим образом:

1. Рассчитываем гидравлический напор  $H_1$  в точке 1 трубопровода при различных расходах в ветвях 2 и 3. Для этого находим  $H_{1(2)}$  в точке 1 в зависимости от расхода жидкости на участке 2 по уравнению (16) и напор в той же точке  $H_{1(3)}$  в зависимости от расхода жидкости в ветви 3 по уравнению (17)

$$H_{1(2)} = H_2 + \lambda_2(L_2/d_2)W_2^2/(2g) \quad (16)$$

$$H_{1(3)} = H_3 + \lambda_3(L_3/d_3)W_3^2/(2g) \quad (17)$$

Задаемся произвольно расходами  $q$ . Строим напорно-расходные характеристики трубопроводов  $H_{1(2)} = f(q)$  и  $H_{1(3)} = f(q)$  (рис.2.1.2)



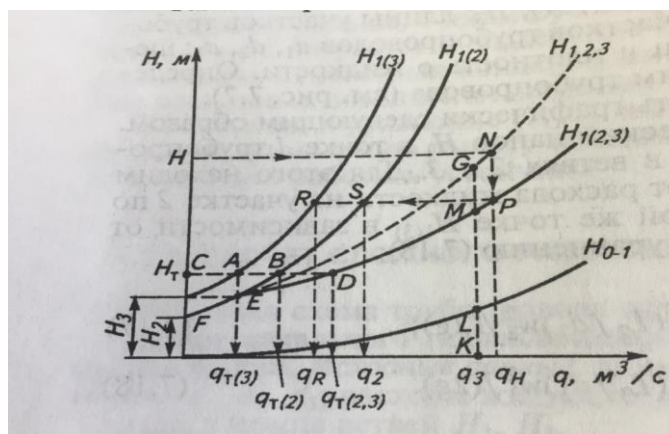


Рис.2.1.2. Напорно-расходная характеристика сложного разветвленного трубопровода

3. Строим суммарную характеристику  $H_{1(2,3)}$  расхода жидкости на участках 2 и 3 при различных гидравлических напорах в точке

$$1: q_1 = q_2 + q_3 \quad (18)$$

Таким образом, точка D на суммарной характеристике двух параллельно работающих участков получена суммированием по горизонтали отрезков CA и CB. Характеристика  $H_{1(2,3)}$  изображается кривой FED. Расход на участке 1 находится по уравнению (18) при напоре  $H_t$  он равен  $q_{T(2,3)}$ .

4. Рассчитываем характеристики  $H_{0-1}$  участка 0-1 по уравнениям

$$H_{0-1} = \lambda_1 (L_1 / d_1) W_1^2 / 2g \quad (19)$$

Расчеты представляют также в виде таблицы и по ней строят график напорно-расходной характеристики  $H_{0-1} = f(q)$ .

Участки 2 и 3 сложного трубопровода работают параллельно, поэтому суммарная характеристика их строится суммированием расходов по ним при одном и том же значении напора в точке 1.

Участок 1 трубопровода соединен последовательно с участками 2 и 3. Поэтому суммарную характеристику участков 1 и 2-3 строим суммированием напоров, но при одном и том же расходе.

5. Строим суммарную характеристику для всего трубопровода  $H_{1,2,3}$  изложенным выше способом.

Например, точку G характеристики  $H_{1,2,3}$  получаем суммированием потерь KL на участке 0-1 при расходе  $q_3$  с напором KM на участке 2-3 при том же суммарном расходе в них. Суммарная характеристика всей сети  $H_{1,2,3}$  изображается кривой FEG.

Таким образом, поставленная задача расчета расхода жидкости по ветвям трубопровода при произвольном напоре H также решена. Находим эти расходы следующим образом. По заданному напору (например H) определяем суммарный расход  $q_H$  в трубопроводе 0-1. Опускаем перпендикуляр из точки N, найденной на характеристике H. Находим точку P. Через точку P проводим горизонталь и определяем точки R и S пересечения горизонтали с характеристиками  $H_{1(2)}$  и  $H_{1(3)}$ . По точкам R и S находим расходы жидкости  $q_R$  и  $q_S$  соответственно на участках 3 и 2.

Основные положения

1. Трубопроводы разделяются на короткие и длинные, простые и сложные. Длинными называют трубопроводы, в которых потери напора по длине основные.

2. Простые трубопроводы не имеют ответвлений, но могут иметь постоянный или переменный диаметр труб. Сложные трубопроводы делятся на разветвленные и кольцевые (замкнутые).

3. При расчете трубопроводов решают следующие задачи: расчет расхода жидкости через трубопровод заданных размеров; расчет гидравлического напора при заданном расходе жидкости; определение диаметра трубопровода при заданных расходе и напоре.

4. При расчетах простого трубопровода задают перепад давлений на нем и принимают условие, что расход жидкости через него устанавливается таким, при котором сумма всех гидравлических сопротивлений компенсируется располагаемым перепадом давлений. Из этих данных находится расход жидкости.

5 Все формулы для расчета трубопроводов выводятся из уравнения Бернулли и условий на концах трубопроводов, определяемых его схемой.

6. Сложный разветвленный трубопровод рассчитывают в форме решения уравнений баланса: расходов, перепадов давлений и гидравлических сопротивлений по ветвям трубопровода.

**2.3.** Сифон - это короткий трубопровод для перетекания жидкости из одного сосуда в другой. Особенность сифона – это способность поднимать жидкость на высоту большую, чем высота уровня в верхнем сосуде. Сифоны используют: в качестве водосбросов гидротехнических сооружений, опорожнения водоемов, при прокладке водопроводов через возвышенности, для слива продуктов из цистерн и др.

Для приведения сифона в действие из него необходимо удалить воздух и создать в нем первоначальное разрежение. Обычно оно достигается путем откачивания воздуха из верхней части сифона. В других случаях пуск осуществляется заполнением сифона жидкостью извне и включением в сифонный трубопровод самоизливающейся фонтанирующей скважины. Приведенный таким образом в действие сифон продолжает работать как трубопровод и обеспечивает перетекание жидкости.

Для проведения расчета расхода жидкости в сифонном трубопроводе исходными данными являются : диаметр  $d$  и длина  $L$  трубопровода, уровни жидкости  $z_1$  и  $z_2$ , шероховатость труб  $\Delta$ , свойства жидкости  $\mu$  и  $\rho$ . Определить расход жидкости  $Q$ .

Расход жидкости через сифонный трубопровод (рис 2.3.1) можно определить:

$$Q=WS \tag{20}$$

где  $S$  – площадь сечения трубопровода,  $W$  - скорость.

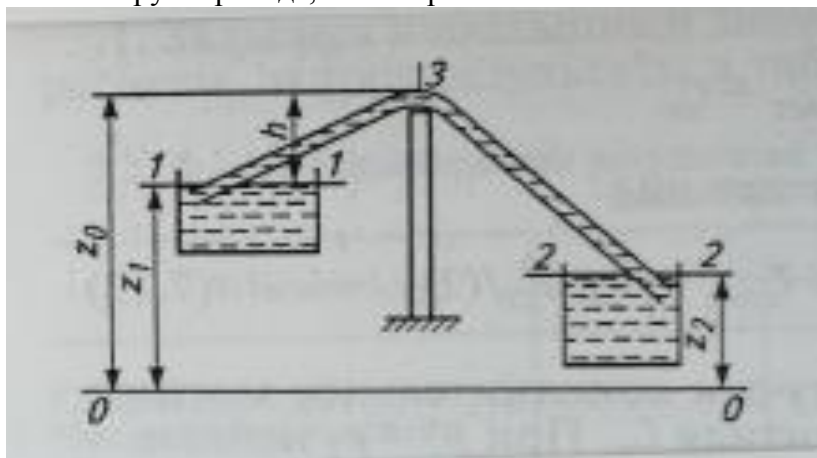


Рис.2.3.1. Расчетная схема сифонного трубопровода

Запишем уравнение Бернулли для сечений 1-1 и 2-2.

$$Z_1 + P_1 / (\rho g) + \alpha_1 W_1^2 / 2g = Z_2 + P_2 / (\rho g) + \alpha_2 W_2^2 / 2g + h_{n(1-2)} \tag{21}$$

Примем  $P_1=P_2$ ;  $W_1=W_2=0$ ;  $Z_1=Z_2=H$ . Из выражения (21) получим:

$$H = h_{n(1-2)} = (\xi_{ex} + \lambda L / d + \xi_{нов} + \xi_{вых}) W^2 / (2g). \text{ Обозначим}$$

$\xi_{сум} = \xi_{ex} + \lambda L / d + \xi_{нов} + \xi_{вых}$ , тогда скорость течения жидкости будет равна

$$W = \sqrt{\frac{2gH}{\xi_{сум}}} \tag{22}$$

Как и при расчете трубопровода постоянного диаметра,  $\lambda$  находим методом последовательных приближений с проверкой соответствия величины  $Re$  выбранной зоне.

Диаметр сифонного трубопровода  $d$  находим методом, аналогичным изложенному ранее при определении диаметра короткого трубопровода постоянного сечения.

Для расчета максимальной высоты подъема жидкости в сифоне  $h_{\max}$  помимо описанных ранее трех типов задач, решаемых с помощью уравнения Бернулли, написанного для сечений 1-1 и 2-2, можно использовать специфическую задачу – определения максимальной высоты подъема жидкости  $h_{\max}$  с помощью сифонного трубопровода.

Запишем уравнение Бернулли для сечений 1-1 и 3.

$$Z_1 + P_{\text{абс}1} / (\rho g) + \alpha_1 W_1^2 / (2g) = Z_3 + P_{\text{абс}3} / (\rho g) + \alpha_3 W_3^2 / (2g) + h_{n(1-3)} \quad (23)$$

где  $P_{\text{абс}3}$  – абсолютное давление в сечении 3.

Примем  $Z_3=Z_1=h$ ;  $W_1=0$ ;  $P_{\text{абс}1}=P_6$ ; где  $P_6$  – барометрическое давление. Тогда потери давления можно определить

$$h_{n(1-3)} = (\xi_{\text{вх}} + \lambda L_{1-3} / d + \xi_{\text{нов}}) W_3^2 / 2g \quad (24)$$

Из уравнения (23) получим

$$h = (P_6 - P_{\text{абс}3}) / (\rho g) - (\alpha_3 + \xi_{\text{вх}} + \lambda L_{1-3} / d + \xi_{\text{нов}}) W_3^2 / 2g \quad (25)$$

где  $h_{\max} = (P_6 - P_{\text{абс}3}) / (\rho g)$

Величину, представленную в скобках, можно рассчитать, если известны высота  $h$ , расход жидкости  $Q$  и диаметр трубопровода  $d$ . По этим данным находят число  $Re$  и зону графика Никурадзе для расчета коэффициента  $\lambda$ . Чтобы найти максимальную высоту подъема сифона  $h_{\max}$ , надо вместо  $P_{\text{абс}3}$  подставить упругость насыщенного пара  $P_n$  жидкости при данной температуре. Эту величину находят по таблице насыщенного пара, она зависит от рода жидкости и ее температуры. Тогда из выражения (25) найдем

$$h_{\max} \leq (P_6 - P_n) / (\rho g) - (\alpha_3 + \xi_{\text{вх}} + \lambda L_{1-3} / d + \xi_{\text{нов}}) W_3^2 / 2g \quad (26)$$

Если это условие не выполняется, то имеет место явление кавитации.

Кавитация исключается при условии

$$P_{\text{абс}3} / (\rho g) \geq P_n / (\rho g) + \square \quad (27)$$

где  $\square$  – антикавитационный запас,  $\Delta = 1\text{м}$ ;  $1_{\text{физ.атм.}} = 760 \text{ мм.рт.ст.} = 10,33\text{м вод.ст.} = 101300\text{Па}$ .  $P_{\text{изб}} = P_{\text{абс}} - P_{\text{атм.}}$

Подставляя в уравнение (25) значение  $P_{\text{абс}3} / (\rho g)$  из (27) получим максимальную высоту всасывания сифона  $h_{\max}$  при которой он будет работать устойчиво.

### Лекция 3. Оборудование для разделения неоднородных жидкостей

#### 3.1 Отстойники

#### 3.2 Фильтры периодического и непрерывного действия

#### 3.3 Аппараты для центробежного фильтрования (центрифуги)

**3.1** Неоднородные жидкости – являющиеся смесью твердой дисперсной фазы и жидкой дисперсионной среды, у которых имеется целый ряд свойств, которых нет ни у твердого ни у жидкого вещества в отдельности. И для разделения неоднородных систем используют следующие признаки:

- различие плотностей составляющих неоднородные системы (жидкости);
- различие магнитных свойств;
- различие электрических свойств;
- задержание частиц дисперсной фазы на твердых перегородках;
- невозможность объединения частиц при малых их концентрациях в суспензиях.

Для разделения суспензий, состоящих из жидкости и мелких нерастворимых частиц, применяют отстойники (Рис.3.1.1.а, б), которые различают на отстойники периодического, полу непрерывного и непрерывного действия. Разделение суспензий отстаиванием происходит под действием гравитационных сил при различии плотностей частиц и жидкости. Если плотность нерастворимых частиц превышает плотность жидкости, то частицы осаждаются на днище отстойника, образуя слой осадка, а осветленная жидкость сливается в кольцевой желоб. Полученный слой осадка с помощью скребковой мешалки выгружается через штуцер, расположенный в конусном днище отстойника.

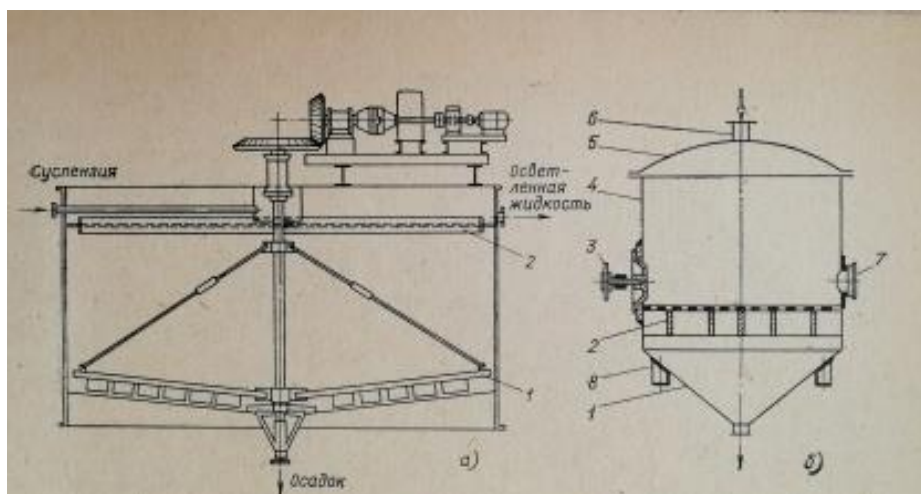


Рис.3.1.1 Оборудование для разделения неоднородных жидкостей: а – отстойник непрерывного действия: 1 – мешалка ; 2 – кольцевой желоб; б – нутч-фильтр: 1 – конусное днище; 2 – опорная решетка; 3 – лаз; 4 – корпус; 5 – крышка; 6 - загрузочный штуцер; 7 – люк для разгрузки; 8 – опоры.

При заданном количестве смеси  $V_{см}$  и концентрации дисперсной фазы –  $C$  – объем осветленного продукта определяется  $V=V_{см}(1-C)$ . Если он образуется за время  $\tau$  то производительность отстойника  $Q = V/\tau = h_0F/\tau$

Скорость осаждения частиц определяют по формуле

$$W_0 = \sqrt{\frac{4 (\rho_{ч} - \rho_{ж}) dg}{3 \rho_{ж} \xi}} \quad (28)$$

где  $\rho_{ч}$  – плотность частиц;  $d$  – диаметр частиц ,м;  $\xi$  - коэффициент сопротивления среды. При ламинарном режиме осаждения частиц коэффициент сопротивления равен  $\xi = 24/Re$ , а при турбулентном  $\xi = 0,44$ .

Время осаждения частиц определяют из соотношения  $\tau = \frac{H}{W_0}$ .

### 3.2 Фильтры периодического и непрерывного действия.

Фильтровальное оборудование в зависимости от организации процесса делится на оборудование непрерывного и периодического действия. По способу создания перепада давления на пористой перегородке различают оборудование работающее под вакуумом либо под избыточным давлением. Избыточное давление может создаваться силами давления либо центробежной силой. В зависимости от способа создания перепада давления фильтровальное оборудование разделяют на фильтровальные аппараты (фильтры) и центрифуги. В фильтрах периодического действия фильтрующая перегородка неподвижна, а в фильтрах непрерывного действия она перемещается, проходя через зону очистки, в которой регенерируется. Оба эти класса разделяются на фильтры работающие под давлением или под вакуумом. В классе фильтров периодического действия выделяют отдельно группы фильтров, работающих под давлением столба жидкости над фильтрующей поверхностью или под давлением, создаваемым насосом.

Вакуумные нутч – фильтры предназначены для разделения суспензии на твердую и жидкую фазы и представляет собой сосуд (Рис.3.1.1.б) с перфорированным (ложным) днищем, на которое настилается фильтровальная ткань. Под действием разрежения, создаваемого под ложным днищем, жидкость легко протекает через фильтровальную ткань (бельтинг), а осадок после достижения определенной толщины выгружается через боковой люк. Аналогичные аппараты могут работать под давлением.

Фильтр-пресс состоит из комплекта плит и рам, разделенных фильтровальной тканью и сжатых с помощью гидравлической системы или зажимного устройства (Рис.3.2.1.а,б).

Суспензия в фильтр подается под давлением. При проходе через ткань жидкость освобождается от осадка и удаляется в боковой желоб. После окончания фильтрации осадок можно промыть водой или пропарить паром с целью полного удаления остатков фильтрата. Затем фильтр-пресс раскрывают и осадок с каждой рамы выгружают в нижний бункер. Один фильтр-пресс может иметь до 50 комплектов рам и плит с общей площадью поверхности фильтрации 50 м<sup>2</sup>.

Выпускают фильтр-прессы с механизированной выгрузкой осадка (Рис.3.2.1.а). Этот фильтр имеет плиты и рамы, которые автоматически открываются и фильтровальная ткань перемещается на один шаг с таким расчетом, чтобы полностью был удален осадок и очищенная ткань была повторно уложена на гофрированную плиту для очередной фильтрации.

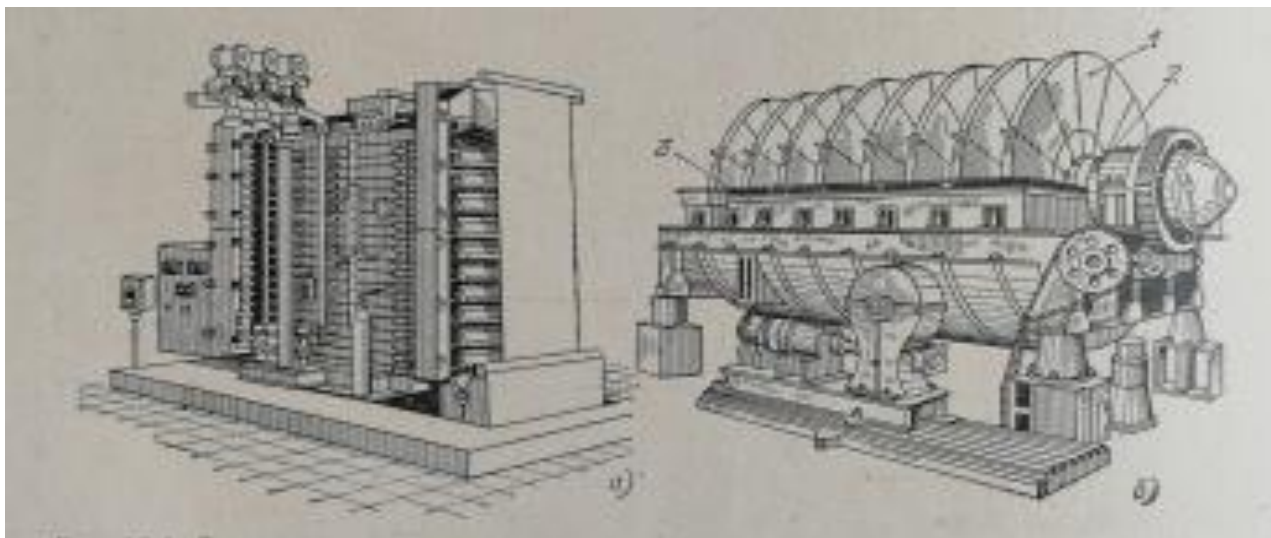


Рис.3.2.1.а, б) Фильтры: а – внешний вид фильтр-пресса ФПАК; б – дисковый вакуум-фильтр: 1 – диски; 2 – пустотелый вал; 3 – корыто.

Дисковый вакуум-фильтр (Рис.3.2.1.б) состоит из ряда дисков, насаженных на пустотелый вал. На боковой поверхности дисков закрепляют секторы, обтянутые фильтровальной тканью. Вал с дисками медленно вращается в корыте с суспензией. Под разрежением фильтрат попадает в пустотелый вал и удаляется в приемную емкость. Осадок срезается ножами с поверхности дисков в желоб и удаляется шнековым устройством в выгрузочный бункер.

В производствах применяют ленточные, барабанные и другие фильтры, разработанные целевым назначением. Движущая сила фильтрации  $\Delta P$ .

**3.3 Аппараты для центробежного фильтрования (центрифуги)** применяют для разделения неоднородных смесей, в которых под действием центробежной силы мелкие частицы осаждаются на сетке, а фильтрат, пройдя фильтровальную сетку, через перфорированный барабан удаляется в приемную емкость. Центрифуги выполняют в виде вертикальных и горизонтальных барабанов, вращающихся с большой частотой (500-1000 об/мин). Устройство центрифуг показано на рис 3.3.1.

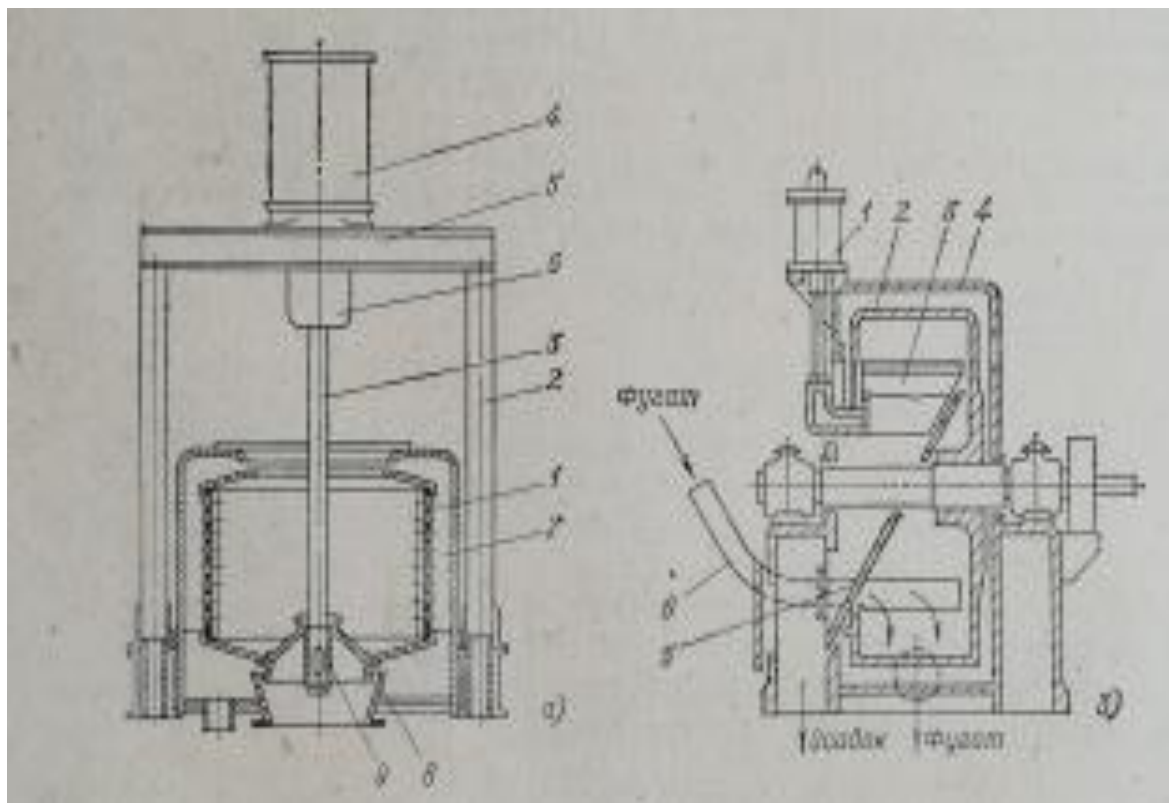


Рис 3.3.1 Центрифуги: а – подвесная центрифуга: 1 – ротор; 2 – стойка; 3 – вал; 4 – электродвигатель; 5 – опорные швеллеры; 6 – корпус шаровой опоры; 7 - верхняя часть кожуха; 8 – разгрузочная горловина; 9 – ступица барабана; б - центрифуга горизонтальная с ножевым съемом осадка: 1 – гидравлический цилиндр для подъема ножа; 2 – ротор; 3 – нож; 4 – кожух; 5 – приемный желоб; 6 – труба для подачи суспензии.

Центробежное фильтрование проходит три стадии: 1- образование осадка, 2- его уплотнение, 3- механическую сушку осадка. В первый период фильтрования на внутренней поверхности центрифуги увеличивается слой осадка. После выпадения всего осадка, когда жидкость остается в его порах, начинается второй период – его уплотнение. Жидкость продолжает выжиматься из осадка центробежной силой. В третьем периоде в поры осадка проникает воздух, а жидкость удерживается в них капиллярными и молекулярными силами. Постепенно она продвигается к выходу и удаляется.

Под действием центробежной силы суспензия разделяется на дисперсную фазу (осадок) и дисперсионную среду (фильтрат). Давление, создаваемое центробежной силой (Па)

$$P = \rho \omega^2 \frac{R^2 - r_0^2}{2} = \frac{\omega^2 \rho r_{cp}^2}{2} \quad (29)$$

где  $\rho$  – плотность суспензии;  $\omega$  - угловая скорость вращения вала рад/с;  $r_{cp}$ - средний радиус кольцевого слоя суспензии.

Центробежная сила  $C = G \pi n^2 / 900$ , где G- масса эмульсии;  $r$  – радиус вращения;  $n$  – частота вращения барабана об/мин.

Отношение центробежной силы к массе суспензии называют фактором разделения, который определяется  $C / G = \frac{r n^2}{900} = \frac{D n^2}{1800} = K_d$ , где  $F = \frac{\omega^2 r}{g}$  и  $\omega = \pi n / 30$

Из формул видно, что увеличение значения фактора разделения можно получить за счет повышения частоты вращения и увеличением диаметра барабана. Однако увеличение диаметра барабана ограничивается прочностными свойствами, поэтому эффективная фильтрация достигается за счет частоты вращения которая составляет от 1000 до 5-6

тыс.об/мин.

#### Лекция 4.Пылеочистные устройства

4.1Основные принципы расчета системы аспирации как сложной пневмосистемы.

4.2Свойства пыли. Закономерности осаждения пыли в воздухе.

4.3Пылеочистные устройства .

4.4Основные положения систем аспирации и пневмотранспорта.

**4.1** Разделение газовзвесей (обеспыливание газов) производят с целью создания внутри рабочих пространств или защитных кожухов вакуума, необходимого для предотвращения выделения пыли в производственные помещения. Эту функцию выполняет аспирация для создания здоровых условий труда работающих, уменьшение взрыво и пожароопасности производственной среды и охлаждение оборудование. В конкретных случаях практическое значение может иметь только часть, а не все функции.

Аспирационная система представляет собой более или менее сложную пневматическую систему, включающую следующие основные устройства: пылеуловители, вентиляторы и воздухопроводы. В основу расчета аспирационных систем положены следующие принципы: побудителями движения воздушных потоков и переносимых ими продуктов служат вентиляторы или воздуходувки; вся энергия полученная от побудителя, расходуется на преодоление гидравлических сопротивлений магистралей и других устройств системы. Аэродинамические сопротивления воздушных потоков разделяются на местные  $\Delta P_m$  и распределенные по длине, или сопротивления трения  $\Delta P_T$ .  $\Delta P_T = \lambda \frac{L\rho V^2}{d^2}$  и  $\Delta P_m = \xi \frac{\rho V^2}{2}$  где

$\frac{\rho V^2}{2}$  - гидродинамический ( скоростной напор; L и d – длина и диаметр трубопровода;  $\xi$  - коэффициент Вейсбаха или местного сопротивления;  $\lambda$  – коэффициент Дарси, характеризующий сопротивление трения единицы длины расчетного участка.

**4.2** Тонко измельченные частицы имеют определенные свойства, которыми не обладают относительно крупные частицы. Одна из основных сил, определяющих витание частиц – сила веса, которая определяется объемом частиц и их плотностью. Другими силами, которые могут оказать влияние на поведение частиц, взвешенных в воздухе, являются:

- адсорбционная активность, от которой зависит интенсивность осаждения на частицах паров и воздуха;

- адгезионные силы, определяющие способность частиц удерживаться на твердых ограничивающих поверхностях;

- способность присоединять и переносить ионы, появляющиеся в воздухе при его электризации;

- повышенная химическая активность при окислении кислородом воздуха. Все указанные свойства определяются площадью поверхности частиц.  $A = \frac{S}{V} = \frac{6}{d}$

Соотношение этих сил с силой веса зависит от соотношения площади поверхности и объема частиц и из формулы видно, что с уменьшением диаметра частиц A –увеличивается.

По химическому составу пыли разделяют на органические (растительного, животного, и синтетического происхождения), неорганические (минеральные, металлические) и смешанные.

По условиям безопасного воздействия на организм человека установлены санитарно гигиенические нормы пыли в помещениях: на элеваторах  $4\text{мг/м}^3$ ; на мукомольных заводах -  $6\text{мг/м}^3$ . По признаку пожароопасности допустимая концентрация пыли в воздухе  $7\text{-}90\text{г/м}^3$ .

**4.3.** Разделение газовзвесей (обеспыливание газов) производят в циклонах, рукавных фильтрах, пенных аппаратах, электрофильтрах и других аппаратах. В них используются механические, электрические, химические и комбинированные способы очистки (Таблица 4.3.1).

Таблица 4.3.1.-Техническая характеристика пылеуловителей.

Пылеуловитель	Содержание пыли в газах, кг/м <sup>3</sup>	Размер частиц, мкм	Степень очистки, %	Гидравлическое сопротивление, Па	Температура газа на входе, °С
Пылеосадительная камера	-	100	30-40	-	Не лимитируется
Жалюзийный пылеуловитель	0,02	25	60	500	400-500
Циклон	0,40	10	70-95	400-700	400
Батарейный циклон	0,10	10	85-90	500-800	400
Тканевый фильтр	0,02	1,0	98-99	500-2500	100
Центробежный (скруббер)	0,05	2,0	85-95	400-800	Не лимитируется
Пенный аппарат	0,3	0,5	95-99	300-900	Не лимитируется
Электрофильтр	0,01-0,05	0,005	95-99	100-200	425

Пылеосадительные камеры – это гравитационные пылеуловители. В них запыленные газы медленно проходят через горизонтально- расположенную камеру. По мере движения газов в горизонтальном направлении пылевидные частицы опускаются в вертикальном направлении. Основное условие эффективности следующее: за время движения газов через камеру частицы заданных размеров должны успеть осесть на дно или на другие твердые поверхности камеры. Для разделения запыленных газовых потоков чаще всего применяют циклоны и батарейные циклоны. Принцип работы циклонов заключается в том, что запыленный поток со скоростью 15-20 м/с направляется по патрубку, расположенному тангенциально к корпусу циклона. В результате действия центробежных сил частицы пыли перемещаются к стенке корпуса, а затем скользя по ней, падают на конусное днище. Газовый поток, совершая несколько оборотов, устремляется по центральному трубопроводу и удаляется по назначению (Рис.4.3.1).

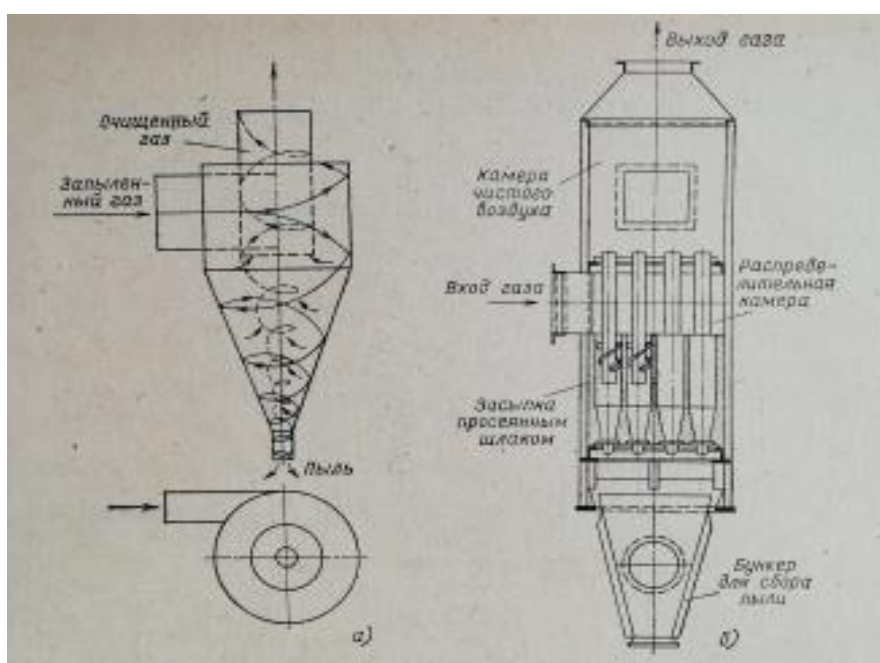


Рис4.3.1. Пылеочистное устройство:  
а – циклонный пылеуловитель; б - батарейный циклон.



Центробежная сила, действующая на частицу пыли в циклоне :

$$P_u = \frac{mW_u^2}{r} = \frac{\pi d_n \rho_n W_u^2}{6r}$$

где  $m, d_n, \rho_n, W_u$  - масса частицы, кг, диаметр, плотность и скорость частицы в тангенциальном направлении,  $r$  – радиус движения частицы пыли, м.

Центробежная скорость движения пыли определяется

$$W_u = \frac{Q}{S_{\text{вх}}} \varphi, \text{ где } Q - \text{объемный расход газового потока, м}^3/\text{с; } S - \text{площадь входного отверстия}$$

газа в циклон;  $\varphi$  - коэффициент, связывающий центробежную скорость пылевой частицы со скоростью входа в циклон. Приравняв центробежную силу силе вязкостного гидравлического сопротивления, определяемой законом Стокса  $P_v = 3\pi\mu w_r d_n$  получим

$$W_r = 3090 \frac{d_n^2 \rho_n W_u^2}{r} \quad (\text{а}), \text{ где } W_r - \text{радиальная скорость частицы на радиусе } r, \text{ м/с; } \mu -$$

динамическая вязкость, Па.с. Если  $W_r = \frac{dr}{dt}$ , то проинтегрировав выражение (а) получим выражение для времени  $t$ , необходимого для перемещения частицы от внутреннего радиуса циклона  $r_в$  до наружного  $r_н$  (для цилиндрического корпуса циклона). Время пребывания

$$\text{частицы пыли в циклоне: } t = \frac{r_n^2 - r_в^2}{6180 d_n^2 \rho_n w_u^2} \text{ или } t = h_u / w_0, \text{ где } w_0 - \text{скорость движения пыли в}$$

$$\text{циклоне; } h_u - \text{высота цилиндрической части циклона, м. } w_0 = \frac{Q}{\pi(r_n^2 - r_в^2)}, \text{ где } r_n \text{ и } r_в -$$

наружный и внутренний радиусы циклона. По найденному  $h_u$  находят все остальные размеры циклонов стандартных образцов.

$$\text{Степень очистки газа от пыли выражается соотношением, \% } \eta = \frac{G_{\text{ул}}}{G_n} 100\% \text{ где } G_n \text{ и}$$

$G_{\text{ул}}$  – количество пыли поступившей с газовым потоком и уловленной в циклоне. Если принять скорость газового потока  $w_r$  и сопротивление циклона  $\Delta P$ , то условная скорость газа в циклоне  $w_{\text{усл}} = \sqrt{2\Delta P / (\xi \rho_r)}$ . При выбранном диаметре циклона  $D$  находят секундную производительность  $V = \pi D^2 w_{\text{усл}} / 4$ . Для полного осаждения частиц пыли в цилиндре циклона необходимо, чтобы выполнялось неравенство  $t_{\text{ц}} \geq t$  или чтобы выполнялось равенство

$$\frac{h_u \pi (r_n^2 - r_в^2)}{Q} = \frac{r_n^2 - r_в^2}{6180 d_n^2 \rho_n w_u^2} = \frac{Q}{6180 d_n^2 \rho_n w_u^2} \text{ из формул видно, что центробежная сила}$$

увеличивается с уменьшением радиуса основания цилиндра циклона. Это делает целесообразным уменьшение данного радиуса, а для сохранения заданного расхода воздуха – установление параллельно несколько циклонов в виде батарей. В результате эффективность очистки увеличивается.

Батарейные циклоны предназначены для улавливания частиц размером до 50мкм из сухих газов. В одной цилиндрической или прямоугольной камере может находиться до 120 циклонных элементов. Диаметры воздухопроводов  $D = 19 \left(\frac{Q}{w}\right)^{0,5}$ , где  $Q$  – объемный расход воздуха, м<sup>3</sup>/ч,  $w$  – скорость движения = 12-13м/с. Коэффициент очистки воздуха от пыли с помощью циклонов составляет 0,95-0,96 %. Для обеспыливания воздуха на 99,8-99,9 % при любых характеристиках пыли применяют матерчатые фильтры. Они позволяют в частности, обеспечить концентрацию пыли на выходе в пределах до 10мг/м<sup>3</sup> независимо от начальной ее концентрации. В матерчатых фильтрах применяют ворсистые ткани. Ворс должен быть с одной стороны входа. Чем длиннее ворс, тем выше эффективность очистки. Матерчатые

фильтры изготавливают в виде длинных мешков, надеваемых на жесткий каркас. Запыленный воздух проходит через них снаружи внутрь каркаса и выходит через объединяющий коллектор. Каркасы с матерчатыми мешками периодически встряхивают или продувают встречным потоком воздуха, чтобы накопившийся слой пыли отделился от мешка и упал в пылесборник. Для расчета сопротивлений используют экспериментальные данные по удельному сопротивлению тканевых материалов фильтров.

#### 4.4. Основные положения систем аспирации и пневмотранспорта

1. Гидравлический расчет систем аспирации аналогичен расчету разветвленной гидросистемы: воздушные потоки создаются побудителями движения когда, их энергия расходуется на преодоление гидравлических сопротивлений магистралей и на подъем материалов на высоту.
2. Специфические свойства газозвесей определяются не только их физико-химическими свойствами, но и размерами. Основные свойства крупных частиц обусловлены массовыми силами, а мелких – поверхностными, связанными с адгезией, адсорбционной и химической активностью, а также электризацией.
3. Основные элементы аспирационных систем: воздухозаборники, пылеуловители, (осадочные камеры, циклоны, фильтры), вентиляторы и воздуховоды.
4. При проектировании аспирационных систем учитывают следующие рекомендации:
  - вентилятор и пылеуловитель устанавливают как можно ближе один к другому для увеличения перепада давлений на пылеуловителе;
  - всасывающий фильтр монтируют как можно дальше от аспирируемой машины с целью увеличения вакуума в магистральных и уменьшения выбросов пыли наружу;
  - устраивают широкие проходы вокруг вентиляторов для их обслуживания;
  - горизонтальные воздуховоды малого диаметра заменяют наклонными, располагаемыми под углом  $60^{\circ}$  к горизонту.

### **Лекция 5 Выпаривание**

#### 5.1 Методы выпаривания

#### 5.2 Однокорпусные и многокорпусные выпарные установки

#### 5.3 Брызгоотделители(сепараторы, каплеуловители)

#### 5.4 Основные положения выпаривания.

**5.1** Выпаривание – процесс концентрирования (сгущения) растворов, суспензий, эмульсий при кипении. При выпаривании вода из раствора удаляется в виде пара, а растворенное вещество или дисперсная фаза эмульсий и суспензий остается в неизменном количестве. Применяют при производстве сахара, поваренной соли, щелочных металлов, удобрений и мн.др.

Выпаривание ведут в устройствах называемых выпарными аппаратами. В качестве греющего агента при выпаривании используют водяной пар, который называют греющим или первичным. Пар, образующийся при выпаривании кипящего раствора, называют вторичным. Процессы выпаривания проводят под вакуумом, при повышенном и атмосферном давлении. По мере сгущения физические свойства раствора изменяются. При высоких температурах растворенные органические вещества могут разлагаться, ухудшая качество конечного продукта. Выпаривание под вакуумом имеет и другие преимущества. При разряжении увеличивается полезная разность температур между греющим агентом и раствором, что позволяет уменьшить площадь поверхности нагрева аппарата. Вторичный пар, отбираемый на сторону, называют экстра паром. Выпаривание под избыточным давлением сопряжено с повышением температуры кипения раствора, поэтому данный способ применяют редко и только при выпаривании термически стойких веществ.

При выпаривании под атмосферным давлением вторичный пар не используется и удаляется в атмосферу, такой способ является простым и менее экономичным.

В много корпусных установках, которые являются более распространенными, вторичный пар каждого предыдущего корпуса направляется в качестве греющего пара в

последующий корпус. Чтобы обеспечить выпаривание, необходимо создать разность между температурой вторичного пара из предыдущего корпуса и температурой кипения раствора в данном корпусе. Эта разность температур, т.е. движущая сила процесса выпаривания, создается снижением давления в последовательно соединенных корпусах. В этих установках первичным паром из котельной или другого парогенератора обогревается только первый корпус. Следовательно в многокорпусных выпарных установках достигается значительная экономия первичного пара по сравнению с однокорпусными.

**5.2** Однокорпусные выпарные установки применяют в производствах малой мощности для сгущения небольших количеств раствора. Исходный раствор из сборника 1 подается насосом 2 в подогреватель 3, где он нагревается до температуры кипения. Далее он направляется в вакуум выпарной аппарат 4 для сгущения. Греющий пар подается в межтрубное пространство нагревателя и выпарного аппарата. Вторичный пар, образующийся в выпарном аппарате вместе с газами и захваченными капельками раствора направляется в брызгоотделитель – (сепаратор) 5 и далее в барометрический конденсатор 6. В брызгоотделителе – сепараторе 5 от вторичного пара отделяются капельки раствора, которые возвращаются в выпарной аппарат (Рис.5.2.1)

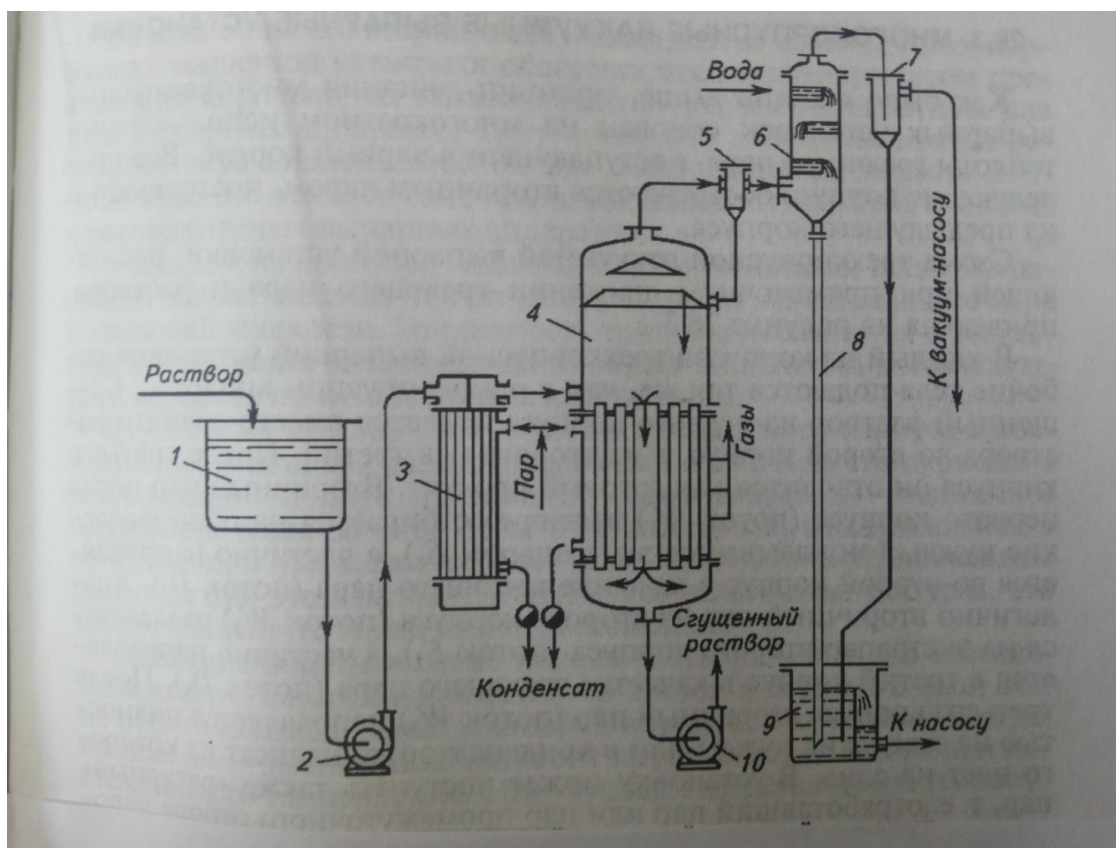


Рис.5.2.1 Схема однокорпусной вакуум выпарной установки: 1 – сборник раствора; 2 – насос; 3 – подогреватель; 4 – вакуум выпарной аппарат; 5 - сепаратор –(ловушка); 6 – барометрический конденсатор; 7 – сепаратор (капле уловитель); 8 – барометрическая труба; 9 – сборник.

Действие сепараторов основано на том, что в нем установлены одна или несколько перегородок плоской, цилиндрической или спиральной формы, цель которых – изменить направление движения паровоздушной смеси с капельками жидкости. Пар и воздух проходит этот лабиринт из перегородок, а капли жидкости вследствие инерционных сил оседают на этих перегородках или внутренней поверхности сепаратора и стекают вниз. Таким образом происходит сепарирование, т.е. отделение жидкости от пара.

В барометрическом конденсаторе пар вынужден проходить сквозь сплошные завесы стекающих с полок жидкостей и конденсируется при этом. Воздух и газы также вместе с

захваченными капельками воды откачиваются из верхней части конденсатора. Перед вакуум-насосом для откачивания воздуха и газов установлен сепаратор – капле уловитель 7, предназначенный для отделения капель жидкости. Конденсат вместе с водой в виде барометрической воды отводится самотеком через барометрическую трубу 8 в сборник 9. Сгущенный до требуемой конденсации раствор откачивается насосом 10 на дальнейшую обработку или упаковку.

Принцип действия многокорпусных выпарных установок основан на многократном использовании теплоты греющего пара, поступающего в первый корпус. Все последующие корпуса обогреваются вторичным паром, поступающим из предыдущего корпуса. Сгущенный раствор поступает из первого корпуса во второй довыпаривается и поступает в третий и затем на доработку и упаковку.

**5.3** Качество пара, генерируемого выпарными аппаратами и испарителями, определяется количеством содержащейся в нем влаги в виде капель. Механический унос капель с потоком пара связан с процессами разрыва оболочек паровых пузырьков, дробления жидкости и пенообразования. В зависимости от размера капель они могут падать на поверхность раздела фаз, а также витать или уноситься с потоком пара, когда скорость их движения выше скорости витания.

Для условий витания капель запишем уравнение:

$$\frac{\pi d_k}{6} (\rho_{ж} - \rho_n) g = \xi \left( \frac{\pi d_k^2}{4} \right) \left( \frac{\rho^{11} w_{вит}^2}{2} \right) \text{ откуда } w_{вит} = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{d_k g}{\xi} \left( \frac{\rho_{ж} - \rho_n}{\rho_n} \right)}, \text{ где } \rho_n \text{ и } d_k -$$

плотность пара и диаметр капли. Коэффициент сопротивления  $\xi$  при  $Re \leq 500$  определяется по формуле  $\xi = 18,5/Re^{0,6}$  и  $Re = \frac{w d_k}{\nu}$ ; при  $Re = 500-150000$ ,  $\xi = 0,44$ , тогда скорость

витания капель  $w_{вит} = 1,74 \sqrt{g d_k \left( \frac{\rho_{ж} - \rho_n}{P_n} \right)}$ , где  $P_n$  – давление пара. Скорость пара в

сепарационном пространстве аппарата определяется по уравнению  $W_n = W(3600F\rho_n)$ , где  $W$  – количество вторичного пара;  $F$  – площадь сечения сепарационного пространства.

Для нормальной работы выпарного аппарата должно соблюдаться условие  $w_{вит} > W_n$ . В целях избежания уноса капель с потоком вторичного пара высоту сепарационного пространства принимают не менее 1,5 м. Для уменьшения высоты сепарационного пространства применяют брызгоотделители – которые располагают на выходе пара из аппарата (Рис 5.3.1)

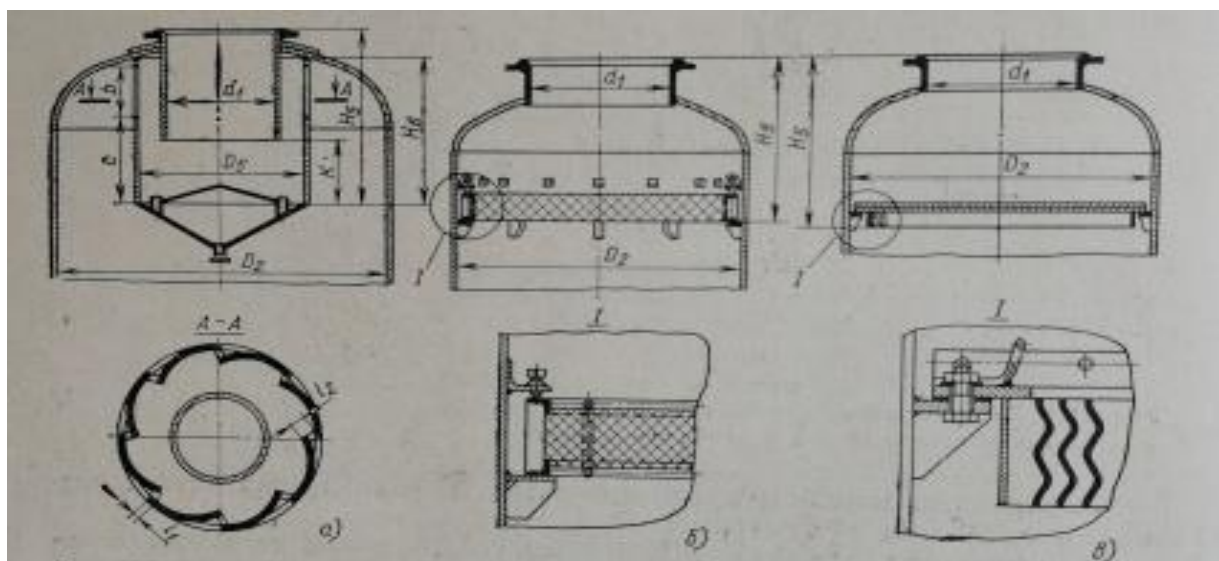


Рис5.3.1 Брызгоотделители: а – циклонный;б – сетчатый; в – жалюзийный. Циклонные брызгоотделители применяют при выпаривании чистых пещихся,

кристаллизирующихся и загрязненных растворов. При выборе циклонных брызгоотделителей необходимо учитывать их сопротивление потоку пара и скорость пара в сепарационном пространстве аппарата. При давлении пара в аппарате, близком к атмосферному, скорость пара должна быть в пределах 1,5-3,5 м/с, а при вакууме скорость может достигать 7м/с .

Жалюзийные брызгоотделители применяют при выпаривании чистых, пенящихся, слабо кристаллизирующихся растворов, образующих на поверхностях легко смываемые осадки. Для промывки таких брызгоотделителей предусматривают промывочные устройства (форсунки).

Скорость парового потока при давлении 0,1 МПа по сечению сепаратора должна соответствовать 2-5 м/с, а при вакууме от 4 до 8 м/с. Жалюзийные брызгоотделители обладают малым сопротивлением, которое не превышает 100 Па.

Сетчатые брызгоотделители применяют при выпаривании пенящихся чистых растворов, не образующих осадка. Рекомендуемые скорости пара (по сечению сепаратора) от 1,5 до 5,0м/с.

Сетчатые брызгоотделители набирают из сеток, укладываемых горизонтальными слоями на поддерживающую решетку . Сетки изготавливают из коррозионно стойких материалов.

#### **5.4 Основные положения выпаривания**

1. Выпаривание – это сгущение растворов за счет испарения из них воды и повышения концентрации сухих веществ.

2. При достижении концентрации насыщения появляются кристаллы сухих веществ. Выпаривание проводят в периодическом или непрерывном процессе.

3. Источником энергии при выпаривании воды из сгущаемого продукта служит первичный или греющий пар. Испаряющаяся вода образует вторичный пар, который используют для подогрева сгущаемого продукта в других корпусах. Отбираемый пар называют экстрапаром, часть которого используется для заводских нужд.

4. Для предотвращения выноса из выпарной установки капель сгущаемого продукта на выходе из них устанавливают сепараторы. Кроме этого, предусматривается наличие незаполненного пространства над зеркалом выпариваемого раствора высотой не менее 800 мм.

5. В расчетах выпарных аппаратов используют уравнения материального и теплового балансов. Из них определяют площади поверхности нагрева выпарного аппарата, по которым с использованием каталогов аппаратов подбирают и сам аппарат.

6. В многокорпусных выпарных установках целесообразно отбирать экстрапар, при этом экономически более выгодно его отбирать не из первого, а из последующих корпусов.

7. В каждом выпарном аппарате есть оптимальный пьезометрический уровень раствора в кипяточных трубках, когда они хорошо орошаются раствором, а участок подогрева раствора сведен до минимальных размеров.

8. В выпарных аппаратах различают полную и полезную разность температур .Полной разностью температур называют разность между температурами греющего (первичного пара) и вторичного пара в конце пропровода, отводящего этот пар из аппарата. Полезную разность температур в выпарном аппарате находят как разность между полной разностью температур и суммой температурных депрессий : физико-химической, гидростатической , гидродинамической.

9. Температурная депрессия – разность между температурами кипения раствора и растворителя воды  $\Delta t = T_p - T_v$  (из теории растворов известно, что при одной и той-же температуре давление паров над чистым растворителем  $P_v$  больше, чем давление паров над раствором  $P_{p-ра}$ ).

10. Выпаривание под вакуумом имеет преимущество перед выпариванием под атмосферным давлением, так как при разряжении увеличивается полезная разность температур между греющим паром и раствором. Кроме того, при выпаривании под вакуумом

можно использовать греющий пар с более низкими температурой и давлением.

## Лекция 6 Конденсация

### 6.1 Классификация конденсаторов

#### 6.2 Конденсация в поверхностных и в контактных конденсаторах.

#### 6.3 Барометрические конденсаторы.

#### 6.4 Основные положения конденсации

**6.1** Конденсация – переход вещества из газообразного состояния в жидкое или кристаллическое. Конденсацию применяют для создания разряжения в выпарных аппаратах, для использования теплоты конденсации в теплообменниках с паровым обогревом, для разделения систем, состоящих из компонентов с различными температурами сжижения, для создания вакуума путем конденсации паров, для утилизации теплоты испарения и др.

Конденсация осуществляется в поверхностных или контактных (смесительных) конденсаторах. Поверхностные конденсаторы применяют для получения чистых конденсатов без примеси охлаждающего агента (конденсат холодильного агента, спиртовые пары и др). Обычно такими конденсаторами являются трубные аппараты :кожухотрубные , элементные и оросительные.

Элементные конденсаторы представляют собой одноходовые кожухотрубные аппараты (элементы) соединенные последовательно в батареи. Их обычно применяют для конденсации аммиака в холодильных установках при высоких давлениях. В таких аппаратах конденсирующийся компонент проходит через кожухи, соединенные между собой последовательно. По трубам, расположенным внутри кожухов (по 5-7 труб в каждом), проходит охлаждающая вода.

В оросительных конденсаторах сжижаемый компонент проходит по батарее труб, расположенных одна над другой, орошаемых водой или обдуваемых воздухом. Их устанавливают либо на открытом воздухе , либо закрывают кожухом со сборником охлаждающей воды и системой ее оборота в процессе.

В контактных конденсаторах пары конденсируются при смешивании с холодной водой.

**6.2** В поверхностных конденсаторах обычно происходит не только конденсация пара, но и некоторое переохлаждение конденсата. В противоточных конденсаторах пар движется слева на право, вода – справа на лево. Расчет поверхностного конденсатора состоит в определении необходимой площади поверхности теплообмена. Предварительно находят коэффициенты теплопередачи в зонах конденсации пара и охлаждения конденсата. Необходимая площадь поверхности теплообменника определяется как сумма площадей, соответствующих участкам конденсации и охлаждения конденсата.

$$F = F_{\text{конд}} + F_{\text{охл}} = \frac{Q_{\text{конд}}}{k_{\text{конд}} \Delta t_{\text{конд}}} + \frac{Q_{\text{охл}}}{k_{\text{охл}} \Delta t_{\text{охл}}}, \quad \text{где } \Delta t_{\text{конд}} \Delta t_{\text{охл}} - \text{средняя разность}$$

температур конденсата и жидкости в зоне конденсации и охлаждения.

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\text{max}} + \Delta t_{\text{min}}}{2} = \frac{\Delta t_{\text{max}}}{\Delta t_{\text{min}}} \leq 2$$

Если пар подается в конденсатор перегретым, то необходим еще один участок теплообменника площадью  $F_{\text{п}}$  - на котором пар охладится от температуры пара до температуры конденсации. В этом случае расчетные формулы преобразуются к виду.

$$Q_n = DC_n (t_n - t) = WC_{\text{вод}} (t_2 - t_{\text{np2}}); F_n = \frac{Q_n}{k_n \Delta t_n}; t_{\text{np2}} = t_2 - \frac{D_{\text{cn}}}{WC_{\text{вод}}} (t_n - t_{\text{к}});$$

$$F = F_{\text{конд}} + F_{\text{охл}} + F_n = \frac{Q_{\text{конд}}}{k_{\text{к}} \Delta t} + \frac{Q_{\text{от}}}{k_{\text{ом}} \Delta t} + \frac{Q_n}{k_n \Delta t_n}, \text{ где } k_{\text{п}} - \text{коэффициент теплопередачи}$$

от перегретого пара охлаждающему теплоносителю;  $C_{\text{п}}$  – средняя удельная теплоемкость перегретого пара;  $t_{\text{np2}}$  – температура охлаждающей воды, соответствующая началу

конденсации перегретого пара ;  $\Delta t_{п}$  – средняя разность между температурами пара и охлаждающей водой в зоне охлаждения пара.

Один из видов поверхностных конденсаторов – дефлегматоры, в которых вследствие изменения температуры изменяются составы жидкой и паровой фаз конденсирующегося компонента.

Контактные конденсаторы применяют для создания вакуума путем конденсации паров, а также с целью получения горячей воды для технологических нужд. Увеличение вакуума в производственных условиях достигается откачкой неконденсирующихся газов, содержащихся в парах. Обычно это воздух, абсорбированный водой (в частности, охлаждающей водой) или просачивающейся через неплотности соединений трубопроводов. Теоретически возможный вакуум, создаваемый конденсаторами, соответствует давлению насыщенных паров воды при температуре на выходе конденсатора (при наименьшей ее температуре). Практически он не достижим вследствие наличия газов, адсорбированных водой и неплотностей вакуумной системы.

Конденсаторы смешения различаются между собой способами удаления конденсата. Барометрические конденсаторы, имеют отводящую трубу высотой до 10м, поэтому конденсат из него удаляется самотеком. Из остальных аппаратов конденсат удаляется насосами.

Другим отличием конденсаторов является организация движения воды в аппарате . В зависимости от этого конденсаторы делятся на полочные (каскадные), тарельчатые и со струйным вводом охлаждающей воды в поток пара.

**6.3 Барометрические конденсаторы** применяют для конденсации пара и создания вакуума в выпарных дистилляционных, разделительных и других установках. Пар, поступающий через нижний штуцер навстречу каскадному потоку воды, конденсируется. Конденсат совместно с проточной водой удаляется через сливное устройство (Рис 6.3.1)

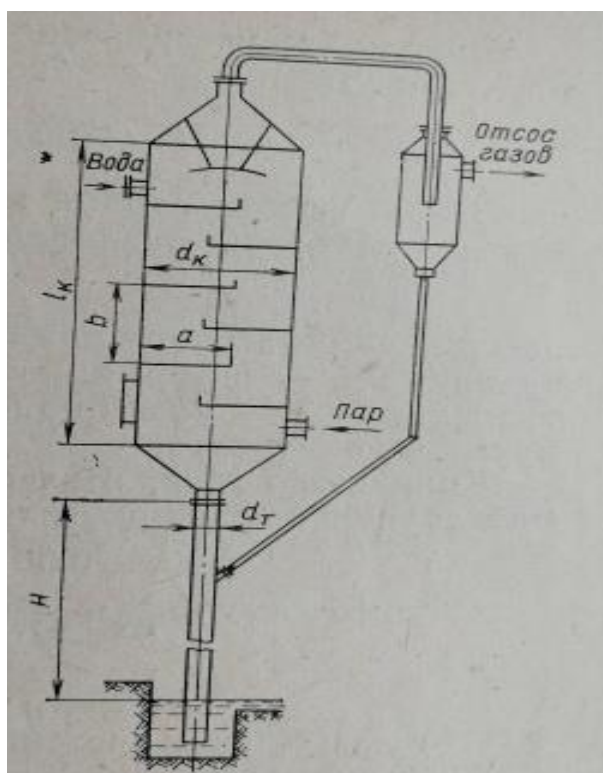


Рис 6.3.1 Барометрический конденсатор

Расход воды, необходимой для работы конденсатора , определяют из уравнения теплового баланса

$D_n h^{11} + L c_{\epsilon} t_{\epsilon H} = (D_k + L) c_{\epsilon} t_{\epsilon K}$ , где  $D_n$  – количество пара, поступающего в конденсатор;  $D_k$  – количество конденсата, полученного в конденсаторе;  $h^{11}$  – энтальпия пара ;

$L$  – расход охлаждающей воды;  $t_{вн}$  и  $t_{вк}$  – начальная и конечная температура воды;  $c_v$  – удельная теплоемкость воды.

В случае полной конденсации пара  $D_{п} = D_{к}$  следует, что удельный расход воды на 1 кг пара  $m = \frac{L}{D_n} = \frac{h^{11} - c_v t_{вк}}{c_v (t_{вк} - t_{вн})}$

Внутренний диаметр корпуса конденсатора рассчитывают по формуле  $d_k = 0,023 \sqrt{D_n V_n / W_n}$ , где  $V_n$  – удельный объем пара при данном давлении;  $W_n$  – скорость пара в конденсаторе .

Ширину полок выбирают с учетом свободного стекания воды по полкам конденсатора и равномерного распределения воды по сечению конденсатора  $a = 0,5d_k + 50$  мм.

Число полок стандартных конденсаторов принимают  $n=6$ . Размеры корпусов конденсаторов приведены в табл.6.3.1.

$$\text{Диаметр барометрической сливной трубы, } d_{mp} = 0,0188 \sqrt{(D_k + L) / (\rho_v w_v)}$$

где  $\rho_v$  – плотность воды;  $w_v$  – скорость воды в барометрической трубе, которую принимают равной 0,5-1,0 м/с.

Таблица 6.3.1 Основные параметры барометрических конденсаторов

Производительность при остаточном давлении 0,01 МПа		Средняя скорость потока в нижней части конденсатора, м/с		Размеры конденсатора, мм			Размер ловушки, мм		Диаметр Барометрической трубы, мм
Объемная	массовая	В сечении конденсатора	зазоре	диаметр	высота	между полками	диаметр	Высота	
До 16000	До 1000	До 23	До 47	500	300	220	-		125
16000-25000	1000-1600	16-24	8-43	600	550	260	-		150
25000-40000	1600-2500	15-22	4-54	800	080	300	400	350	200
40000-64000	2500-4000	14-23	8-62	1000	680	360	400	350	200
64000-100000	4000-6400	16-25	9-61	1200	220	400	500	400	250
100000-160000	6400-10000	14-22	4-54	1600	530	500	600	450	300
160000-250000	10000-16000	14-22	4-54	2000	500	650	800	550	400

Высоту барометрической трубы определяют из условий создаваемого вакуума в конденсаторе и потерь напора при движении воды:  $H = H_0 + \frac{w_v^2}{2g} (2,5 + \frac{\lambda H_0}{d_T}) + 0,5$ , где

$H_0$  – высота столба воды в барометрической трубе, м, соответствующая остаточному давлению в конденсаторе, МПа.  $H_0 = B / 1,013 * 10^5$ ,  $B$  – остаточное давление в конденсаторе, МПа;  $\lambda$  – коэффициент трения; 2,5 – коэффициент потерь на местные сопротивления; 0,5 – коэффициент учитывающий колебания вакуума в конденсаторе.

Количество газа отсасываемого из барометрического конденсатора  $G_r = 0,001 [0,025(L + D_k) + 10D_k]$ . Объем газа, отсасываемого вакуум –насосом.

$$V_r = \frac{R_r G_r (273 + t_r)}{P_r}$$

где  $R_r = 288$  дж/кг  $^{\circ}K$ ; температура газа  $t_r = t_{вн} + 0,1(t_{вк} - t_{вн}) + 4$ , где  $P_r$  – парциальное давление газа,  $P_r = P - P_{п}$ ;  $P$  – общее давление в конденсаторе;  $P_{п}$  – парциальное давление пара в газе, Па,  $t_{вн}$  и  $t_{вк}$  – начальная и конечная температура воды в конденсаторе.



#### 6.4 Основные положения конденсации заключаются в том, что

1. Конденсацию паров применяют для создания вакуума, утилизации теплоты испарения, разделения газов, имеющих разные температуры конденсации и др.

2. Различают поверхностные конденсаторы и конденсаторы смешения, в поверхностных конденсаторах выделяют две зоны – непосредственной конденсации и охлаждения конденсата. Эти зоны могут совмещаться в пространстве. Площадь теплообменника для размещения этих зон рассчитывается отдельно.

3. В барометрических контактных конденсаторах сливное отверстие выполняет две задачи: служит для удаления воды из конденсатора и разделяет вакуумируемую полость с атмосферой. Эти задачи обеспечиваются использованием высокой барометрической трубы с гидрозатвором. Высота ее соответствует разности давлений окружающей среды и воздуха в полости низкого давления конденсатора.

4. В качестве контактных устройств конденсаторов смешения используются: полки, создающие каскады воды; струи; барботеры; насадочные скрубберы и др.

5. В любых контактных конденсаторах необходимо откачивание вакуумным насосом неконденсирующихся газов.

6. Баланс теплоты конденсаторов представляется как равенство энтальпии конденсирующегося газа и разности энтальпии воды, выходящей из конденсатора и входящей в него.

7. Неточность изготовления и монтажа контактных устройств компенсируется избытком охлаждающей воды. Ее избыток снижает температуру на выходе. Для повышения этой температуры используют двухступенчатые конденсаторы. В первой их ступени устанавливается высокая температура вследствие уменьшения подачи воды, но конденсация пара здесь может быть неполной. Во второй ступени выбирают высокий расход воды.

#### Лекция 7 Вакуум-насосы.

7.1 Назначение. Принцип действия.

7.2 Ротационные, водокольцевые и паро-эжекторные вакуум-насосы.

7.3 Основные положения

**7.1** Вакуум-насосы предназначены для отсасывания газов из закрытых резервуаров и аппаратов.

По принципу действия вакуум-насосы классифицируют на объемные, молекулярные, эжекторные, водоструйные и др. В тепломассообменных установках получили широкое применение водокольцевые насосы (РМК), насосы с многопластинчатым ротором (РВН) и парозежекторные.

Для того чтобы создать разрежение (вакуум) в аппарате необходимо удалить из его объема некоторое количество газа  $V_T$  в единицу времени  $\tau$ :  $S = V/\tau$ .

Экспериментально установлено, что скорость откачки газа  $S$ , м<sup>3</sup>/с, до заданного давления в аппарате определяется по формуле  $S = 2,3 \frac{V}{\tau} \lg \frac{P_1}{P_2}$ , где  $V$  – объем аппарата в котором создается вакуум, м<sup>3</sup>;  $\tau$  – время откачки, мин;  $P_1$  и  $P_2$  – давления в аппарате в начале и в конце откачки, Па.

Вакуумные насосы – это те же компрессоры, но работающие в ином диапазоне давлений. Они всасывают газ при остаточном давлении порядка  $P_1 = 0,005$  МПа и выбрасывают его в атмосферу при давлении порядка  $P_2 = 0,105$  МПа. Т.е. чуть выше атмосферного. Степень повышения давления при этом  $\varepsilon = \frac{P_2}{P_1} = \frac{0,105}{0,005} = 21$ . Это значительно

превышает степень повышения давления в одной ступени компрессора, максимальное значение которой равно 7.

Из-за высокой степени повышения давления вакуумных насосов уменьшается объемная подача, вследствие чего возрастает отрицательное влияние на расход «мертвого»

пространства цилиндров. Перепуск сжатого газа из этого пространства на вход последующей ступени компрессора (если она имеется) повышает эффективность процесса вакуумирования.

По вычисленной скорости откачки подбирают вакуум – насос.

**7.2 Ротационные** вакуум - насосы применяют для откачки сухих (безводных) газов.

Техническая характеристика этих насосов приведена в табл.7.1.1

Таблица 7.2.1 Характеристика ротационных вакуум-насосов

Показатель	Тип насосов			
	РВ Н-8,5	РВ Н-30	РВ Н-60	Р ВН-75
Номинальная скорость откачки, м <sup>3</sup> /мин	6	25	50	60
Рабочий вакуум, % барометрического давления	60-90	60-90	60-90	60-90
Предельный вакуум, % барометрического давления	98	98	98	98
Мощность электродвигателя, кВт	14	55	75	100
Частота вращения, об/мин	980	585	485	485
Расход охлаждающей воды, л/ч	850	850	1300	1800
Расход масла, г/ч	150	250	300	350
Масса установки, кг	9	25	45	57
	40	20	80	10

Водокольцевые вакуум-насосы применяют для откачки влажных газов и паров. Эти насосы состоят из цилиндрического корпуса, ротора, эксцентрично расположенного в боковых крышках. Схема работы водокольцевого вакуум-насоса показана на рис 7.2.1

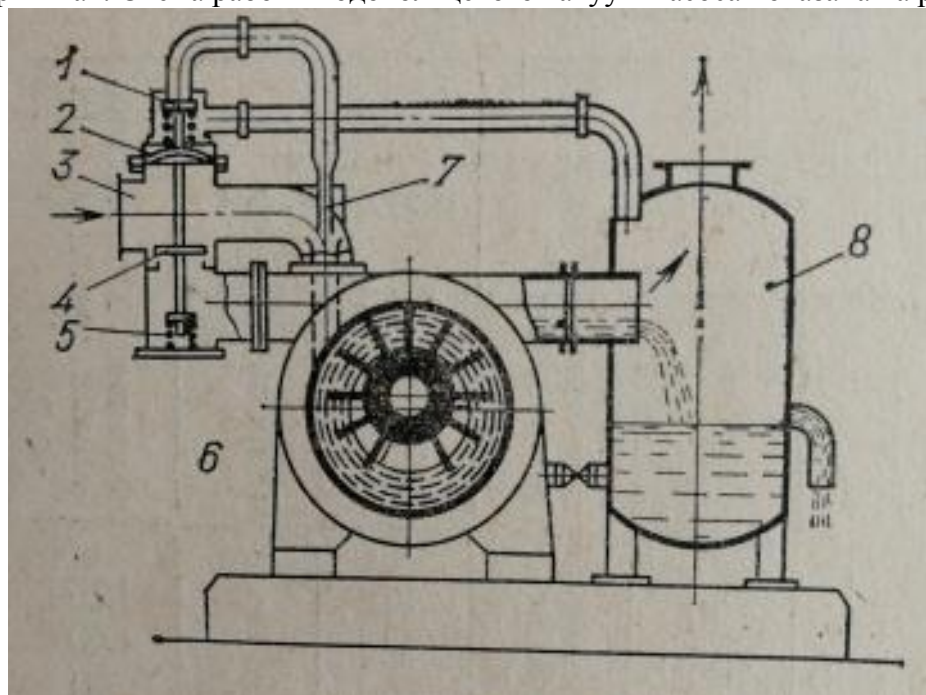


Рис7.2.1 Водокольцевой вакуум-насос ВН с автоматическим включением эжектора: 1 – клапан газоздушный; 2 – диафрагма; 3 – всасывающая камера; 4 - перекрывающий клапан; 5 – пружина; 6 – вакуум-насос; 7 – эжектор; 8 - уравнильный сосуд.

Вакуум-насос непрерывно заполняется водой из бачка с таким расчетом, чтобы при вращении лопастного ротора вода под действием центробежной силы отбрасывалась к стенкам корпуса и создавала водяное кольцо. Между водяным кольцом и лопастями ротора образуются отдельные рабочие ячейки, которые во время вращения ротора засасывают газы или пары из закрытой системы, а затем, уменьшаясь в размерах, выталкивают их через

нагнетательный патрубок.

Водокольцевые вакуум-насосы отличаются тем, что уплотнение создается водяным кольцом при вращении ротора, имеющего изогнутые лопасти. Эти насосы имеют на стороне нагнетания клапанную коробку с шестью отверстиями, в которые вставлены резиновые шарики. Благодаря такому устройству ограничивается выброс воды и поддерживается необходимый гидравлический затвор. Характеристики водокольцевых вакуум-насосов приведены в табл.7.2.2.

Таблица 7.2.2 Характеристики водокольцевых вакуум-насосов

Характеристики	Тип вакуум-насоса		
	РМК-2	РМК-3	РМК-4
Скорость откачки, м <sup>3</sup> /мин	3,6	12	30
Предельное давление, кПа	10	4	2
Расход воды, м <sup>3</sup> /ч	1,2	3,6	6,0
Мощность электродвигателя, кВт	10	28	70
Масса вакуум-насоса, кг	414	1265	3085

Пароэжекторные вакуум-насосы применяют в установках где требуется глубокий вакуум в пределах 100-1000 Па. Они состоят из эжекторов и конденсаторов смешения, последовательно соединенных в один агрегат

Рабочим органом такого насоса является эжектор в который поступает пар под давлением 1,0-1,6 МПа. Струя пара, вытекающего из рабочего сопла, увлекает за собой газ и создает в закрытой системе вакуум. Чем больше эжекторов имеется в агрегате, тем больший достигается вакуум, При числе эжекторов больше пяти расход пара возрастает и работа вакуум-насоса становится экономически невыгодной. Поэтому пароэжекторный вакуум-насос включают в работу после предварительной откачки газа с помощью ротационного вакуум-насоса

## Лекция 8. Конденсатоотводчики

8.1. Назначение, принцип работы.

8.2. Термостатические сильфонные и поплавковые конденсатоотводчики.

8.3. Расчет конденсатоотводчика.

**8.1** Нормальная работа теплообменных аппаратов с паровым обогревом сопровождается непрерывным удалением конденсата. Накопление конденсата в нагревательной камере выводит из работы затопленную часть активной поверхности нагрева. Во избежание затопления рабочей части поверхности теплообмена за аппаратом устанавливают специальные автоматические устройства - конденсатоотводчики.(рис.8.1.1)

По конструктивным признакам и принципу работы конденсатоотводчики разделяются на сопловые (дрессельные), термостатические и поплавковые. Выбор конденсатоотводчиков производят по количеству пропускаемого конденсата и перепаду давлений перед конденсатоотводчиком и после него

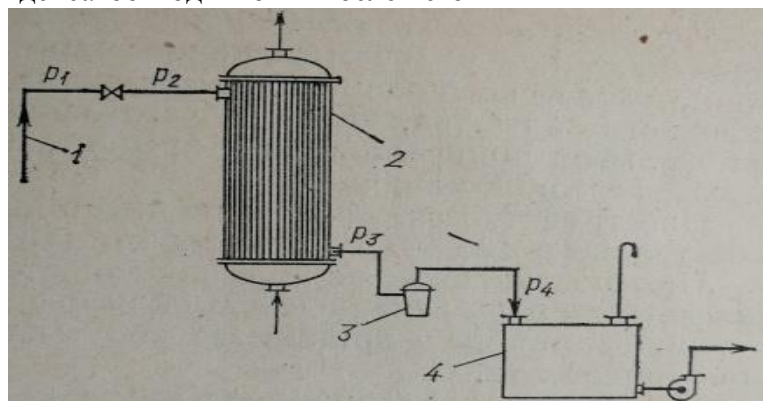


Рис 8.1.1 Схема включения конденсатоотводчика в систему обогрева теплообменника: 1 –

Паропровод; 2 – теплообменник; 3 – конденсатоотводчик; 4 - сборник конденсата.

Простейшим устройством для отвода конденсата является подпорная шайба . Она устанавливается на сливном трубопроводе (рис.8.1.2.а,б), когда давление греющего пара не превышает 0,6 МПа. Непременным условием работы подпорной шайбы является незначительное колебание в расходе конденсата при постоянном перепаде давлений до и после подпорной шайбы.

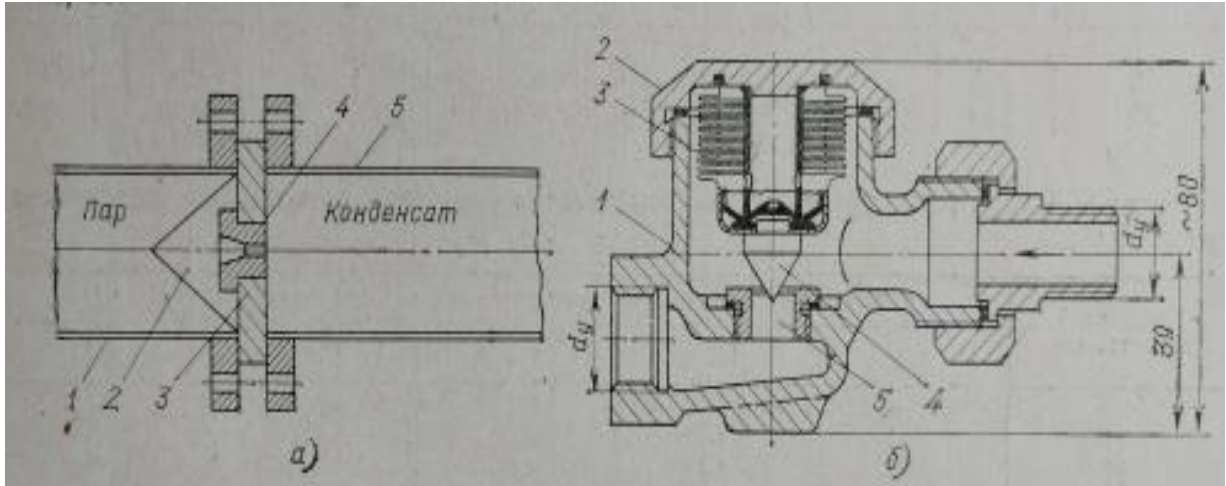


Рис. 8.1.2. Конденсатоотводчики: а – подпорная шайба: 1 – паропровод; 2 - защитная сетка; 3 – подпорная шайба; 4 – дюза; 5 – конденсатопровод; б - термостатический конденсатоотводчик: 1 – корпус; 2 – крышка; 3 – сифон; 4 – клапан; 5 – седло клапана.

Скорость истечения конденсата через отверстие подпорной шайбы определяется  $w = 0,0277 \sqrt{P_3 - P_4}$ , где  $P_3, P_4$  – давления в конденсатопроводе до и после подпорной шайбы, Па.

Секундный расход конденсата  $G = fw\rho_k$ , где  $f$  – площадь отверстия подпорной шайбы;  $\rho_k$  – плотность конденсата. Отсюда  $f = \frac{G}{22,7 \sqrt{P_3 - P_4}}$ .

Подпорные шайбы изготовляют из обычной стали с ниппелем из более износостойкого материала. При износе размер отверстия в ниппеле увеличивается и вместе с конденсатом может выбрасываться пар. При ревизии ремонте подпорной шайбы сработанный ниппель заменяют новым. Во избежание загрязнения отверстия перед шайбой располагают металлическую сетку.

**8.2.** Термостатические сифонные конденсатоотводчики (рис.8.1.2.б) применяют при рабочем давлении пара до 0,6 МПа. Принцип действия термостатического конденсатоотводчика основан на использовании подвижного сифона, который изготавливается из латуни в виде гармошки .Сифон прикрепляется к крышке, а нижняя часть сифона соединена с головкой клапана.

Пространство сифона заполнено легко кипящей жидкостью из смеси этилового (25%) и пропилового (75%) спиртов.

При поступлении пара в конденсатоотводчик сифон нагревается, спиртовая смесь вскипает и в сифоне увеличивается давление, растягивает гармошку и прижимает конус клапана к седлу, закрывая выход для конденсата.

По мере накопления конденсата и его охлаждения пары спирта в сифоне конденсируются, внутреннее давление паров в сифоне снижается, гармошка сокращается и клапан открывается.

Вследствие высокой чувствительности сифона к изменению температуры потери пара при удалении конденсата невелики. Термосифоны изготавливают двух размеров с проходными диаметрами отверстий 15 и 20 мм. Производительность термостатических конденсатоотводчиков в зависимости от рабочего давления пара указана в табл.8.2.1.

Таблица 8.2.1. Рабочая производительность термостатических конденсатоотводчиков типа 45 кг/ч.

Диаметр условного прохода клапана, мм	Производительность при избыточном давлении перед конденсатоотводчиком, МПа								
	0,01	0,03	0,05	0,07	0,09	0,1	0,3	0,5	0,7
15	165	280	350	430	500	560	680	900	1000
20	250	440	560	660	750	850	900	1150	1300

Поплавковые конденсатоотводчики подразделяются на конденсатоотводчики с закрытым и открытым поплавками(рис.8.2.1.а,б)

Кондесатоотводчик с закрытым поплавком (рис.8.2.1.а) действует следующим образом. Пар с конденсатом поступает в корпус конденсатоотводчика, постепенно заполняя его конденсатом на 2/3 объема. При этом поплавок всплывает и при помощи рычага открывает клапан для выпуска конденсата. С удалением конденсата поплавок опускается и закрывает выпускное отверстие и тем самым прекращает вытекание конденсата. Производительность конденсатоотводчиков с закрытым поплавком указана в табл.8.2.2.

Таблица 8.2.2.Производительность конденсатоотводчиков с закрытым поплавком (рис.8.2.1.а)

Проходной диаметр, мм	Максимальная производительность,кг/ч при перепаде давлений,МПа				
	1,2	1,5	1,8	2,0	2,5
19	340	400	440	465	500
25	340	400	440	465	500
32	780	900	1000	1050	1100
38	1080	1240	1350	1425	1400
50	1800	2100	2300	2450	2500

Нибольшее распространение получили конденсатоотводчики с открытым поплавком (рис.8.2.1.б), которые работают периодически. Дренажный клапан располагается в верхней крышке горшка. Конденсат через открытый клапан заполняет корпус, в результате чего поплавок в виде открытого стакана всплывает и закрывает иглой выходное отверстие клапана. При дальнейшем поступлении конденсата уровень в корпусе поднимается и конденсат переливается в стакан поплавка, который под действием массы заполнившей его воды опускается, игольчатый клапан открывает выпускное отверстие и конденсат давлением пара выдавливается из стакана поплавка в конденсатопровод. Опорожненный поплавок всплывает, игольчатый клапан закрывает отверстие в седле верхнего клапана и тем самым прекращает выход конденсата. Затем процесс повторяется.

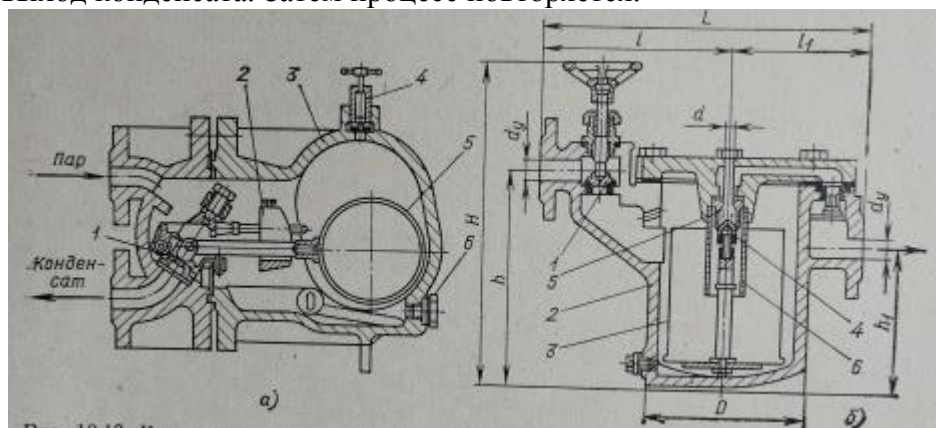


Рис.8.2.1.а,б.Конденсатоотводчики: а – с закрытым поплавком : 1 – клапан; 2 – груз; 3 – корпус; 4 – воздушник; 5 – поплавок; 6 – пробка; б – с открытым поплавком: 1 – вентиль; 2 –

корпус; 3 – поплавком; 4 – шток; 5 – клапанное устройство; 6 – патрубком для удаления конденсата.

Конденсатоотводчики с открытым поплавком применяют для условного давления до 1,6 МПа при условном проходе не более 25мм. Конденсатоотводчики с условным проходом свыше 25мм применяются для давления до 1,0 Мпа. Характеристика конденсатоотводчиков с открытым поплавком приведена в таблице.

Таблица 8.2.3. Конденсатоотводчики с открытым поплавком типа 45ч46р

Номер конденсатоотводчика	Размер, мм					Масса, кг
	$d_y$	L	H	h	D	
00	15	253	285	185	95	16
0	20	300	338	205	105	23
1	25	355	390	250	115	38,5
3	40	485	560	375	150	81
4	50	560	635	455	165	112

**8.3** Пропускная способность конденсатоотводчика, кг/с, определяется расчетом по формуле  $G = 50 f \mu \sqrt{P_3 - P_4}$ , где  $f$  – площадь отверстия в седле клапана;  $\mu$  – коэффициент истечения,  $\mu=0,82$ ;  $P_3$  – давление пара перед конденсатоотводчиком;  $P_4$  – давление пара в сборнике конденсата. Подставляя  $f$  и  $\mu$  в предыдущую формулу, получим расчетную формулу для определения диаметра выпускного отверстия в седле клапана  $d = \sqrt{G / (32 \sqrt{P_3 - P_4})}$ .

В расчетах необходимо иметь в виду, что минимальная разность давлений до ( $P_3$ ) и после ( $P_4$ ) конденсатоотводчика, при которой возможна его работа, составляет 0, 25 МПа.

При работе конденсатоотводчиков на неохлажденном конденсате необходимо учитывать падение давления в дроссельном отверстии и самоиспарение конденсата. Падение давления в дроссельном отверстии седла определяется по уравнению  $\Delta P = (1 - \varphi^2)(P_3 - P_4)$ , где  $\varphi$  – коэффициент дросселирования, принимаемый равным 0,9.

Количество образующегося при этом пара вторичного вскипания  $G_n = G(h_3 - h_4) / r_4$ , где  $h_3$  и  $h_4$  – энтальпии пара при давлении перед конденсатоотводчиком и после дросселирования  $\Delta P$ ;  $r_4$  – теплота парообразования при давлении  $P_4$ .

Площадь сечения дроссельного отверстия для пропуска пара определяется по формуле  $f_d = \frac{G_n}{0,72 \mu \sqrt{\rho_n P}}$ , где  $\rho = P_3 - \Delta P$ ;  $\mu$  – коэффициент расхода.

Общая площадь отверстия в седле определяется из уравнения

$$f_{общ} = \frac{G_n}{0,72 \mu \sqrt{\rho_n P}} + \frac{G - G_n}{50 \mu \sqrt{P_3 - P_4}}$$

Зная площадь клапанного отверстия можно определить пропускную способность конденсатоотводчика. Конструктивные размеры конденсатоотводчиков с открытым поплавком приведены в (табл.8.2.3).

## Лекция 9. Сосуды и резервуары

В тепломассообменных установках используют сосуды цилиндрической формы с конусными сферическими эллиптическими и плоскими днищами. Номинальная вместимость цилиндрических сосудов находится в пределах от 0, 01 до 200 м<sup>3</sup>. В зависимости от назначения сосуда могут иметь нагревательные элементы, люки и штуцера для загрузки и выгрузки материалов, жидкостей и газов. Типы и основные размеры емкостных сосудов и

аппаратов стандартизованы (ГОСТ 9931-79).

Стальные сосуды сварной конструкции выполняют из листового стального проката в виде вертикальных или горизонтальных емкостей с плоскими или выпуклыми конусными днищами.

Для снижения себестоимости цилиндрических и прямоугольных сосудов им придают такие размеры, при которых затраты листового металла и отходы при раскрое были бы минимальными. При принятых допущениях объем листового материала, потребного для изготовления цилиндрического сосуда с плоским днищем и крышкой равен :

$$V_m = \pi(D_e + \delta)H + 0,25\pi(D_e + 2\delta)^2(\delta_d + \delta_k)$$

где  $D_e$  – внутренний диаметр сосуда;  $H$  – высота цилиндрической части ;  $\delta$  - толщина стенки;  $\delta_d, \delta_k$  – толщина днища и крышки. Если выразить высоту сосуда через его объем и диаметр, то выше приведенное уравнение будет иметь вид:

$V_m = (4V\delta / D_e^2)(D_e + \delta) + 0,25\pi(D_e + 2\delta)^2(\delta_{дн} + \delta_{кр})$ , где  $V$  – внутренний объем сосуда. Решая, полученное уравнение на минимум находим оптимальный внутренний диаметр  $D_0 = 2\sqrt[3]{(V / \pi)\delta(\delta_{дн} + \delta_{кр})}$  и далее оптимальную высоту сосуда

$H_0 = \sqrt[3]{(V / \pi)(\delta_{дн} + \delta_{кр})^2 / \delta^2}$ . Толщину стенок сосудов и аппаратов, работающих под давлением свыше 0,07МПа находят по формуле  $\delta = \frac{PD_0}{2\beta[\sigma] - P} + \delta_c$ , где  $P$  – внутреннее

давление газа в аппарате;  $\beta$  - коэффициент прочности сварных соединений;  $[\sigma]$  - допускаемое напряжение при растяжении, которое в расчет берется с учетом запаса прочности.

Основные размеры сосудов, емкостей и аппаратов, работающих под давлением свыше 0,07 МПа, должны соответствовать требованиям отраслевого стандарта ОСТ 26-291-71 «Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования», а также «Правилам устройства и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением», утвержденным Госгортехнадзором РФ.

Сосуды, работающие под давлением, рассчитывают на прочность по методике, предусмотренной ГОСТ 14249-80.

Характеристика горизонтальных резервуаров, работающих под давлением, приведена в (табл.9.1 а,б,в).

Таблица 9.1 Основные размеры сосудов (рис.9.1 а,б,в)

Номинальный объем $V, м^3$	Внутренний диаметр $D, мм$	Длина цилиндрич. корпуса $L, м$	Площадь поверхности сосуда $F, м^2$	Номинальный объем $V, м^3$	Внутренний диаметр $D, мм$	Длина цилиндрич. корпуса $L, м$	Площадь поверхности сосуда $F, м^2$
1,0	1000	940	5,12	25,0	2400	4730	48,1
2,0	1200	1370	8,27	32,0	2600	5165	56,8
3.2	1400	1615	11,3	40,0	2600	6675	69,1
4,0	1600	1460	12,9	50,0	2800	7195	80,3
5.0	1600	1655	15,4	63,0	2800	9305	98,8
6.3	1800	1880	17,7	80,0	3000	10330	117,0
8.0	1800	2550	21,4	100,0	3000	13160	143,0
10,0	2000	2820	24,5	125,0	3000	16700	176,8
12,5	2000	3315	29,5	160,0	3200	18840	211,5
16,0	2200	3480	34,8	200,0	3200	23820	261,1
20,0	2200	4535	42,1				

## Лекция 10 Дробилки и мельницы

### 10.1 Измельчение. Виды измельчения

### 10.2 Затраты энергии на дробление

### 10.3 Требования к дробилкам их схемы и виды, устройство и расчет.

**10.1** Многие технологические процессы протекают значительно быстрее, если межфазная поверхность реагентов возрастает. Увеличение поверхности контакта фаз ускоряет процессы растворения, сушки, сжигания, химического взаимодействия и тепломассообмена. Поэтому твердые вещества часто подвергают измельчению.

В зависимости от размеров частиц измельченного материала процессы классифицируют: дробление – диаметр частиц 10-20мм, размол – 2,0-0,75мм, измельчение – 0,75-0,01мм, тонкий помол – менее 0,01.

Степень дробления – это отношение характерных размеров кусков материала до и после дробления, т.е.  $\tau = D/d$ . По размерам частиц, получаемых в результате дробления оно бывает крупное, среднее, мелкое, тонкое, сверх тонкое и коллоидное.

Классификация типов дробления отражает следующую объективную закономерность. Всякий измельчитель относится к какому-либо одному сочетанию размеров измельчаемых частиц. Как правило, не удастся создать измельчитель, охватывающий по своим возможностям два класса или более из данной классификации. Например, нет устройств, на вход которых поступали бы изначально крупные куски материала, а на выходе материал характеризовался бы мелкими размерами. Для получения мелкодисперсного материала в этом случае последовательно с первым измельчителем обязательно нужно установить еще один измельчитель – для получения материала средней дисперсности.

**10.2** В процессе дробления внешние силы преодолевают силы взаимного сцепления частиц материала. На это затрачивается работа, которая складывается из следующих составляющих:

непосредственное разделение частиц или, как это называют создание новых поверхностей, т.е. затраты работы на приращение поверхности твердых тел;

объемная деформация разрушаемых частиц;

тепловой эффект процесса, рассеиваемый в окружающем пространстве. Первая составляющая работы полезная; вторая может быть признана полезной в той части, которая необходима для последующего разделения крупной частицы на более мелкие составляющие, т.е. полезный с коэффициентом  $\eta$ , имеющим смысл КПД процесса. Третья составляющая работы в основном теряется для данного процесса. На основании такого разделения работы на составляющие П.А. Ребиндер представил полезную работу дробления  $A$  феноменологическим уравнением  $A=A_1+A_2=\Delta SH_S+\Delta VH_M$ , где  $A_1, A_2$  – составляющие работы дробления, затрачиваемые на образование новой поверхности и деформацию;  $\Delta S$  – приращение площади поверхности;  $H_S$  – феноменологический коэффициент, или постоянная материала, пропорциональная свободной поверхности энергии твердого тела;  $\Delta V$  – феноменологический коэффициент, или деформация объема материала перед разрушением;  $H_M$  – постоянная материала, характеризующая его структурно-механические и физико-химические свойства.

В этом феноменологическом уравнении движущие силы выражены не прямо, а косвенно – через результат их действия. Движущая сила для совершения механической работы выражена через приращение площади свободной поверхности частиц, а для совершения работы деформации – через их деформацию. Такое преобразование не изменяет вида феноменологических зависимостей.

При крупном, среднем и мелком дроблении  $A_1 < A_2$ , при тонком, сверхтонком и коллоидном – наоборот. Это позволяет соответственно упрощать уравнения для оценки полезной работы дробления, пренебрегая одним или другим слагаемым в правой его части.

Работу деформации можно выразить на основании закона Гука уравнением



$A_2 = \square V \sigma^2 \frac{\eta}{2E}$ ;  $H_m = \frac{\sigma^2 \eta}{2E}$ , где  $\sigma$  - напряжение разрыва материала, Па;  $E$  - модуль упругости первого рода, Па;  $\eta$  - КПД деформации в отношении ее влияния на дробление.

Для любого процесса дробления приведенные понятия позволяют составить только качественные представления об этом явлении. Количественные оценки энергии, потребляемой для дробления, определяют только экспериментально.

Обобщение экспериментального материала по измерениям мощности, затраченной на разрушение хрупких материалов, для которых деформация при разрушении пренебрежимо мала, и пластичных материалов, для которых она является основной, позволило получить следующие расчетные формулы:

для хрупкого разрушения формулу Кика  $A = k \ell g \frac{D}{d}$ ;

для пластического разрушения формулу Риттингера  $A = k_i \left( \frac{1}{d} - \frac{1}{D} \right)$ , где  $k$  и  $k_j$  - постоянные;  $D$   $d$  - эквивалентные диаметры частиц до и после разрушения. Эти формулы остались феноменологическими, при их использовании постоянные  $k$  и  $k_j$  необходимо определять экспериментально.

**10.3 Общие требования к дробилкам** включают:

малый разброс размеров измельченного материала;

быстрое удаление из зоны дробления измельченного материала для сокращения затрат энергии на дробление;

легкая замена изнашивающихся элементов;

минимальное пылеобразование;

наличие устройств, предохраняющих от поломки при попадании в зону дробления прочих предметов;

малая масса.

Для дробления твердых материалов применяют щековые и конусные дробилки. Для размолта твердых материалов используют валковые, молотковые и шаровые мельницы, а для тонкого помола - вибрационные, струйные и специальные мельницы.

**Щековые дробилки** (ГОСТ 7084-71) применяют для дробления крупных кусков камня и строительных материалов. Разрушение материалов происходит при движении подвижной щеки к неподвижной с таким расчетом, чтобы при обратном ходе выходная щель увеличивалась и измельченный материал высыпался. Усилие, необходимое для дробления передается щеке от эксцентрика приводного вала. Простота устройства и надежность конструкции, а также компактность и легкость обслуживания обусловили их широкое применение в технологии строительных материалов, дроблении угля и нерудных материалов, где отношение ширины загрузочного отверстия  $a$  к среднему диаметру наиболее крупных кусков  $d_k$  должно находиться в пределах  $d_k/a=0,8-0,85$ .

Длина загрузочного отверстия  $b=(1,2-1,4)a$ .  $a$  - высота рабочей части подвижной щеки  $H=(a-e)tg\alpha$ , где  $e$  - ширина загрузочного отверстия при максимальном сближении щек;  $\alpha$  - угол захвата,  $\alpha=18-22^\circ$ .

Производительность щековой дробилки определяется по формуле

$G= 60nV\mu_p$ , где  $n$ -частота вращения эксцентрикового вала ;  $V$  - объем загрузочного пространства,  $V=bF$ ; здесь  $F$  - площадь трапеции между щеками;  $\mu_p$  - коэффициент разрыхления материала,  $\mu_p =0,35-0,65$ .

**Конусные дробилки** (ГОСТ 6937-69) применяют для среднего и мелкого дробления твердых кусков материала. Рабочий процесс в конусных дробилках состоит в раздавливании материала, находящегося в кольцевом пространстве между наружным неподвижным и внутреннем подвижным конусами. Конус 2 установлен эксцентрично с таким расчетом, чтобы при вращении он совершал приближение к неподвижному конусу и отход от него. Угол захвата, образующийся между внутренним и внешним конусами, при наибольшем

сближении находятся в пределах 21-23<sup>0</sup>. Частота вращения эксцентрика конусных дробилок  $n = 47\sqrt{tg\alpha_1 - tg\alpha_2 / r}$ , где  $r$  – эксцентриситет, м;  $\alpha_1, \alpha_2$  – углы, образующиеся между подвижным и неподвижным конусами. Производительность конусной дробилки  $G = \frac{340\mu_p n D_n r d_{cp}}{tg\alpha_1 + tg\alpha_2}$ , где  $\mu_p=0,3-0,5$ ;  $D_n$  - наружный диаметр загрузочной щели, м;  $d_{cp}$  - средний размер дробленого материала, м.

**Молотковые мельницы** используют для измельчения малообразивных материалов (гипса, известняка, угля, пластмасс, древесины и др.). Измельчение материала происходит при ударе молотков по частицам, когда они проходят между корпусом мельницы и вращающимися молотками, закрепленными на роторе. В одной мельнице может быть одно или двухроторное расположение ударных молотков.

**Шаровая мельница** (ГОСТ6795-74) представляет собой барабан, внутри футерованный стальными плитами, в который загружают металлические шары и материал, подлежащий измельчению. Барабан приводится в движение электродвигателем через редуктор. При вращении барабана мелящие тела (шары) и измельчаемый материал под действием центробежной силы и трения поднимаются на определенную высоту, а затем падают. При этом материал измельчается под действием удара, истирания и дробления. Частоту вращения мельницы обычно принимают равной  $n = 0,5\sqrt{D}$ , где  $D$  – диаметр барабана, м.

Производительность шаровых мельниц, т/ч, можно рассчитать из условий выхода и размера измельченных частиц:  $G = k_m V D^{0,6}$ , где  $V$  – объем барабана, м<sup>3</sup>;  $k_m$  - коэффициент, учитывающий размер исходного и измельченного материала,  $k_m=0,5-2,5$ .

### Лекция 11 Дозаторы и питатели

Дозирование сыпучих материалов, загружаемых в аппараты производят по массе или по объему. Объемный контроль менее точен, чем массовый, так как характеристика материала может в процессе производства изменяться за счет плотности, влажности и размеров частиц. Преимущество объемного дозирования состоит в том, что устройства дозаторов просты в изготовлении.

Дозирование сыпучего материала в виде порций постоянного объема осуществляется дозаторами в виде цилиндрического или секторного питателя, устанавливаемых на спускном штуцере конусных бункеров.

К числу дозаторов непрерывного действия относится тарельчатый питатель, который состоит из вертикального вала, вращающейся тарелки и бункера. Материал, высыпавшийся на тарелку, непрерывно снимается скребком и сбрасывается в приемное устройство. Тарельчатый питатель применяют для дозирования мелкозернистых материалов, поступающих в сушильные установки, в аппараты для формовки строительных изделий и т.п. Производительность тарельчатого дозатора можно регулировать подъемом или опусканием манжеты.

Для дозирования сыпучих материалов, обладающих вредными свойствами, применяют шнековые питатели. Они состоят из цилиндрического корпуса и шнека, расположенного внутри на вращающемся валу. Перемещение и дозирование сыпучего материала осуществляется винтообразными лопастями или шнеком при установленной частоте вращения вала. В некоторых случаях на приводном валу устанавливают привод с переменной частотой вращения. При вращении вала сыпучий материал будет перемещаться

вдоль корпуса и производительность шнекового конвейера составит  $G = 60 \frac{\pi D_{ш}^2}{4} S n \rho_n k_3$

, где  $G$  - производительность шнекового конвейера, кг/ч;  $D_{ш}$  – диаметр шнека, м;  $\rho_n$  – насыпная масса материала, кг/м<sup>3</sup>;  $S$  – шаг шнека, м;  $k_3$  - коэффициент заполнения конвейера,  $k_3=0,25-0,4$ .

Шнековый питатель, как правило, работает в горизонтальном положении, но при необходимости его можно располагать под углом до  $45^{\circ}$ .

Перемещение сыпучих материалов осуществляют с помощью ленточных конвейеров, скребковых транспортеров, элеваторов и пневмотранспортеров.

## 2. МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ К ПРАКТИЧЕСКИМ ЗАНЯТИЯМ

Практическое занятие – это один из предусмотренных учебным планом видов учебной работы, где отрабатываются и закрепляются навыки и знания, полученные студентами на лекционных занятиях, а также умение самостоятельно работать с литературой. Поэтому работа над выполнением практического задания должна быть результатом тщательного изучения рекомендованной по данной теме научной и учебной литературы

План проведения практического занятия:

1. Вводная часть включает формулировку темы и цели занятия; повторение теоретических сведений по теме;

2. Основная часть предполагает самостоятельное выполнение заданий студентами. Сопровождается дополнительными разъяснениями по ходу работы (при необходимости), текущим контролем и оценкой результатов работы;

3. Заключительная часть содержит: подведение общих итогов занятия; оценку результатов работы студентов; ответы на вопросы студентов; выдачу рекомендаций по устранению пробелов в системе знаний и умений студентов, по улучшению результатов работы; задание на дом для закрепления пройденного материала и по подготовке к следующему практическому занятию.

### Примерный перечень задач по дисциплине «Вспомогательные теплотехнические оборудование»

#### 1 Сокращение вредных выбросов твердых частиц

Очистке промышленных газов от пыли придается исключительное значение. При разработке системы очистки промышленных газов от пыли применяют двух и более ступенчатые очистные сооружения. Эффективность аппаратов определяется концентрацией пыли  $\mu$  и размером частиц. Эффективная работа электро-фильтра возможна при наличии в потоке частиц  $0,2 \dots 25 \cdot 10^6$  м и концентрации  $\mu=0,01 - 0,05$  кг/м<sup>3</sup>. Электрофильтры используют в последней ступени очистки. Тип аппарата, используемого в ступенчатой в ступенчатой системе очистки промышленных газов от твердых частиц, выбирают в соответствии с характеристиками приведенными в таблице 2.

Таблица 2 -Усредненные характеристики аппаратов системы очистки промышленных газов от пыли

Тип аппарата	Макс. содержание пыли на входе в аппарат, $\mu$ , кг/м <sup>3</sup>	Размеры отделяемых частиц $d$ , $10^{-6}$ м	Степень очистки, %	Гидравлическое сопротивление $\Delta P$ , Па
Осадительные камеры	Не лимитируется	100	30 ... 40	-
Жалюзийные (решетки)	0,02	25	60 ... 70	500
Циклоны сухие	0,4	10	70 ... 95	400 ... 700
Батарейные циклоны	0,1	10	85 ... 90	500 ... 800
Рукавные фильтры	0,02	1	98 ... 99	500 ... 2500
Мокрые центробежные скрубберы	0,05	2	85 ... 95	400 ... 800
Скрубберы мокрые	Не лимитирует	0,1	95 ... 99	300 ... 900
Трубы Вентури	Не лимитирует	0,1	98 ... 99	3000 ... 20000
Электрофильтры	0,01 ... 0,05	0,2	99	100 ... 200

Аппараты для очистки промышленных газов от пыли подразделяются на сухие (гравитационные, инерционные, рукавные фильтры); мокрые (скрубберы насадочные и без насадочные, трубы Вентури – скоростные газопромыватели); электрофильтры.

## 2 Пылеосадительные камеры

$d_{\min}=110 \cdot 10^{-6}$  м;  $V=15$  м<sup>3</sup>/с;  $\omega_{\Gamma}=3$  м/с;  $\rho_{\Gamma}=0,748$  кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_{\text{ч}}=2200$  кг/м<sup>3</sup>;  $H=0,5$  м;  $\mu=24,5 \cdot 10^{-6}$

Осадительные камеры представляют собой простейшие аппараты для улавливания пыли. Их изготавливают в виде полых камер круглого или прямоугольного сечения с бункером внизу для сбора пыли. Частицы в камерах осаждаются под действием гравитационных сил. Преимуществом таких аппаратов является простота изготовления, небольшое гидравлическое сопротивление и доступность применяемых материалов, что позволяет изготавливать их на неспециализированных предприятиях. К недостаткам следует отнести низкую эффективность пылеулавливания (40–50%), особенно при улавливании мелкодисперсной пыли (менее 20 мкм). Поэтому их зачастую используют как первую ступень очистки.

В пылеосадительных камерах выпадение частиц из потока, движущегося со скоростью  $\omega_{\text{в}}$ , происходит под действием силы тяжести. Для осаждения частица должна достигать дна осадительной камеры быстрее, чем газовый поток вынесет её из аппарата. Иными словами, время  $H / \omega_{\text{в}}$  осаждения частицы должно быть меньше  $L / \omega_{\Gamma}$  времени её пребывания в камере (см. рисунок 1).

$$H / \omega_{\text{в}} \leq L / \omega_{\Gamma} \quad (1)$$

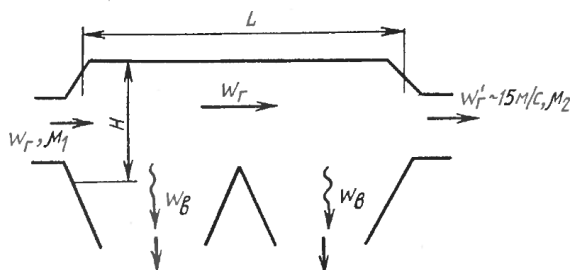


Рисунок 1– Схема пылеосадительной камеры

где H и L – высота и длина осадительной камеры  $\omega_{\text{в}}$  – скорость витания частиц при движении к дну камеры (выпадение из потока), м/с

Скорость витания частиц вычисляется по формуле:

$$\omega_{\text{в}} = gd^2(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\Gamma}) / (18\mu) \quad (2)$$

где d – диаметр частицы, м

$\rho_{\text{ч}}, \rho_{\Gamma}$  – плотность частицы и газа, кг/м<sup>3</sup>

$\mu$  – концентрация частиц в потоке на входе потока в осадительную камеру, кг/м<sup>3</sup>

Определяем скорость витания

$$\omega_{\text{в}} = \frac{9,81 \cdot (110 \cdot 10^{-6})^2 (2200 - 0,748)}{18 \cdot 24,5 \cdot 10^{-6}} = 0,592$$

Из соотношения (1) находим длину пылеосадительной камеры:

## 3 Инерционные уловители пыли (циклоны)

Характеристики сухих инерционных циклонов ЦН приведены в таблицах 1 и 2.

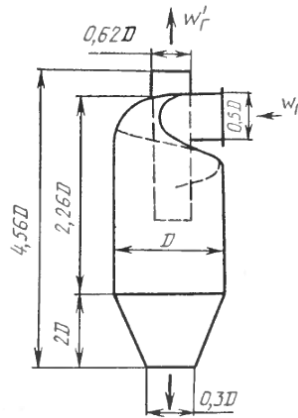


Рисунок 2 – Схема циклона ЦН

Расчёт циклонов заключается в определении его диаметра  $D$ , при чём  $D_{\max} \leq 0,8 \dots 1 \text{ м}$ . Если последнее условие не соблюдается и расчётные значения превышает  $1 \text{ м}$ , то устанавливают несколько параллельно включенных циклонов меньшего (найденного расчётным путём) диаметра. По конструктивным соображениям (условия компоновки) обычно устанавливают не более восьми циклонов.

Методика расчёта циклонов типа ЦН состоит в следующем. В начале принимают исходные данные: объём очищаемого газа  $V$ ,  $\text{м}^3/\text{с}$ ; плотность газа  $\rho_{\text{Г}}$ ,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ; динамическая вязкость газа  $\mu'$ ,  $\text{Па}\cdot\text{с}$ ,  $\mu' = 20 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$ , дисперсный состав пыли, задаваемый средним интегральным размером частиц  $\bar{d}$ ,  $\text{м}$ ; концентрацию пыли на входе и выходе из циклона  $\mu_1$  и  $\mu_2$ ,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Задаваясь типом циклона (таблица 3), выбирают значения оптимальной скорости газа  $\omega_{\text{Г}}$ .

Таблица 3 - Типы циклонов

Тип циклона	Оптимальная скорость газа $\omega_{\text{Г}}$ , $\text{м}/\text{с}$	Значение $\xi'$	Типоряд циклонов ЦН по диаметрам $D$ , $\text{м}$
ЦН-11	3,0	250	0,2; 0,3; 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1
ЦН-15	3,5	163	0,2; 0,3; 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1
ЦН-24	4,5	80	0,2; 0,3; 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1

Выбираем циклон ЦН-15

Принимаем диаметр циклона  $D_{\text{ср}} = 0,6 \text{ м}$

Находят действительную скорость газов в циклоне

$$V_0 = \omega_0 \cdot (0,785nD_{\text{ср}}^2) \quad (3)$$

$$V_0 = 2,975 \cdot (0,785 \cdot 1 \cdot 0,6^2) = 0,841$$

$$\omega_0 = \omega_{\text{Г}} - 15\% \cdot \omega_{\text{Г}} \quad (4)$$

$$\omega_0 = 3,5 - 15\% \cdot 4,5 = 2,975$$

где  $D_{\text{ср}}$  – диаметр аппарата в соответствии с принятым типоразмером. При этом  $\omega_0$  и  $\omega_{\text{Г}}$  не должны отличаться более чем на 15%.

Определяют коэффициент гидравлического сопротивления циклона

$$\xi = k_1 k_2 \xi' + k_3 \quad (5)$$

где  $\xi'$  - коэффициент гидравлического сопротивления циклона диаметром 0,5 м (таблица 3);  $k_1$  - поправочный коэффициент:  $k_1 = 0,85$  при  $D = 0,5$  м и  $k_1 = 1$  при  $D \geq 0,5$  м;  $k_2$  - коэффициент, учитывающий запылённость газа:  $k_2 = 0,86$  при  $\mu_1 = 0$ , и  $k_2 = 0,86$  при  $\mu_1 = 0,15 \text{ кг} / \text{м}^3$ ;  $k_3$  - коэффициент, учитывающий групповую компоновку циклонов:  $k_3 = 35$  для группы циклонов ( $n > 1$ ) и  $k_3 = 1$  для  $n = 1$ .

$$\xi = 1 \cdot 0,86 \cdot 80 + 35 = 175,18$$

Определив коэффициент сопротивления, рассчитывают потерю давления в циклоне:

$$\Delta p = \frac{\xi \rho \omega^2}{2} \quad (6)$$

$$\Delta p = \frac{175,18 \cdot 0,95 \cdot 2,975^2}{2} = 476,659$$

Если  $\Delta p$  не превышает допустимого значения, то на этом расчёт аппарата заканчивают. В противном случае пересчитывают диаметр по новому значению скорости газа

#### 4 Пылеуловители мокрого типа. Скрубберы

Скрубберы относятся к мокрым пылеуловителям. Скрубберы имеют широкое распространение, т.к. характеризуются высокой эффективностью очистки от мелкодисперсных пылей (0,3-1,0 мкм), а также возможностью очистки от пыли горячих и взрывоопасных газов. Однако они обладают и рядом недостатков, что ограничивает область их применения: образование в процессе очистки шламов, что требует специальных систем для его переработки; вынос влаги в атмосферу и образование отложений в отводящих газоотводах при охлаждении газов до точки росы; необходимость создания оборотных систем подачи воды в пылеуловитель.

Аппараты мокрой очистки работают по принципу осаждения частиц пыли либо на поверхность капель жидкости, либо на поверхность пленки жидкости. Осаждение частиц пыли на жидкость происходит под действием сил инерции и броуновского движения. Силы инерции действуют на частицы пыли и капли воды при их сближении. Эти силы зависят от массы капель и частиц, а так же от скорости их движения. Кроме этого на процесс осаждения влияют турбулентная диффузия, взаимодействие электрически заряженных частиц, процессы конденсации, испарения и др. Важным фактором, влияющим на эффективность мокрых пылеуловителей, является смачиваемость частиц жидкостью (чем лучше смачиваемость, тем эффективнее процесс очистки).

Среди всех аппаратов наиболее широкое распространение получили скрубберы Вентури.

Принцип работы скруббера следующий. Очищаемый газ поступает в приемный цилиндр и направляется в трубу Вентури. На входе трубы расположена форсунка. В форсунку центробежным насосом под давлением 300-500 кПа подается вода, которая распыляется и захватывает частички пыли, очищая тем самым газ, после чего сливается в отстойник. В отстойнике частицы пыли осаждаются на дно и периодически удаляются. Вода к центробежному насосу поступает через водяной затвор отстойника. Очищенный газ через циклон-каплеуловитель направляется дальше по технологическому циклу.

Расчет скруббера определяется геометрическими параметрами трубы Вентури. Схема скруббера Вентури представлена на рисунке 3.

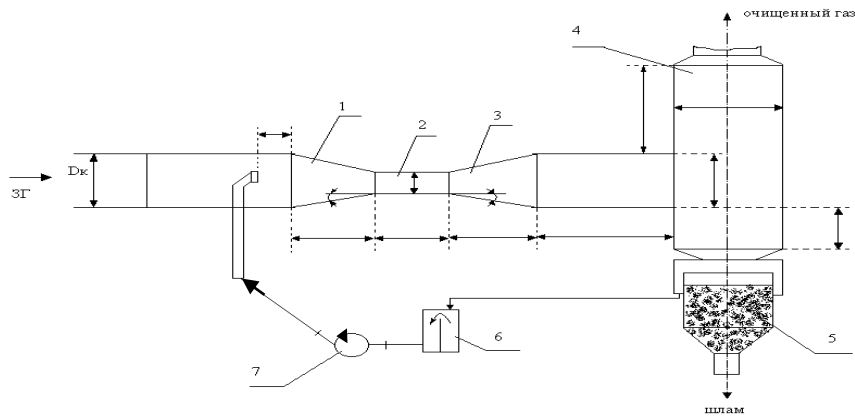


Рисунок 3 – Схема скруббера Вентури

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

Диаметр горловины и ее длина определяются по формулам (7) и (8) соответственно:

$$d_r = \sqrt{4 \cdot V_1 / \pi \cdot \omega_1} = \sqrt{4 \cdot 1.95 / 3.14 \cdot 60} = 0,203 \text{ м} \quad (7);$$

$$l_r = 1,25 \cdot d_r = 1,25 \cdot 0,203 = 0,254 \text{ м} \quad (8);$$

где  $\omega_1$  – скорость очищаемого газа в горловине трубы,  $\omega_1 = 60$  м/с.

Диаметры входного сечения конфузора и выходного диффузора рассчитываются следующим образом:

$$D_k = 1,12 \cdot \sqrt{V_1 / \omega_2} = 1,12 \cdot \sqrt{1.95 / 15} = 0,404 \text{ м} \quad (9);$$

$$D_d = 1,12 \cdot \sqrt{V_1 / \omega_3} = 1,12 \cdot \sqrt{1.95 / 20} = 0,35 \text{ м}; \quad (10);$$

где  $\omega_2, \omega_3$  – скорости газа на входе в конфузор и на выходе из диффузора соответственно;  $\omega_2 = 15$  (м/с),  $\omega_3 = 20$  (м/с).

Диаметр форсунки определяется по формуле (11):

$$d_f = \sqrt{\frac{4 \cdot \xi \cdot L_{\text{ж}} \cdot m}{\rho_{\text{ж}} \cdot n_f \cdot P}} \quad (11);$$

где  $\xi$  – коэффициент расхода жидкости;  $\xi = 0,73$ ;

$\rho_{\text{ж}}$  – плотность жидкости;  $\rho_{\text{ж}} = 1000$  кг/м<sup>3</sup>;

$L_{\text{ж}}$  – расход раствора через форсунку, м<sup>3</sup>/с, определяется по формуле (12);

$m$  – удельный расход жидкости;  $m = 0,001$

$P$  – давление жидкости перед форсункой,  $P = 150\,000$  Па;

$n_f$  – число форсунок, принимается из расчета, что максимальный диаметр орошения 200 мм, т.е. при  $D_k \geq 200$  мм количество форсунок определяется по формуле (13).

$$L_{\text{ж}} = m \cdot V_1 = 0,001 \cdot 1.95 = 0,00195 \text{ м}^3/\text{с} \quad (12)$$

$$n_f = D_k^2 / 0,2^2 = 0,404^2 / 0,2^2 = 4,077 \quad (13)$$

$$d_f = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,73 \cdot 1000 \cdot 0,00195}{4,077 \cdot 2 \cdot 3,14 \cdot 150000}} = 0,0038 \text{ м};$$

Определяем параметры  $l_3$  и  $l_4$ :

$$l_3 = 1,5 \cdot D_k = 1,5 \cdot 0,404 = 0,606 \text{ м}; \quad (14)$$

$$l_4 = 0,5 \cdot D_d = 0,5 \cdot 0,35 = 0,175 \text{ м}; \quad (15)$$

Диаметр сепаратора рассчитывается по формуле:

$$D_c = 1,12 \cdot \sqrt{\frac{V_1 \cdot (1+m)}{\omega_c}} = 1,12 \cdot \sqrt{\frac{1.95 \cdot (1+0,001)}{1,5}} = 1,278 \text{ м}; \quad (16)$$

где  $\omega_c$  – скорость смеси,  $\omega_c = 1,5$  м/с.



Гидравлическое сопротивление скруббера определяется сопротивлением трубы Вентури:

$$\Delta P = 0,12 * (\rho_r * \omega_1^2 / 2) + 0,6 * (m * \rho_{ж} * \omega_3^2 / 2) \quad (17)$$

$$\Delta P = 0,12 * (1,25 * 60^2 / 2) + 0,6 * (0,001 * 1000 * 20^2 / 2) = 276 \text{ Па};$$

Эффект очистки скруббера Вентури рассчитывается по формуле:

$$\eta = 1 - e^{-E^n}; \quad (18)$$

где  $\eta$  – коэффициент,  $\eta = 0,28$ .

$E$  – параметр, определяемый по формуле:

$$E = \Delta P + P * m * \rho_{ж} * \omega_c^2 / 2 = 276 + (150000 * 0,001 * 1000 * 1,5^2 / 2) = 169200 \quad (19);$$

$$\eta = 1 - e^{-15,36} = 0,99.$$

## 5 Электрофилтры

Электрофилтры являются наиболее распространённым элементом систем очистки промышленных газов от пыли.

Принцип работы электрофилтра основан на создании высоконапряжённого неравномерного электрического поля и образовании коронного разряда между коронирующим (-) и осадительным (+) электродами, возникающего в потоке газа при напряжённости электрического поля примерно 15кВ/см (напряжение, подаваемое на коронирующий электрод, равняется (40...100 кВ). При этом в зоне коронного разряда образуются отрицательные ионы. Частицы, встречаясь с ионами, заряжаются и в электрическом поле перемещаются к осадительному электроду, имеющему положительный заряд.

Теоретической основой проектирования электрофилтров служит уравнение Дейча.

$$\eta = 1 - \exp(-\omega_c T / 2\omega_r), \quad (20)$$

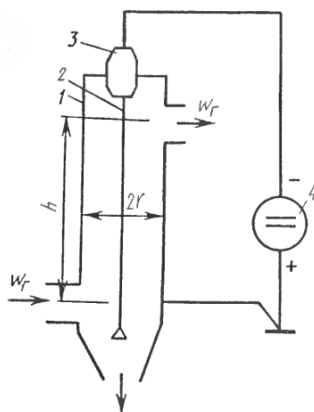


Рисунок 4 - Схема трубчатого электрофилтра:

1 - осадительный электрод; 2 - коронирующий электрод; 3 – изолятор; 4 – источник постоянного тока

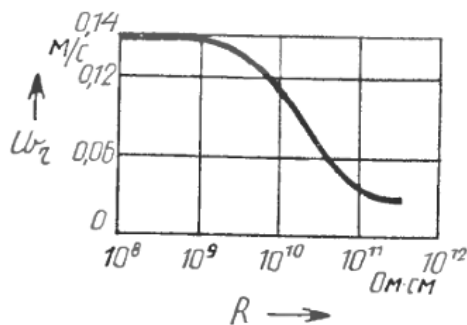


Рисунок 5 - Зависимость  $\omega_c = f(R)$

где  $\omega_{ч}$  - скорость движения частицы в электрическом поле (скорость дрейфа), м/с ;  $T$  - отношение общей площади осадительных электродов к площади активного сечения электрофильтра;  $w_r$  - скорость газа в активном сечении электрофильтра:  $w_r = 1 \dots 1,5$  м/с.

Скорость дрейфа при напряжённости поля 15кВ/см определяется как функция удельного сопротивления пыли, график которой изображён на рис. 6.

Задаваясь  $\eta$  и  $T$  (для конкретного типа электрофильтра), находят значения скорости газа  $w_r$  в активном сечении. И уже после этого по скорости  $W_{ч}$  находят площадь активного сечения  $F$ :

$$F = \frac{V_{уст}}{\omega_{вит}} \quad (21)$$

$$F = \frac{20,833}{0,13} = 160,254$$

Для промышленных целей серийно изготавливаются универсальные с горизонтальным ходом газов электрофильтры типа УГ для очистки промышленных газов с начальной концентрацией  $\mu \leq 20 \text{ г} / \text{м}^3$ .

Расход электроэнергии составляет 0,3 кВт.ч на 1000 м<sup>3</sup> и активное сечение от 10 до 265 м<sup>2</sup>.

Эффективная работа электрофильтра возможна при соблюдении условий:  $\mu_1 \leq 20 \text{ г} / \text{м}^3$ ,  $d \leq 20 \cdot 10^{-6} \text{ м}$ .

Коэффициент отчистки находится из выражения:

$$\eta_{с.о} = \eta_1 + \left[ \frac{(100 - \eta_1)}{100} \right] \eta_2 \quad (22)$$

$$\eta_{с.о} = 0,4 + \left( \frac{100 - 0,4}{100} \right) 0,6 = 0,998$$

где  $\eta_{с.о}$  - коэффициент улавливания двухступенчатой системы отчистки;  $\eta_1$ ,  $\eta_2$  - соответственно коэффициенты отчистки первой и второй ступеней.

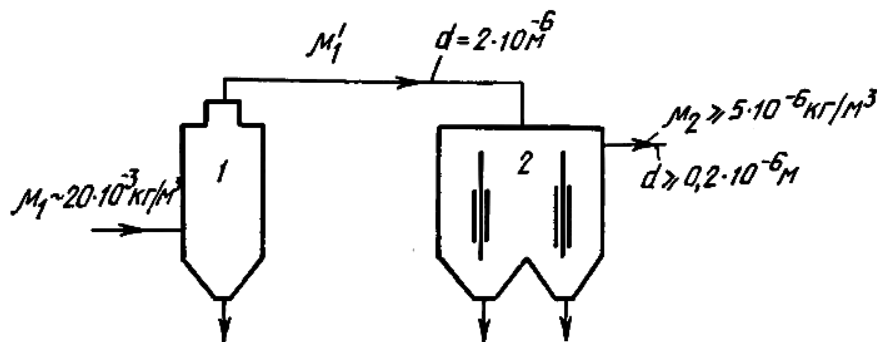


Рисунок 6 - Система очистки от пыли доменного газа

На рисунке 7 показана система двухступенчатой отчистки доменного газа, запылённого до 20 г/м<sup>3</sup> и содержащего частицы  $200 \cdot 10^{-6} \geq d > 0,2 \cdot 10^{-6} \text{ м}$ . Для дальнейшего технологического использования его запыленность должна быть снижена до  $\mu_2 \leq 5 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м}^3$ . Удовлетворение условия  $\mu_2 \leq 5 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м}^3$  возможно при наличии грубой очистки в сухом циклоне 1 ( $\mu_1'$  и  $d \leq 20 \cdot 10^{-6} \text{ м}$ ) и тонкой - в электрофильтре.

## 6 Сокращение вредных выбросов твердых частиц

Очистке промышленных газов от пыли придается исключительное значение. При разработке системы очистки промышленных газов от пыли применяют двух и более ступенчатые очистные сооружения. Эффективность аппаратов определяется концентрацией пыли  $\mu$  и размером частиц. Эффективная работа электрофилтра возможна при наличии в потоке частиц  $0,2 \dots 25 \cdot 10^6$  м и концентрации  $\mu=0,01 - 0,05$  кг/м<sup>3</sup>. Электрофилтры используют в последней ступени очистки. Тип аппарата, используемого в ступенчатой в ступенчатой системе очистки промышленных газов от твердых частиц, выбирают в соответствии с характеристиками приведенными в таблице 5.

Таблица 4 – Усреднение характеристики аппаратов системы очистки промышленных газов от пыли

Тип аппарата	Мах содержание пыли на входе в аппарат, $\mu$ , кг/м <sup>3</sup>	Размеры отделяемых частиц $d$ , 10 <sup>-6</sup> м	Степень очистки, %	Гидравлическое сопротивление $\Delta P$ . Па
Осадительные камеры	Не лимитирует	100	30 ... 40	-
Жалюзийные (решетки)	0,02	25	60 ... 70	500
Циклоны сухие	0,4	10	70 ... 95	400 ... 700
Батарейные циклоны	0,1	10	85 ... 90	500 ... 800
Рукавные фильтры	0,02	1	98 ... 99	500 ... 2500
Мокрые центробежные скрубберы	0,05	2	85 ... 95	400 ... 800
Скрубберы мокрые	Не лимитирует	0,1	95 ... 99	300 ... 900
Трубы Вентури	Не лимитирует	0,1	98 ... 99	3000 ... 20000
Электрофилтры	0,01 ... 0,05	0,2	99	100 ... 200

### 6.1 Снижение выбросов соединения серы

Таблица 5– критерии и пределы безопасного состояния и режимов работы котлоагрегата

Тип котла	1) БКЗ-420-140-7
Производительность котлоагрегата	$D_{ne} = 420 \frac{m}{ч} = 116,6 \frac{кг}{с}$
Давление перегретого пара	$P_{ne} = 140 \frac{кгс}{см^2} = 14,0 \text{ МПа}$
Давление в барабане котлоагрегата	$P_{кот} = 157 \frac{кгс}{см^2} = 16,2 \text{ МПа}$
Температура питательной воды	$t_{n.в} = 230 \text{ } ^\circ \text{C}$
Температура перегретого пара	$t_{n.n} = 560 \text{ } ^\circ \text{C}$
Объем топочной камеры	$V_T = 1427 \text{ м}^3$

Таблица 6 – Характеристики твердого топлива

Состав угля	
Наименование показателя	Уголь без обработки
Влага рабочая, $W^t$	17 – 45%
Влага аналитическая, $W^t$	-
Зольность рабочая, $A^t$	12 – 35%
Зольность аналитическая, $A^t$	-
Сера рабочая, $S^p$	0.2 – 2.8 %

Таблица 7– Доля оксидов серы, связываемых летучей золой топлива в котле

Топливо	$\eta''_{SO_2}$
Березовские угли Канско – Ачинского бассейна: для топок с твердым шлакоудалением для топок с жидким шлакоудалением	0,5 0,2
Другие угли Канско – Ачинского бассейна (иршабординский, назаровский, абаканский, боготольский, итатский, барандатский, черногорский, артемовский, харановский, бикинский): для топок с твердым шлакоудалением для топок с жидким шлакоудалением	0,2 0,05
Угли других месторождений	0,1
Мазут	0,02
Газ	0

Суммарное количество оксидов серы, выбрасываемых в атмосферу с дымовыми газами, вычисляют по формуле, г/с:

$$M_{SO_2} = 20 \cdot B \cdot S^p \cdot (1 - \eta'_{SO_2}) \cdot (1 - \eta''_{SO_2}); \quad (23)$$

$$M_{SO_2} = 20 \cdot 17,058 \cdot 0,5 \cdot (1 - 0,1) \cdot (1 - 0,2) = 1,228$$

где  $B$  – расход топлива, кг/с,  $S^p$  – содержание серы в топливе на рабочую массу: 1,6, %;

$\eta'_{SO_2}$  – доля оксидов серы, связываемых летучей золой топлива в котле, определяемая из таблицы 8;  $\eta''_{SO_2}$  – доля оксидов серы, улавливаемых в мокром золоуловителе (для сухих золоуловителей  $\eta''_{SO_2} = 0$ ).

Расчет топлива, кг/с, подаваемого в топочную камеру парового котла определяется по формуле:

$$B = \frac{D_{ne} \cdot (h_{ne} - h_{n.в}) + D_{np} \cdot (h_{кот} - h_{n.в})}{Q_p^p \cdot \eta_k}; \quad (24)$$

$$B = \frac{116,6 \cdot (2803,2 \cdot 10^3 - 990,2 \cdot 10^3) + 1,283 \cdot (993,5 \cdot 10^3 - 990,2 \cdot 10^3)}{1,35 \cdot 10^7 \cdot 0,918} = 17,058$$

где  $h_{ne}$  – энтальпия насыщенного пара, кДж/кг, определяется по давлению в барабане котла;  $h_{кот}$  – энтальпия котловой воды по давлению в барабане котла;  $h_{n.в}$  – энтальпия питательной воды на входе в водяной экономайзер, определяется при  $t_{n.в} = 230$  °С;  $D_{np}$  – расход воды на продувку кола, кг/с;  $D_{ne}$  – фактическая паропроизводительность, кг/с;  $\eta_k = 0,918$  – КПД котла при номинальной нагрузке.

Расчет воды на продувку котла определяется по соотношению:

$$D_{np} = 0.11 \cdot \rho \cdot D_{ne}; \quad (25)$$

$$D_{np} = 0.11 \cdot 0,1 \cdot 116,6 = 1,283$$

где  $\rho = 10\%$  - непрерывная продувка котла.

Обычно в котлах без подогрева воздуха вне агрегата и при их работе не на сланцах:

$$Q_p^p = Q_H^p \text{ МДж/кг.} \quad (26)$$

$$Q_p^p = 1,35 \cdot 10^7$$

где  $Q_p^p$  - располагаемое тепло на 1 кг твердого топлива, кДж/кг;  $Q_H^p$  - низшая теплота сгорания рабочей массы твердого топлива, МДж/кг.

### 6.2 Расчет выбросов оксида углерода

Расчет количества выбросов оксида углерода ведется по формуле, кг/с:

$$M_{CO} = 10^{-3} \cdot B \cdot Q_H^p \cdot K_{CO} \cdot \left(1 - \frac{q_4}{100}\right); \quad (27)$$

$$M_{CO} = 10^{-3} \cdot 17,058 \cdot 13,5 \cdot 10^6 \cdot 0,7 \cdot 10^{-9} \cdot \left(1 - \frac{5,5}{100}\right) = 1,523 \cdot 10^{-4}$$

где  $B$  - расход топлива, кг/с;  $Q_H^p$  - низшая теплота сгорания топлива; МДж/м<sup>3</sup> или МДж/кг;  $q_4$  - потери теплоты от механической неполноты сгорания топлива, %;  $K_{CO}$  - количество оксида углерода, образующееся на единицу тепла, выделяющегося при горении топлива, кг/ГДж (принимается по таблице 8)

Таблица 8 – Значение коэффициента  $K_{CO}$  в зависимости от типа топки и вида топлива

Тип топки	Вид топлива	$K_{CO}$ , кг/ГДж
С забрасывателями и цепной решеткой	Бурые и каменные угли	0,7
Слоевые топки бытовыхтеплогенераторов	Дрова	14,0
	Бурые угли	16,0
	Каменные угли	7,0
	Антрацит, тощие угли	3,0
Камерные топки	Мазут	0,13
Паровые и водогрейные котлы	Газ природный, попутный и коксовый	0,1
Бытовые теплогенераторы	Газ природный	0,05
	Легкое жидкое (печное) топливо	0,08

### 6.3 Расчет выбросов оксидов азота

Количество выбросов оксидов азота  $NO_x$  в пересчете на  $NO_2$  может быть рассчитано по формуле, кг/с;

$$M_{NO_2} = B_p \cdot Q_H^p \cdot K_{NO_2} \cdot \beta_p \cdot k_n; \quad (28)$$

$$M_{NO_2} = 16,12 \cdot 1,35 \cdot 10^6 \cdot 3,883 \cdot 0,763 \cdot 1 = 0,645$$

где  $B_p$  – расчетный расход топлива;  $K_{NO_2}$  – удельный выброс оксидов азота при сжигании топлива на 1МДж теплоты, кг/МДж;  $\beta_p$  - безразмерный коэффициент, учитывающий влияние рециркуляции дымовых газов на образование оксидов азота;  $\beta_p = 0,763$ ,  $k_n$  - коэффициент пересчета при определении выбросов в граммах в секунду:  $k_n = 1$ .

Расчетный расход топлива  $B_p$ , кг/с, определяется по формуле:

$$B_p = B \cdot \left(1 - \frac{q_4}{100}\right); \quad (29)$$

$$B_p = 17,058 \cdot \left(1 - \frac{5,5}{100}\right) = 16,12$$

Удельный выброс оксидов азота при слоевом сжигании твердого топлива:

$$K_{NO_2} = 0,35 \cdot 10^{-6} \cdot \alpha_T \cdot \left(1 + 5,46 \cdot \frac{100 - R}{100}\right) \cdot \sqrt{q_R \cdot Q_H^p}; \quad (30)$$

где  $q_R$  - тепловое напряжение зеркала горения, МВт/м<sup>2</sup>;  $\alpha_T$  - коэффициент избытка воздуха, подаваемого в топку котла, в случае котлов большой производительностью коэффициент избытка воздуха в топке составляет при правильной их работе 1,2 для твердого топлива; R-характеристика гранулометрического состава угля, при отсутствии данных принимать R=30%.

$$K_{NO_2} = 0,35 \cdot 10^{-6} \cdot 1,2 \cdot \left(1 + 5,46 \cdot \frac{100 - 30}{100}\right) \cdot \sqrt{1,525 \cdot 10^5 \cdot 13,5 \cdot 10^7} = 3,883$$

Определяем тепловое напряжение зеркала горения по формуле:

$$q_R = \frac{B_p \cdot Q_H^p}{V_T} \quad (31)$$

где  $V_T$  – объем топочной камеры, м<sup>3</sup>.

$$q_R = \frac{16,12 \cdot 13,5 \cdot 10^7}{1427} = 1,525 \cdot 10^5.$$

### 3. МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ ДЛЯ САМОСТОЯТЕЛЬНОЙ РАБОТЫ СТУДЕНТОВ

Студент в процессе обучения должен не только освоить учебную программу, но и приобрести навыки самостоятельной работы. Студенту предоставляется возможность работать во время учебы более самостоятельно, чем учащимся в средней школе. Студент должен уметь планировать и выполнять свою работу.

Целью самостоятельной работы студентов является овладение фундаментальными знаниями, профессиональными умениями и навыками деятельности по профилю, опытом творческой, исследовательской деятельности.

Самостоятельная работа студентов способствует развитию самостоятельности, ответственности и организованности, творческого подхода к решению проблем учебного и профессионального уровня.

Этапы самостоятельной работы:

- осознание учебной задачи, которая решается с помощью данной самостоятельной работы;

- ознакомление с инструкцией о её выполнении;

- осуществление процесса выполнения работы;

- самоанализ, самоконтроль;

- проверка работ студента, выделение и разбор типичных преимуществ и ошибок.

Самостоятельная работа студентов является обязательным компонентом учебного процесса для каждого студента и определяется учебным планом.

#### **Методические рекомендации по изучению теоретических основ**

Изучение теоретической части дисциплины призвано не только углубить и закрепить знания, полученные на аудиторных занятиях, но и способствовать развитию у студентов творческих навыков, инициативы и организовать свое время.

Самостоятельная работа при изучении дисциплины включает:

- чтение студентами рекомендованной литературы и усвоение теоретического материала дисциплины;

- знакомство с Интернет-источниками;

- подготовку к различным формам контроля (тесты, коллоквиумы);

- выполнение домашних заданий.

Планирование времени, необходимого на изучение дисциплин, студентам лучше всего осуществлять весь семестр, предусматривая при этом регулярное повторение материала.

Материал, законспектированный на лекциях, необходимо регулярно прорабатывать и дополнять сведениями из других источников литературы, представленных не только в программе дисциплины, но и в периодических изданиях.

При изучении дисциплины сначала необходимо по каждой теме прочитать рекомендованную литературу и составить краткий конспект основных положений, терминов, сведений, требующих запоминания и являющихся основополагающими в этой теме для освоения последующих тем курса. Для расширения знания по дисциплине рекомендуется использовать Интернет-ресурсы; проводить поиски в различных системах и использовать материалы сайтов, рекомендованных преподавателем.

#### **Методические указания к курсовому проектированию**

В ходе выполнения курсового проекта осваивается методика научного исследования, изучается передовой опыт, углубляются и систематизируются полученные теоретические знания. Велика роль курсового проекта в формировании умений подбора и анализа источников литературы, использования теоретических знаний в решении практических задач, самостоятельности в суждениях.

Студенты в ходе выполнения курсового проекта учатся проектировать процессы, овладевают методикой расчетов, учатся пользоваться нормативной и справочной

литературой, технологической и конструкторской документацией, чертить чертежи, схемы и т.д. Студенты должны быть поставлены перед необходимостью анализировать, сравнивать, оценивать данные и варианты своих решений поставленных задач, систематизировать имеющийся материал, делать обобщения, выводы.

Курсовые проекты отличаются большой трудоемкостью и индивидуальным своеобразием и преподаватель организует поэтапную работу студентов над ними, разрабатывая четкие задания на каждый этап.

Организация курсового проектирования предусматривает:

- выдачу тем курсовых проектов;
- изложение требований к содержанию курсового проекта;
- сообщение исходных данных для проекта;
- рекомендации по выбору учебной, научной и справочной литературы;
- установление объемов курсового проекта;
- порядок оформления пояснительной записи.

Завершается курсовое проектирование защитой курсовых проектов. В ходе защиты студенты демонстрируют увлеченность, профессиональную заинтересованность в изучаемых проблемах. Многие студенты грамотно, аргументировано, творчески представляют свои работы, выражая желание и уверенность в необходимости продолжения исследования в процессе дальнейшего обучения.

#### **Методические рекомендации по подготовке и сдаче экзамена.**

Экзамен - это завершающий этап подготовки студента, механизм выявления и оценки результатов учебного процесса и установления соответствия уровня профессиональной подготовки. Подготовка к экзамену способствует закреплению, углублению и обобщению знаний, получаемых, в процессе обучения, а также применению их к решению практических задач. Готовясь к экзамену, студент должен ликвидировать имеющиеся пробелы в знаниях, систематизировать и упорядочить свои знания.

При подготовке к экзамену студентам целесообразно использовать материалы лекций, учебно-методические комплексы, основную и дополнительную литературу.

Формулировка вопросов экзаменационного билета совпадает с формулировкой перечня рекомендованных для подготовки вопросов экзамена, доведенного до сведения студентов накануне экзаменационной сессии.

При проработке той или иной темы курса сначала следует уделить внимание конспектам лекций, а уж затем учебникам, и другой печатной продукции. При подготовке необходимо тезисно записать ответы на наиболее трудные, с точки зрения студента, вопросы. Запись включает дополнительные (моторные) ресурсы памяти.

Представляется крайне важным посещение студентами проводимой перед экзаменом консультации. Здесь есть возможность задать вопросы преподавателю по тем разделам и темам, которые недостаточно или противоречиво освещены в учебной, научной литературе или вызывают затруднение в восприятии.

Важно, чтобы студент грамотно распределил время, отведенное для подготовки к экзамену. В этой связи целесообразно составить календарный план подготовки к экзамену, в котором в определенной последовательности отражается изучение или повторение всех экзаменационных вопросов. Подготовку к экзамену студент должен вести ритмично и систематично.

#### **Рекомендации по работе с литературой.**

Работа с литературой является основным методом самостоятельного овладения знаниями. Это сложный процесс, требующий выработки определенных навыков, поэтому студенту нужно обязательно научиться работать с книгой. После просмотра книги целиком или отдельной главы, которая была необходима для изучения определенной темы курса, нужно сделать записи в виде краткого резюме источника. В таком резюме следует отразить



основную мысль изученного материала, приведенные в ее подтверждение автором аргументы, ценность данных аргументов и т.п. Данные аргументы помогут сформировать собственную оценку изучаемого вопроса. Во время изучения литературы необходимо конспектировать и составлять рабочие записи прочитанного. Такие записи удлиняют процесс проработки, изучения книги, но способствуют ее лучшему осмыслению и усвоению, выработке навыков кратко и точно излагать материал. В идеале каждая подобная запись должна быть сделана в виде самостоятельных ответов на вопросы, которые задаются в конце параграфов и глав изучаемой книги. Однако такие записи могут быть сделаны и в виде простого и развернутого плана, цитирования, тезисов, резюме, аннотации, конспекта. Наиболее надежный способ собрать нужный материал – составить конспект. Конспект – это краткое изложение своими словами содержания книги. Он включает запись основных положений и выводов основных аргументов, сути полемики автора с оппонентами с сохранением последовательности изложения материала. При

#### **Методические указания по использованию информационных технологий.**

Обучение сегодня предполагает активное использование информационных технологий при организации своей познавательной деятельности. Интернет удобное средство для общения и получения информации. Наличие огромного количества материалов в Сети и специализированных поисковых машин делает Интернет незаменимым средством при поиске информации в процессе обучения, участия в конференциях онлайн, создании собственных сайтов, получения нормативных документов, публикация своих работ и сообщение о своих разработках. Информационные технологии в процессе изучения дисциплины используются для осуществления контроля знаний, для оценки уровня подготовки студентов (интернет-экзамен в сфере профессионального образования (ФЭПО), интернет тренажеры). Необходимо помнить, что к информации, получаемой с помощью ресурсов Интернет надо относиться критично, она должна оцениваться трезво, с большой долей реализма. Кроме того, ответственные пользователи Интернета должны выполнять закон об авторском праве.

#### 4. БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Науменко, Т.С. Системы производства и распределения энергоносителей промышленных предприятий: практическое пособие /– Мн.: Выш. шк., 2007. – 279 с.: ил.
2. Промышленные тепломассообменные процессы и установки: Учебник для вузов / А.М. Бакластов [и др.]; Под ред. А.М. Бакластова. – М.: Энергоатомиздат, 2014. – 328 с.: ил.
3. Шицкой, А.П. [и др]. Охрана окружающей среды от загрязнений предприятий чёрной металлургии / М.: Металлургия, 2010. - 208 с.
4. Розенгарт, Ю.И. [и др]. Теплоэнергетика металлургических заводов / М.: Металлургия, 2010. - 303 с.
5. Бабий, В.И. [и др]. Энергетика и охрана окружающей среды \ М.: Энергия, 2013. - 376 с.
6. Системы производства и распределения энергоносителей промышленных предприятий : Учеб. пособие / В.Г. Лисненко, Н.М. Беляев, А.П. Несенчук и др.: Под общ. Ред. А.П. Несенчука. - Мн.: Выш. шк., 1989. - 279 с.: ил.