



Министерство образования и науки Российской Федерации
ФГБОУ ВО "Тамбовский государственный технический университет"

КАРПУШКИН С.В., НЕМТИНОВ В.А.

ОБОРУДОВАНИЕ ПЕРЕРАБОТКИ ПРОМЫШЛЕННЫХ ОТХОДОВ

*Учебное пособие для студентов дневного и заочного отделения,
обучающихся по специальности
15.05.01 "Проектирование технологических машин и комплексов",
направлению 15.03.01 "Машиностроение".*

Тамбов
2018

Рецензенты:

*Громов М.С. – к.т.н., технический директор
ООО «СпиртПромПроект», г. Тамбов*

*Борцев В.Я. – д.т.н., профессор кафедры «Технологические процессы, аппараты
и техносферная безопасность», ТГТУ*

Утверждено Методическим советом ТГТУ
(протокол № ?? от ??.??..2018 г.)

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	5
1 СОСТАВ И СВОЙСТВА СТОЧНЫХ ВОД.....	6
1.1 Показатели загрязнения сточных вод.....	7
1.2 Методы очистки сточных вод.....	7
1.3 Конструкционные материалы, используемые в очистных сооружениях.....	9
2 СООРУЖЕНИЯ МЕХАНИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД.....	11
2.1 Усреднители.....	11
2.2 Решетки.....	12
2.3 Песколовки.....	14
2.4 Отстойники.....	15
3 СООРУЖЕНИЯ И АППАРАТЫ ДЛЯ БИОХИМИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД.....	19
3.1 Очистка сточных вод в аэротенках.....	20
3.1.1 Расчеты аэротенков-смесителей.....	21
3.1.2 Расчеты аэротенков-вытеснителей.....	22
3.1.3 Расчеты систем аэрации аэротенков.....	23
3.1.4 Примеры расчета аэротенков.....	24
3.2 Биологические фильтры.....	27
4 МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД.....	31
4.1 Исследование кинетики процесса денитрификации сточных вод.....	31
4.2 Моделирование процесса осаждения ила во вторичном отстойнике.....	36
5 ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКАЯ И ХИМИЧЕСКАЯ ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД.....	39
5.1 Сооружения для коагуляции взвесей в сточных водах.....	39
5.2 Флотационные установки.....	43
5.3 Аппараты для адсорбции сточных вод.....	45
5.4 Ионообменное оборудование для очистки сточных вод.....	49
6 ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗОВ ОТ ПЫЛЕЙ.....	53
6.1 Сухие механические пылеуловители.....	53
6.2 Мокрые пылеуловители.....	57
6.3 Пористые фильтры.....	60
6.4 Электрофильтры.....	62
7 ОЧИСТКА ГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ ОТ ВРЕДНЫХ И ОПАСНЫХ ПРИМЕСЕЙ.....	66
7.1 Оборудование для каталитической очистки газовых выбросов.....	66
7.2 Оборудование для абсорбции газовых выбросов.....	69
7.3 Оборудование для адсорбции газовых выбросов.....	72
8 ОПРЕДЕЛЕНИЕ УЩЕРБА, НАНОСИМОГО ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЕ, И ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРИРОДООХРАННЫХ МЕРОПРИЯТИЙ.....	78
8.1 Ущерб, наносимый окружающей среде в результате загрязнения атмосферы.....	78

8.2 Ущерб, наносимый окружающей среде в результате загрязнения водоемов.....	82
8.3 Плата природопользователей за загрязнение окружающей среды.....	84
9 ЛАБОРАТОРНЫЙ ПРАКТИКУМ.....	87
9.1 Лабораторная работа № 1. Расчет сооружений для механической очистки сточных вод.....	87
9.2 Лабораторная работа № 2. Расчет сооружений для биохимической очистки сточных вод.....	89
9.3 Лабораторная работа № 3. Расчет сооружений для физико- химической и химической очистки сточных вод.....	91
9.4 Лабораторная работа № 4. Расчет сооружений для очистки газовых выбросов от пыли.....	94
9.5 Лабораторная работа №5. Расчет аппаратов для очистки газовых выбросов от примесей.....	96
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	99
ЛИТЕРАТУРА.....	100
ПРИЛОЖЕНИЕ А. Справочные данные для расчета сооружений биохимической очистки сточных вод.....	101
ПРИЛОЖЕНИЕ Б. Справочные данные для расчета сооружений очистки газовых выбросов от пыли.....	104

ВВЕДЕНИЕ

В современных условиях при создании новых производств различного назначения следует:

- осуществлять полную и комплексную переработку минерального сырья;
- снижать вредное воздействие отходов на окружающую среду;
- разрабатывать и внедрять технологические процессы, обеспечивающие минимум отходов и их максимальную утилизацию;
- применять системы использования воздуха и воды по замкнутому циклу.

В настоящем учебном пособии рассматриваются основные конструкции и даются рекомендации по расчету сооружений и аппаратов для очистки сточных вод и газовых выбросов. Излагается методика математического моделирования процессов очистки сточных вод: кинетики процесса их денитрификации, а также моделирование процесса осаждения ила во вторичном отстойнике.

В пособии рассмотрены состав и основные свойства сточных вод, сооружения для их механической, биохимической, физико-химической и химической очистки, а также аппараты для очистки газовых выбросов от пыли, вредных и опасных примесей. Основное внимание уделено методике проектных расчетов сооружений и аппаратов. В заключительном разделе дан обзор методов определения ущерба, наносимого окружающей среде выбросами сточных вод и промышленных газов, эффективности природоохранных мероприятий.

Пособие содержит лабораторный практикум, включающий задания и методические указания по выполнению пяти лабораторных работ, выполнение которых способствует выработке практических навыков проведения расчетов природоохранного оборудования.

Приложения к пособию содержат справочные данные, необходимые для расчетов оборудования биохимической очистки сточных вод и аппаратов для очистки газовых выбросов от пыли.

1 СОСТАВ И СВОЙСТВА СТОЧНЫХ ВОД

Чистой воды в природе практически не существует. Атмосферные осадки содержат до 100 мг примесей/л. По степени минерализации природная (речная) вода классифицируется следующим образом:

- 1) маломинерализованная (до 200 мг солей/л);
- 2) среднеминерализованная (200-500 мг солей/л);
- 3) повышенной минерализации (500-1000 мг солей/л);
- 4) высокой минерализации (> 1000 мг солей/л).

Вода большинства рек России относится к первым двум категориям.

Многообразие химических производств, огромное число продуктов (исходных, конечных, промежуточных), применяемых и получаемых в технологических процессах приводят к образованию разных объемов сточных вод, загрязненных всевозможными органическими и неорганическими веществами. В зависимости от типа производства характерными загрязнителями могут быть:

Источники загрязнений	Состав загрязнений
Производства органического и нефтехимического синтеза.	Жирные кислоты, ароматические соединения, спирты, альдегиды и др.
Производство минеральных и неорганических солей.	Неорганические кислоты, щелочи, соли (фториды, сульфаты, фосфаты и др.)
Производства синтетических смол, полимеров, синтетических волокон и т.п.	Высокомолекулярные вещества, мономеры, частицы полимеров.

Многие сточные воды химических производств, кроме растворенных органических и неорганических веществ, могут содержать коллоидные примеси, а также взвешенные (грубо- и мелкодисперсные) вещества, плотность которых может быть больше или меньше плотности воды. В ряде случаев сточные воды содержат растворенные газы (сероводород и др.). Чаще всего сточные воды представляют собой сложные системы, содержащие смеси различных веществ.

Степень вредности сточных вод зависит от токсичности загрязняющих веществ. Такие примеси, как соли тяжелых металлов, сероводород, канцерогенные вещества и другие обуславливают высокую токсичность. Сточные воды могут содержать пожаро- и взрывоопасные вещества. Наличие большого количества взвешенных веществ, способных полимеризоваться в водном растворе может приводить к засорению трубопроводов и коллекторов. Часто сточные воды содержат вещества, обладающие резким неприятным запахом (сульфиды, сероводород). Многие сточные воды химических производств окрашены вследствие загрязнения красителями. Попадание бытовых вод в производственные приводит к биологическому загрязнению последних. Температура сточных вод может колебаться от -10 до +150 °С.

1.1 Показатели загрязнения сточных вод

Ряд показателей позволяют судить об общей загрязненности воды, степени загрязнения биологически окисляемыми веществами. К ним относятся:

- органолептические (цвет, вкус, запах, прозрачность, мутность);
- плотность;
- рН;
- температура;
- электропроводность;
- жесткость;
- содержание солей, общего азота, взвешенных веществ и т.д.

По величине суммарного содержания органических веществ судят о работе очистных сооружений, а также о возможности использования сточных вод в технологических процессах и системах оборотного водоснабжения, их подачи на физико-химическую и биологическую очистку, их сброса в водоемы.

Оценку работы очистных сооружений проводят по следующим показателям:

1) *БПК* – *биохимическое потребление кислорода*, т.е. количество кислорода, израсходованное за определенный промежуток времени на аэробное разложение органических веществ. Определяется методом разбавления и выдержкой в течение 5 суток при температуре 20 °С и отсутствии света (*БПК₅*). Иногда продолжительность инкубации увеличивают до 20 суток (*БПК₂₀*) или определяют *БПК_{полн}* независимо от срока выдержки;

2) *ХПК* – *бихроматное потребление кислорода*. Методика его определения основана на окислении веществ, присутствующих в сточных водах, раствором 0,25% бихромата калия ($K_2Cr_2O_7$) при кипячении в течение 2 часов в растворе 50% H_2SO_4 ;

3) *перманганатная окисляемость* – количество кислорода, эквивалентное количеству расходуемого перманганата калия. Методика определения показателя основана на окислении веществ, присутствующих в сточной воде, раствором 0,01% перманганата калия в сернокислой среде (мг. O_2 /л. H_2O);

4) рН;

5) температура (°С).

1.2 Методы очистки сточных вод

В технологических процессах химических производств образуются следующие виды сточных вод:

- 1) *Реакционные воды* – в ходе реакций, протекающих с образованием воды.
- 2) *Воды, содержащиеся в сырье и исходных продуктах*.
- 3) *Промывные воды* – при промывке сырья или продуктов водой.
- 4) *Маточные воды* – водные растворы, образующиеся в результате проведения процессов получения или переработки продуктов в водных средах.
- 5) *Охлаждающие воды* – система оборотного водоснабжения.
- 6) *Другие виды сточных вод*: отходы работы вакуум-насосов, конденсаторов смешения, мойки оборудования, тары, помещений и т.д.

Все сточные воды предприятия транспортируются по сетям закрытых трубопроводов и каналов. Число отдельных сетей зависит от количества видов сточных вод, их составов, возможности повторного использования и т.д.

Как правило, сточные воды выделяются в самостоятельные потоки для последующей очистки:

- незагрязняющиеся в процессе производства (баражная вода);
- коррозионно-активные (загрязненные различными кислотами);
- загрязненные органическими веществами;
- содержащие ценные примеси, извлечение которых экономически целесообразно;
- содержащие нефтепродукты и масла;
- дождевые воды.

Очистку сточных вод производят механическими, физико-химическими и биологическими методами. В ряде случаев используют термические методы, приводящие к ликвидации этих вод, а также методы закачки вод в подземные горизонты или их захоронение.

Очистка от суспензированных и эмульгированных примесей		Очистка от растворимых примесей			Устранение или уничтожение	
Грубодисперсные примеси	Мелкодисперсные и коллоидные примеси	Минеральные примеси	Органические примеси	Газы	Термическое уничтожение	Устранение
Отстаивание	Коагуляция	Дистилляция	Ректификация	Нагрев	Испарение	Закачка в скважины
Флотация	Электролитические методы	Ионообмен	Адсорбция	Отдувка	Расплавление	Захоронение
Осветление во взвешанном слое	Флокуляция (образование рыхлых хлопьевидных скоплений – флокулов)	Электролитические методы	Экстракция	Реагентные методы		Закачка в глубины морей
Фильтрация		Замораживание	Хлорирование			
Центрифугирование		Обратный осмос	Озонирование			
			Биологическое окисление			

Для очистки сточных вод используются три типа сооружений: локальные (цеховые); общие (заводские); региональные (районные, городские). Локальные

сооружения предназначены для обезвреживания сточных вод непосредственно после выхода из технологических установок. На них, как правило, извлекаются ценные примеси. Поэтому используются регенеративные методы; отстаивание, флотация, адсорбция. В отдельных случаях очищенную сточную воду используют в замкнутом водоснабжении. Заводские сооружения включают объекты первичной (механической), вторичной (биологической) и третичной очистки (доочистки). К сооружениям первичной очистки относятся решетки, песколовки, отстойники, флотационные и фильтрационные установки. К сооружениям биологической очистки относятся аэротенки, биологические фильтры. Региональные сооружения предназначены для механической или биологической очистки.

Производственные сточные воды, подлежащие очистке вместе с бытовыми, не должны содержать:

- более чем 500 мг взвешенных веществ/л;
- веществ, способных засорить трубопроводные сети;
- веществ, оказывающих разрушающее действие на материал сооружений;
- веществ, способных образовывать взрывоопасные смеси;
- веществ в концентрациях, препятствующих биологической очистке.

Не допускаются залповые сбросы сильно концентрированных сточных вод.

1.3 Конструкционные материалы, используемые в очистных сооружениях

Выбор конструкционных материалов, используемых в аппаратах и сооружениях очистки сточных вод определяется:

- параметрами режима работы (температуры, давления, состав рабочей среды);
- требованиями к физическим, химическим, механическим и другим свойствам материалов, в том числе отсутствие склонности к биообрастанию, адгезии органических и неорганических отложений;
- технологичностью изготовления конструкции освоенными способами;
- доступностью и стоимостью материала.

Во многих случаях химическая стойкость материалов является основным свойством, определяющим долговечность оборудования или сооружения. Для изготовления аппаратуры, работающей под давлением и в контакте с неагрессивными средами широко используются низколегированные кремнемарганцевые стали (26ГС, 09Г2 и др.).

Легированные коррозионно-стойкие, жаростойкие, жаропрочные стали предназначены для работы в коррозионных средах и при высоких температурах.

Для корпусов, опор, крышек и других деталей аппаратов используются отливки из серого чугуна. Коррозионно-стойкий чугун используется для изготовления деталей, работающих в растворах щелочей.

Сварную, паяную, литую аппаратуру, предназначенную для работы в средах средней и повышенной агрессивности, часто изготавливают из цветных металлов: свинца, меди, алюминия, никеля, наиболее ответственные узлы – из титана, циркония.

В сооружениях большого объема (например, аэротенках) применяют железобетон. В некоторых случаях на поверхность готовых изделий из железобетона наносят слой полимерного материала.

Особый класс составляют теплоизоляционные материалы, использование которых в сооружениях очистки, с одной стороны позволяет экономить энергоресурсы, с другой – предохранять биосферу от избыточных тепловыделений. К неорганическим теплоизоляционным материалам относятся: минеральная стеклянная и шлаковая вата, перлитобетон.

К органическим конструкционным материалам относятся различные породы древесины, резина, стеклопластик, битумные и асфальтовые материалы.

Для защиты от коррозии многих аппаратов очистки сточных вод используют лакокрасочные покрытия.

2 СООРУЖЕНИЯ МЕХАНИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

Механическая очистка применяется для выделения из сточной воды нерастворенных минеральных и органических примесей процеживанием через решетки, пескоулавливанием, отстаиванием и фильтрованием. Выбор типов и определение размеров сооружений для механической очистки определяются составом, свойствами и расходом производственных сточных вод, а также методами их дальнейшей обработки.

2.1 Усреднители

Эти сооружения применяют для усреднения расхода сточной воды и концентраций веществ, находящихся в ней, обеспечивая таким образом устойчивую работу очистных сооружений. В промышленной практике чаще всего применяют проточные усреднители, которые представляют собой многокоридорные (многоходовые) резервуары, иногда снабженные перемешивающими устройствами. Многокоридорные усреднители могут быть прямоугольными и круглыми. Усреднение в них достигается смешением струй различной концентрации, см. рис. 2.1.

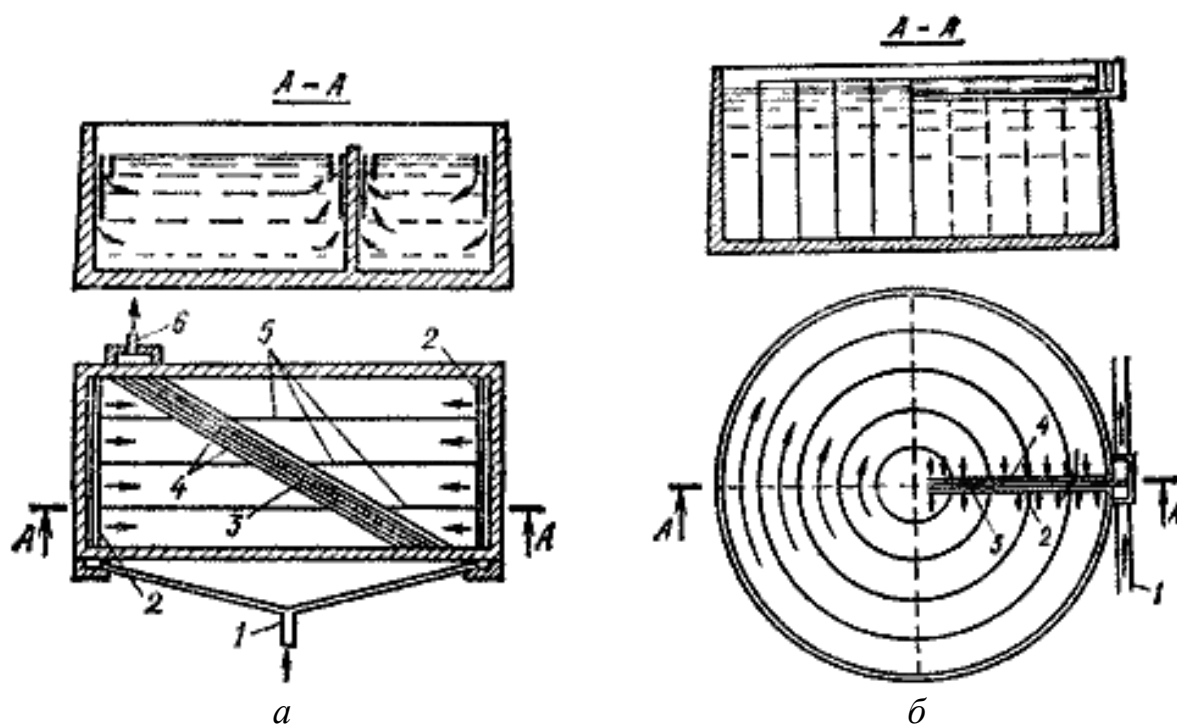


Рис. 2.1 – Усреднители концентрации сточных вод: а – прямоугольный, б – круглый
1 – водоподающий канал, 2 – распределительный лоток, 3 – глухая перегородка,
4 – сборные лотки, 5 – продольные перегородки, 6 – водоотводящий лоток

Объем усреднителя, необходимый для погашения залпового сброса:

$$V_3 = Q \cdot \tau_3 \cdot \left(\ln \frac{K_{\text{п}}}{K_{\text{п}} - 1} \right)^{-1},$$

где $K_{\Pi} = \frac{C_{\max} - C_{\text{ср}}}{C_{\text{доп}} - C_{\text{ср}}}$ – коэффициент усреднения (подавления) залпового сброса;

τ_3 – продолжительность залпового сброса, час;

Q – расход сточных вод, м³/час;

$C_{\text{ср}}, C_{\text{доп}}, C_{\text{max}}$ – средняя, допустимая, максимальная концентрация загрязнений соответственно.

Замечание. При $K_{\Pi} \geq 5$ объём усреднителя можно рассчитать по формуле:

$$V_3 = K_{\Pi} \cdot Q \cdot \tau_3.$$

Объём усреднителя, необходимый для погашения циклических колебаний состава загрязнений:

$$V_{\Pi} = 0.16 \cdot K_{\Pi} \cdot Q \cdot \tau_{\Pi},$$

где τ_{Π} – продолжительность циклических колебаний, час.

Для полученного объёма необходимо выбрать число секций n , а затем провести поворочный расчёт скорости продольного движения воды u_c (мм/с) в секции сечением

$$F = V/(H \cdot n),$$

где V – объём усреднителя, м³ (V_3 или V_{Π});

H – глубина секции, м (принимается равной 3÷6 м).

Эта скорость должна быть менее 2.5 мм/с и определяется по соотношению:

$$u_c = \frac{Q}{3.6 \cdot n \cdot B \cdot H},$$

где $B = F/L$ – ширина секции усреднителя, м;

L – длина секции, м (принимается равной 50÷500 м).

Таким образом, расчет проточного усреднителя сводится к определению его объёма (V_3 или V_{Π}) и выбору числа, глубины и длины секций, обеспечивающих выполнение ограничения

$$u_c \leq 2.5 \text{ мм/с.}$$

Пример. Определить необходимый объём и число секций проточного усреднителя, если расход сточных вод $Q = 3500$ м³/ч, максимальная концентрация загрязнений $C_{\max} = 0.93$ г/л, допустимая $C_{\text{доп}} = 0.43$ г/л, средняя $C_{\text{ср}} = 0.33$ г/л, продолжительность циклических колебаний $\tau_{\Pi} = 23.5$ ч, глубина секции $H_c = 4.5$ м.

Расчет: коэффициент усреднения $K_{\Pi} = (0.93 - 0.33)/(0.43 - 0.33) = 6$;

объём усреднителя $V_{\Pi} = 0.16 \cdot 6 \cdot 3500 \cdot 23.5 = 78960$ м³;

выбор числа секций усреднителя $n = 8$;

площадь сечения секции $F = 78960/(8 \cdot 4.5) = 2193.3$ м²;

выбор длины секции $L = 100$ м;

ширина секции усреднителя $B = 2193.3/100 \approx 22$ м;

скорость продольного течения воды $u_c = 3500/(3.6 \cdot 8 \cdot 22 \cdot 4.5) = 1.2 < 2.5$ мм/с.

2.2 Решётки

Решетки применяют для улавливания из сточных вод крупных, нерастворенных, плавающих загрязнений, поступающих самотеком. Их изготавливают из металлических стержней круглого или прямоугольного сечения. Ширина промежутков между стержнями (прозоров) b выбирается из диапазона 16÷19 мм. Ре-

шётки подразделяют на подвижные и неподвижные, устанавливаемые вертикально или наклонно, с ручной выгрузкой (расход загрязнений $\leq 0.1 \text{ м}^3/\text{сут}$) и с очисткой механизированными граблями.

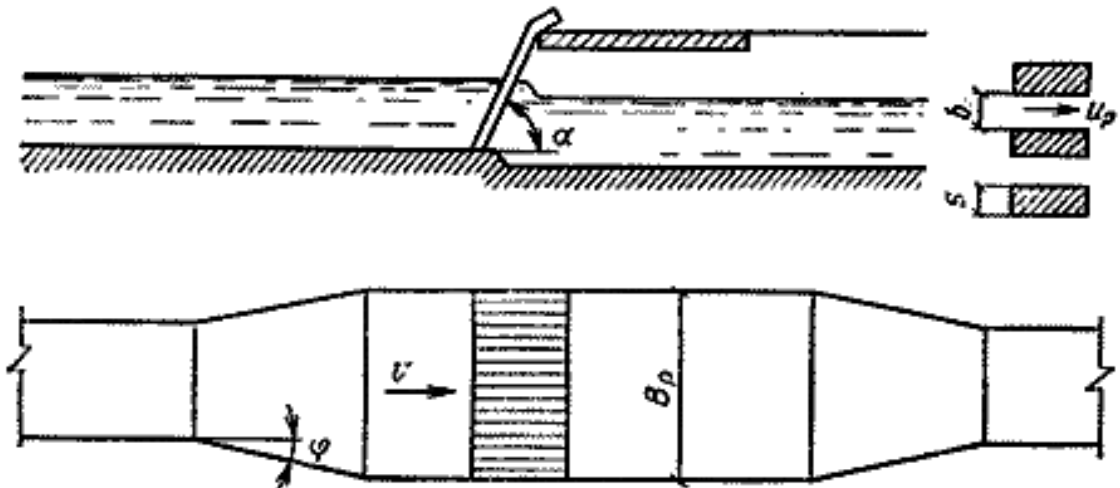


Рис. 2.2 – Решетка с ручной очисткой

Расчёт решёток начинается с определения общего числа прозоров по формуле:

$$n = K_3 \cdot \frac{q_{max}}{b \cdot h_1 \cdot u_p},$$

где q_{max} – максимально возможный расход сточных вод, $\text{м}^3/\text{с}$;

h_1 – глубина канала перед решёткой, м;

u_p – средняя скорость воды в прозорах (выбирается из диапазона $0.8 \div 1 \text{ м/с}$);

K_3 – коэффициент стеснения прозоров граблями и задержанными загрязнениями (~ 1.05).

Общая ширина решётки B_p , м, рассчитывается по формуле, см. рис. 2.2:

$$B_p = S \cdot (n - 1) + b \cdot n,$$

где S – толщина стержней, м.

Затем принимается число решёток N и ширина каждой из них по формуле:

$$B_1 = B_p / N.$$

Расчет завершается определением потерь напора в решётке:

$$h_p = P \cdot \varepsilon \cdot \frac{u_p^2}{2 \cdot g},$$

где $\varepsilon = \beta \cdot (S/b)^{4/3} \cdot \sin \alpha$ – коэффициент местного сопротивления решётки;

P – коэффициент засорения решетки (~ 3);

$\beta = 2.42$ для прямоугольных и $\beta = 1.72$ для круглых стержней;

α – угол наклона решетки к горизонту.

Пример. Определить максимально возможный расход сточных вод (в $\text{м}^3/\text{ч}$), которые могут очистить 5 решеток шириной $B = 3.5 \text{ м}$, изготовленных из круглых стержней диаметром $d = 18 \text{ мм}$, если глубина канала перед решеткой $h_1 = 1.85 \text{ м}$, угол наклона решеток к горизонтали $\alpha = 58^\circ$. Определить потери напора в решетках.

Расчет: выбор ширины прозоров $b = 0.018 \text{ м}$;

выбор средней скорости воды в прозорах $u_p = 0.9 \text{ м/с}$;

общая ширина решётки $B_p = 5 \cdot 3.5 = 17.5 \text{ м}$;

число прозоров $n = (17.5 + 0.018)/(0.018 + 0.018) \approx 487$;
 расход сточных вод $q_{max} = 3600 \cdot 24 \cdot 487 \cdot 0.018 \cdot 1.85 \cdot 0.9 / 1.05 = 50041.3 \text{ м}^3/\text{ч}$;
 коэффициент сопротивления решётки $\varepsilon = 1.72 \cdot (0.018/0.018)^{1.33} \cdot \sin(58^\circ) = 1.46$;
 потери напора в решётке $h_p = 3 \cdot 1.46 \cdot 0.9^2 / (2 \cdot 9.807) = 0.18 \text{ м}$.

2.3 Песколовки

Эти сооружения применяются для улавливания из сточных вод песка и других нерастворимых загрязнений. Песколовки подразделяются на горизонтальные, вертикальные и тангенциальные (с вращательным движением жидкости). Горизонтальные песколовки – это удлиненные прямоугольные сооружения с прямолинейным движением воды, см. рис. 2.3.

Для ориентировочных расчетов принимают глубину песколовки $0.25 \div 1 \text{ м}$, отношение ширины к глубине 1:2. Осаждение песка из сточных вод с некоторыми допущениями можно отнести к свободному осаждению частиц в ламинарном режиме, поэтому скорость осаждения рассчитывается по формуле Стокса:

$$v_o = \frac{\delta^2 \cdot (\rho_T - \rho_{ж}) \cdot g}{18 \cdot \mu},$$

где δ – минимальный размер частиц, подлежащих выделению, м (в расчетах обычно принимают $0.0002 \div 0.00025 \text{ м}$);

$\rho_T, \rho_{ж}$ – плотность твердой и жидкой фазы, $\text{кг}/\text{м}^3$;

μ – динамическая вязкость жидкой фазы, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

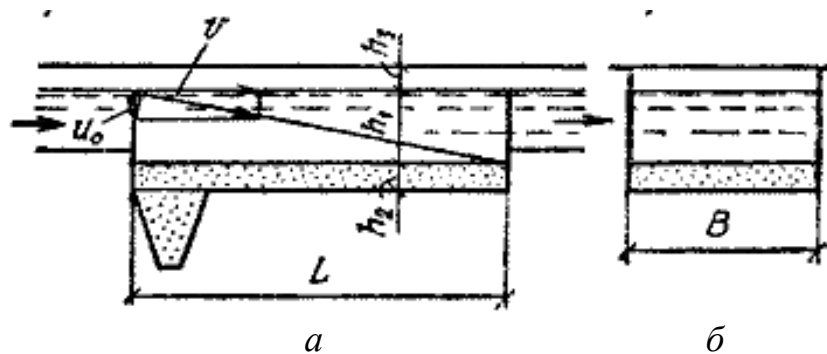


Рис. 2.3 – Горизонтальная песколовка
 а – продольный разрез; б – поперечный разрез

Длину песколовки находят по формуле:

$$L = \frac{H_p \cdot u}{\sqrt{v_o - 0.05 \cdot u}},$$

где $H_p = Q/(B \cdot u)$ – расчетная глубина потока сточных вод, м;

Q – расход потока сточных вод, $\text{м}^3/\text{с}$;

B – ширина песколовки, м;

u – средняя скорость движения потока, м/с (чаще всего принимают $0.3 \text{ м}/\text{с}$).

Выбранное значение B и рассчитанное значение L при заданной эффективности очистки $0 < \varepsilon < 1$ должны удовлетворять ограничению:

$$B \cdot L = \frac{\lg(1 - \varepsilon)}{-0.43} \cdot \frac{Q}{v_o}.$$

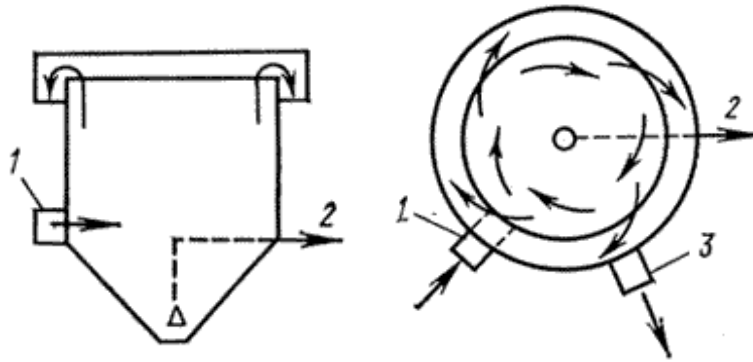


Рис. 2.4 – Песколовка с круговым вращением воды

1 – канал для подачи воды, 2 – канал для удаления загрязнений, 3 – лоток для отвода воды

Тангенциальные песколовки являются разновидностью горизонтальных с круговым движением воды, см. рис 2.4. Рассчитываются эти песколовки по тем же формулам, что и обычные горизонтальные. При этом длина соответствует средней линии кругового лотка.

В случаях, когда требуется особо тщательное разделение примесей по крупности, применяют аэрируемые песколовки. В горизонтальных аэрируемых песколовках вдоль одной из стен на расстоянии $45 \div 60$ мм от дна устанавливают аэраторы в виде перфорированных труб с отверстиями диаметром $3 \div 5$ мм. Подаваемый в них воздух способствует вращению потока воды и, как следствие – повышению эффективности осаждения.

Эти сооружения рассчитаны на скорость движения воды $0.08 \div 0.12$ м/с. Отношение $B/H = 1 \div 1.5$, общая глубина $0.7 \div 2.5$ м, интенсивность аэрации $q = Q_v / (B \cdot L) = 3 \div 5$ м³/м²·час, где Q_v – расход воздуха. В расчётах используют те же формулы, что и для горизонтальных песколовок.

Пример. Определить длину аэрируемой песколовки шириной $B = 2.8$ м, необходимую для улавливания загрязнений на очистной станции со средней производительностью $Q = 88500$ м³/сут., если плотность твердой фазы загрязнений $\rho_t = 2640$ кг/м³, плотность жидкой фазы $\rho_{ж} = 955$ кг/м³, вязкость жидкой фазы $\mu = 0.0074$ Па·с. Определить эффективность очистки.

Расчет: минимальный размер частиц, подлежащих удалению $\delta = 0.00022$ м;

скорость осаждения $v_o = 0.00022^2 \cdot (2640 - 955) \cdot 9.807 / (18 \cdot 0.0074) = 0.006$ м/с;

средняя скорость движения потока $u = 0.1$ м/с;

расчетная глубина потока $H_p = 88500 / (2.8 \cdot 0.1 \cdot 24 \cdot 3600) = 3.66$ м;

длина песколовки $L = 3.66 \cdot 0.1 / (0.006 - 0.05 \cdot 0.1)^{0.5} = 11.6$ м;

эффективность очистки $\mathcal{E} = 1 - 10^{-2.8 \cdot 11.6 \cdot 0.43 \cdot 0.006 \cdot 24 \cdot 3600 / 88500} = 0.172$.

2.4 Отстойники

Отстойники применяются для улавливания из сточных вод средне и мелко-дисперсных примесей. В промышленной практике используются контактные отстойники периодического действия и более распространенные проточные отстойники непрерывного действия. По направлению движения сточных вод в сооружении выделяют горизонтальные, вертикальные и радиальные отстойники, а по назначению в технологической схеме очистного сооружения – первичные и вторичные. Первичные отстойники служат для предварительного осветления сточных

вод, поступающих на БХО или ФХО, а вторичные для осветления воды, прошедшей БХО и ФХО.

Выбор типа и числа отстойников осуществляется на основе технико-экономического обоснования с учётом местных условий. Горизонтальные, см. рис. 2.5, целесообразно применять при производительности очистного сооружения ≤ 15000 м³/сут, вертикальные – при $15000 \div 20000$ м³/сут, радиальные – при > 20000 м³/сут.

Эффективность осаждения оценивают по значениям начальной (C) и конечной (C_k) концентраций примесей в воде

$$f = \frac{C - C_k}{C} \cdot 100\% .$$

В горизонтальных и радиальных отстойниках она достигает 60%, в вертикальных не превышает 50%.

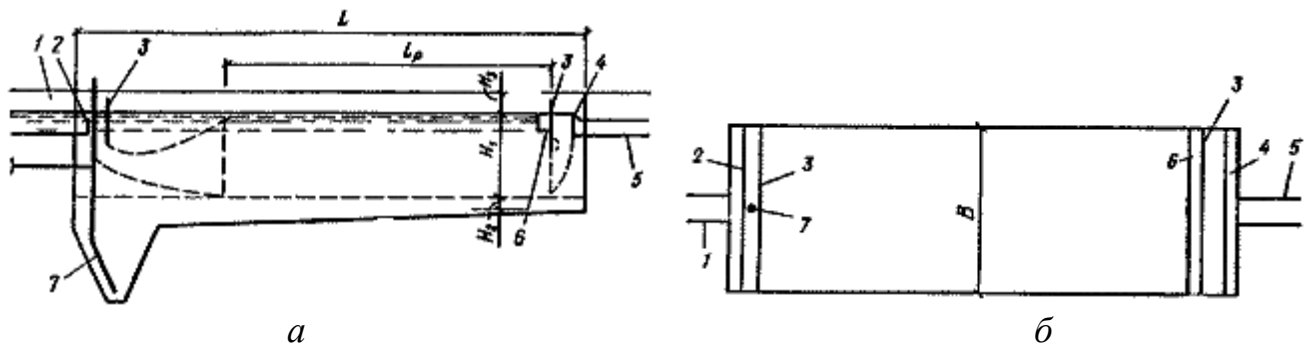


Рис. 2.5 – Разрез (а) и план (б) горизонтального отстойника

1 – подводящий лоток, 2 – распределительный лоток, 3 – полупогружные доски, 4 – сборный лоток, 5 – отводной лоток, 6 – лоток для сбора и удаления плавающих веществ, 7 – трубопровод для удаления осадка

Расчет горизонтального отстойника начинается с определения ширины его отделения при выбранном числе отделений n :

$$B = \frac{q_{\text{ср}} \cdot k_{\text{он}}}{n \cdot H_1 \cdot v} ,$$

где $q_{\text{ср}}$ – среднесуточный расход сточных вод, м³/с;

$k_{\text{он}}$ – коэффициент неравномерности подачи сточных вод (1.4÷1.6);

H_1 – глубина проточной части отстойника, м (принимается равной 2÷3 м);

v – средняя скорость потока в пределах рабочей длины отстойника (выбирается из диапазона 5÷10 мм/с).

$$\text{Рабочая длина отстойника: } L_k = \frac{v \cdot H_1}{U_0 - w} ,$$

где U_0 – условная гидравлическая крупность (скорость падения частиц отходов в неподвижной воде при 10 °С), м/с (принимается равной 1÷3 мм/с);

w – вертикальная турбулентная составляющая скорости потока ($\sim 0.05v$).

Общая длина отстойника

$$L = L_k / k ,$$

где k – коэффициент использования объёма отстойника (0.4÷0.6).

Величину U_0 определяют путём проведения лабораторных анализов в цилиндрах-отстойниках при статическом отстаивании воды, см. рис. 2.6. При прове-

дении анализа через некоторый промежуток времени образуются области: осветлённой воды (1), свободного осаждения (2), стесненного осаждения (3), осадка (4).

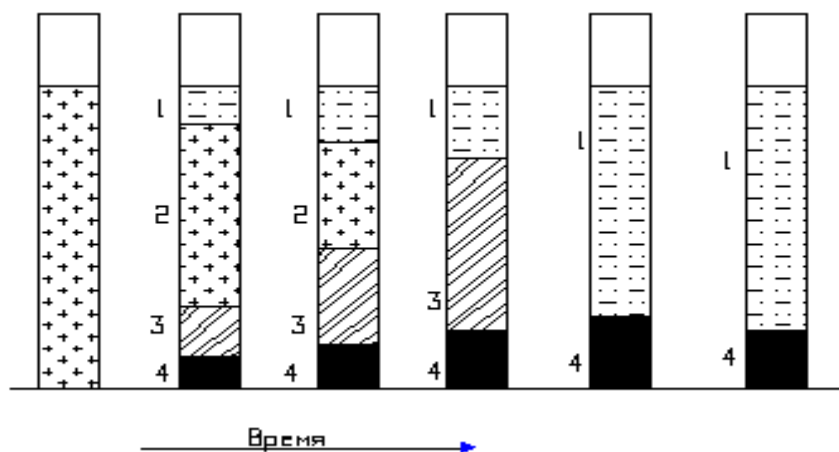


Рис. 2.6 – Кинетика осаждения сточной воды

Отстаивание заканчивается, когда области 2 и 3 исчезают и завершается уплотнение осадка, что соответствует полному разделению исходной жидкости на осадок и осветленную жидкость. В результате получается графическая зависимость эффективности осаждения от гидравлической крупности U_0 , см. рис 2.7.

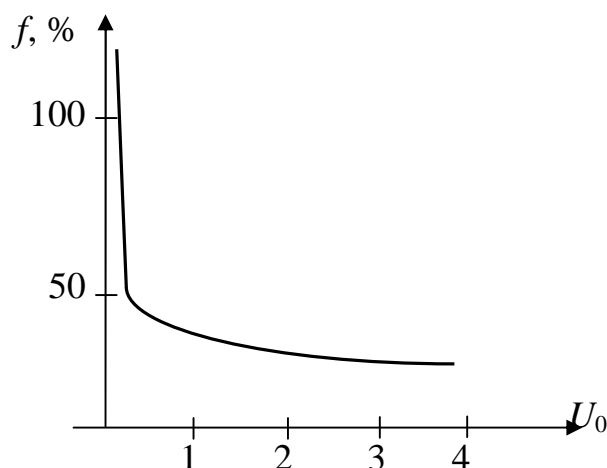


Рис. 2.7 – Зависимость эффективности осаждения от гидравлической крупности

Пример. Определить число и размеры секций горизонтального отстойника для улавливания загрязнений на очистной станции средней производительностью $Q = 12500 \text{ м}^3/\text{сут}$, если начальное содержание взвешенных веществ $C_0 = 327 \text{ мг/л}$, требуемое конечное содержание – $C_k = 145 \text{ мг/л}$.

Расчет: эффективность осаждения $f = (327 - 145)/327 = 0.557$;

число секций отстойника $n = 2$;

коэффициент неравномерности подачи $k_{\text{он}} = 1.5$;

глубина проточной части отстойника $H_1 = 2.5 \text{ м}$;

средняя скорость потока $v = 0.007 \text{ м/с}$;

ширина секции отстойника $B = 12500 \cdot 1.5 / (24 \cdot 3600 \cdot 2 \cdot 2.5 \cdot 0.007) = 6.2 \text{ м}$;

условная гидравлическая крупность $U_0 = 0.002 \text{ м/с}$;

рабочая длина отстойника $L_k = 0.007 \cdot 2.5 / (0.002 - 0.05 \cdot 0.007) = 10.6 \text{ м}$;

коэффициент использования объёма отстойника $k = 0.5$;

общая длина отстойника $L = 10.6 / 0.5 = 21.2 \text{ м}$.

Радиальные отстойники имеют ряд преимуществ перед горизонтальными: простота и надежность эксплуатации, экономичность, возможность увеличения производительности. Недостаток: наличие вращающейся фермы со скребками.

Наиболее распространенные конструкции радиальных отстойников: с центральным впуском, см. рис. 2.8, с периферийным впуском, с вращающимися сборно-распределительными устройствами.

Все радиальные отстойники оборудованы скребками, сдвигающими выпадающий осадок к центральному приемнику, из которого осадок удаляют насосами. Частота вращения скребков $0.8 \div 3$ 1/час.

Диаметр отстойника определяют по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{\max}}{n \cdot k \cdot \pi \cdot (U_0 - w)}}$$

где k – коэффициент использования объема ($0.45 \div 0.5$).

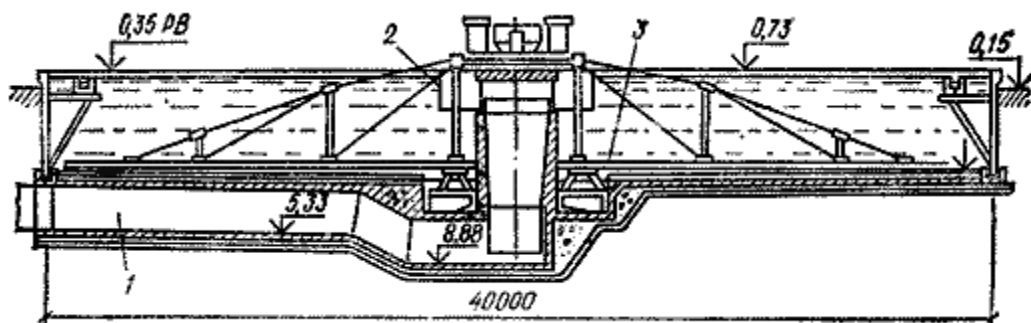


Рис. 2.8 – Радиальный отстойник с центральным впуском жидкости
1 – подводная труба, 2 – полупогружной кожух распределительного устройства, 3 – скребки

Для радиальных отстойников обязательно соблюдение соотношения

$$D/H = 6 \div 12.$$

Рекомендуется принимать: $D/H=10$, $H \geq 3$ м, время пребывания воды в отстойнике $t = 1.25$ ч, скорость движения воды на половине радиуса $v = 3.3$ мм/с. Так как диаметр отстойника определяется без учета глубины, то при расчете вначале принимают глубину H , а затем определяют D . Если при этом значение D/H будет отличаться от допустимых, расчет повторяют при другом значении H .

Пример. Определить число и диаметр радиальных отстойников глубиной $H = 3.2$ м для улавливания загрязнений на очистной станции средней производительностью $Q = 112000$ м³/сут, если начальное содержание взвешенных веществ $C_0 = 295$ мг/л, требуемое конечное содержание – $C_k = 122$ мг/л.

Расчет: эффективность осаждения $f = (295 - 122)/295 = 0.586$;

число отстойников $n = 3$;

коэффициент использования объема отстойника $k = 0.47$;

скорость движения воды на половине радиуса $v = 0.003$ м/с;

условная гидравлическая крупность $U_0 = 0.0025$ м/с;

диаметр $D = [4 \cdot 112000 / (24 \cdot 3600 \cdot 3 \cdot 0.47 \cdot 3.14 \cdot (0.0025 - 0.05 \cdot 0.003))]^{0.5} = 22.3$ м

отношение $D/H = 6.97$ в пределах допустимого.

Среди других сооружений механической очистки можно выделить гидроциклоны, фильтры, центрифуги.

3. СООРУЖЕНИЯ И АППАРАТЫ ДЛЯ БИОХИМИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

Метод БХО основан на способности микроорганизмов использовать в качестве питания органические и неорганические соединения, содержащиеся в сточной воде. Широкое использование БХО обусловлено его достоинствами: возможность удалять из сточных вод разнообразные органические соединения, в том числе и токсичные; простота аппаратного оформления (АО); относительно невысокие эксплуатационные расходы. К недостаткам относят: высокие капитальные затраты; необходимость строгого соблюдения технологического режима; токсичное действие на микроорганизмы ряда органических и неорганических соединений и необходимость разбавления сточных вод в случае высоких концентраций загрязнения.

Биологическая очистка может проводиться в аэробных и анаэробных условиях. В процессе БХО сточных вод часть окисляемых микроорганизмами веществ используется в процессах биосинтеза (образование биомассы - активного ила или биопленки), а другая часть превращается в безвредные продукты окисления (вода, углекислый газ и др.). Принцип действия современных аппаратов и сооружений БХО основан на методах непрерывного культивирования микроорганизмов.

Стадии процесса потребления микроорганизмами органических примесей:

- а) *массопередача органического вещества и кислорода* из жидкости к поверхности клетки микроорганизма;
- б) *диффузия вещества и кислорода* через полупроницаемую мембрану клетки;
- в) *метаболизм диффундируемых продуктов*, сопровождающийся приростом биологической массы, выделением энергии и т.д.

Интенсивность и эффективность БХО определяется скоростью размножения бактерий, которые образуют целые биоценозы микроорганизмов (активный ил или биопленка). По внешнему виду активный ил представляет собой мелкие хлопья от светло- до темно-коричневого цвета с удельной поверхностью до $100 \text{ м}^2/\text{г}$ сухого ила.

На эффективность и интенсивность БХО оказывают влияние:

- а) температура (ее повышение за пределы физиологической нормы приводит к гибели бактерий, а понижение – снижение их активности),
- б) рН (бактерии лучше размножаются в нейтральной или слабощелочной среде, грибы – в слабокислой, эффективная очистка сточных вод происходит при $\text{pH} = 5.5 \div 8.5$),
- в) степень перемешивания (при перемешивании воды активный ил поддерживается в подвешенном состоянии: создаются благоприятные условия массопередачи питательных веществ и кислорода к поверхности клеток микроорганизмов),
- г) концентрация кислорода (скорость растворения кислорода не должна быть ниже скорости его потребления микроорганизмами, оптимальная концентрация – $1 \div 7 \text{ мг/л}$),
- д) токсичные примеси (их значительные концентрации разрушают оболочки клеток микроорганизмов и приводят ее к их гибели),
- е) количество и возраст ила (обычно концентрация активного ила поддерживается в пределах $2 \div 4 \text{ г/л}$, применение «старого» активного ила приводит к об-

разованию слизи, замедлению осаждения ила в отстойниках, оптимальный возраст ила – 2÷3 суток).

3.1. Очистка сточных вод в аэротенках

Аэротенк представляет собой сооружение с постоянно протекающей внутри сточной водой, во всей толщине которой развиваются аэробные микроорганизмы, потребляющие субстрат (загрязнения сточной воды). Сточные воды поступают в аэротенк, как правило, после стадии механической очистки. Для обеспечения нормального процесса БХО в аэротенк необходимо непрерывно подавать воздух (пневматическая, механическая или пневмомеханическая аэрация). Аэротенки, как правило, используются в комплексе с вторичными отстойниками, см. рис. 3.1.

По структуре движения потоков очищаемой сточной воды и возраста активного ила различают аэротенки-вытеснители, аэротенки-смесители, аэротенки с рассредоточенным впуском воды, аэротенки типа АНР, см. рис. 3.2.

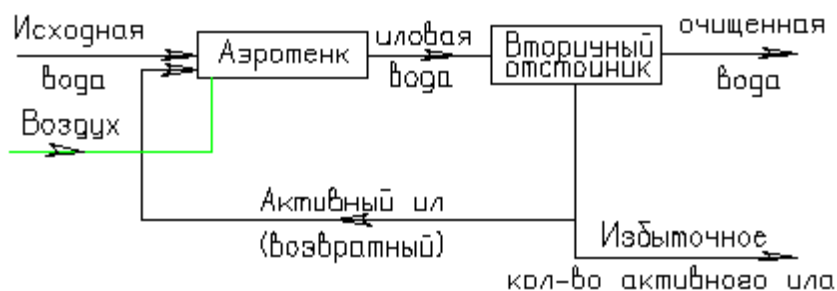


Рис. 3.1 – Схема установки «Аэротенк-вторичный отстойник»

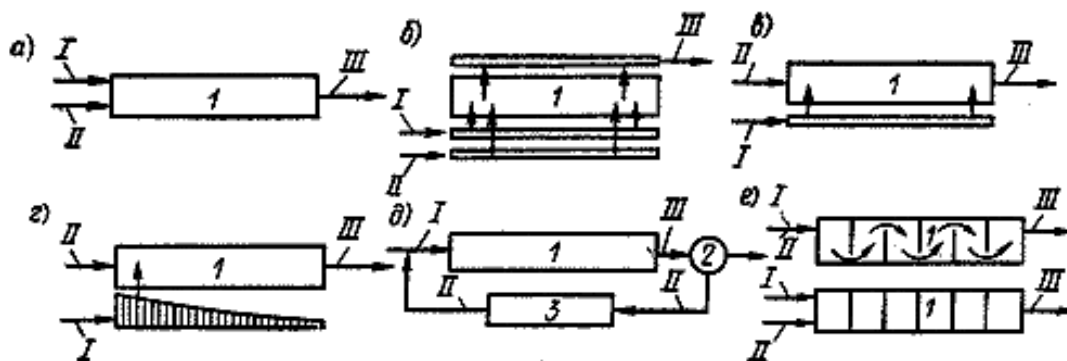


Рис. 3.2 – Схемы аэротенков

а – вытеснители, б – смесители, в – с рассредоточенным впуском воды, г – типа АНР, д – с регенераторами, е – ячеечного типа;

I – сточная вода, II – активный ил, III – иловая смесь;

1 – аэротенк, 2 – вторичный отстойник, 3 – регенератор.

В аэротенках-вытеснителях сточная вода и возвратный ил подаются сосредоточенно с одной из торцовых сторон сооружения, а выпускаются также сосредоточенно с другой торцовой стороны. Подача и выпуск сточной воды и ила в аэротенках-смесителях осуществляется равномерно вдоль длинных сторон коридора аэротенка. В аэротенках с рассредоточенной подачей сточной воды она подводится рассредоточено в нескольких точках по длине аэротенка, а отводится со-

средоточенно из его торцевой части. Возвратный ил подается сосредоточенно в начале аэротенка.

Аэротенки-вытеснители целесообразно применять при концентрации загрязнений $BPK_{\text{полн}}$ поступающей воды до 300 мг/л, а аэротенки-смесители – до $BPK_{\text{полн}}$ 1000 мг/л. Расчет аэротенков включает определение вместимости и габаритов сооружения, объема аппарата, требуемого расхода воздуха и избыточного ила. Вместимость аэротенков определяется по среднечасовому поступлению сточных вод в период максимального притока.

3.1.1 Расчеты аэротенков-смесителей

Продолжительность аэрации в аэротенке-смесителе определяется по формуле:

$$t_a = \frac{L_a - L_t}{a \cdot (1 - S) \cdot p},$$

где L_a, L_t – $BPK_{\text{полн}}$ поступающей и очищенной сточной воды соответственно, мг/л;
 a – доза ила, г/л (в аэротенках без регенерации ~3 г/л, с регенерацией – 2÷4.5 г/л);
 S – зольность ила (для стоков, близких к бытовым ~0.3);

$$p = p_{\text{max}} \cdot \frac{L_t \cdot C}{(L_t \cdot C + K_l \cdot C + K_0 \cdot L_t)} \cdot \frac{1}{1 + \varphi \cdot a} - \text{удельная скорость окисления,}$$

мг $BPK_{\text{полн}}$ на 1 г. беззольного вещества активного ила в час;

p_{max} – максимальная скорость окисления, мг/(г·ч);

C – концентрация растворенного кислорода, мг/л;

K_l – константа, характеризующая свойства органических загрязнений, мг/л;

K_0 – константа, характеризующая влияние растворенного кислорода, мг/л;

φ – коэффициент ингибирования продукта или распада активного ила, л/г.

Замечание. Для городских и близких к ним производственных сточных вод $p_{\text{max}} \sim 85$ мг/г·ч, $K_l \sim 33$ мг/л, $K_0 \sim 0.625$ мг/л, $\varphi \sim 0.07$ л/г.

Степень рециркуляции ила

$$R = a \cdot J / (1000 - a \cdot J),$$

где J – индекс ила, см³/г.

Замечания. 1. Формула расчета значения R справедлива при $J < 175$ см³/г, $a \leq 5$ мг/л.

2. Величина R не должна быть менее 0.3 при удалении ила из отстойников насосами, менее 0.4 – скребками, менее 0.6 – самотеком.

Для городских и близких к ним производственных сточных вод индекс ила в зависимости от нагрузки на ил в мг $BPK_{\text{полн}}$ на 1 г беззольного в-ва/сут

$$q = 24 \cdot \frac{L_a - L_t}{a \cdot (1 - S) \cdot t_a}$$

можно определять по таблице А.1 приложения А.

Общий объем сооружения

$$V_o = t_a \cdot Q_{\text{расч}},$$

где $Q_{\text{расч}}$ – расчетный расход сточных вод, м³/ч.

Замечание. Если рассчитывается аэротенк без регенератора, то его общий объем

$$V_a = V_o,$$

с регенератором –

$$V_o = V_a + V_p,$$

где $V_a = \frac{V_o}{1 + [R_p / (1 - R_p)]}$ – объем аэротенка, м³;

$V_p = V_o - V_a$ – объем регенератора, м³;

R_p – степень регенерации (обычно принимается равной 0.3).

По таблице А.2 приложения А подбирается типовой проект аэротенка, причем число его секций n_c не может быть меньше двух, принимается равным 4÷6 при расходе сточной воды до 50000 м³/сут и равным 6÷8 при большем расходе. Под регенератор отводится одна или несколько секций целиком, либо один или несколько коридоров в каждой секции.

Длина секции аэротенка

$$l_c = V_a / (n_c \cdot n_k \cdot b_k \cdot H_a),$$

где n_k – число коридоров в секции;

b_k – ширина коридора, м;

H_a – рабочая глубина аэротенка, м, см. таблицу А.2 приложения А.

Рассчитанное значение l_c округляется до целого, кратного 3.

Расчет заканчивается определением прироста активного ила в аэротенке

$$\Pi = 0.8 \cdot B_g + K_{\Pi} \cdot L_a,$$

где B_g – концентрация взвешенных веществ, поступающих в аэротенк, мг/л;

K_{Π} – коэффициент прироста активного ила (0.3÷0.5).

Если рассчитывается аэротенк с регенератором, то определяется доза активного ила

$$a_a = \frac{V_o \cdot a}{V_a + [1 + 1/(2 \cdot R)] \cdot V_p}.$$

3.1.2 Расчеты аэротенков-вытеснителей

Режим вытеснения в аэротенке обеспечивается соотношением длины и ширины коридора более, чем 30:1. Если это отношение меньше, то необходимо осуществить секционирование коридоров с числом ячеек 5÷6. При расчете аэротенков-вытеснителей продолжительность аэрации определяется по формуле:

$$t_a = \frac{1 + \varphi \cdot a}{a \cdot (1 - S) \cdot p_{max} \cdot C} \cdot \left[(C + K_0) \cdot (L_m - L_t) + K_l \cdot C \cdot \ln \left(\frac{L_m}{L_t} \right) \right] \cdot K_p,$$

где K_p – коэффициент, учитывающий влияние продольного перемешивания (~ 1.5 при полной БХО до $L_t = 15$ мг/л, и ~ 1.25 при $L_t > 30$ мг/л);

$L_m = (L_a + L_t \cdot R) / (1 + R)$ – БПК_{полн} поступающей воды, определяемая с учетом разбавления рециркуляционным расходом, мг/л.

Значение индекса ила J , необходимое для определения степени его рециркуляции R и значения L_m , вначале принимается, а затем проверяется на соответствие нагрузке на ил q , рассчитанной по той же формуле, что и для аэротенков-смесителей, причем вместо L_a используется L_m . Если принятое значение индекса ила отличается от табличного более, чем на 10%, реализуется процедура его итерационного уточнения.

Общий объем аэротенка в данном случае определяется с учетом рециркуляционного расхода ила

$$V_a = t_a \cdot Q_{\text{расч}} \cdot (R + 1),$$

а далее число секций, длина секции и прирост активного ила рассчитываются так же, как и для аэротенков-смесителей. Типовой проект аэротенка выбирается из таблицы А.5 приложения А.

При проектировании аэротенков-вытеснителей с регенераторами рассчитывается продолжительность окисления загрязнений:

$$t_o = \frac{L_a - L_t}{R \cdot a_p \cdot (1 - S) \cdot p},$$

продолжительность обработки сточной воды в аэротенке:

$$t = \frac{2.5}{\sqrt{a}} \cdot \lg \left(\frac{L_m}{L_t} \right),$$

где $a_p = a \cdot [1/(2 \cdot R) + 1]$ – доза ила в регенераторе, г/л, а затем – продолжительность регенерации

$$t_p = t_o - t_a$$

и продолжительность пребывания воды в системе аэротенк-регенератор.

$$t_{a-p} = (1 + R) \cdot t + R \cdot t_p.$$

Затем рассчитывается средняя доза активного ила в системе аэротенк-регенератор

$$a_c = \frac{(1 + R) \cdot t \cdot a + R \cdot t_p \cdot a_p}{t_{a-p}}$$

и нагрузка на активный ил

$$q = 24 \cdot \frac{L_a - L_t}{a_c \cdot (1 - S) \cdot t_{a-p}}.$$

Значение индекса ила J подбирается так же, как и при отсутствии регенераторов.

Объем аэротенка определяется так же как и при отсутствии регенератора, а общий объем регенератора

$$V_p = t_p \cdot R \cdot Q_{\text{расч}}.$$

По общему объему сооружения $V_o = V_a + V_p$ выбирается типовой проект аэротенка-вытеснителя. Под регенератор отводится один или несколько коридоров в каждой секции сооружения. В заключение определяется прирост активного ила в аэротенке.

3.1.3 Расчеты систем аэрации аэротенков

В аэротенках-смесителях пневматические аэраторы располагаются вдоль одной стены коридора равномерно по всей длине.

Удельный расход воздуха в м³ на м³ очищаемой воды при пневматической аэрации:

$$D = \frac{d \cdot (L_a - L_t)}{1.5 \cdot K_2 \cdot K_T \cdot K_3 \cdot (C_p - C)},$$

где d – удельный расход воздуха, мг/мг снятой $BPK_{\text{полн}}$ (~1.1 при очистке до $BPK_{\text{полн}} = 15 \div 20$ мг/л и ~0.9 очистке до $BPK_{\text{полн}} > 20$ мг/л);

K_2 – коэффициент, зависящий от глубины погружения аэратора $h_a \approx H_a - 0.3$ м, см. таблицу А.3 приложения А;

$K_T = 1 + 0.02 \cdot (T_{сл} - 20)$ – коэффициент, учитывающий температуру сточной воды;

$T_{сл}$ – среднелетняя температура сточных вод;

K_3 – коэффициент качества сточных вод (для городских и близких к ним производственных сточных вод ~ 0.85);

$C_p = \left(1 + \frac{h_a}{20.6}\right) \cdot C_T$ – растворимость кислорода в воде, мг/л;

C_T – растворимость кислорода в воде в зависимости от температуры, см. таблицу А.4 приложения А.

Интенсивность аэрации

$$I = D \cdot H_a / t_a,$$

общий расход воздуха

$$Q_v = D \cdot Q_{расч}.$$

Площадь аэрируемой зоны принимается по площади, занимаемой аэраторами (чаще всего – перфорированными трубами), включая просветы между ними до 30 см.

В *аэротенках-вытеснителях* аэраторы располагаются неравномерно: соответственно снижению концентрации загрязнений и скорости биохимического окисления. Количество аэраторов на первой половине длины сооружения (аэротенк или аэротенк с регенератором) принимается вдвое большим, чем на второй половине.

Удельный и общий расход воздуха, интенсивность аэрации при отсутствии регенератора рассчитываются так же, как и для аэротенков-смесителей. Интенсивность аэрации при наличии регенератора – по формуле

$$I = D \cdot H_a / t_{a-p},$$

где значение H_a берется из таблицы А.5 приложения А. Для первой половины длины сооружения принимается $I_1 = 1.33 \cdot I$, для второй $I_2 = 0.67 \cdot I$.

3.1.4 Примеры расчета аэротенков

Пример 1. Рассчитать аэротенки–смесители при следующих исходных данных: расчетный расход городских сточных вод $Q_{расч} = 2370 \text{ м}^3/\text{ч}$, БПК_{полн} поступающей сточной воды $L_a = 135 \text{ мг/л}$, очищенной сточной воды $L_t = 15 \text{ мг/л}$, концентрация взвешенных веществ в поступающей сточной воде $B_6 = 120 \text{ мг/л}$. Рассчитать систему аэрации аэротенков при среднелетней температуре сточной воды $T_{сл} = 22 \text{ }^\circ\text{C}$.

Поскольку значение $L_a < 150 \text{ мг/л}$, принимаем аэротенки-смесители без регенераторов, дозу ила в аэротенке $a = 2 \text{ г/л}$, концентрацию растворенного кислорода $C = 2 \text{ мг/л}$, назначаем константы, необходимые для расчета:

максимальную скорость окисления $p_{max} = 85 \text{ мг БПК}_{полн}/(\text{г} \cdot \text{ч})$;

константу, характеризующую свойства загрязнений $K_l = 33 \text{ мг БПК}_{полн}/\text{л}$;

константу, характеризующую влияние кислорода $K_0 = 0.625 \text{ мг О}_2/\text{л}$;

коэффициент ингибирования $\varphi = 0.07 \text{ л/г}$;

зольность активного ила $S = 0.3$.

Удельная скорость окисления $p = p_{max} \cdot \frac{L_t \cdot C}{(L_t \cdot C + K_l \cdot C + K_0 \cdot L_t)} \cdot \frac{1}{1 + \varphi \cdot a} = 21.2 \text{ мг}$

БПК_{полн} на 1 г. беззольного в-ва активного ила в час, продолжительность аэрации

$$t_a = \frac{L_a - L_t}{a \cdot (1 - S) \cdot p} = 4.04 \text{ ч, нагрузка на активный ил } q = 24 \cdot \frac{L_a - L_t}{a \cdot (1 - S) \cdot t_a} = 508 \text{ мг}$$

$BPK_{\text{полн}}$ на 1 г беззольного в-ва в сутки.

По таблице зависимости индекса ила J от значения q , см. п. 3.1.1, интерполяцией находим: $J = 95 + (95 - 130)(508 - 500) / (500 - 600) = 97.8 \text{ см}^3/\text{г}$.

Степень рециркуляции ила $R = a \cdot J / (1000 - a \cdot J) = 0.24 < 0.3$, принимаем $R = 0.3$.

Общий объем сооружения $V_o = t_a \cdot Q_{\text{расч}} = 9575 \text{ м}^3$. По таблице 1 подбираем типовой проект аэротенка-смесителя № 902-2-217/218 со следующими характеристиками: ширина коридора $b_k = 4 \text{ м}$, число коридоров $n_k = 2$, рабочая глубина $H_a = 4.5 \text{ м}$, объем одной секции $V_c = 1296 \text{ м}^3$, т.е. число секций $n_c = 9575/1296 = 7.4$, принимаем $n_c = 8$.

Длина секции аэротенка $l_c = V_a / (n_c \cdot n_k \cdot b_k \cdot H_a) = 33.3 \text{ м}$, принимаем $l_c = 33 \text{ м}$.

Принимаем коэффициент прироста активного ила $K_{\Pi} = 0.3$, тогда прирост активного ила $\Pi = 0.8 \cdot B_e + K_{\Pi} \cdot L_a = 135.6 \text{ мг/л}$.

Глубина погружения аэраторов $h_a = H_a - 0.3 = 4.2 \text{ м}$, по таблице растворимости кислорода в воде при $T_{\text{сл}} = 22 \text{ }^\circ\text{C}$ $C_T = 8.67 \text{ мг/л}$, растворимость кислорода в воде

$$C_p = \left(1 + \frac{h_a}{20.6}\right) \cdot C_T = 10.35 \text{ мг/л, коэффициент, зависящий от } h_a \text{ (по таблице, кусоч-$$

но-линейной интерполяцией) $K_2 = 2.52 + (2.92 - 2.52) \cdot (4.2 - 4) / (5 - 4) = 2.6$, коэффициент, учитывающий температуру сточной воды $K_T = 1 + 0.02 \cdot (T_{\text{сл}} - 20) = 1.04$, удельный расход воздуха при его расходе $d = 1.1 \text{ мг/мг}$ снятой $BPK_{\text{полн}}$

$$D = \frac{d \cdot (L_a - L_t)}{1.5 \cdot K_2 \cdot K_T \cdot K_3 \cdot (C_p - C)} = 5.44 \text{ м}^3/\text{м}^3, \text{ интенсивность аэрации}$$

$I = D \cdot H_a / t_a = 5.38 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, общий расход воздуха $Q_v = D \cdot Q_{\text{расч}} = 12892.8 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Пример 2. При исходных данных: $Q_{\text{расч}} = 1190 \text{ м}^3/\text{ч}$, $L_a = 175 \text{ мг/л}$, $L_t = 20 \text{ мг/л}$, $B_e = 161 \text{ мг/л}$ придется рассчитывать аэротенки-смесители с регенераторами ($L_a > 150 \text{ мг/л}$). В этом случае принимается доза ила $a = 3.5 \text{ г/л}$, степень регенерации $R_p = 0.3$, тогда $p = 23 \text{ мг } BPK_{\text{полн}}/(\text{г} \cdot \text{ч})$, $t_a = 2.75 \text{ ч}$, $q = 552 \text{ мг } BPK_{\text{полн}}/(\text{г} \cdot \text{сут})$, $J = 113.2 \text{ см}^3/\text{г}$, $R = 0.656 > 0.6$, корректировке не подлежит.

$V_o = 3273 \text{ м}^3$, объем аэротенка $V_a = \frac{V_o}{1 + [R_p / (1 - R_p)]} = 2291 \text{ м}^3$, объем регенератора

$V_p = V_o - V_a = 982 \text{ м}^3$, типовой проект – № 902-2-215/216, т.е. $b_k = 4$, $n_k = 2$, $H_a = 4.5 \text{ м}$, $V_c = 864 \text{ м}^3$, $n_c = 3273/864 = 3.8$, принимаем $n_c = 4$. $l_c = 22.7 \text{ м}$, принимаем $l_c = 24 \text{ м}$. В каждой секции часть коридора длиной $l_p = l_c \cdot n_k \cdot R_p = 14.4 \text{ м}$ отводим под регенератор.

Доза активного ила в аэротенке $a_a = \frac{V_o \cdot a}{V_a + [1 + 1/(2 \cdot R)] \cdot V_p} = 2.85 \text{ г/л}$, $\Pi = 181.3 \text{ мг/л}$.

Пример 3. Рассчитать аэротенки-вытеснители при следующих исходных данных: расчетный расход городских сточных вод $Q_{\text{расч}} = 3250 \text{ м}^3/\text{ч}$, $BPK_{\text{полн}}$ поступающей сточной воды $L_a = 143 \text{ мг/л}$, очищенной сточной воды $L_t = 15 \text{ мг/л}$, концентрация взвешенных веществ в поступающей сточной воде $B_e = 130 \text{ мг/л}$. Поскольку значение $L_a < 150 \text{ мг/л}$, принимаем аэротенки без регенераторов.

Принимаем дозу ила в аэротенке $a = 3$ г/л, концентрацию растворенного кислорода $C = 2$ мг/л, индекс ила $J = 115$ см³/г назначаем константы, необходимые для расчета:

максимальную скорость окисления $p_{max} = 85$ мг БПК_{полн}/(г·ч);

константу, характеризующую свойства загрязнений $K_l = 33$ мг БПК_{полн}/л;

константу, характеризующую влияние кислорода $K_0 = 0.625$ мг О₂/л;

коэффициент ингибирования $\varphi = 0.07$ л/г;

зольность активного ила $S = 0.3$.

Степень рециркуляции ила $R = a \cdot J / (1000 - a \cdot J) = 0.527 > 0.3$, не требует коррекции.

БПК_{полн} поступающей воды с учетом разбавления рециркуляционным расходом $L_m = (L_a + L_t \cdot R) / (1 + R) = 98.8$ мг/л, продолжительность аэрации при коэффициенте продольного перемешивания $K_p = 1.5$ ($L_t = 15$ мг/л)

$$t_a = \frac{1 + \varphi \cdot a}{a \cdot (1 - S) \cdot p_{max} \cdot C} \cdot \left[(C + K_0) \cdot (L_m - L_t) + K_l \cdot C \cdot \ln \left(\frac{L_m}{L_t} \right) \right] \cdot K_p = 1.75 \text{ ч, нагрузка на}$$

активный ил $q = 24 \cdot \frac{L_m - L_t}{a \cdot (1 - S) \cdot t_a} = 547$ мг БПК_{полн}/(г·сут), по таблице зависимости

индекса ила J от значения q : $J = 95 + (95 - 130)(547 - 500) / (500 - 600) = 111.5$ см³/г: отклонение от первоначально принятого не превышает 3%.

Общий объем аэротенка с учетом рециркуляционного расхода ила

$V_a = t_a \cdot Q_{расч} \cdot (R + 1) = 8691$ м³, по таблице 2 подбираем типовой проект аэротенка-вытеснителя № 902-2-195 с характеристиками: ширина коридора $b_k = 4.5$ м, число коридоров $n_k = 2$, рабочая глубина $H_a = 3.2$ м, объем одной секции $V_c = 1386 \div 1559$ м³, т.е. число секций $n_c = 8691 / 1559 = 5.57$, принимаем $n_c = 6$ при $V_c = 8691 / 6 = 1448.5$ м³, принимаем $V_c = 1450$ м³. Длина секции аэротенка $l_c = V_a / (n_c \cdot n_k \cdot b_k \cdot H_a) = 50.3$ м, принимаем $l_c = 51$ м.

Так как отношение длины коридора аэротенка к ширине $51 \cdot 2 / 4.5 = 22 < 30$, то предусматриваем секционирование коридоров легкими перегородками с отверстиями. Расстояние между перегородками при $n_c = 6$: $51 \cdot 2 / 6 = 17$ м. Общую площадь отверстий в каждой перегородке принимаем, исходя из скорости движения в них иловой смеси $v_{и} \geq 0.2$ м/с: $F_{отв} = Q_{расч} / (3600 \cdot n_c \cdot v_{и}) = 0.752$ м². Принимаем коэффициент прироста активного ила $K_{П} = 0.3$, тогда прирост активного ила $\Pi = 0.8 \cdot B_6 + K_{П} \cdot L_a = 146.9$ мг/л.

Пример 4. При исходных данных: $Q_{расч} = 2510$ м³/ч, $L_a = 240$ мг/л, $L_t = 20$ мг/л, $B_6 = 160$ мг/л придется рассчитывать аэротенки-вытеснители с регенераторами ($L_a > 150$ мг/л). Расчет системы аэрации аэротенков провести для среднетемпературной температуры сточной воды $T_{сл} = 19$ °С.

Степень регенерации $R_p = 0.3$, доза ила $a = 3.5$ г/л, индекс ила $J = 81$ см³/г, тогда $R = 0.396 > 0.3$, корректировке не подлежит.

$L_m = 177.6$ мг/л, продолжительность обработки сточной воды в аэротенке

$$t = \frac{2.5}{\sqrt{a}} \cdot \lg \left(\frac{L_m}{L_t} \right) = 1.27 \text{ ч, доза ила в регенераторе } a_p = a \cdot [1 / (2 \cdot R) + 1] = 7.92 \text{ г/л,}$$

$p = 18.4$ мг БПК_{полн}/(г·ч), продолжительность окисления загрязнений

$$t_o = \frac{L_a - L_t}{R \cdot a_p \cdot (1 - S) \cdot p} = 5.44 \text{ ч, продолжительность регенерации } t_p = t_o - t = 4.17 \text{ ч,}$$

продолжительность пребывания воды в системе аэротенк-регенератор
 $t_{a-p} = (1 + R) \cdot t + R \cdot t_p = 3.42$ ч, средняя доза активного ила в системе аэротенк-регенератор

$$a_c = \frac{(1 + R) \cdot t \cdot a + R \cdot t_p \cdot a_p}{t_{a-p}} = 5.64 \text{ г/л, нагрузка на активный ил}$$

$$q = 24 \cdot \frac{L_a - L_t}{a_c \cdot (1 - S) \cdot t_{a-p}} = 400.2 \text{ мг БПК}_{\text{полн}} / (\text{г} \cdot \text{сут}),$$

$J = 80 + (80 - 95)(400.2 - 400) / (400 - 500) = 80.3 \text{ см}^3/\text{г}$: отклонение от первоначально принятого не превышает 1%. $V_a = 4450 \text{ м}^3$, объем регенератора $V_p = t_p \cdot R \cdot Q_{\text{расч}} = 4145 \text{ м}^3$, общий объем сооружения $V_o = V_a + V_p = 8595 \text{ м}^3$. Типовой проект № 902-2-178 с характеристиками: $b_k = 4.5 \text{ м}$, $n_k = 4$, $H_a = 3.2 \text{ м}$, $V_c = 2070 \div 2416 \text{ м}^3$, $n_c = 8595 / 2416 = 3.56$, принимаем $n_c = 4$ при $V_c = 8595 / 4 = 2148.75 \text{ м}^3$, принимаем $V_c = 2150 \text{ м}^3$. $l_c = 37.3 \text{ м}$, принимаем $l_c = 39 \text{ м}$. Так как отношение длины коридора аэротенка к ширине $39 \cdot 4 / 4.5 = 35 > 30$, то секционирование коридоров не требуется. $\Pi = 200 \text{ мг/л}$.
 $h_a = H_a - 0.3 = 2.9 \text{ м}$, принимаем $h_a = 3 \text{ м}$; по таблице при $T_{\text{сл}} = 19 \text{ }^\circ\text{C}$
 $C_T = (9.4 + 9.02) / 2 = 9.21 \text{ мг/л}$, $C_p = 10.51 \text{ мг/л}$, $K_2 = 2.08 - (2.08 - 1) \cdot (3 - 2.9) / (3 - 1) = 2.03$,
 $K_T = 0.98$, $d = 1.1 \text{ мг/мг снятой БПК}_{\text{полн}}$ $D = 16.49 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $I = D \cdot H_a / t_{a-p} = 15.43 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, на первой половине аэротенка и регенератора $I_1 = 1.33 \cdot I = 20.53 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, на второй $I_2 = 0.67 \cdot I = 10.34 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, $Q_v = D \cdot Q_{\text{расч}} = 41390 \text{ м}^3/\text{ч}$.

3.2 Биологические фильтры

Биофильтры – сооружения, в которых сточная вода фильтруется через загрузочный материал, покрытый пленкой, образуемой колониями микроорганизмов. Биофильтр состоит из фильтрующей загрузки, помещаемой в резервуар, круглого или прямоугольного сечения; водораспределительного устройства, обеспечивающего равномерное орошение сточной водой загрузки биофильтра; дренажного устройства для удаления очищенной воды и устройства распределения поступающего воздуха, необходимого для биохимического окисления.

Биофильтры могут быть одноступенчатые и двухступенчатые как с рециркуляцией, так и без нее. Основным признаком их классификации – форма загрузочного материала:

- 1) объемная (гравий, шлак, керамзит, щебень и др.)
- 2) плоскостная (пластмассы, асбестоцемент, ткани, металл).

Среди биофильтров с объемной загрузкой выделяют:

- а) капельные (крупность фракций загрузочного материала $\delta = 20 \div 30 \text{ мм}$, высота слоя $H = 1 \div 2 \text{ м}$, расход сточных вод $Q \leq 1000 \text{ м}^3/\text{сут}$);
- б) высоконагружаемые ($\delta = 40 \div 60 \text{ мм}$, $H = 2 \div 4 \text{ м}$, $Q \leq 5000 \text{ м}^3/\text{сут}$);
- в) башенные ($\delta = 60 \div 80 \text{ мм}$, $H = 8 \div 16 \text{ м}$, $Q \leq 10000 \text{ м}^3/\text{сут}$).

В большинстве случаев загрузочный материал имеет плотность $\rho_n = 500 \div 1500 \text{ кг/м}^3$, порозность $\varepsilon = 0.4 \div 0.5$.

К аппаратам с плоскостной загрузкой относятся:

- а) биофильтры с жесткой насыпной загрузкой (керамические, пластмассовые или металлические элементы ($\rho_n = 100 \div 600 \text{ кг/м}^3$, порозность $\varepsilon = 0.7 \div 0.9$, высота слоя $H = 1 \div 3 \text{ м}$);

б) биофильтры с мягкой или рулонной загрузкой (металлические сетки, пластмассовые пленки, синтетические ткани, которые крепятся на каркасы или укладываются в виде рулонов, ($\rho_n = 50 \div 60 \text{ кг/м}^3$, $\varepsilon = 0.93 \div 0.97$, $H = 3 \div 8 \text{ м}$).

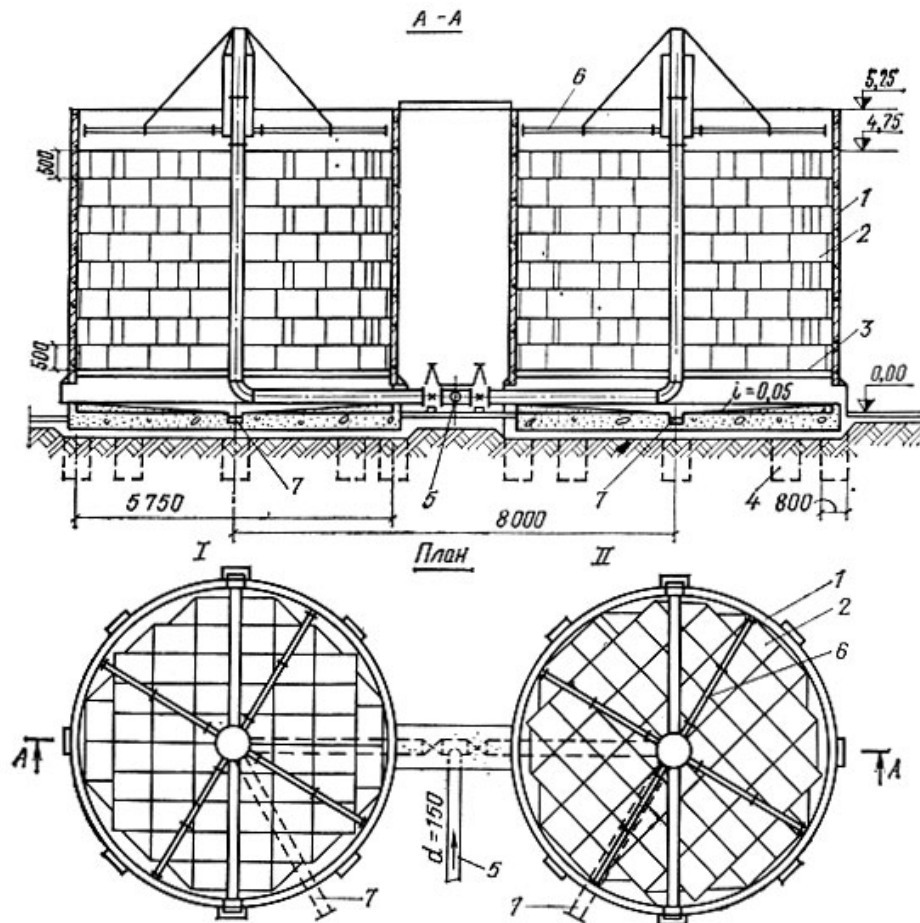


Рис. 3.3 – Биофильтр круглой формы с пластмассовой загрузкой
I и II – раскладка блоков в нечетных и четных рядах

Биофильтр с плоскостной загрузкой 2 в виде блоков из поливинилхлорида (ПВХ) см. рис. 3.3. Корпус фильтра 1, состоящий из сегментных сборных железобетонных блоков, опирается на бетонные столбовые опоры 4, загрузка уложена на решетку 3. Сточные воды подаются в фильтр по трубопроводу 5, очищенная вода отводится по лоткам 7. Для орошения загрузки предусмотрен реактивный ороситель 6 (вращается за счет энергии струй орошения).

Необходимый общий объем загрузки секций биофильтра

$$V = Q/q_n,$$

а их общая площадь

$$F = V/H,$$

где $q_n = M_n \cdot S_{уд} / L_a$ – допустимая гидравлическая нагрузка на загрузку фильтра, $\text{м}^3/\text{м}^3/\text{сут}$;

$S_{уд}$ – удельная поверхность загрузки, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

L_a – БПК₅ поступающей сточной воды, $\text{г}/\text{м}^3$;

$M_n = \varepsilon \cdot H \cdot K_T / (0.01 \cdot \eta)$ – допустимая нагрузка по БПК₅ на 1 м^2 площади поверхности загрузки, $\text{г}/\text{м}^2/\text{сут}$;

$K_T = 0.2 \cdot 1.047^{(T-20)}$ – температурный коэффициент;

T – среднезимняя температура сточных вод, $^{\circ}\text{C}$;

η – критериальный комплекс, определяемый в зависимости от требуемой БПК₅ очищенной воды L_t в г/м³ по таблице А.6 приложения А.

Далее выбирается число секций n_c , определяется площадь сечения секции $F_c = F/n_c$ и диаметр их сечения $D = \sqrt{\frac{4 \cdot F_c}{\pi}}$, либо если сечение прямоугольное, его длина и ширина.

Пример: Рассчитать биофильтр с плоскостной загрузкой для $Q = 48000$ м³/сут, БПК₅ поступающих сточных вод $L_a = 250$ г/м³, БПК₅ очищенных сточных вод $L_t = 50$ г/м³, среднезимней температуры сточных вод $T = 16^\circ\text{C}$, если загрузочный материал представляет собой чередующиеся плоские и гофрированные листы из полиэтилена с удельной поверхностью $S_{уд} = 60$ м²/м³ и порозностью $\varepsilon = 0.93$.

Расчет: назначаем высоту слоя загрузки биофильтра $H = 6$ м. По таблице А.6 приложения А значение критериального комплекса $\eta = 1.2$, тогда

$$K_T = 0.2 \cdot 1.047^{(T-20)} = 0.166.$$

Допустимая нагрузка по БПК₅ на 1 м² поверхности загрузки

$$M_{\text{п}} = \varepsilon \cdot H \cdot K_T / (0.01 \cdot \eta) = 66.6 \text{ г/м}^2/\text{сут},$$

тогда допустимая гидравлическая нагрузка $q_{\text{п}} = M_{\text{п}} \cdot S_{уд} / L_a = 15.98$ м³/м³/сут.

Необходимый объем загрузки биофильтров $V = Q/q_{\text{п}} = 3004$ м³, а площадь ее сечения $F = V/H = 500.7$ м². Принимаем число секций круглого сечения $n_c = 2$, тогда

$$F_c = F/n_c = 250.35 \text{ м}^2, \text{ а их диаметр } D = \sqrt{\frac{4 \cdot F_c}{\pi}} = 17.85 \text{ м}.$$

Окончательно принимаем биофильтр из двух секций диаметром 18 м общим объемом 3060 м³.

Погружные дисковые биофильтры, см. рис. 3.4, также имеют плоскостную загрузку. Они используются при очистке сточных вод с расходом $Q \leq 1000$ м³/сут.

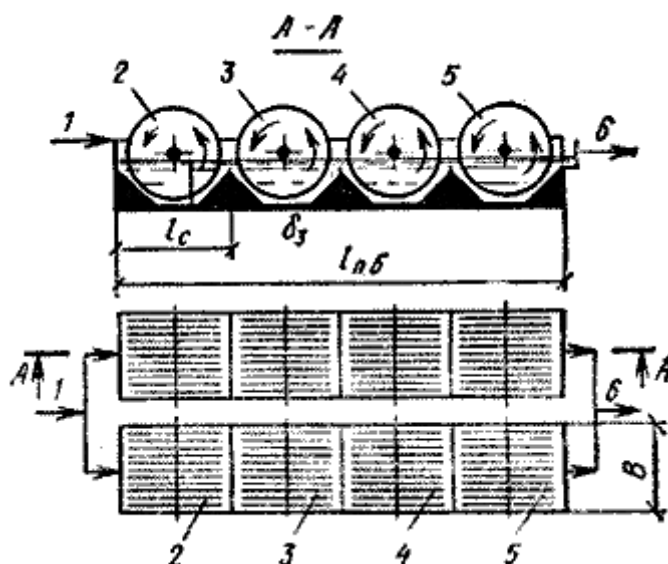


Рис. 3.4 – Погружной дисковый биофильтр

1 – подача сточной воды; 2,3,4,5 – ступени очистки; 6 – выход очищенной воды

Диски диаметром $0.6 \div 3$ м выполняют из пластмасс, асбестоцемента, или металла, расстояние между ними $10 \div 20$ мм. Частота вращения вала $1 \div 10$ 1/мин. Расчет этих сооружений ведется по экспериментальным данным, в зависимости от

концентрации органических загрязнителей в поступающей сточной воде и требуемой степени очистки.

В зависимости от BPK_5 поступающей L_a и очищенной воды L_t , от среднезимней температуры воды T по графикам на рис. А.1 приложения А определяются допустимая нагрузка по BPK_5 на 1 м^2 площади поверхности дисков в сутки M_n и температурный коэффициент K_T (при $T > 16 \text{ }^\circ\text{C}$ принимается $K_T = 1$).

Общая площадь поверхности дисков $F_o = (L_a \cdot Q) / (M_n \cdot K_T)$.

Затем назначаются конструктивные размеры погружных биофильтров: диаметр дисков и расстояние между ними, число дисков на одном валу и определяется число сооружений.

Пример: Рассчитать погружной дисковый биофильтр для $Q = 200 \text{ м}^3/\text{сут}$; $BPK_5 L_a = 500 \text{ г/м}^3$, $BPK_5 L_t = 20 \text{ г/м}^3$, $T = 14 \text{ }^\circ\text{C}$.

По графикам рис. А.1 приложения А находим: $M_n = 22 \text{ г/м}^2/\text{сут}$, $K_T = 0.985$ тогда

$$F_o = \frac{500 \cdot 200}{22 \cdot 0.985} \approx 4614 \text{ м}^2.$$

Принимаем диаметр диска $D_d = 2.5 \text{ м}$, тогда его рабочая поверхность (с обеих сторон):

$$F_p = \frac{2 \cdot \pi \cdot D_d^2}{4} \approx 9.8 \text{ м}^2. \text{ Число дисков } n_d = \frac{F_o}{F_p} = \frac{4614}{9.8} \approx 470.$$

Принимаем две секции с числом ступеней $n_c = 4$, см. рис. 3.4, тогда число дисков в каждой ступени $n = 470/8 \approx 60$.

Принимаем в качестве материала диска ПВХ. Толщина диска $\delta_1 = 0.01 \text{ м}$, расстояние между ними $\delta_2 = 0.02 \text{ м}$. Длина секции $l = n_c \cdot (D_d + 0.2) = 10.8 \text{ м}$.

Рабочая глубина секции принимается равной $(0.4 \div 0.5) D_d$, расстояние от нижней кромки диска до дна $3 \div 5 \text{ см}$, частота вращения валов $2 \div 5 \text{ 1/мин}$.

4 МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

В качестве примеров рассмотрим модель кинетики процесса денитрификации сточных вод и модель процесса осаждения ила во вторичном отстойнике.

4.1 Исследование кинетики процесса денитрификации сточных вод

Значительные концентрации соединений азота при сбросе сточных вод в водоемы-приемники могут быть токсичными для людей, оказать вредное воздействие на водную среду, а также способствуют ускоренному развитию водорослей. Восстановление нитритов и нитратов протекает наиболее эффективно в процессе денитрификации сточных вод активным илом. Денитрифицирующие бактерии встречаются среди представителей родов *Pseudomonas* sp., *Acrobacterium* sp., *Micrococcus* sp. и др., которые, находясь в бескислородной среде, используют для дыхания кислород, содержащийся в нитритах и нитратах. Бактерии-денитрификаторы являются гетеротрофами и представляют группу факультативных анаэробов. Тот факт, что они присутствуют в сточных водах в большом количестве и могут использовать загрязненные вещества в качестве углеродного питания значительно облегчает эксплуатацию сооружений, так как исключает необходимость выращивания специальной адаптированной микрофлоры.

Восстановление нитратов до азота представляет собой многоступенчатый процесс, протекающий по схеме: $\text{NO}_3 \rightarrow \text{NO}_2 \rightarrow \text{NO} \rightarrow \text{N}_2\text{O} \rightarrow \text{N}_2$.

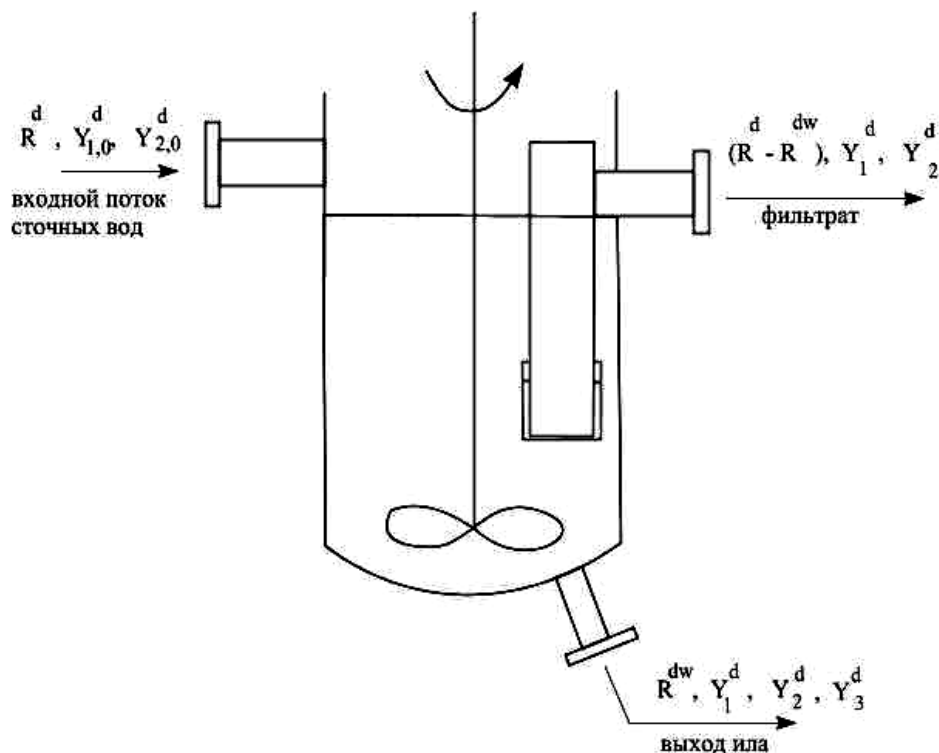


Рис. 4.1 – Схема непрерывного процесса денитрификации в емкостном аппарате

В зависимости от pH среды конечными продуктами могут быть либо NO, либо N_2O , либо N_2 , например, при $\text{pH} < 7.3$ наиболее вероятно образование N_2O , а

при $pH \in [7.5, 8.0]$ – N_2 . Помимо pH , на активность денитрификации влияют следующие факторы: источник органического углерода и его концентрация, содержание нитратов, концентрация растворенного кислорода, температура воды, присутствие токсичных веществ и др.

При математическом описании процесса денитрификации активным илом для практических целей рекомендуется применять нулевой порядок реакции относительно концентрации нитратов. При очень низкой концентрации нитратов процесс денитрификации описывается зависимостью Моно, которая хорошо аппроксимирует экспериментальные данные, если биомасса активного ила однородна по составу, а субстрат представлен лишь одним чистым органическим веществом. Учет многокомпонентности состава сточных вод и гетерогенности популяций активного ила в большинстве случаев производится путем введения в кинетические зависимости поправочных степеней.

Рассмотрим математическую модель непрерывного процесса денитрификации в аппарате проточного типа, см. рис. 4.1.

Если входной поток сточной воды не содержит бактерий, а фильтрат – хлопья активного ила, то уравнения материального баланса для установившегося режима, характеризующие связь между ростом денитрификаторов активного ила и выведением органического субстрата при полном отсутствии растворенного кислорода, имеют вид:

$$\frac{R^d}{V^d} (Y_{1,0}^d - Y_1^d) = k_1^d \frac{(Y_1^d / Y_3^d)^{k_7^d} \cdot Y_3^d}{k_2^d + (Y_1^d / Y_3^d)^{k_7^d}} \quad (4.1)$$

$$\frac{R^d}{V^d} (Y_{2,0}^d - Y_2^d) = k_6^d \cdot k_1^d \frac{(Y_1^d / Y_3^d)^{k_7^d} \cdot Y_3^d}{k_2^d + (Y_1^d / Y_3^d)^{k_7^d}} \quad (4.2)$$

$$\frac{R^{dw}}{V^d} Y_3^d = k_5^d \cdot k_1^d \frac{(Y_1^d / Y_3^d)^{k_7^d} \cdot Y_3^d}{k_2^d + (Y_1^d / Y_3^d)^{k_7^d}} - k_4^d \cdot Y_3^d \quad (4.3)$$

где R^d – входной поток сточной воды, л/сутки;

R^{dw} – расход отводимого ила, л/сутки;

V^d – объем аппарата, л;

$Y_{1,0}^d, Y_1^d$ – концентрация ХПК на входе и на выходе аппарата соответственно, мг/л;

$Y_{2,0}^d, Y_2^d$ – концентрация нитратов на входе и на выходе аппарата соответственно, мг/л;

Y_3^d – концентрация денитрификаторов, мг/л;

k_1^d – константа удельной скорости выведения ХПК, 1/сутки;

k_2^d – константа насыщения для выводимой ХПК;

k_3^d – константа скорости поглощения кислорода при самоокислении ила,

1/сутки;

k_4^d – константа смертности ила, 1/сутки;

k_5^d – коэффициент выхода ила при отсутствии растворенного кислорода;

k_6^d – количество кислорода на единицу выведенной органики, мг кислорода/мг ХПК;

k_7^d – показатель степени.

Отсутствие уравнений теплового баланса объясняется изотермичностью процесса денитрификации. Предположительно, сезонные колебания температуры и солнечной радиации влияют на рост биомассы и ее активность, а незначительные суточные колебания, связанные с реализацией технологических режимов и погодными условиями гасятся на предшествующих стадиях биохимической очистки сточных вод. Обычно влияние окружающей среды на процесс денитрификации формализуется в виде корректирующей зависимости для величины удельной скорости выведения субстрата:

$$k_1^0 = k_{1,20}^d \cdot 10^{0.04(T-20)} \quad (4.4)$$

где $k_{1,20}^d$ – значение k_1^d при $T = 20$ °С;

T – температура суспензии, °С.

Рассмотрим методику определения кинетических констант процесса денитрификации. Будем использовать методику, основанную на анализе данных, полученных в ходе эксперимента на лабораторной установке. Схема такой установки приведена на рис. 4.2. Процесс на ней идет в условиях проточного культивирования микроорганизмов.

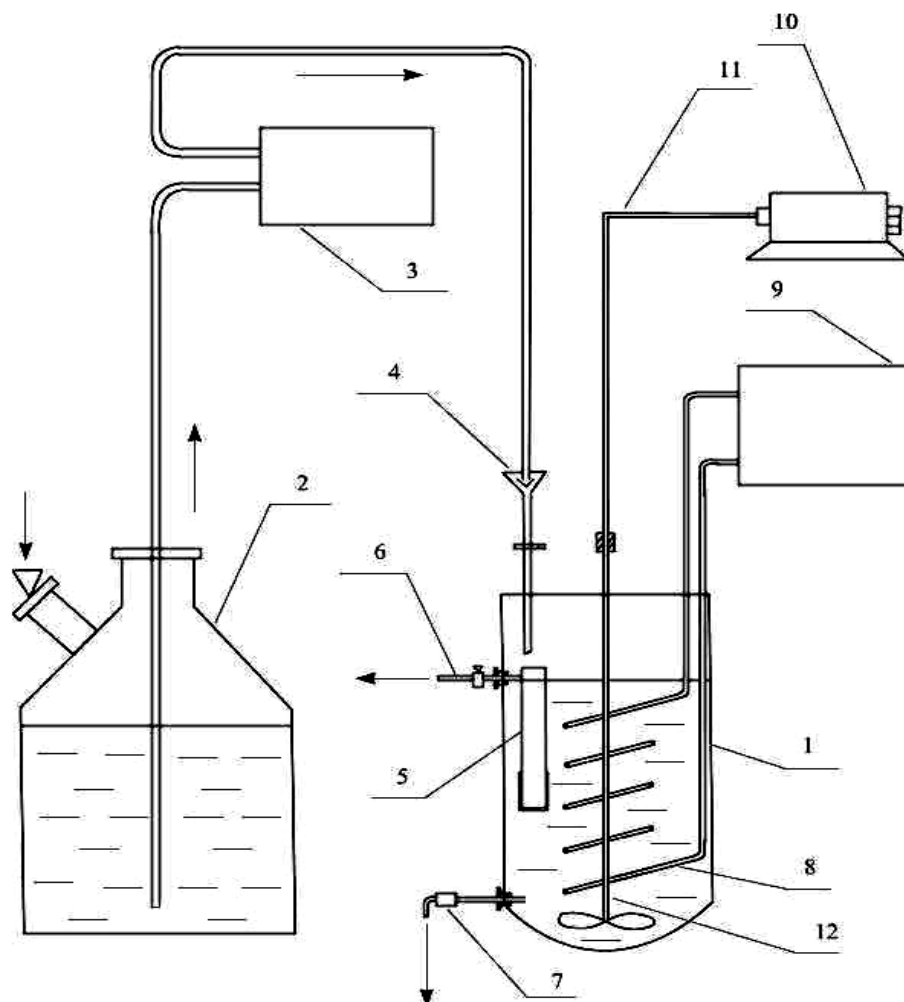


Рис. 4.2 – Схема установки для определения значений констант модели денитрификации

Процесс денитрификации осуществляется в стеклянном аппарате 1 емкостью 5.5 л. В реакторе с помощью ультра-термостата 9 (тип U-2), подключенного

к стеклянному змеевику 8, поддерживается постоянная температура. Сточные воды помещаются в емкость объемом 20 литров и с помощью откалиброванного насоса-дозатора 3 подаются в капельницу 4, где грубодисперсные примеси удерживаются с помощью фильтра из ткани типа "бельтинг". В верхней части аппарата устанавливается фильтр 5, изготовленный из полого стеклянного цилиндра, фильтровальной бумаги типа "черная лента" (площадь фильтра 28 кв. см.). Фильтрат самотеком выводится через штуцер 6 и анализируется. Выпускной капилляр 7 служит для выпуска небольших количеств избыточного ила. Регулированием расхода суспензии определяется средний возраст ила в аппарате.

Для создания в аппарате условий, близких к идеальному перемешиванию используется перемешивание суспензии в реакторе с помощью мешалки (тип МЛ-2) с гибким приводом 10-12. В этих условиях процесс протекает в кинетической области. Для доказательства соответствия гидродинамической структуры потоков в аппарате режиму полного смешения проведен трассерный эксперимент: путем изменения частоты вращения мешалки реализованы различные режимы перемешивания. Необходимую скорость вращения мешалки определена путем введения в реактор красителя. При скорости вращения 150÷200 1/мин окраска суспензии выравнивается за 2÷6 с. При больших скоростях наблюдается процесс захвата воздуха за счет турбулизации потока.

В реактор объемом V^d при найденной частоте вращения мешалки и расходе сточной воды R^d в момент времени $t = 0$ вводится импульс трассера δ в количестве M^d .

Кривая вымывания, описывающая изменение концентрации трассера $c(t)$ на выходе реактора имеет вид:

$$c(t) = \frac{M^d}{V^d} \cdot \exp\left(-\frac{R^d}{V^d} \cdot t\right) \quad (4.5)$$

Для анализа использована дистиллированная вода и трассер в количестве 50 мл насыщенного раствора NaCl, концентрация которого прямо пропорциональна электропроводности раствора, измеряемой кондуктометром (тип ОК-102). Объем воды в аппарате $V^d = 4.8$ л, расход сточной воды $R^d = 10$ л/час стабилизировался с помощью насоса-дозатора. После введения трассера показания кондуктометра регистрировались с интервалом 3 мин.

Максимальная относительная ошибка при сравнении теоретических концентраций, вычисленных по формуле (4.5) и результатов обработки экспериментальных данных не превысила 3.5 %. Таким образом, для описания гидродинамической потоков суспензии в денитрификаторе будем использовать модель полного смешения.

Уравнения (4.1)-(4.3) можно преобразовать к виду $y = a_0x + a_1$, где y и x – выражения в квадратных скобках:

$$\left[\frac{R^{dw}}{V^d}\right] = k_5^d \cdot \left[\frac{R^d \cdot (Y_{1,0}^d - Y_1^d)}{V^d \cdot Y_3^d}\right] - k_4^d, \quad (4.6)$$

$$\left[\frac{V^d}{R^d \cdot (Y_{1,0}^d - Y_1^d) \cdot Y_3^d}\right] = \frac{k_2^d}{k_1^d} \cdot \left[\frac{Y_1^d}{Y_3^d}\right] + \frac{1}{k_7^d}, \quad (4.7)$$

$$\left[\frac{R^{dw}}{V^d} \right] = \left[\frac{R^d \cdot (Y_{1,0}^d - Y_1^d)}{V^d \cdot Y_3^d} \right] - \left(\frac{k_5^d}{k_6^d} \cdot k_3^d + k_4^d \right). \quad (4.8)$$

Из уравнений (4.6)-(4.8) можно найти значения констант процесса денитрификации. В ходе эксперимента варьируются значения R^d , R^{dw} , $Y_{1,0}^d$, $Y_{2,0}^d$ и на выходе из аппарата по выходе на стационарный режим регистрируются различные комбинации значений Y_1^d , Y_2^d . Основным входным параметром процесса проточного культивирования микроорганизмов является время пребывания клеток в реакторе $t' = V^d/R^{dw}$. В ходе проведения эксперимента значение t' постоянно увеличивается путем уменьшения R^{dw} и, начиная с некоторого значения t' , создаются условия, необходимые для денитрификации.

Методика проведения эксперимента:

1. Адаптация ила к условиям культивирования. Для этого в реактор со сточной водой помещается небольшое количество анаэробного ила с действующей станции биохимической очистки сточных вод, включается мешалка и с помощью фотоколориметра (ФЭК-56) с интервалом 1 час определяется оптическая плотность суспензии. По заранее откалиброванной кривой находим приблизительное значение концентрации денитрификаторов Y_3^d . Измерения проводятся до тех пор, пока $Y_3^d > 0.5$ г/л, так как при меньших значениях скорость процесса денитрификации незначительна.

2. Процесс денитрификации активным илом. После адаптации ила включается насос-дозатор и устанавливается поток R^d . Стабилизация концентрации ила определяется с помощью ФЭК-56. По установлении стационарного режима производятся точные замеры $Y_{1,0}^d$, $Y_{2,0}^d$, Y_1^d , Y_2^d , Y_3^d .

В эксперименте очищались сточные воды АО "Пигмент". Условия процесса: температура + 26 °С, рН = 7.5÷8.0. Отсутствие растворенного кислорода контролировалось кислородомером (тип № 5221).

Значения кинетических констант получены в результате аппроксимации экспериментальных данные в координатах y - 0 - x согласно уравнениям (4.6)-(4.8) методом наименьших квадратов. В отличие от уравнений (4.6), (4.8), уравнение (4.7) содержит три неизвестных параметра k_1^d , k_2^d , k_7^d . Если предположить, что k_7^d известно, то k_1^d , k_2^d находятся также как и другие константы. Поиск k_7^d , а затем и k_1^d , k_2^d , основан на сканировании всего диапазона изменения $k_7^d \in [0,1]$ с некоторым шагом Δk .

В результате получены следующие значения кинетических констант процесса денитрификации сточных вод активным илом: $k_5^d = 0.834$, $k_4^d = 0.217$ сут⁻¹, $k_1^d = 1.256$ сут⁻¹, $k_2^d = 0.196$, $k_7^d = 0.625$, $k_6^d = 0.306$, $k_3^d = 0.003$ сут⁻¹.

Система уравнений материального баланса для денитрификатора, входящего в подсистему "денитрификатор - вторичный отстойник" (фрагмент станции биохимической очистки сточных вод), см. рис. 4.3:

$$\frac{dY_1^d}{dt} = \frac{\tilde{R}^a}{V^d} \cdot \tilde{Y}_{1,0}^a + \frac{R^a}{V^d} \cdot Y_{1,0}^a - k_1^d \frac{(Y_1^d/Y_3^d)^{k_7^d} \cdot Y_3^d}{k_2^d + (Y_1^d/Y_3^d)^{k_7^d}} - \frac{R^d}{V^d} \cdot Y_1^d, \quad (4.10)$$

$$\frac{dY_2^d}{dt} = \frac{R^a}{V^d} \cdot Y_{2,0}^a - \frac{R^d}{V^d} \cdot Y_2^d - k_6^d \cdot k_1^d \frac{(Y_1^d/Y_3^d)^{k_7^d} \cdot Y_3^d}{k_2^d + (Y_1^d/Y_3^d)^{k_7^d}} - k_3^d \cdot Y_3^d, \quad (4.11)$$

$$\frac{dY_3^d}{dt} = \frac{R^{dp}}{V^d} \cdot Y_3^{dp} - k_5^d \cdot k_1^d \frac{(Y_1^d / Y_3^d)^{k_7^d} \cdot Y_3^d}{k_2^d + (Y_1^d / Y_3^d)^{k_7^d}} - k_3^d \cdot Y_3^d - \frac{R^d}{V^d} \cdot Y_3^d - k_4^d \cdot Y_3^d. \quad (4.12)$$

Здесь, помимо ранее введенных обозначений:

R^a , $Y_{1,0}^a$ – объемный расход, л/сутки, и ХПК, мг/л, сточных вод, поступающих из подсистемы "аэротенк - вторичный отстойник", соответственно;

\tilde{R}^a , $\tilde{Y}_{1,0}^a$ – объемный расход, л/сутки, и ХПК, мг/л, сточных вод, поступающих в денитрификатор, минуя подсистему "аэротенк - вторичный отстойник", соответственно;

R^{dp} , Y_3^{dp} – объемный расход, л/сутки, и концентрация денитрификаторов, мг/л, в рецикле;

$Y_{2,0}^a$ – концентрация нитратов в сточных водах, поступающих в денитрификатор из подсистемы "аэротенк - вторичный отстойник", мг/л.

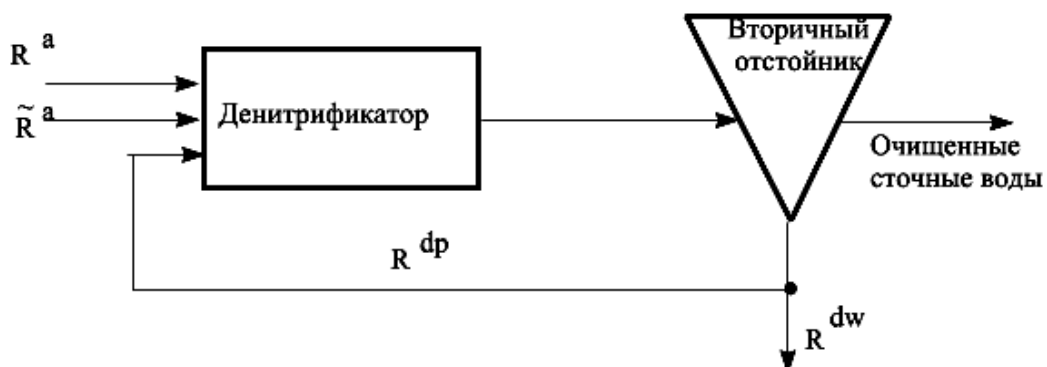


Рис. 4.3 – Структурная схема подсистемы "денитрификатор-вторичный отстойник"

Система уравнений (4.10)-(4.12), дополненная уравнениями, описывающими процесс осаждения ила во вторичном отстойнике, образует математическое описание подсистемы "денитрификатор - вторичный отстойник".

4.2 Моделирование процесса осаждения ила во вторичном отстойнике

Неотъемлемой частью сооружений биохимической очистки сточных вод являются отстойники (вторичные), предназначенные для отделения биомассы ила от очищенной воды. На кинетику процесса осаждения частиц ила во вторичном отстойнике влияют следующие факторы: размер и форма частиц, их концентрация, вязкость среды, гидродинамические особенности движения жидкости в аппарате и др. Следует также отметить, что седиментационные свойства ила во многом зависят от особенностей процессов, протекающих в аэротенке: концентрации растворенного кислорода, отношения биомассы ила и количества загрязнений, среднего времени пребывания частиц активного ила в подсистеме "аэротенк - вторичный отстойник", см. рис. 4.4.

В то же время, концентрация ила в аэротенке зависит от степени уплотнения ила во вторичном отстойнике. Для отделения ила от очищенной воды применяются отстойники различных типов: вертикальные, горизонтальные, радиальные. Наибольшее распространение получили радиальные отстойники, поэтому

при построении математической модели процесса осаждения в данной работе ограничимся рассмотрением отстойников этого типа.

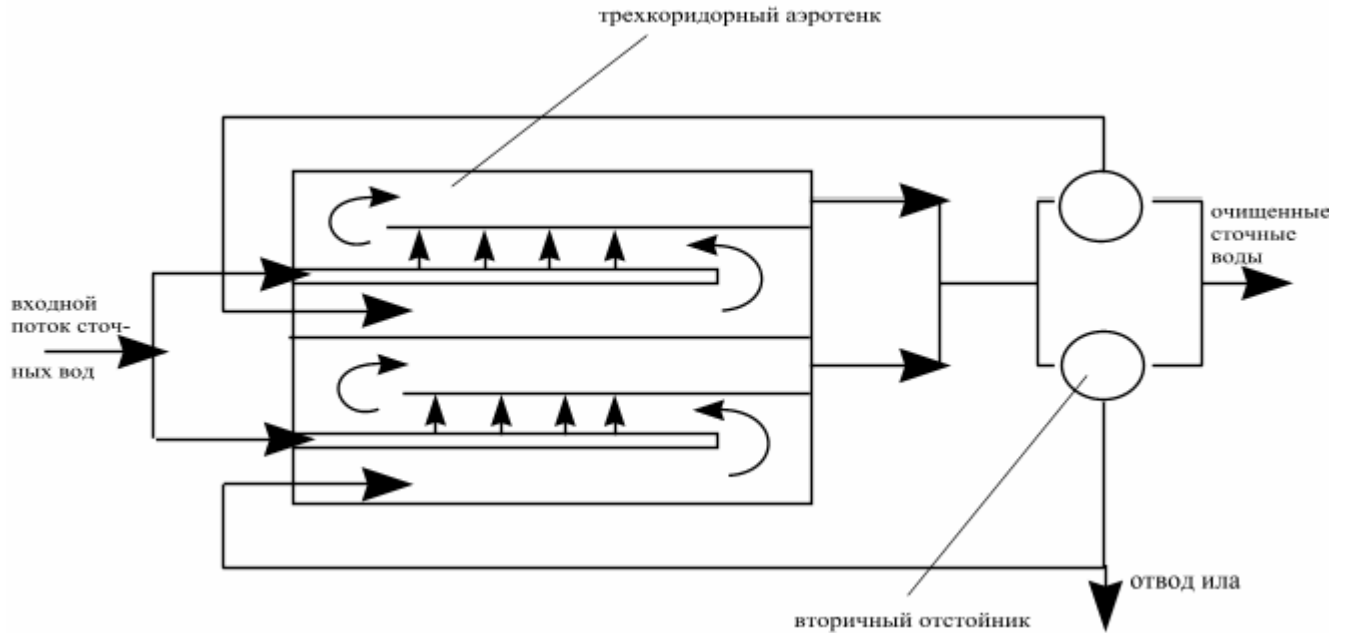


Рис. 4.4 – Подсистема "аэротенк-вторичный отстойник" станции БХО

С учетом конструктивных особенностей аппарата, гидродинамики потоков и кинетики осаждения суспензии в его объеме выбор математической модели процесса осаждения активного ила в отстойнике сделан в пользу "диффузионной модели":

$$k_1^v \cdot \frac{d^2 Y_1^v}{dr^2} - u_1^v(r) \cdot \frac{dY_1^v}{dr} - \frac{u_2^v \cdot Y_1^v}{H^v} \cdot (1 - k_2^v) = 0 \quad (4.13)$$

при ГУ
$$u_{1,0}^v(r) \cdot (Y_{1,0}^v - Y_1^v) - k_1^v \cdot \frac{dY_1^v}{dr} = 0, r = \tilde{r}^v, \quad (4.14)$$

$$k_1^v \cdot \frac{dY_1^v}{dr} = 0, r = \bar{r}^v. \quad (4.15)$$

где $Y_{1,0}^v, Y_1^v$ – концентрации ила в отстойнике и во входном потоке соответственно, мг/л;

$u_1^v(r)$ – скорость движения жидкости по радиусу отстойника, см/с;

u_2^v – скорость осаждения частиц ила, см/с;

$u_{1,0}^v$ – скорость движения жидкости во входном потоке, см/с;

r – текущий радиус отстойника, см;

\bar{r}^v, \tilde{r}^v – радиус отстойника и питающей трубы соответственно, см;

H^v – высота отстойника, см;

k_1^v – коэффициент продольной диффузии, см²/с;

k_2^v – коэффициент, учитывающий эффект вымывания осадка из отстойника восходящим потоком воды ($k_2^v > 1$ – преобладает вымывание ила, $k_2^v = 1$ – баланс между процессами осаждения и вымывания, $0 < k_2^v < 1$ – преобладает осаждение частиц ила, $k_2^v = 0$ – только процесс осаждения).

Скорость осаждения частиц ила, в свою очередь, является функцией его концентрации (Y_1^v):

$$u_2^v = u_{2,0}^v \cdot \exp(-4.5 \cdot 10^{-4} \cdot Y_1^v) \quad (4.16)$$

где $u_{2,0}^v$ – начальная скорость осаждения ила, см/с, значение которой зависит от его возраста, см. рис. 4.5.

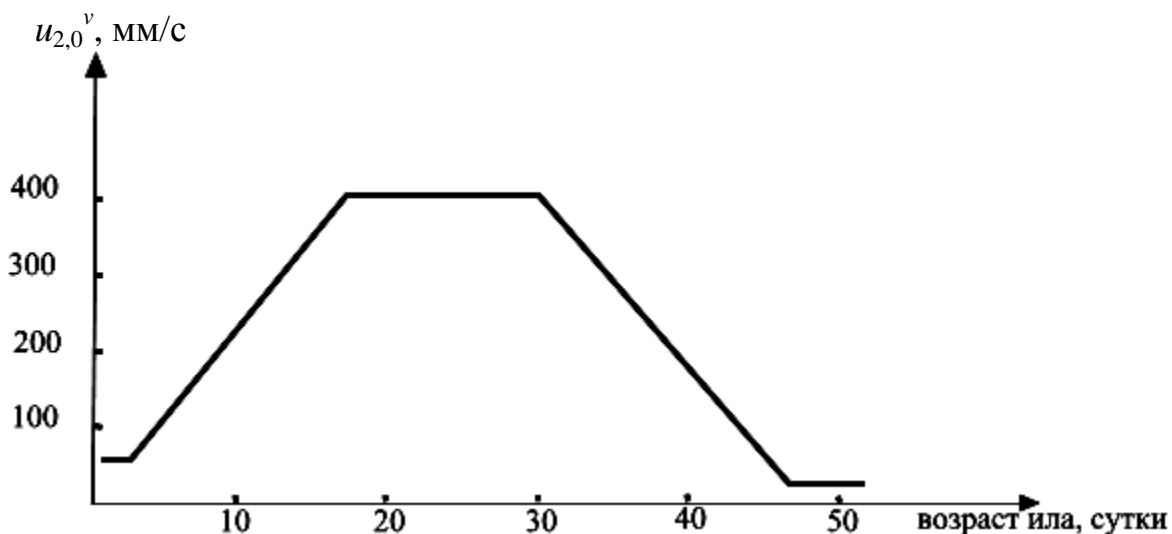


Рис. 4.5 – Зависимость скорости осаждения ила от его возраста

Скорость движения жидкости по радиусу отстойника изменяется в соответствии с выражением:

$$u_1^v(r) = \pi^{-1} \cdot R^v \cdot (\bar{r}^v - r)^{-2}, \quad \bar{r}^v < r < \tilde{r}^v, \quad (4.17)$$

где R^v – объемный расход входного потока сточных вод, поступающих в аэротенк.

Для определения значений коэффициентов k_1^v, k_2^v можно использовать подход, предложенный в п. 4.1.

Замечание. Часть активного ила из вторичного отстойника возвращается в аэротенк. Коэффициент рециркуляции ила

$$p^{av} = \frac{R^{av}}{R_{in}}$$

где R^{av} – объемный расход ила в рецикле;

R_{in} – входной объемный расход сточных вод.

5 ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКАЯ И ХИМИЧЕСКАЯ ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД

Физико-химические методы очистки (коагуляция, флотация, адсорбция и др.) применяются для удаления из сточных вод тонкодисперсных взвешенных частиц (твердых и жидких), растворимых газов, минеральных и органических веществ. Наиболее распространенный способ химической очистки сточных вод – ионообмен.

5.1 Сооружения для коагуляции взвесей в сточных водах

Коагуляция – это введение в сточные воды солей аммония, железа, меди, шламовых отходов для образования хлопьевидных осадков, которые затем легко удаляются. При введении коагулянтов агрегатная устойчивость сточных вод, прошедших механическую очистку, нарушается: образуются более крупные агрегаты частиц (хлопья), которые удаляются механическими методами. Объем рыхлого хлопьевидного осадка, образованного в процессе коагуляции, – 10÷20 % объема обрабатываемой сточной воды. Эффективность очистки может достигать 90÷95 %.

Процессы коагуляции осуществляются в камерах хлопьеобразования. По виду движения потока различают камеры водоворотные, перегородчатые, вихревые, а также с механическим перемешиванием.

Перегородчатые камеры хлопьеобразования рекомендуется использовать совместно с горизонтальными отстойниками, см. рис. 5.1.

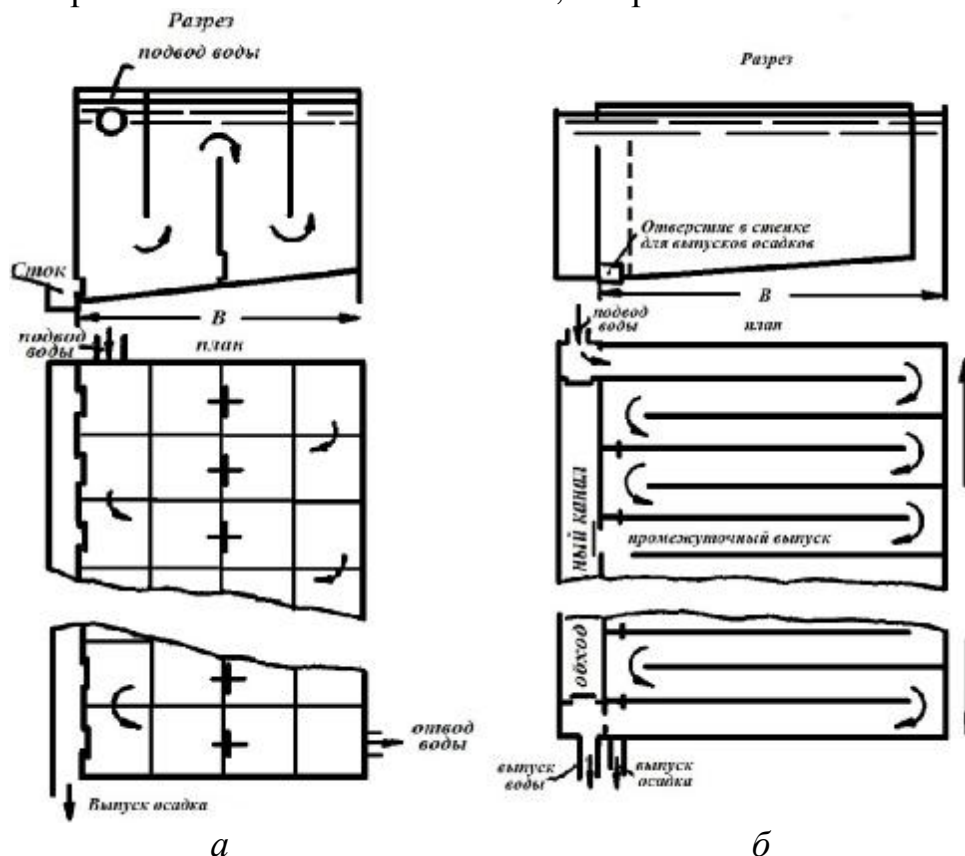


Рис. 5.1 – Перегородчатые камеры хлопьеобразования
а – с вертикальной циркуляцией воды, б – с горизонтальной циркуляцией воды

В таких камерах устанавливаются перегородки, изменяющие направление движения воды в вертикальной, или в горизонтальной плоскости, что способствует ее перемешиванию.

Расчет камеры с вертикальной циркуляцией воды:

Объем камеры

$$V = Q \cdot T,$$

где Q – расход воды, м³/с;

T – время ее пребывания в камере, с.

Площадь камеры

$$F = V/H,$$

где H – высота камеры, м.

Площадь одной ячейки камеры

$$f = Q/v,$$

где v – скорость движения воды в камере, м/с.

Число ячеек в камере

$$n = F/f$$

(по длине камеры в каждом ряду располагается 11 ячеек, а по ширине $k = n/11$ ячеек).

Общее число поворотов потока в камере

$$m = n/k - 1.$$

Сторона каждой квадратной ячейки

$$a = \sqrt{f}.$$

Полная ширина камеры

$$B = k \cdot a, \text{ длина } L = 11 \cdot a.$$

Действительная скорость движения воды в камере

$$v_1 = Q/f_1,$$

где f_1 – площадь самого узкого прохода для воды, м².

Потеря напора в камере

$$h_k = 0.15 \cdot v_1^2 \cdot m.$$

Расчет камеры с горизонтальной циркуляцией воды:

Объем камеры и ее площадь определяются так же, как и для камеры с вертикальной циркуляцией.

Ширина коридора камеры

$$b = Q/(v \cdot H),$$

где скорость движения воды v обычно принимается равной 0.2 м/с.

Так как камера хлопьеобразования примыкает к торцовым стенкам горизонтальных отстойников, то по условиям компоновки длина камеры L принимается равной суммарной ширине горизонтальных отстойников.

Число коридоров камеры

$$n = L/(b + \delta),$$

где $\delta = 0.18$ м – толщина стенок камеры.

Количество поворотов потока

$$m = n - 1.$$

Ширина камеры хлопьеобразования

$$B = F/L.$$

Потеря напора в камере

$$h_k = 0.15 \cdot v^2 \cdot m.$$

Водоворотные камеры хлопьеобразования применяют на водоочистных станциях производительностью $\leq 3000 \text{ м}^3/\text{сут}$. Они имеют вид вертикального цилиндра, куда вода, прошедшая стадию смешения с коагулятором, подается через сопла. Сопла установлены так, что вода, выходя из них с большой скоростью, приобретает внутри камеры вращательное (водоворотное) движение, обеспечивающее перемешивание. Чаще всего водоворотная камера представляет собой трубу, расположенную в центре вертикального отстойника, см. рис. 5.2.

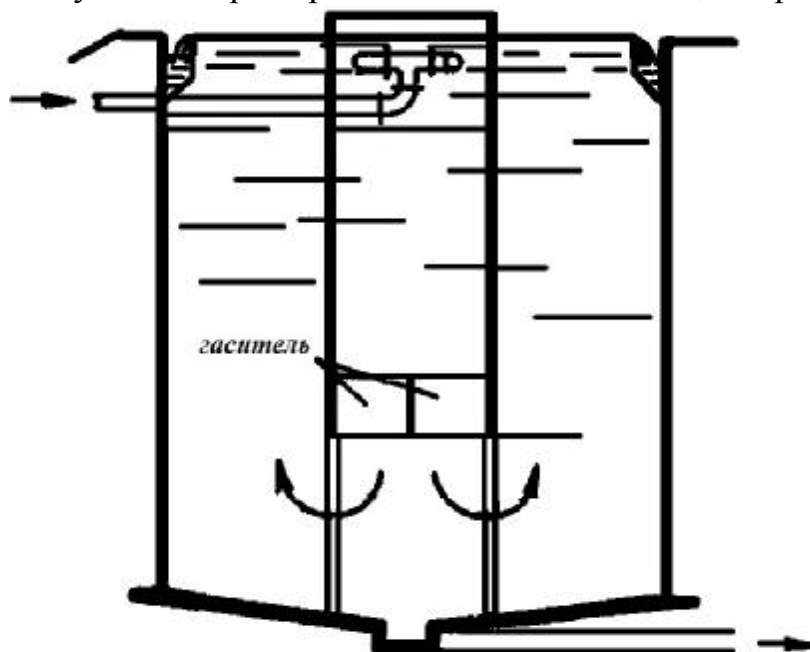


Рис. 5.2 – Водоворотная камера хлопьеобразования с вертикальным отстойником

Расчет водоворотной камеры хлопьеобразования, совмещенной с вертикальным отстойником:

Площадь одной водоворотной камеры

$$f_k = q \cdot T / (H \cdot N),$$

где q – расчетный расход воды, $\text{м}^3/\text{ч}$;

T – время пребывания воды в камере хлопьеобразования, ч;

$H = 0.9 \cdot H_0$ – высота камеры, м;

H_0 – высота зоны осаждения отстойника, м;

N – расчетное число отстойников.

Диаметр водоворотной камеры хлопьеобразования

$$d_k = 1.13 \cdot \sqrt{f_k}.$$

Расход воды, поступающей в камеру

$$q_k = q / N.$$

Подача воды в камеру производится с помощью сопла, направленного тангенциально. Сопло размещается на расстоянии $0.2 \cdot d_k$ от стенки камеры.

Диаметр сопла

$$d_c = 1.13 \cdot \sqrt{(q_k / (\mu \cdot v_c))},$$

где v_c – скорость выхода воды из сопла, м/с;

$\mu \sim 0.91$ – коэффициент расхода (для насадки с углом конусности $\beta = 25^\circ$).

Длина сопла

$$l_c = 0.5 \cdot d_c / \operatorname{tg}(0.5 \cdot \beta).$$

Фактическая скорость выхода воды из сопла

$$v_\phi = 1.274 \cdot q_K / (d_c^2 \cdot \mu).$$

Потеря напора в сопле

$$h_c = 0.06 \cdot v_\phi^2.$$

Вихревая камера хлопьеобразования имеет форму конуса, установленного вверх основанием, см. рис. 5.3. Скорость движения воды на входе в нижнюю часть камеры не должна быть меньше 0.7 м/с, а скорость восходящего потока на выходе из верхней части камеры 4÷5 мм/с. Процесс хлопьеобразования в вихревой камере протекает значительно быстрее, чем в камерах других типов (6÷10 мин.).

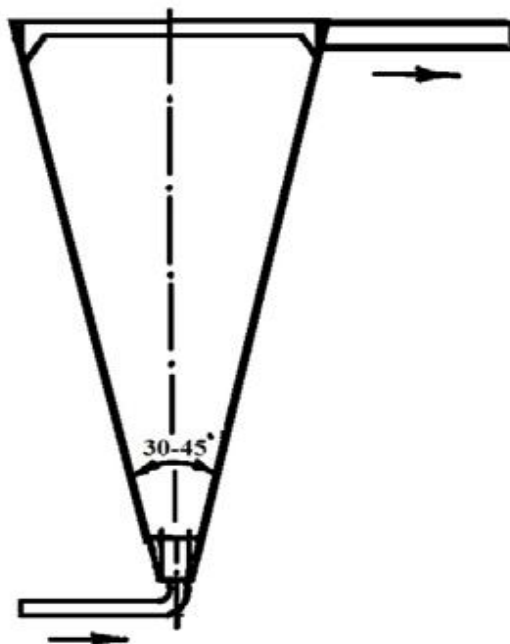


Рис. 5.3 – Вихревая камера хлопьеобразования

Вода из камер хлопьеобразования должна отводиться в отстойники так, чтобы не разрушались сформировавшиеся хлопья: скорость ее движения сборных лотках, трубах и отверстиях распределительных перегородок не должна превышать 0.3 м/с.

Расчет вихревой камеры хлопьеобразования:

Объем камеры

$$V = q \cdot t,$$

где q – заданная производительность камеры, м³/с;

t – продолжительность пребывания воды в камере, с.

Площадь поперечного сечения верхней части камеры

$$f_B = q / v_B,$$

где v_B – скорость восходящего движения воды в верхней части камеры, м/ч.

Диаметр верхней части камеры

$$D_B = \sqrt{4 \cdot f_B / \pi}.$$

Диаметр нижней части камеры

$$d_H = \sqrt{4 \cdot q / (\pi \cdot v_{BK})},$$

где v_{BK} – скорость входа воды, м/с.

Высота конической части камеры

$$h_{\text{кон}} = 0.5 \cdot (D_{\text{в}} + d_{\text{н}}) / \text{tg}(0.5 \cdot \beta),$$

где β – угол конусности.

Потери напора в камере

$$h_{\text{пн}} = 0.3 \cdot h_{\text{кон}} \text{ (м. вод. ст.)}.$$

Объем конической части камеры

$$V_{\text{кон}} = h_{\text{кон}} \cdot (f_{\text{в}} + f_{\text{н}} + \sqrt{f_{\text{в}} \cdot f_{\text{н}}}) / 3,$$

где $f_{\text{н}} \sim 0.083 \text{ м}^2$ – площадь поперечного сечения нижней части камеры.

Объем цилиндрической надставки над конусом

$$V_{\text{цил}} = V - V_{\text{кон}}.$$

Высота цилиндрической надставки

$$h_{\text{цил}} = V_{\text{цил}} / f_{\text{в}}.$$

Полная высота вихревой камеры

$$H = h_{\text{кон}} + h_{\text{цил}}.$$

5.2 Флотационные установки

Флотация – это процесс молекулярного прилипания частиц флотируемого материала к поверхности раздела воздуха и жидкости: образование комплексов «пузырек-частица», всплытие этих комплексов и удаление образовавшегося пенного слоя с поверхности обрабатываемой жидкости. Флотацию применяют для удаления из сточных вод диспергированных примесей, которые самопроизвольно плохо отстаиваются: ПАВ (поверхностно-активные вещества), нефть, нефтепродукты, масла, волокнистые материалы. Флотационные установки (напорные, безнапорные, вакуумные) рекомендуется применять при содержании взвешенных веществ в сточных водах 100÷150 мг/л.

Принципиальное отличие способов флотации связано с насыщением жидкости пузырьками воздуха различных размеров. Различают следующие способы флотационной обработки сточных вод:

1. Флотация с выделением воздуха из раствора (вакуумные, напорные установки)
2. Флотация с механическим диспергированием воздуха (пневматические установки).
3. Флотация с подачей воздуха через пористые материалы.

Метод напорной флотации сводится к насыщению сточной воды воздухом под избыточным давлением и последующему резкому снижению давления до атмосферного или ниже атмосферного. Это приводит к выделению пузырьков воздуха, которые флотируют частички загрязнений на поверхность воды, см. рис. 5.4. Сточная жидкость, поступающая на флотацию, проходит камеру аэрации, где насыщается воздухом в течение 1÷2 мин., и далее поступает в деаэратор, где из нее удаляется нерастворившийся воздух. Далее под действием разрежения жидкость поступает в флотационную камеру, где при пониженном давлении образуются микропузырьки растворенного воздуха, которые выносят частицы загрязнений на поверхность в слой пены. Продолжительность пребывания воды во флотационной камере 20 мин., нагрузка на 1 м² площади ее поверхности ~ 200 м³/сут. Пена удаляется в пеносборник вращающимися скребками или движущимся полотном.

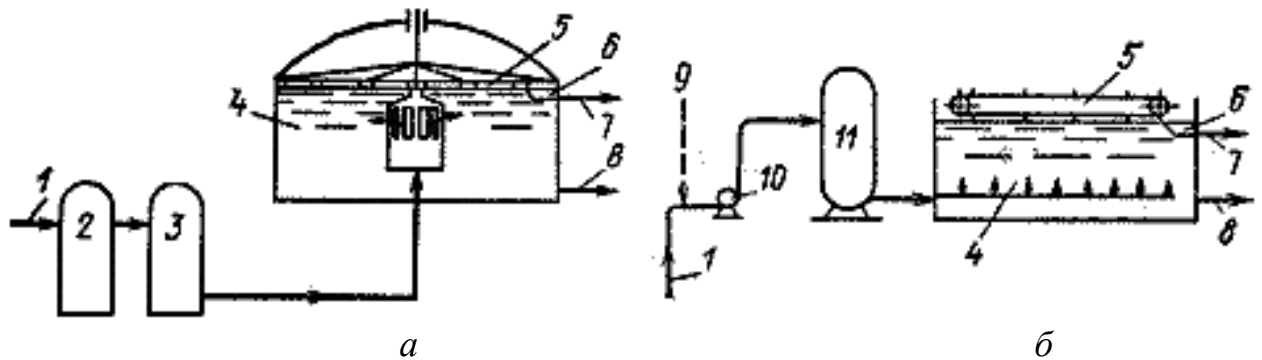


Рис. 5.4 – Схемы процесса флотации с выделением воздуха из раствора
а – с цилиндрической камерой, *б* – с камерой прямоугольного сечения
 1 – подача сточной воды; 2 – аэратор; 3 – деаэратор; 4 – флотационная камера;
 5 – механизм удаления пены; 6 – пеносборник; 7,8 – отвод пены и очищенной сточной воды;
 9 – подача воздуха; 10 – насос; 11 – напорный бак.

При флотации с механическим диспергированием воздуха в воде создается интенсивное вихревое движение под действием которого струя распадается на отдельные пузырьки. Пневматические флотационные установки, см. рис. 5.5, применяют при очистке сточных вод, содержащих растворенные примеси, которые агрессивны к механизмам (насосам, импеллерам), имеющим движущиеся части.

Измельчение пузырьков воздуха достигается путем впуска воздуха во флотационную камеру через сопла, которые расположены на воздухораспределительных трубках, укладываемых на дно флотационной камеры. Рабочее давление в отверстиях сопел 0.3÷0.5 МПа.

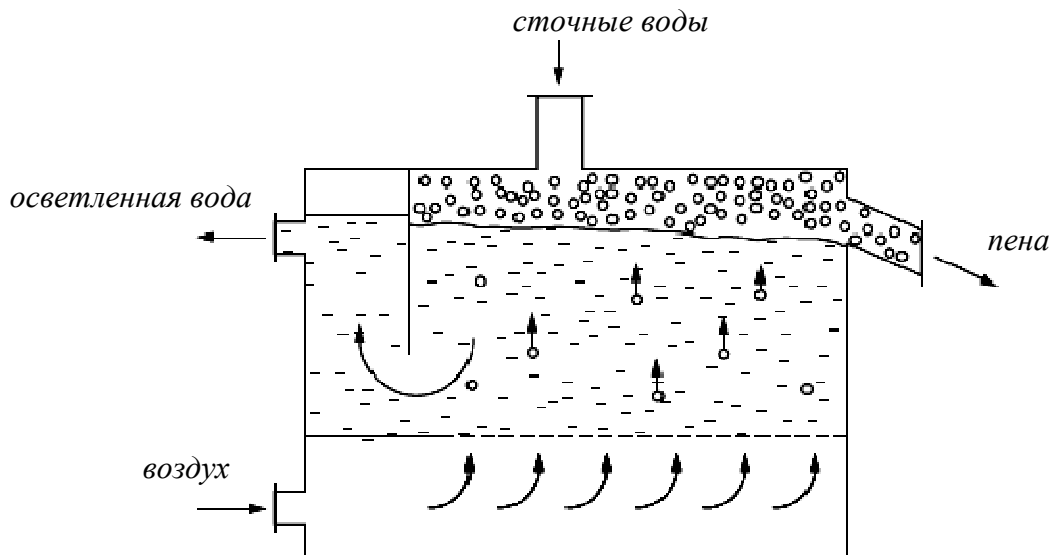


Рис. 5.5 – Схема пневматической флотационной установки

Объем флотатора

$$V_{\phi} = \frac{Q_{\phi} \cdot \tau_{\phi}}{1 - k_{\text{аэр}}},$$

где τ_{ϕ} – продолжительность флотации, с (15÷20 мин);

Q_{ϕ} – расход сточной воды, м³/с;

$k_{\text{аэр}}$ – коэффициент аэрации (0.2÷0.3).

Требуемый расход воздуха

$$Q_v = I \cdot F_\phi,$$

где I – интенсивность аэрации, $\text{м}^3/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$ ($15 \div 20 \text{ м}^3/(\text{ч} \cdot \text{м}^2)$);

$F_\phi = V_\phi / H_\phi$ – общая площадь флотатора, м^2 ;

H_ϕ – рабочая глубина флотатора, м ($3 \div 4 \text{ м}$).

По значению F_ϕ принимается число флотаторов n_ϕ , их длина L_ϕ и ширина B_ϕ .

Число воздухораспределительных труб

$$n_{\text{тр}} = L_\phi / l_{\text{тр}},$$

где $l_{\text{тр}}$ – расстояние между воздухораспределительными трубами, м ($0.25 \div 0.3 \text{ м}$).

Необходимое число сопел на каждой воздухораспределительной трубе

$$n_c = Q_v / (n_\phi \cdot n_{\text{тр}} \cdot 0.25 \cdot \pi \cdot d_c^2 \cdot \xi),$$

где d_c – диаметр сопла, м ($1 \div 1.2 \text{ мм}$);

ξ – скорость струи воздуха на выходе из сопла, м/с ($100 \div 150 \text{ м/с}$).

Расстояние между соплами на трубе

$$l_c = B_\phi / n_c.$$

Пример. Определить число пневматических флотаторов длиной $L_\phi = 6.8 \text{ м}$ и шириной $B_\phi = 3.3 \text{ м}$, необходимое для улавливания загрязнений на очистной станции средней производительностью $Q = 1140 \text{ м}^3/\text{ч}$, если продолжительность флотации $\tau_\phi = 22 \text{ мин}$, коэффициент аэрации $k_{\text{аэп}} = 0.27$. Найти число воздухораспределительных труб, число сопел на каждой трубе и расстояние между соплами, если интенсивность аэрации $I = 22.5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Расчет: объем флотатора $V_\phi = 1140 \cdot 22 \cdot 60 / [3600 \cdot (1 - 0.27)] = 572.6 \text{ м}^3$;

рабочая глубина флотатора $H_\phi = 4 \text{ м}$;

общая площадь флотатора $F_\phi = 572.6 / 4 = 143.15 \text{ м}^2$;

число флотаторов $n_\phi = 143.15 / (6.8 \cdot 3.3) = 6.38 \Rightarrow n_\phi = 7, F_\phi = 157.08 \text{ м}^2$;

расход воздуха $Q_v = 22.5 \cdot 157.08 = 3534.3 \text{ м}^3/\text{ч}$;

расстояние между воздухораспределительными трубами $l_{\text{тр}} = 0.25 \text{ м}$;

число воздухораспределительных труб $n_{\text{тр}} = 6.8 / 0.25 = 27.2 \Rightarrow n_{\text{тр}} = 27$;

диаметр сопла $d_c = 1.1 \text{ мм}$;

скорость струи воздуха на выходе из сопла $\xi = 125 \text{ м/с}$;

число сопел на каждой трубе $n_c = 3534.3 / (3600 \cdot 7 \cdot 27 \cdot 0.25 \cdot 3.14 \cdot 0.0011^2 \cdot 125) \approx 44$;

расстояние между соплами на трубе $l_c = 3.3 / 44 = 0.075 \text{ м}$.

5.3 Аппараты для адсорбции сточных вод

Адсорбция – способность некоторых веществ (бентонитовые глины, активированный уголь, цеолиты, силикагель, торф и др.) поглощать загрязнения. Адсорбцию используют для обезвреживания сточных вод от фенолов, гербицидов, пестицидов, ароматических нитросоединений, ПАВ, красителей и т.д. Достоинством метода является высокая эффективность, возможность очистки сточных вод, содержащих несколько веществ, а также рекуперации этих веществ. Адсорбционная очистка сточных вод может быть регенеративной (с извлечением вещества из адсорбента) и деструктивной (извлеченные вещества уничтожаются вместе с адсорбентом). Эффективность адсорбционной очистки достигает 80–95 %.

Процесс адсорбционной очистки сточной воды ведут при интенсивном перемешивании адсорбента с водой или при фильтровании воды через неподвиж-

ный слой адсорбента. Конструкция аппарата для адсорбционной очистки с перемешивающим устройством представлена на рис. 5.6.

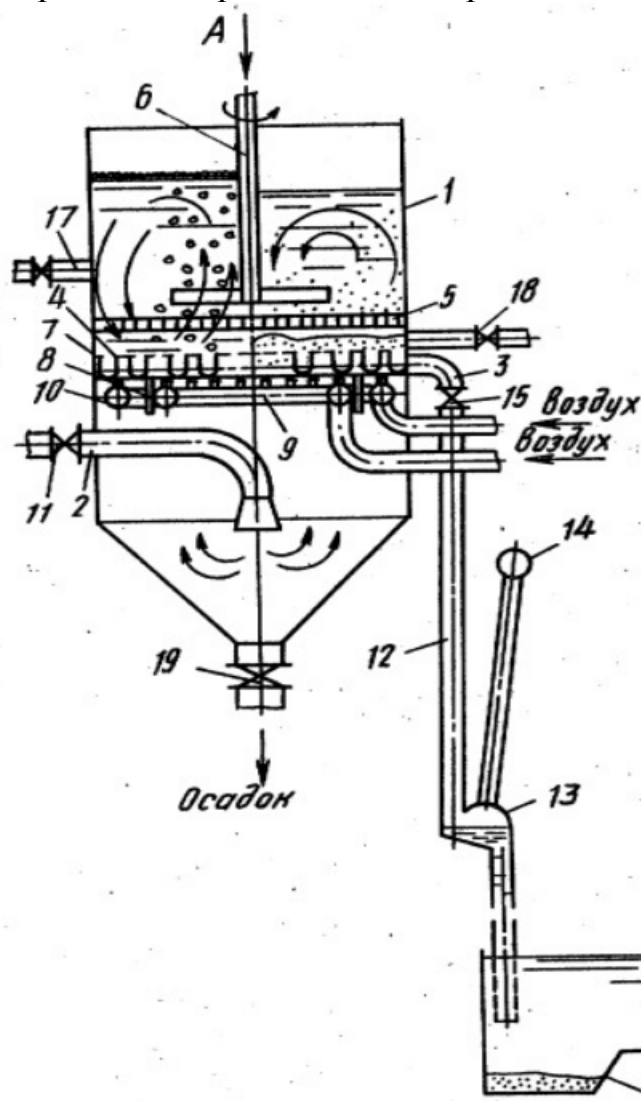


Рис. 5.6 – Адсорбер с перемешивающим устройством

1 – корпус; 2,3 –подвод поступающей и отвод очищенной воды; 4 – пористая перегородка; 5 – "успокоительная" решетка; 6 – лопастная мешалка; 7 – желоба отвода очищенной воды; 8 – внутренняя обечайка; 9,10 – центральная и периферическая системы распределения воздуха; 11,15 – затворы; 12 – гидрозатвор; 13 – вакуум-камера; 14 – подвод вакуума; 16 – отстойник; 17,18,19 –подвод транспортирующей воды, гидравлическое удаление адсорбента и выпуск осадка

Аппарат работает следующим образом. При открытом запоре 11 и закрытом 15 загрязненная вода поступает в нижнюю часть корпуса, а затем через перегородку 4 – в зону, заполненную адсорбентом. При этом инертные взвешенные частицы задерживаются на нижней поверхности перегородки. Одновременно с заполнением аппарата обрабатываемой водой через центральную 9 и периферическую 10 системы подается воздух, разрыхляющий адсорбент. Лопастная мешалка 6 перемешивает воду с адсорбентом. После заполнения корпуса загрязненной водой закрывается запор 11 и прекращается подача воздуха через периферическую систему 10. За счет продолжающейся подачи воздуха через центральную систему 9 распределения воздуха вода в центральной части аппарата движется вверх, а в периферической – вниз, т.е. происходит ее циркуляция в области аппарата между перегородкой 4 и установленной над ней "успокоительной" решеткой 5. Поры пе-

перегородки 4 могут закупориваться снизу инертными взвешенными веществами, а под перегородкой может образоваться воздушная подушка, область распространения которой ограничивается обечайкой 8. После перемешивания обрабатываемой воды в течение заданного времени осуществляется фильтрование суспензии: запор 11 закрывается, а 15 открывается, соединяя камеру отвода очищенной воды с источником вакуума 14. Подача воздуха прекращается, мешалка продолжает работать и за счет вакуума вода из зоны адсорбции отводится в систему 7. Осветленная вода через патрубок 3 по гидравлическому затвору 12 поступает в отстойник 16. Наличие камеры 13 исключает попадание воды в источник вакуума 14. С прекращением движения воды снизу вверх инертные взвешенные вещества, задержанные перегородкой 4 при заполнении зоны адсорбции исходной водой падают на днище корпуса, откуда удаляются через патрубок 19. При необходимости замены адсорбента он может быть удален из аппарата через патрубок 18 путем подачи транспортирующей воды через патрубок 17.

В аппаратах с неподвижным слоем адсорбента очищаемая жидкость фильтруется через слой адсорбента до проскока в фильтрат извлекаемых веществ в количестве, превышающем предельно-допустимую концентрацию (ПДК). Они выполняются закрытыми (напорными) в виде стальных цилиндрических колонн, см. рис. 5.7, рассчитанных на работу под давлением.

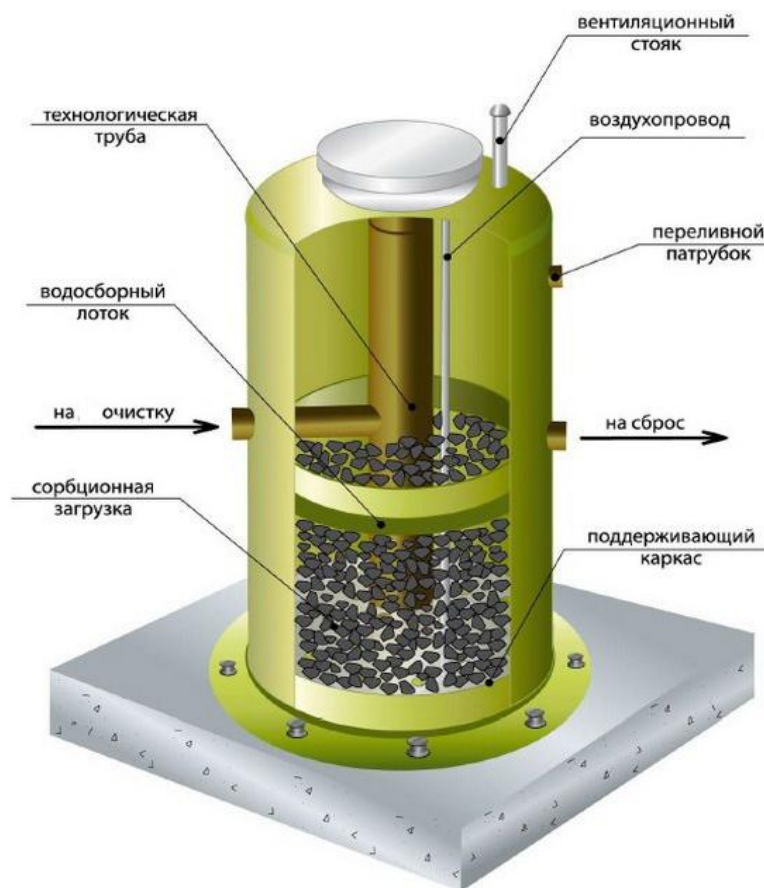


Рис. 5.7 – Сорбционный вертикальный параллельно-проточный фильтр

Наиболее рациональное направление движения жидкости в таком фильтре – снизу вверх, так как при этом она равномерно заполняет все сечение аппарата и вытесняет пузыри воздуха или газов, попадающих в слой вместе со сточными во-

дами. Адсорбент применяют в виде зерен размером от 1.5÷5 мм. Условие применимости – отсутствие взвесей (особенно минеральных) в поступающих сточных водах. Заиливание слоя тонкой взвесью может привести к быстрому росту гидросопротивления слоя адсорбента и прекращению работы до полного использования его поглотительной способности.

Успешная работа аппарата с неподвижным слоем адсорбента во многом зависит от равномерности распределения поступающей воды по площади адсорбера. Эта задача возлагается на распределительные (дренажные) системы. В простейшем случае распределительное устройство представляет собой решетку, загруженную слоем щебня или гравия, который, в том числе, препятствует провалу зерен адсорбента через отверстия решетки.

Расчет адсорбционной установки с плотным неподвижным слоем гранулированного активированного угля для очистки загрязненных сточных вод:

1) расчет сорбционной емкости для сточной воды по изотерме Фрейндлиха (при начальной концентрации загрязненной воды $C_H > 0.1$ г/л ХПК)

$$a^{\max} = f \cdot \sqrt[n]{C_H}, \quad a^{\min} = f \cdot \sqrt[n]{C_K},$$

где f – константа Фрейндлиха (в данном случае ~253),

C_K – конечная концентрация сточной воды, г ХПК/л,

n – показатель степени, зависящий от состава загрязнений (в данном случае ~ 2);

2) площадь параллельно работающих адсорберов

$$F = q_w / v,$$

где q_w – производительность по сточной воде, м³/ч;

v – скорость фильтрования сточной воды через адсорбент, м/ч;

3) количество параллельно работающих адсорберов

$$N = F / (0.25 \cdot \pi \cdot D^2),$$

где D – внутренний диаметр одного адсорбера, м;

4) максимальная доза активного угля, г/л

$$d^{\max} = 1000 \cdot (C_H - C_K) / a^{\min}$$

и доза угля, выгружаемого из адсорбера

$$d = 1000 \cdot (C_H - C_K) / (K \cdot a^{\max}),$$

где K – заданная степень исчерпания емкости сорбента;

5) ориентировочная высота первоначальной загрузки адсорбента

$$H_1 = \frac{d^{\max} \cdot q_w \cdot t}{F \cdot \gamma^{\text{нас}}}$$

и высота его слоя, выгружаемого из адсорберов

$$H_2 = \frac{d \cdot q_w \cdot t}{F \cdot \gamma^{\text{нас}}},$$

где t – ориентировочная продолжительность работы установки до проскока, ч;

$\gamma^{\text{нас}}$ – насыпная плотность сорбента, г/л (~ 500);

б) продолжительность работы адсорбера до проскока

$$t_1 = \frac{2 \cdot C_K \cdot H_1 \cdot \varepsilon \cdot (a^{\max} + C_H)}{v \cdot C_H^2},$$

где $\varepsilon = 1 - \gamma^{\text{каж}} / \gamma^{\text{нас}}$ – пористость сорбента,

$\gamma^{\text{каж}}$ – плотность сорбента в воде, г/л (~ 440);

7) продолжительность работы адсорбера до исчерпания емкости сорбента

$$t_2 = \frac{2 \cdot C_H \cdot K \cdot H_2 \cdot \varepsilon \cdot (a^{\max} + C_H)}{v \cdot C_H^2}$$

Таким образом, требуемая степень очистки будет достигнута непрерывной работой N параллельно работающих адсорберов. Каждый адсорбер должен работать в течение t_2 ч, его отключение на перегрузку производится через t_1 ч.

Объем загрузки адсорбера

$$w = 0.25 \cdot \pi \cdot D^2 \cdot H_1 / N,$$

сухая масса угля в адсорбере

$$P = w \cdot \gamma^{\text{нас}},$$

расход сорбента

$$Q = P / t_2.$$

Пример расчета адсорбционной установки с неподвижным слоем гранулированного активированного угля.

Исходные данные: производительность по сточной воде $q_w = 416.7 \text{ м}^3/\text{ч}$,

начальная концентрация сточной воды $C_H = 0.635 \text{ г ХПК/л}$,

конечная концентрация сточной воды $C_K = 0.05 \text{ г ХПК/л}$,

скорость фильтрования сточной воды через адсорбент $v = 10 \text{ м/ч}$,

ориентировочная продолжительность работы до проскока $t = 24 \text{ ч}$,

заданная степень исчерпания емкости сорбента $K = 0.7$,

внутренний диаметр одного адсорбера $D = 3.5 \text{ м}$.

Расчет: сорбционные емкости $a^{\max} = 253 \cdot (0.635)^{0.5} = 187.26 \text{ г/л}$,

$$a^{\min} = 253 \cdot (0.05)^{0.5} = 56.57 \text{ г/л},$$

площадь адсорберов $F = 416.7/10 = 41.7 \text{ м}^2$, их число $N = 4.3 \rightarrow N = 5$,

дозы активного угля: максимальная $d^{\max} = (635 - 50)/56.57 = 10.34 \text{ г/л}$,

$$\text{при выгрузке } d = (635 - 50)/(187.26 \cdot 0.7) = 4.46 \text{ г/л},$$

высота загрузки адсорбента $H_1 = (10.34 \cdot 416.7 \cdot 24)/(41.7 \cdot 500) = 4.96 \text{ м}$,

$$\text{выгрузки } H_2 = (4.46 \cdot 416.7 \cdot 24)/(41.7 \cdot 500) = 2.14 \text{ м},$$

пористость сорбента $\varepsilon = 1 - 440/500 = 0.12$,

время до проскока $t_1 = (2 \cdot 0.05 \cdot 4.96 \cdot 0.12 \cdot 187.895)/(10 \cdot (0.635)^2) = 2.77 \text{ ч}$,

до исчерпания сорбента $t_2 = (2 \cdot 0.635 \cdot 2.14 \cdot 0.7 \cdot 0.12 \cdot 187.895)/(10 \cdot (0.635)^2) = 10.64 \text{ ч}$

загрузка адсорбера $w = 0.25 \cdot 3.14 \cdot (3.5)^2 \cdot 4.96/5 = 9.54 \text{ м}^3$,

масса угля $P = 9.54 \cdot 500 = 4770 \text{ кг}$, его расход $Q = 4770/10.64 = 448.3 \text{ кг/ч}$.

5.4 Ионообменное оборудование для очистки сточных вод

Ионный обмен – это удаление из воды анионов и катионов. Этот способ очистки сточных вод предусматривает обмен ионов, находящихся в растворе, на ионы, присутствующие на поверхности ионита (твердых ионообменных смол) и используется как для предварительной, так и окончательной очистки воды. С применением ионообмена из сточных вод извлекаются и ценные примеси: цветные металлы, ртуть, радиоактивные вещества. Использование ионного обмена целесообразно в технологиях водоподготовки при слабой минерализации воды: $\leq 200 \text{ мг солей /л}$.

Ионообменные смолы делятся на катионообменные и анионообменные. Первые содержат функциональные группы, способные к обмену положительных ионов, вторые – отрицательных, см рис. 5.8. Технологическая схема ионообменной очистки включает предварительные стадии усреднения, отстаивания и основные стадии ионообмена последовательно в катионитных и анионитных фильтрах,

конструкции которых практически идентичны, см. рис. 5.9. Сточная вода подается по трубе на поверхность ионита, проходит его слой и слой поддерживающего гравия сверху вниз, а затем выходит через дренажную систему в отводящий трубопровод.

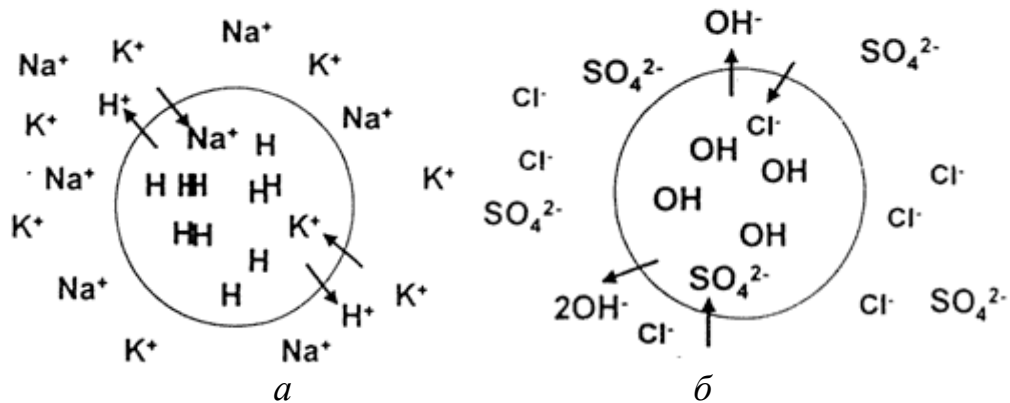


Рис. 5.8 – Принцип ионного обмена
a – катионный обмен, *б* – анионный обмен

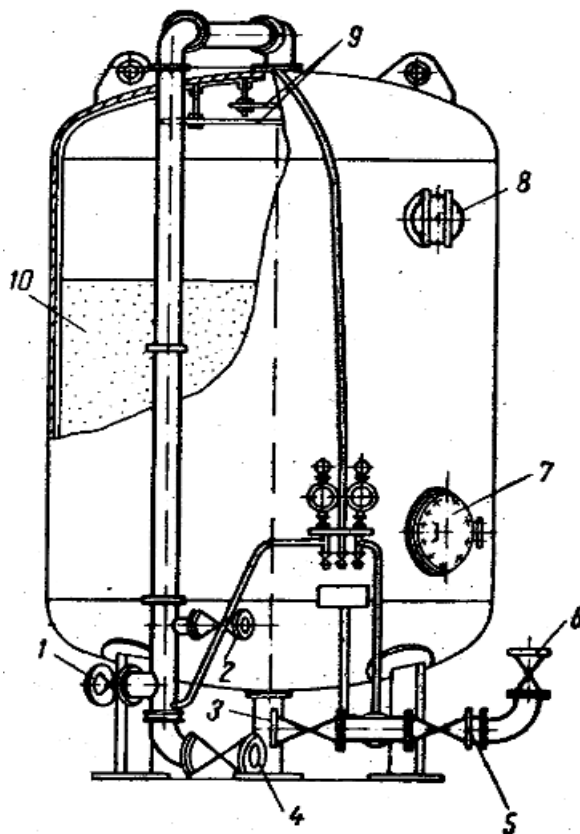


Рис. 5.9 – Фильтр для ионного обмена

1 – подача исходной воды; 2 – подача регенерационного раствора;
 3,4 – подача и отвод промывочной воды; 5,6 – выход очищенной воды; 7,8 – люки;
 9 – распределительное устройство; 10 – слой ионита

С течением времени активность ионообменных смол уменьшается и их необходимо регенерировать. Катионит регенерируется 5 %-ным раствором HCl, анионит – 4 %-ным раствором NaOH. Регенерация состоит из трех последовательных операций: взрыхление загрузки фильтра током воды снизу вверх, пропуск через

загрузку регенерирующего раствора, отмывка загрузки от продуктов регенерации током воды сверху вниз.

Технологический расчет ионообменного фильтра:

Площадь поверхности фильтрования одного фильтра

$$f = 0.25 \cdot \pi \cdot d^2,$$

где d – внутренний диаметр корпуса фильтра, м.

Действительная скорость фильтрования

$$w = Q/(n \cdot f),$$

где Q – производительность фильтра, м³/ч;

n – число фильтров.

Ионная нагрузка на фильтр: катионитный – $C = C_{Ca^{2+}+Mg^{2+}} + C_{Na^+}$

анионитный – $C = C_{SO_4^{2-}} + C_{NO_3^-} + C_{Cl^-}$,

где $C_{Ca^{2+}+Mg^{2+}}$, C_{Na^+} , $C_{SO_4^{2-}}$, $C_{NO_3^-}$, C_{Cl^-} – концентрации ионов $Ca^{2+}+Mg^{2+}$, Na^+ , SO_4^{2-} , NO_3^- , Cl^- в поступающей воде, г-экв/м³.

Продолжительность цикла фильтрования

$$\tau_{ц} = \frac{f \cdot h \cdot n \cdot E}{Q \cdot C},$$

где h – высота слоя ионита,

E – его рабочая объемная емкость, г-экв/м³.

Объем воды за один цикл фильтрования

$$V = Q \cdot \tau_{ц}.$$

Суточное число регенераций

$$m = 24 \cdot n / \tau_{ц}.$$

Суточный расход HCl или NaOH на регенерацию ионита

$$\sigma = b \cdot f \cdot h \cdot m,$$

где b – удельный расход HCl или NaOH на регенерацию, кг/м³.

Расход воды на взрыхление *анионита* в одном фильтре

$$V_b = i \cdot f \cdot \tau_b,$$

где i – удельный расход воды на взрыхление *анионита*, м³/(ч·м²);

τ_b – продолжительность взрыхления *анионита*, ч.

Расход воды на регенерацию одного фильтра

$$V_p = \sigma / (m \cdot \rho \cdot C_p),$$

где C_p – концентрация регенерирующего раствора (HCl или NaOH), масс. доли;

ρ – плотность воды (~ 950 кг/м³).

Расход воды на отмывку одного фильтра

$$V_o = a \cdot f \cdot h,$$

где a – удельный расход воды на отмывку ионита, м³Н₂О/м³.

Суммарный расход воды на регенерацию фильтра

$$\text{катионитного } V_{\Sigma} = V_p + V_o,$$

$$\text{анионитного } - V_{\Sigma} = V_b + V_p + V_o.$$

Продолжительность пропуска регенерирующего раствора

$$\tau_p = V_p / (f \cdot w_p),$$

где w_p – скорость пропуска раствора, м/ч.

Продолжительность отмывки фильтра

$$\tau_o = V_o / (f \cdot w_o),$$

где w_o – скорость отмывки ионита, м/ч.

Продолжительность регенерации фильтра

$$\text{катионитного } \tau_{\Sigma} = \tau_p + \tau_o,$$

$$\text{анионитного } - \tau_{\Sigma} = \tau_b + \tau_p + \tau_o.$$

Пример расчета анионитного фильтра:

Исходные данные: внутренний диаметр корпуса фильтра $d = 1.5$ м,

высота слоя анионита $h = 2$ м,

число фильтров $n = 2$,

расход сточной воды $Q = 60$ м³/ч,

удельный расход NaOH на регенерацию $b = 50$ кг/м³,

удельный расход воды на взрыхление анионита $i = 0.83$ м³/(ч·м²),

продолжительность взрыхления анионита $\tau_b = 0.167$ ч,

концентрация раствора NaOH $C_p = 0.04$ масс. доли,

концентрации ионов SO_4^{2-} , NO_3^- , Cl^- в поступающей воде

$C_{\text{SO}_4^{2-}} = 2.6$ г-экв/м³, $C_{\text{NO}_3^-} = 0.002$ г-экв/м³, $C_{\text{Cl}^-} = 0.15$ г-экв/м³,

удельный расход воды на отмывку анионита $a = 8$ м³H₂O/м³,

рабочая объемная емкость анионита $E = 800$ г-экв/м³,

скорость пропуска раствора NaOH $w_p = 5$ м/ч,

скорость отмывки анионита $w_o = 5$ м/ч.

Расчет: площадь поверхности фильтрования $f = 0.25 \cdot 3.14 \cdot 1.5^2 = 1.767$ м²

скорость фильтрования $w = 60 / (2 \cdot 1.767) = 16.98$ м/ч

ионная нагрузка $C = 2.6 + 0.002 + 0.15 = 2.752$ г-экв/м³

продолжительность цикла фильтрования $\tau_{\text{ц}} = (1.767 \cdot 2 \cdot 2 \cdot 800) / (60 \cdot 2.752) = 34.24$ ч

объем воды за цикл $V = 60 \cdot 34.24 = 2055$ м³

суточное число регенераций $m = 24 \cdot 2 / 34.24 = 1.4$

суточный расход NaOH на регенерацию $\sigma = 50 \cdot 1.767 \cdot 2 \cdot 1.4 = 247.4$ кг

расход воды на взрыхление анионита $V_b = 0.83 \cdot 1.767 \cdot 0.167 = 0.245$ м³

расход воды на регенерацию $V_p = 247.4 / (1.4 \cdot 950 \cdot 0.04) = 4.65$ м³

расход воды на отмывку $V_o = 8 \cdot 1.767 \cdot 2 = 28.3$ м³

суммарный расход воды $V_{\Sigma} = 0.245 + 4.65 + 28.3 = 33.2$ м³

продолжительность пропуска раствора NaOH $\tau_p = 4.65 / (1.767 \cdot 5) = 0.53$ ч

продолжительность отмывки $\tau_o = 28.3 / (1.767 \cdot 5) = 3.2$ ч

продолжительность регенерации $\tau_{\Sigma} = 0.167 + 0.53 + 3.2 = 3.9$ ч.

6 ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗОВ ОТ ПЫЛЕЙ

Промышленные газовые выбросы представляют собой дисперсные системы (аэрозоли) в которых сплошная среда является смесью различных газов, а взвешенные твердые частицы имеют различные размеры и сложный химический состав.

Выбор вида оборудования для улавливания взвешенных частиц и его расчет производится на основе физико-химических характеристик твердых частиц и газового потока. Основные характеристики взвешенных частиц: плотность, абразивность, гигроскопичность, растворимость, электрическая заряженность частиц, способность аэрозолей к самовозгоранию и образованию взрывоопасных соединений с воздухом. Характеристики газового потока: объемный или массовый расход, запыленность, температура, давление, плотность.

Основные группы методов очистки:

- 1) сухая механическая газоочистка: разделение газовой смеси воздействием внешней механической силы на взвешенную частицу;
- 2) мокрая газоочистка: промывка загрязненного газа жидкостью (чаще водой);
- 3) фильтрация газа через пористые перегородки, задерживающие взвешенные частицы;
- 4) электрическая очистка: осаждение взвешенных частиц в электрическом поле.

6.1 Сухие механические пылеуловители

К оборудованию этой группы относятся:

- а) пылеосадительные камеры (использование силы тяжести);
- б) инерционные пылеуловители (использование сил инерции);
- в) вихревые пылеуловители – циклоны (использование центробежных сил).

Достоинства этих аппаратов: простота конструкции, небольшое гидросопротивление, долговечность, безотказность работы при обычной и высоких температурах.

Горизонтальные пылеосадительные камеры, см. рис. 6.1. Скорость газа в пылеосадительных камерах $1.5 \div 2$ м/с. Минимальный размер улавливаемых частиц – 50 мкм. Степень очистки не превышает 40–50 %. При работе с химически агрессивными газами на внутреннюю поверхность камеры наносят специальное покрытие. Использование камер для улавливания взрыво-, пожароопасных пылей не допускается.

Исходные данные для расчета камер: V – расход газов, м³/с; δ – крупность частиц, подлежащих выделению из потока, м; L – длина камеры, м; H – высота камеры, м; B – ширина камеры, м; $\rho_{\text{ч}}$ – плотность частиц пыли, кг/м³; $\rho_{\text{г}}$ – плотность газового потока, кг/м³ (для воздуха при 20° С ~ 1.29 кг/м³), μ – динамическая вязкость газа, Па·с (для воздуха при 20° С ~ 0.0000173 Па·с).

Последовательность расчета:

Скорость газового потока в камере

$$v = V/(H \cdot B).$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = (v \cdot \delta \cdot \rho_{\text{г}}) / \mu.$$

Скорость осаждения частиц (по формуле Стокса)

$$v_o = \sqrt{\frac{4 \cdot \delta \cdot (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) \cdot g}{3 \cdot \xi \cdot \rho_{\text{г}}}},$$

где $\xi = \begin{cases} 24/\text{Re}, & \text{Re} \leq 2 \\ 18.5/\text{Re}^{0.6}, & 2 < \text{Re} < 500 \\ 0.44, & \text{Re} \geq 500 \end{cases}$ – коэффициент сопротивления.

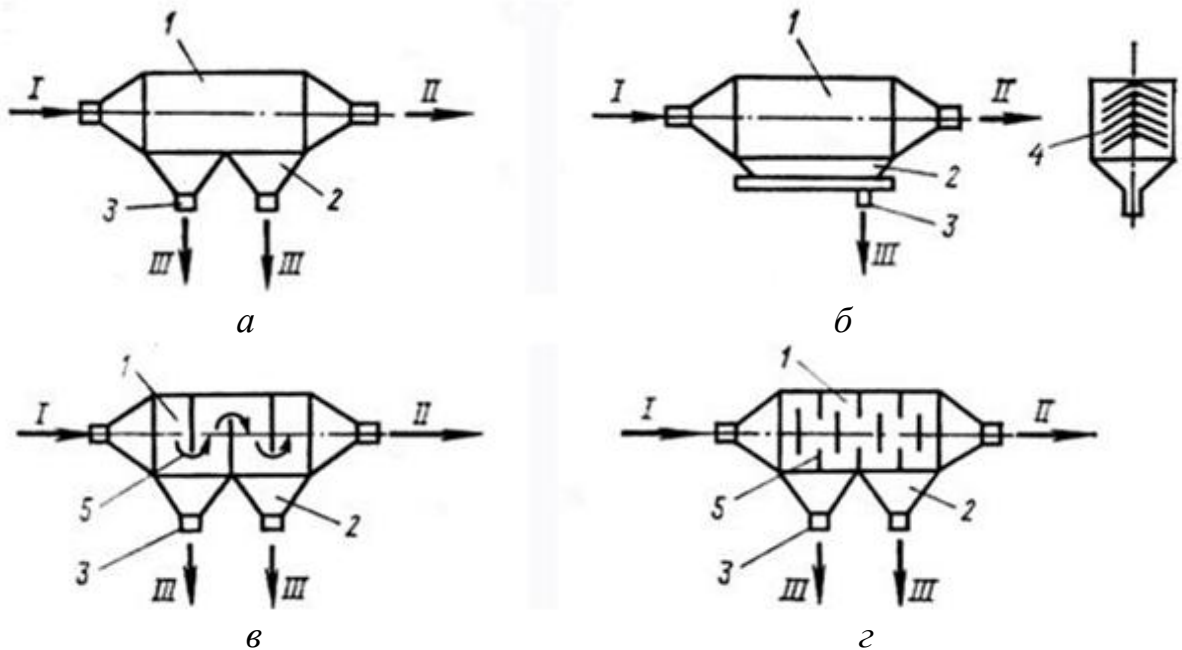


Рис. 6.1 – Схемы горизонтальных пылеосадительных камер
а – поля, б – с наклонными перегородками, в, г – с вертикальными перегородками;

I – запылённый газ, II – очищенный газ, III – пыль;
1 – корпус, 2 – бункер, 3 – выход пыли, 4 – наклонные перегородки, 5 – вертикальные перегородки

Путь частицы под действием силы тяжести

$$h = L \cdot v_o / v.$$

Эффективность камеры

$$\eta = h/H$$

(если $\eta \geq 1$, то все частицы заданного размера останутся в камере).

Пример. Определить эффективность пылеосадительной камеры с размерами: $L = 10$ м, $H = 2.5$ м, $B = 4$ м, если $V = 4500$ м³/ч, $\delta = 0.00002$ м, $\rho_{\text{ч}} = 800$ кг/м³.

Скорость потока воздуха в камере

$$v = 4500 / (3600 \cdot 2.5 \cdot 4) = 0.125 \text{ м/с.}$$

Критерий Рейнольдса для потока воздуха

$$\text{Re} = 0.0125 \cdot 0.00002 \cdot 1.29 / 0.0000173 = 0.16.$$

Коэффициент сопротивления

$$\xi = 24 / 0.16 = 150.$$

Скорость осаждения частиц

$$v_o = (4 \cdot 0.00002 \cdot 798.8 \cdot 9.807 / (3 \cdot 150 \cdot 1.29))^{0.5} = 0.034 \text{ м/с.}$$

Путь частицы под действием силы тяжести

$$h = 10 \cdot 0.034 / 0.125 = 2.72 \text{ м.}$$

Эффективность камеры

$$\eta = 2.72 / 2.5 > 1,$$

т.е. все частицы размером ≤ 0.00002 м останутся в камере.

В инерционных пылеуловителях частицы пыли осаждаются под действием собственной инерции при изменении направления потока газа, см. рис. 6.2. Газ в эти аппараты подаётся со скоростью $5 \div 15$ м/с. Степень очистки потоков газов в них выше, чем в горизонтальных пылеосадительных камерах ($60 \div 75\%$).

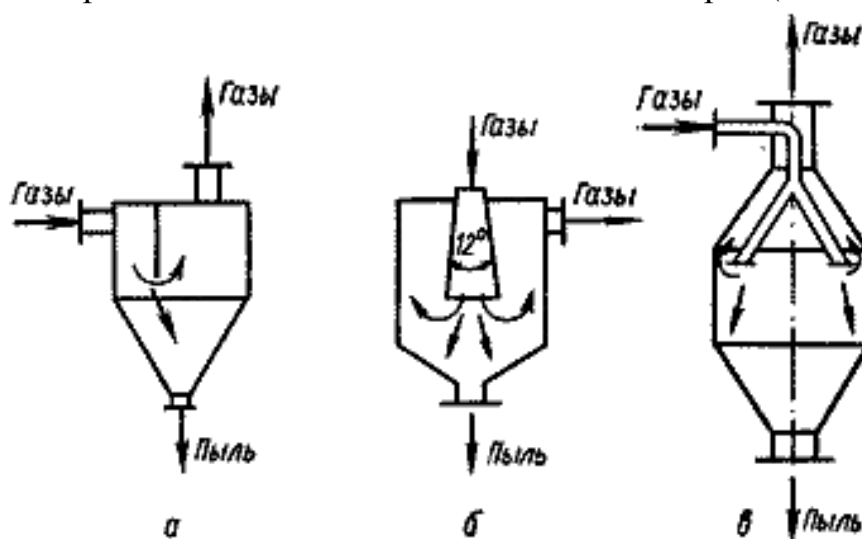


Рис. 6.2 – Схемы инерционных пылеуловителей

а – камера с перегородкой, *б* – камера с расширяющимся конусом, *в* – камера с заглубленным бункером

Циклоны – наиболее распространенные сухие механические пылеуловители. В промышленности чаще всего используются циклоны конструкции НИИОГаз – цилиндрические (ЦН) и конические (СДК), см. рис. 6.3. Частицы пыли размером $5 \div 20$ мкм выделяются под действием центробежных сил при вращении газового потока. Степень очистки – $75 \div 95\%$.

Запыленный газ поступает в верхнюю часть корпуса через входной патрубок, приваренный к корпусу тангенциально. Улавливание пыли происходит под действием центробежной силы, возникающей при движении газа между корпусом и выхлопной трубой. Уловленная пыль сыпается в бункер, а очищенный газ выбрасывается через выхлопную трубу.

Расчет циклонов ведут методом последовательных приближений и начинают с выбора типа циклона: выбирается аппарат, для которого выполняется неравенство

$$d_M > 2 \cdot d_{50}^T,$$

где d_{50}^T – диаметр частиц, осаждаемых с эффективностью 50% , см. таблицу Б.1 приложения Б;

d_M – медианный размер частиц пыли в потоке очищаемого газа (количество частиц крупнее d_M , равно количеству частиц мельче d_M).

Диаметр циклона

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot \omega_{оп}}},$$

где Q – расход очищаемого газа, м³/с;

$\omega_{оп}$ – оптимальная скорость движения газа в циклоне выбранного типа, см. таблицу Б.1 приложения Б.

Полученное значение D округляется до ближайшего типового значения внутреннего диаметра циклона $D_{ц}$: 0.2, 0.3, 0.4, 0.5, 0.6, 0.7, 0.8, 0.9, 1, 1.2, 1.4, 1.6, 1.8, 2, 2.2, 2.4, 2.6, 2.8, 3 м.

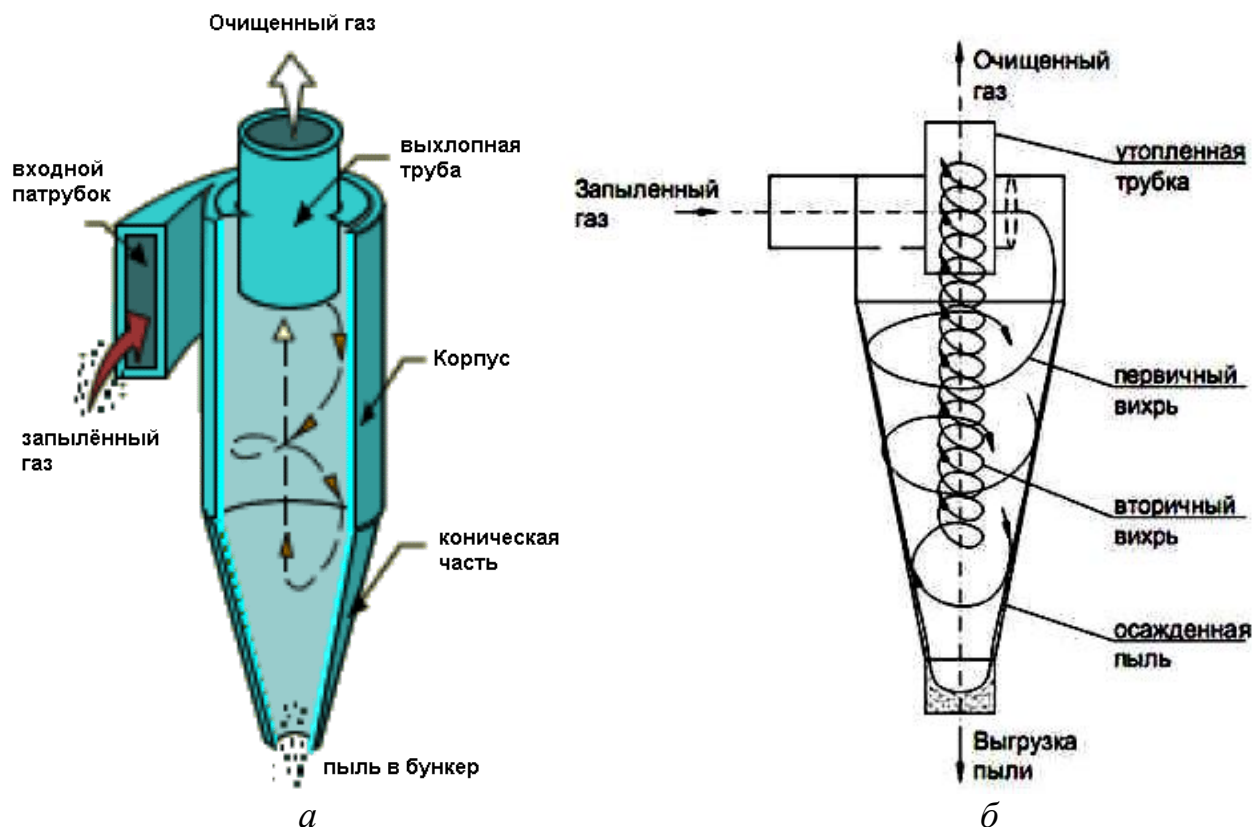


Рис. 6.3 – Конструктивные схемы циклонов НИИОГаз
а – цилиндрический, б – конический

Действительная скорость движения газа в циклоне

$$\omega_p = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D_{ц}^2}$$

не должна отклоняться от оптимальной более, чем на 15%: $\left| \frac{\omega_p - \omega_{оп}}{\omega_{оп}} \right| \leq 0.15$. Если

это ограничение не выполняется, необходимо выбрать другой тип циклона с большим значением $\omega_{оп}$.

Диаметр частиц, реально осаждаемых с эффективностью 50%

$$d_{50} = d_{50}^T \cdot \sqrt{\frac{D_{ц} \cdot \rho_{чг} \cdot \mu_T \cdot \omega_T}{D_T \cdot \rho_{ч} \cdot \mu \cdot \omega_p}}$$

причем значение d_{50}^T соответствует следующим параметрам циклона:
 $\omega_T = 3.5$ м/с, $D_T = 0.6$ м, $\rho_{чг} = 1930$ кг/м³, $\mu_T = 0.0000222$ Па·с, т.е.

$$d_{50} = d_{50}^T \cdot \sqrt{\frac{D_{ц} \cdot 1930 \cdot 0.0000222 \cdot 3.5}{0.6 \cdot \rho_{ч} \cdot \mu \cdot \omega_p}}$$

Полученное значение d_{50} не должно превышать d_m . В противном случае следует выбрать циклон с меньшим значением d_{50}^T .

Эффективность очистки газа в циклоне:

$$\eta = (1 + \Phi(X))/2,$$

где $X = 0.8 \cdot \lg(d_{50}/d_{50}^T)$,

$\Phi(X)$ – значение нормальной функции распределения (полный коэффициент очистки газа, выраженный в долях):

X	0	0.2	0.4	0.6	0.8	1	1.6	1.8	2.7
$\Phi(X)$	0.5	0.579	0.655	0.726	0.778	0.885	0.964	0.966	0.997

Если полученное значение η меньше требуемого, необходимо выбрать другой тип циклона с меньшим значением d_{50}^T .

Расчет заканчивается определением гидравлического сопротивления циклона

$$\Delta P = 0.5 \cdot \xi \cdot \rho \cdot \omega_p^2,$$

где ρ – плотность газа,

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

ξ_{500} – коэффициент гидросопротивления циклона диаметром 500 мм, см. таблицу Б.1 приложения Б;

K_1, K_2 – поправочные коэффициенты на диаметр циклона, см. таблицу Б.2 приложения Б, и на запыленность газа, см. таблицу Б.3 приложения Б.

Величина гидравлического сопротивления и объемный расход очищаемого газа определяют мощность привода устройства для подачи газа к циклону

$$N = 1.875 \cdot Q \cdot \Delta P.$$

Пример. Рассчитать циклон для следующих исходных данных: $Q = 12 \text{ м}^3/\text{с}$, $d_m = 18 \text{ мкм}$, $C_{\text{вх}} = 20 \text{ г}/\text{м}^3$, $\mu = 0.000173 \text{ Па} \cdot \text{с}$, $\rho_{\text{г}} = 2000 \text{ кг}/\text{м}^3$, $\rho = 1.29 \text{ кг}/\text{м}^3$, $\eta = 0.75$.

Согласно условию $d_m > 2 \cdot d_{50}^T$, см. таблицу Б.1 приложения Б, выбираем циклон ЦН-24, для которого $d_{50}^T = 8.5 \text{ мкм}$, $\omega_{\text{оп}} = 4.5 \text{ м}/\text{с}$, $\xi_{500} = 75 \text{ Па}$.

Диаметр циклона $D = (4 \cdot 12 / (3.14 \cdot 4.5))^{0.5} = 1.84 \text{ м} \Rightarrow D_{\text{ц}} = 1.8 \text{ м}$.

Действительная скорость движения газа в циклоне

$$\omega_p = 4 \cdot 12 / (3.14 \cdot 3.24) = 4.72 \text{ м}/\text{с}, |(4.72 - 4.5) / 4.5| = 0.048 < 0.15.$$

Диаметр частиц, реально осаждаемых с эффективностью 50%

$$d_{50} = d_{50}^T \cdot \sqrt{\frac{1.8}{0.6} \cdot \frac{1930}{2000} \cdot \frac{0.0000222}{0.0000173} \cdot \frac{3.5}{4.72}} = 14.1 \text{ мкм} < d_m = 18 \text{ мкм}.$$

$$X = 0.8 \cdot \lg(14.1/8.5) = 0.176.$$

Полный коэффициент очистки газа

$$\Phi(X) = 0.5 + (0.176 - 0) \cdot (0.579 - 0.5) / (0.2 - 0) = 0.57.$$

Эффективность очистки газа в циклоне

$$\eta = (1 + 0.57) / 2 = 0.785 > 0.75.$$

По таблицам Б.2 и Б.3 приложения Б принимаем: $K_1 = 1$, $K_2 = 0.93$.

Коэффициент сопротивления

$$\xi = 1 \cdot 0.93 \cdot 75 = 69.75.$$

Гидравлическое сопротивление циклона

$$\Delta P = 69.75 \cdot 1.29 \cdot 4.72^2 / 2 = 1002 \text{ Па}.$$

Мощность привода устройства для подачи газа к циклону

$$N = 1.875 \cdot 12 \cdot 1002 = 22551 \text{ Вт}.$$

6.2 Мокрые пылеуловители

Улавливание пыли в этих устройствах происходит в результате контакта запыленного газового потока с жидкостью в виде капель или пленки, которая захватывает взвешенные частицы пыли и уносит их из пылеуловителя в виде шлама. В качестве жидкости чаще всего используется вода, которая подводится механическими или пневматическими форсунками.

Достоинства:

- простота конструкции,
- небольшая стоимость,
- высокая эффективность,
- возможность использования при высоких температурах и влажности газа,
- предотвращение самовозгорания и взрыва газов или пыли,
- возможность одновременной очистки газов от пыли, извлечения вредных газообразных примесей и охлаждения газов.

Недостатки:

- пыль выделяется в виде шлама, который также требует очистки;
- коррозия пылеуловителей и коммуникаций при очистке агрессивных газов.

Наиболее популярные конструкции:

- скрубберы (Вентури, форсуночные, центробежные),
- барботажные аппараты.

Среди аппаратов мокрой очистки с осаждением частиц пыли на поверхность капель наибольшее практическое применение нашли *скрубберы Вентури*, см. рис. 6.4а. Основная часть аппарата – сопло Вентури, в конфузурную часть которого подводится поток запыленного газа, а через форсунки – жидкость на орошение. Осаждение частиц пыли на капли жидкости происходит в конфузурной части сопла, где скорость газа может превышать 100 м/с. Для эффективной очистки необходимо равномерное распределение жидкости по сечению конфузурной части сопла.

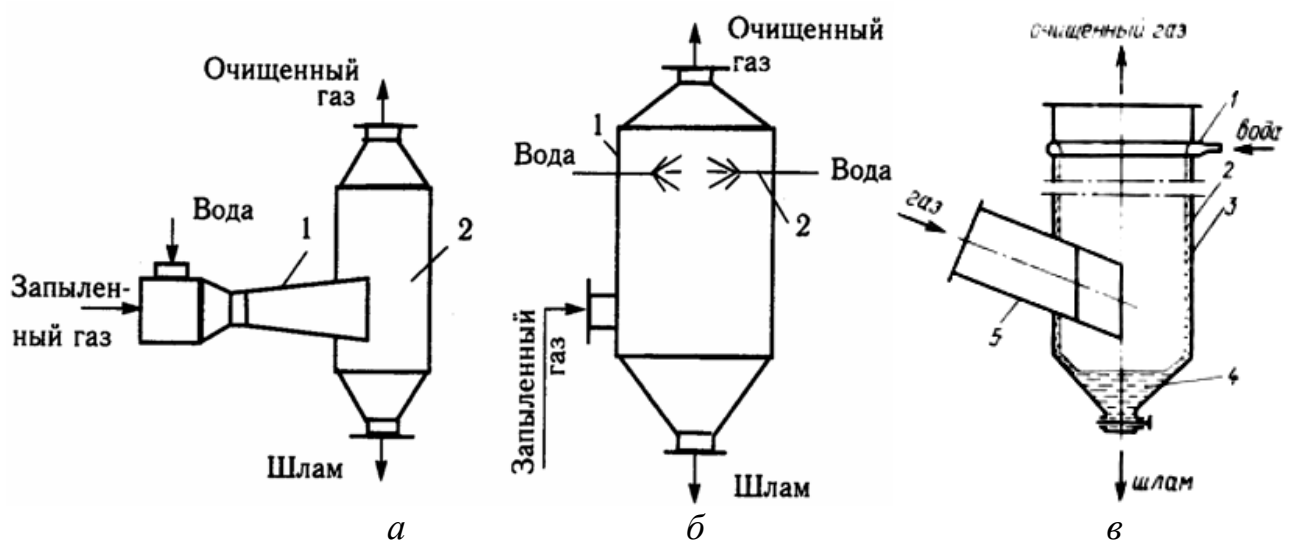


Рис. 6.4 – Скрубберы

а – Вентури: 1 – сопло Вентури, 2 – каплеуловитель

б – форсуночный: 1 – корпус, 2 – форсунки

в – центробежный: 1 – ороситель, 2 – пленка, 3 – корпус, 4 – сборник шлама, 5 – подвод газа

В диффузорной части сопла (на входе в каплеуловитель) скорость потока газа уменьшается до 15-20 м/с. Эффективность очистки газов от пылей со средним размером частиц 1-2 мкм и начальной концентрацией примесей до 100 г/м³ в скрубберах Вентури составляет 0.96÷0.98. Удельный расход воды на орошение при этом составляет 0.4÷0.6 л/м³.

В форсуночных скрубберах, см. рис. 6.4б, запыленный газовый поток на входе в корпус аппарата направляется на зеркало воды, где осаждаются наиболее крупные частицы пыли. Газовый поток и мелкодисперсная пыль распределяются по всему сечению корпуса и поднимаются вверх навстречу потоку капель, подаваемых в скруббер через форсунки. В форсуночных скрубберах надежно улавливаются частицы пыли размером ≥ 10 мкм. Удельный расход воды в них 3÷6 л/м³, рекомендуемая скорость потока газа в корпусе 0.7÷1.5 м/с. Общая эффективность очистки – 0.6÷0.7.

В центробежных скрубберах, см. рис. 6.4в, частицы пыли отбрасываются на пленку жидкости центробежными силами, возникающими при вращении газового потока в аппарате за счет тангенциального расположения входного патрубка. Пленка жидкости толщиной ≥ 0.3 мм создается подачей воды через ороситель и непрерывно стекает вниз, увлекая частицы пыли в сборник шлама.

Эффективность очистки газа от пыли в аппаратах такого типа (0.75÷0.9) зависит от диаметра корпуса, скорости газа во входном патрубке и дисперсности пыли. Оптимальное соотношение высоты и диаметра корпуса $H = 4 \cdot D$. Удельный расход воды 0.09÷0.18 л/м³, запыленность входного газового потока ≤ 20 г/м³.

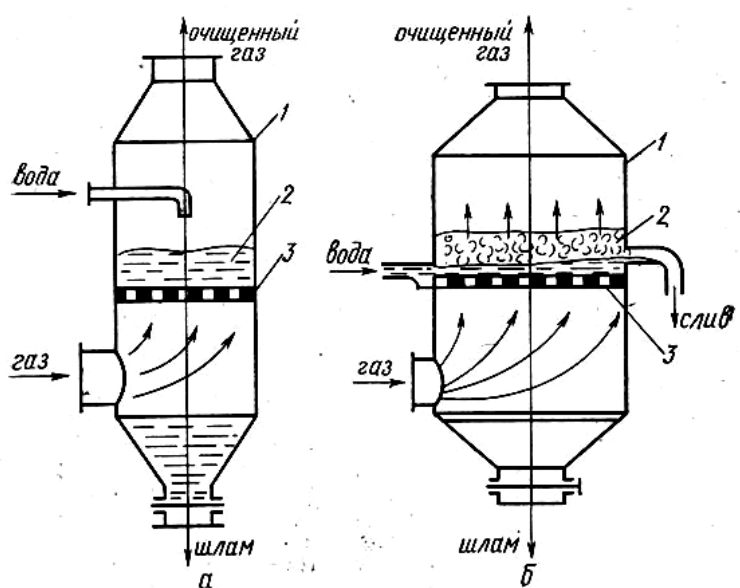


Рис. 6.5 – Барботажно-пенный пылеуловители

а – с провальной, *б* – с переливной решеткой

1 – корпус, *2* – слой жидкости, *3* – решетка

В барботажно-пенных аппаратах с провальной, см. рис. 6.5а, и переливной, см. рис. 6.5б, решетками запыленный газ поступает под решетку, проходит через ее отверстия и очищается от частиц пыли, барботируя через слой жидкости и пены. Режим работы аппаратов зависит от скорости подачи газа под решетку: при скорости ≤ 1 м/с наблюдается барботажный режим, при больших скоростях

над жидкостью появляется слой пены, что приводит к повышению эффективности очистки газа и повышению уноса жидкости из аппарата. Рекомендуемые скорости газа в корпусе аппарата $2 \div 2,5$ м/с, эффективность очистки газа от мелкодисперсной пыли $\sim 0,95$, удельный расход жидкости $0,4 \div 0,5$ л/м³.

Практика эксплуатации барботажно-пенных аппаратов показывает, что они весьма чувствительны к неравномерности подачи газа под провальные решетки (возможны местные срывы пленки жидкости с решетки). Кроме того, решетки аппаратов склонны к засорению.

6.3 Пористые фильтры

В пористых фильтрах газ фильтруется через пористую перегородку. Взвешенные частицы задерживаются на поверхности и в порах фильтрующего материала: ткань, смазанные маслом металлические сетки, металлическая или керамическая плитка, насыпной фильтрующий слой.

В промышленной практике наиболее распространены тканевые фильтры, фильтрующие элементы которых выполнены в виде рукавов, натянутых на металлический каркас. Рукавный фильтр представляет собой герметичный шкаф, разделенный вертикальными перегородками на секции, в которых размещены фильтрующие рукава, см. рис. 6.6. Рукава изготавливают из плотных тканей (хлопчатобумажных, капрона, лавсана и др.), чаще всего с начесом. Накапливающаяся на них пыль повышает эффективность очистки, являясь дополнительным фильтрующим слоем.

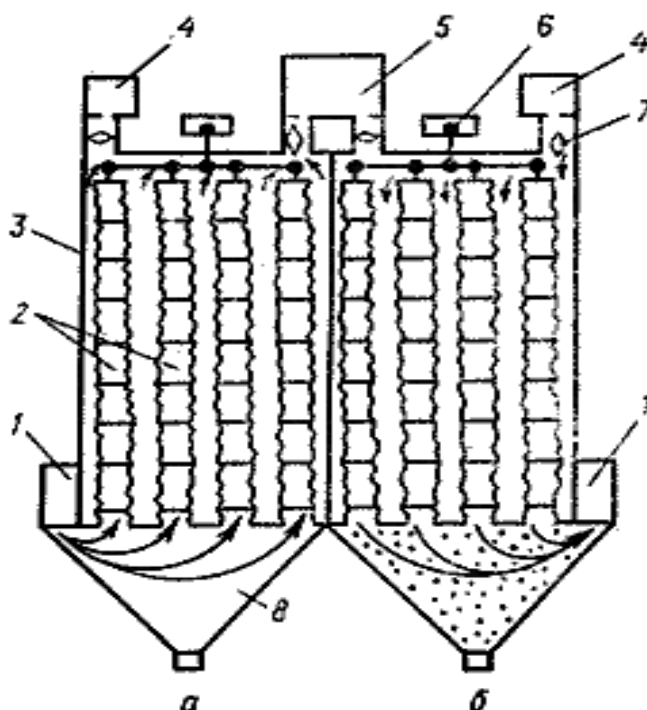


Рис. 6.6 – Рукавный фильтр

а – режим фильтрации, *б* – режим регенерации

1 – газопровод запыленного воздуха, *2* – рукава, *3* – корпус;
4 – воздухопровод продувочного воздуха, *5* – газопровод чистого газа,
6 – механизм встряхивания, *7* – клапан, *8* – бункер

Содержание пыли в очищаемом газе не должно превышать 30 г/м³. Эффективность очистки воздуха от пыли у рукавных фильтров может превышать 98%, однако они очень громоздки и создают довольно большое сопротивление проходу воздуха – до 1000 Па. Они различаются по месту расположения вентилятора или дымососа относительно фильтра (всасывающий или нагнетательный), по способу регенерации ткани (встряхивание, вибрация и/или продувка обратным воздухом) по режиму работы (непрерывные, периодические).

Исходные данные для расчёта рукавного фильтра: расход очищаемых газов V (м³/ч), динамическая вязкость очищаемых газов μ (Па·с), концентрация пыли в очищаемых ($z_{\text{вх}}$, г/м³) и очищенных ($z_{\text{вых}}$, мг/м³) газах, медианный размер частиц пыли d_m (мкм), температура газов t (°C), продолжительность цикла фильтрования τ_c (с), период отключения секций фильтра на регенерацию τ_p (с). Технические характеристики некоторых промышленных рукавных фильтров представлены в таблице Б.4 приложения Б.

Последовательность расчета:

1. Определение удельной газовой нагрузки

$$q = q_n \cdot C_1 \cdot C_2 \cdot C_3 \cdot C_4 \cdot C_5,$$

где q_n – номинальная газовая нагрузка (1.7÷3.5 м³/(м²·мин) в зависимости вида пыли);

C_1 – поправка на способ регенерации фильтрующих элементов (только обратная продувка – $C_1 = 0.6$, со встряхиванием или вибрацией $C_1 = 0.75$);

C_2 – поправка, зависящая от концентрации пыли в очищаемом газе:

$z_{\text{вх}}$, г/м ³	2	10	20	40	60	80	100
C_2	1.1	1	0.97	0.9	0.88	0.85	0.82

C_3 – поправка на размеры частиц пыли:

d_m , мкм	< 3	3÷10	10÷50	50÷100	> 100
C_3	1.1	1	0.97	0.9	0.88

C_4 – поправка на температуру очищаемого газа:

t , °C	20	40	60	80	100	120	140	160
C_4	1	0.9	0.84	0.78	0.75	0.74	0.72	0.7

C_5 – поправка на качество очистки (концентрацию пыли в очищенном газе $z_{\text{вых}}$): при $z_{\text{вых}} \leq 10$ мг/м³ $C_5 = 0.95$, при $z_{\text{вых}} > 10$ мг/м³ $C_5 = 1$.

2. Определение гидравлического сопротивления фильтрующей среды

$$\Delta p = K_n \cdot \mu \cdot \omega + K_1 \cdot \mu \cdot \tau_c \cdot z_{\text{вх}} \cdot \omega^2,$$

где K_n (1/м), K_1 (м/кг) – коэффициенты сопротивления запыленной ткани и слоя пыли на ее поверхности (для хлопчатобумажной ткани и неагрессивной пыли принимают $K_n = 1.7 \cdot 10^9$ 1/м, $K_1 = 1.6 \cdot 10^{10}$ м/кг),

μ – вязкость газа при рабочей температуре (Па·с),

ω – скорость фильтрования (0.01÷0.035 м/с).

Если рассчитанное значение Δp превышает 2000 Па, необходимо уменьшить принятое значение τ_c .

3. Определение количества регенераций фильтровальной ткани в течение 1 ч

$$m_p = 3600 / (\tau_c + \tau_p).$$

4. Вычисление расхода газа при обратной продувке

$$V_p = V \cdot m_p \cdot \tau_p / 3600,$$

тогда необходимая площадь поверхности фильтрования

$$F_{\phi} = (V + V_p)/(60 \cdot q).$$

По значению F_{ϕ} принимается тип фильтра, их число N_{ϕ} , число n_c секций в каждом фильтре и поверхность F_c фильтрования каждой секции.

5. Определение площади поверхности фильтров, отключаемой на время регенерации

$$F_p = N_{\phi} \cdot n_c \cdot F_c \cdot m_p \cdot \tau_p / 3600,$$

уточнение расхода газа на обратную продувку в течении 1 ч (скорость обратной продувки принимается равной скорости фильтрования)

$$V_p = m_p \cdot \tau_p \cdot \omega \cdot N_{\phi} \cdot n_c \cdot F_c,$$

уточнение значения F_{ϕ} с учетом уточнения значения V_p .

6. Выбор числа секций фильтров n_p , одновременно отключаемых на регенерацию

$$\tau_{ц} / \tau_p \geq (N_{\phi} \cdot n_c - n_p).$$

7. Определение удельной газовой нагрузки выбранных фильтров

$$Q = (V/60 + n_p \cdot F_c \cdot q) / (F_c \cdot (N_{\phi} \cdot n_c - n_p)),$$

Надежная эксплуатация аппаратов обеспечивается при выполнении условия: $q \geq Q$.

Пример. Рассчитать рукавный фильтр при следующих исходных данных:

$V = 350000 \text{ м}^3/\text{ч}$, $\mu = 0.000028 \text{ Па} \cdot \text{с}$, $z_{\text{вх}} = 30 \text{ г}/\text{м}^3$, $z_{\text{вых}} = 30 \text{ мг}/\text{м}^3$, $d_m = 10 \text{ мкм}$, $t = 160 \text{ }^\circ\text{C}$, $\tau_{ц} = 900 \text{ с}$, $\tau_p = 40 \text{ с}$, $q_n = 2 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$, $\omega = 0.013 \text{ м}/\text{с}$, регенерация – обратная продувка.

Расчет: удельная газовая нагрузка $q = 2 \cdot 0.6 \cdot 0.93 \cdot 1 \cdot 0.7 \cdot 1 = 0.78 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$;

гидравлическое сопротивление фильтрующей среды

$$\Delta p = 1.7 \cdot 10^9 \cdot 0.000028 \cdot 0.013 + 1.6 \cdot 10^{10} \cdot 0.000028 \cdot 900 \cdot 0.03 \cdot (0.013)^2 = 2660 \text{ Па},$$

$$\Delta p \geq 2000 \text{ Па}, \text{ принимаем } \tau_{ц} = 600 \text{ с}, \text{ тогда } \Delta p = 1990 \text{ Па};$$

$$\text{число регенераций в течение 1 ч } m_p = 3600 / (600 + 40) = 5.63;$$

$$\text{расход газа при обратной продувке } V_p = (350000 \cdot 5.63 \cdot 40) / 3600 = 21900 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$\text{поверхность фильтрования } F_{\phi} = (350000 + 21900) / (60 \cdot 0.78) = 7950 \text{ м}^2,$$

$$\text{принимаем фильтр типа ФРО-5000, } N_{\phi} = 2, n_c = 10, F_c = 500 \text{ м}^2;$$

$$\text{площадь поверхности регенерации } F_p = (2 \cdot 10 \cdot 500 \cdot 40 \cdot 5.63) / 3600 = 625 \text{ м}^2;$$

$$\text{расход газа на обратную продувку } V_p = 0.013 \cdot 40 \cdot 5.63 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 500 = 29200 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$\text{поверхность фильтрования } F_{\phi} = (350000 + 29200) / (60 \cdot 0.78) = 8730 \text{ м}^2,$$

т.е. на регенерацию можно отключать одновременно две секции, проверка:

$$(N_{\phi} \cdot n_c - 1) \cdot \tau_p = (20 - 1) \cdot 40 = 760 > 600 - \text{действительно возможна одно-}$$

временная регенерация двух секций;

удельная газовая нагрузка выбранных фильтров

$$Q = (350000/60 + 2 \cdot 500 \cdot 0.78) / (500 \cdot 18) = 0.736 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин}) < 0.78, \text{ т.е. на-}$$

дежная эксплуатация выбранных фильтров обеспечена.

6.4 Электрофильтры

Процесс электростатического осаждения принципиально отличается от механических методов сепарации частиц пыли из потока газа тем, что сила осаждения действует непосредственно на частицы, а не создается косвенно воздействием на поток газа. Даже частицы размером менее 1 мкм улавливаются эффективно, т.к. и на них действует достаточно большая сила. Энергия, потребляемая в элект-

трофилт্রে – это сумма энергии, расходуемой генератором тока высокого напряжения, и энергии преодоления гидравлического сопротивления.

Преимущества процесса электрофилтрации:

- умеренное потребление энергии ($0.1 \div 0.5$ кВт·ч на 1000 м^3 газов),
- малое сопротивление потоку газа ($100 \div 150$ Па при правильной эксплуатации),
- высокая эффективность очистки (до 99.9 % в пределах концентраций $3 \text{ мг/м}^3 \div 200 \text{ г/м}^3$ и широком диапазоне дисперсности частиц),
- возможность обеспыливания влажной и коррозионно-активной газовой среды с температурой до 500°C ,
- высокая производительность (до сотен тысяч $\text{м}^3/\text{ч}$ очищаемого газа).

Недостатки: высокая чувствительность к поддержанию параметров очистки, большие габариты и высокая металлоемкость, высокие требования к монтажу и обслуживанию.

Ограничения: не рекомендуется применять для улавливания пылей с высоким электрическим сопротивлением, очистки взрывоопасных газовых выбросов, при возможности возникновения электрохимических реакций с образованием токсичных продуктов.

Электрофилтры, как правило, используются для тонкой очистки воздуха, поэтому обычно их компонуют с пылеулавливающими устройствами, обеспечивающими предварительную очистку.

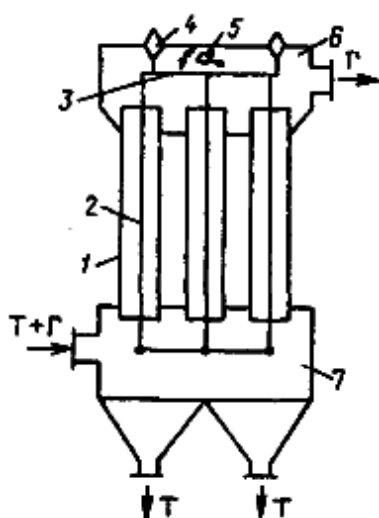


Рис. 6.7 – Электрофилтр

1 – осадительный электрод; 2 – коронирующий электрод; 3 – рама; 4 – высоковольтный изолятор; 5 – встряхивающее устройство; 6 – верхняя камера; 7 – сборник пыли

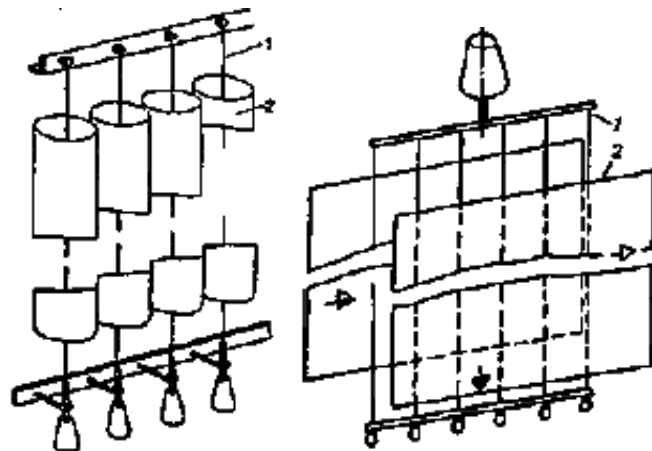


Рис. 6.8 – Конструкции электродов

а – трубчатые, б – пластинчатые
1 – коронирующие электроды,
2 – осадительные электроды

Процесс обеспыливания в электрофилтре, см. рис. 6.7, состоит из следующих стадий: зарядка частиц пыли, проходящих с потоком газа корону постоянного тока; осаждение заряженных частиц на электродах с противоположным знаком; удаление пыли, осевшей на электродах. Основными элементами электрофилтра являются коронирующий и осадительный электроды. Первый представляет собой проволоку, натянутую в трубке или между пластинами, второй – поверхность трубки или пластины, окружающей коронирующий электрод, см.рис. 6.8. На ко-

ронирующие электроды подается постоянный ток высокого напряжения 30÷60 кВ. Коронирующий электрод обычно имеет отрицательную полярность, осадительный электрод заземлен. Запыленный газ подается в распределительное устройство, а затем – в проходы между коронирующими и осадительными электродами (межэлектродные промежутки).

По мере осаждения пыли на электродах эффективность пылеулавливания понижается. Для поддержания оптимальной эффективности электроды периодически очищают от пыли встряхиванием или промывкой при снятом напряжении (сухие и мокрые электрофильтры).

Порядок расчета сухого электрофильтра:

1. Скорость движения частиц к осадительным электродам (дрейфа частиц)

$$w_d = 5.9 \cdot 10^{-12} \cdot E^2 \cdot d / \mu,$$

где E – напряженность электрического поля в ходе очистки (250000÷350000 В/м),

d – размер выделяемых частиц пыли (м),

μ – динамическая вязкость газа Па·с.

Значение w_d определяется для минимального (w_d^{\min}) и максимального (w_d^{\max}) размера частиц.

2. Продолжительность осаждения частиц пыли

$$\tau_{oc} = \delta / w_d^{\min},$$

где δ – расстояние между коронирующим и осадительным электродами (м).

3. Необходимая площадь активного сечения электрофильтра

$$S = V / (3600 \cdot w_r),$$

где V – расход очищаемого газа (м³/ч),

w_r – скорость газового потока (1÷1.5 м/с, но больше w_d^{\max}).

По значению S выбирается стандартный электрофильтр ($S_{\phi} \geq S$) с площадью осаждения F_{oc} .

4. Удельная поверхность осаждения электрофильтра

$$f = F_{oc} / (V / 3600).$$

5. Степень очистки газа в выбранном фильтре

$$\varepsilon = 1 - \exp(-w_d^{\min} \cdot f).$$

6. Продолжительность пребывания частиц в межэлектродных промежутках

$$\tau_{п} = l / w_r,$$

где l – длина межэлектродных промежутков (м).

Условие осаждения частиц в выбранном электрофильтре: $\tau_{п} > \tau_{oc}$.

Пример. Подобрать серийную конструкцию электрофильтра для очистки запыленного сушильного агента, выходящего из барабанной сушилки, если его температура 120°С, диапазон размеров частиц 5÷40 мкм, расход газа $V = 60000$ м³/ч, степень очистки не должна быть ниже 0.998. Напряженность электрического поля в ходе очистки $E = 300000$ В/м. Динамическая вязкость воздуха при 120°С $\mu = 0.0000225$ Па·с.

Расчет: скорости дрейфа частиц $w_d^{\min} = 5.9 \cdot 10^{-12} \cdot 300000^2 \cdot 0.000005 / 0.0000225 = 0.118$ м/с,
 $w_d^{\max} = 5.9 \cdot 10^{-12} \cdot 300000^2 \cdot 0.00004 / 0.0000225 = 0.944$ м/с,

принимаем $w_r = 1$ м/с;

предварительно выбираем электрофильтр типа ЭГА с $\delta = 0.15$ м;

продолжительность осаждения $\tau_{oc} = 0.15 / 0.118 = 1.13$ с;

площадь активного сечения $S = 60000 / (3600 \cdot 1) = 16.67$ м²;

выбираем электрофильтр ЭГА-1-12-6-5-2: 1 – количество секций; 12 – количество газовых проходов; 6 – высота электродов, м ($l = 6$ м); 5 – число элементов осадительного электрода; 2 – количество электродных полей; $S_{\phi} = 19.8 \text{ м}^2$; $F_{\text{ос}} = 952 \text{ м}^2$;

удельная поверхность осаждения $f = 952/16.67 = 57.1 \text{ м}^2$;

степень очистки $\varepsilon = 1 - \exp(-0.118 \cdot 57.1) = 0.9988 > 0.998$: необходимая степень очистки обеспечена;

время пребывания частиц в межэлектродных промежутках $\tau_{\text{п}} = 6/1 = 6 \text{ с} > \tau_{\text{ос}}$: фильтр выбран правильно.

7 ОЧИСТКА ГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ ОТ ВРЕДНЫХ И ОПАСНЫХ ПРИМЕСЕЙ

Способы очистки газовых выбросов от токсичных, взрыво-пожароопасных примесей в виде газов и паров (NO , NO_2 , SO_2 , H_2S и др.) подразделяют на три основные группы:

- 1) поглощение примесей путем каталитического превращения (каталитический метод);
- 2) промывка выбросов растворителями примеси (абсорбционный метод);
- 3) поглощение примесей твердыми телами с ультрамикроскопической структурой (адсорбционный метод).

7.1 Оборудование для каталитической очистки газовых выбросов

Каталитический метод основан на превращении токсичных компонентов газовых выбросов в менее вредные путем введения катализаторов (окислы марганца, меди, палладия, ванадия). Он получает все большее распространение благодаря высокой степени очистки (до 99,9%) при сравнительно невысоких температурах и обычном давлении, малых концентрациях примесей. Установки каталитической очистки просты в эксплуатации и малогабаритны. Недостаток – образование новых веществ, которые подлежат удалению из газа другими методами (абсорбция, адсорбция). Это усложняет аппаратное оформление и снижает общий экономический эффект.

Методы подбора катализаторов базируются, в основном, на эмпирических или полуэмпирических способах. Об активности катализаторов судят по количеству продукта, получаемого с единицы объема катализатора, или по скорости каталитических процессов, при которых обеспечивается требуемая степень превращения:

$$\omega_k = k_{\omega} \cdot (C_1)^a \cdot (C_2)^b \cdot \dots,$$

где C_1, C_2 и т.д. – концентрации веществ, участвующих в реакции;

k_{ω} – константа скорости реакции, значение которой часто определяется по закону Аррениуса: $k_{\omega} = z \cdot \exp(-E/(R \cdot T))$;

a, b – порядок реакции по соответствующему компоненту;

T – абсолютная температура;

R – газовая постоянная;

E, z – энергия активации и предэкспоненциальный множитель (константы, характерные для данной химической реакции и катализатора).

Для осуществления каталитического процесса необходимы незначительные количества катализатора, расположенного таким образом, чтобы обеспечить максимальную поверхность контакта с газовым потоком, поэтому катализаторы обычно выполняются в виде шариков, цилиндров, колец или проволоки, свитой в спираль.

Объем загрузки катализатора определяется исходя из скорости обезвреживания газа ($2000 \div 60000 \text{ м}^3/\text{м}^3$ каталитической массы в час). Например, на катализаторах НИИОГАЗ, при скорости обезвреживания $30000 \div 60000 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{час})$ температуре $350\text{--}420 \text{ }^\circ\text{C}$ практически полностью окисляются примеси органических га-

зов (этилена, пропилена, метилового и этилового спирта, ацетона, бензола, толуола и др.).

Для каждой реакции, протекающей в потоке газа, характерна так называемая минимальная температура начала реакции, ниже которой катализатор не проявляет активности, и предельная температура, превышение которой приводит к разрушению катализатора. Например, метан начинает окисляться на поверхности катализатора, состоящего из 60% MnO_2 и 40% CuO , только при температуре 320 °С, а предельной является температура 480 °С. Оптимальные температуры, как правило, близки к предельным (для рассмотренного примера – 450 °С).

В промышленной практике широко распространены контактные аппараты для каталитической очистки газов, принцип действия которых основан на фильтрации газа через слой неподвижного катализатора, см. рис. 7.1. Катализатор в виде твердых тел различной формы может располагаться на перфорированных решетках (рис. 7.1а) или внутри труб, внешняя поверхность которых может охлаждаться жидкими и газообразными хладагентами, обогреваться ВОТ, расплавами солей и металлов (рис. 7.1б). Достоинство таких аппаратов: простота конструкции. Недостаток – возможность засорения катализатора твердыми частицами.

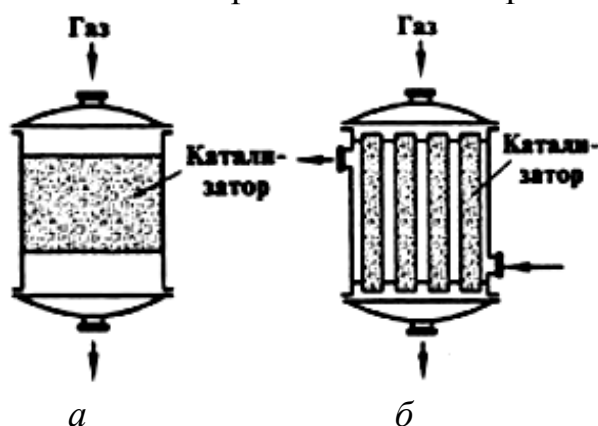


Рис. 7.1 – Контактные аппараты для каталитической очистки
а – с перфорированной решеткой, б – трубчатый

На рис. 7.2 представлен каталитический реактор, предназначенный для окисления толуола, содержащегося в газозвушных выбросах цехов анилино-красочных производств. Воздух, содержащий примеси толуола, подогревается в межтрубном пространстве теплообменника-рекуператора, откуда поступает в подогреватель. Продукты сгорания топлива (природного газа) смешиваются с воздухом, повышая его температуру до уровня, обеспечивающего оптимальную скорость окисления толуола на поверхности катализатора (250-350 °С). Катализатором является природная марганцевая руда (пиромзит) в виде гранул размером 2÷5 мм, покрытых азотнокислым палладием, на поверхности которых толуол окисляется до оксида углерода и водяных паров ($C_7H_8 + 9O_2 \rightarrow 7CO_2 + 4H_2O$). Смесь воздуха и продуктов реакции при температуре 350-450 °С направляется в рекуператор, где отдает тепло газозвушному потоку, идущему на очистку, и затем через выходной патрубков выводится в атмосферу. В таком реакторе достигается эффективность очистки 95-98% при расходе вспомогательного топлива (природного газа) 3.5÷4 м³ на 1000 м³ очищаемого воздуха. Гидравлическое сопротивление

ние реактора при номинальной нагрузке ($800 \div 900 \text{ м}^3/\text{ч}$) не превышает $150 \div 180 \text{ Па}$. Скорость процесса $8000 \div 10000 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{час})$.

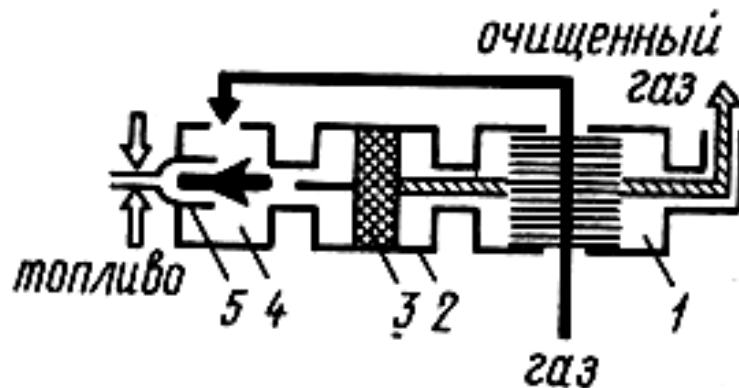


Рис. 7.2 – Каталитический реактор
 1 – теплообменник-рекуператор, 2 – контактное устройство, 3 – слой катализатора, 4 – подогреватель, 5 – газовая горелка

Исходные данные для расчета каталитического реактора:

Q_{Γ} – объемный расход очищаемого газа, $\text{м}^3/\text{с}$;

$\omega_{\text{к}}$ – максимальная скорость обезвреживания газа, $1/\text{с}$;

$d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр зерна катализатора, м ;

$\varepsilon_{\text{к}}$ – пористость слоя катализатора;

$S_{\text{уд}}$ – удельная наружная поверхность катализатора, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

$k_{\text{ф}}$ – коэффициент формы зерна, учитывающий неравнодоступность всей поверхности зерна катализатора обдуваемому потоку;

$T_{\text{р}}$ – рекомендуемая температура перед слоем катализатора, К ;

η – требуемая степень очистки;

μ , ρ – коэффициент динамической вязкости ($\text{Па} \cdot \text{с}$) и плотность ($\text{кг}/\text{м}^3$) газа при рабочих условиях;

D_0 – коэффициент диффузии при нормальных условиях ($T_0 = 273 \text{ К}$ и $P_0 = 101.3 \text{ кПа}$), $\text{м}^2/\text{с}$;

ω_0 – линейная скорость потока газа при нормальных условиях, отнесенная к полной фильтрующей поверхности ($0.5 \div 1.05 \text{ м}/\text{с}$).

Порядок расчета:

1. Минимальный объем катализаторной массы

$$V_{\text{к}} = Q_{\Gamma} / \omega_{\text{к}}$$

2. Коэффициент массоотдачи, отнесенный к единице поверхности катализа-

$$\beta = \frac{D}{d_{\text{э}}} \cdot \begin{cases} 0.515 \cdot \text{Re}^{0.35} \cdot \text{Sc}^{0.33}, & 0.01 \leq \text{Re} < 2 \\ 0.725 \cdot \text{Re}^{0.47} \cdot \text{Sc}^{0.33}, & 2 \leq \text{Re} < 30 \\ 0.395 \cdot \text{Re}^{0.64} \cdot \text{Sc}^{0.33}, & \text{Re} \geq 30 \end{cases},$$

где $\text{Re} = \omega_{\text{р}} \cdot d_{\text{э}} \cdot \rho / \mu$ – критерий Рейнольдса;

$\text{Sc} = \mu / (D \cdot \rho)$ – критерий Шмидта (диффузионный критерий Прандтля);

$D = D_0 (T_{\text{р}} / T_0)^{1.8}$ – коэффициент диффузии улавливаемого компонента в воздухе, $\text{м}^2/\text{с}$;

$\omega_{\text{р}} = \omega_0 \cdot (T_{\text{р}} / T_0) \cdot (1 / \varepsilon_{\text{к}})$ – скорость газа при рабочих условиях, $\text{м}/\text{с}$.

3. Эффективная удельная поверхность катализатора

$$S_{\text{эф}} = S_{\text{уд}} \cdot k_{\text{ф}}$$

4. Толщина слоя катализатора необходимая для достижения заданной степени очистки

$$h = N_0 \cdot \omega_p / (S_{\text{эф}} \cdot \beta),$$

где $N_0 = \ln(1/(1 - \eta))$ – число единиц переноса.

5. Внутренний диаметр реактора

$$d_p = \sqrt{\frac{4 \cdot V_k}{h \cdot \pi}}.$$

6. Гидравлическое сопротивление слоя катализатора

$$\Delta p = h \cdot \left(150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_k)^2}{\varepsilon_k^3} \cdot \frac{\mu \cdot \omega_p}{d_3^2} + 1.75 \cdot \frac{1 - \varepsilon_k}{\varepsilon_k^2} \cdot \frac{\rho \cdot \omega_p^2}{d_3} \right).$$

Пример. Рассчитать каталитический реактор при следующих исходных данных: $Q_r = 15 \text{ м}^3/\text{с}$, $\omega_k = 1.1 \text{ л/с}$, $d_3 = 0.005 \text{ м}$, $\varepsilon_k = 0.85$, $S_{\text{уд}} = 30 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $k_{\text{ф}} = 0.75$, $T_p = 573 \text{ К}$, $\eta = 0.95$, $\mu = 0.000022 \text{ Па}\cdot\text{с}$, $\rho = 0.92 \text{ кг/м}^3$, $D_0 = 0.000014 \text{ м}^2/\text{с}$, $\omega_0 = 0.75 \text{ м/с}$. Расчет: минимальный объем катализаторной массы $V_k = 15/1.1 = 13.64 \text{ м}^3$;

скорость газа при рабочих условиях $\omega_p = 0.75 \cdot 573 / (273 \cdot 0.85) = 1.852 \text{ м/с}$;

критерий Рейнольдса $Re = 1.852 \cdot 0.005 \cdot 0.92 / 0.000022 = 387.23$;

коэффициент диффузии $D = 0.000014 \cdot (573/273)^{1.8} = 0.0000532 \text{ м}^2/\text{с}$;

критерий Шмидта $Sc = 0.000022 / (0.0000532 \cdot 0.92) = 0.449$;

коэф. массоотдачи $\beta = (0.0000532/0.005) \cdot (0.395 \cdot 387.23^{0.64} \cdot 0.449^{0.33}) = 0.146 \text{ м/с}$;

эффективная удельная поверхность катализатора $S_{\text{эф}} = 30 \cdot 0.75 = 22.5 \text{ м}^2/\text{м}^3$;

число единиц переноса $N_0 = \ln(1/(1 - 0.95)) = 2.996$;

толщина слоя катализатора $h = 2.996 \cdot 1.852 / (22.5 \cdot 0.146) = 1.689 \text{ м}$;

внутренний диаметр реактора $d = (4 \cdot 13.64 / (1.689 \cdot 3.14))^{0.5} = 3.207 \text{ м}$;

гидросопротивление катализатора $\Delta p = 597.7 \text{ Па}$.

7.2 Оборудование для абсорбции газовых выбросов

Абсорбционный метод очистки газов основан на поглощении вредных газообразных примесей жидким поглотителем (абсорбентом). Необходимым условием реализации абсорбции является превышение концентрации поглощаемого компонента в очищаемой газовой смеси над его равновесной концентрацией в абсорбенте.

В качестве абсорбентов чаще всего используются: вода, растворы аммиака, едких и карбонатных щелочей, солей марганца, масла, суспензии гидроксида кальция, оксидов марганца и магния, сульфат магния и др. Например, для очистки газов от аммиака, хлористого и фтористого водорода в качестве абсорбента используют воду, для улавливания водяных паров – серную кислоту, для улавливания ароматических углеводородов – масла. Абсорбенты, применяемые в промышленности, оцениваются по следующим показателям:

- абсорбционная емкость – растворимость извлекаемого компонента в поглотителе в зависимости от температуры и давления;

- селективность – отношение растворимостей выделяемой примеси и очищаемого газа и скоростей их абсорбции;

- минимальное давление паров (степень возможного загрязнения очищаемого газа парами абсорбента);

- стоимость;
- степень воздействия на материал абсорбера.

Абсорбционная очистка – непрерывный и, как правило, циклический процесс, так как поглощение примесей обычно сопровождается регенерацией и возвратом абсорбента в цикл очистки. Регенерацию абсорбента чаще всего проводят нагреванием и снижением давления, в результате чего происходит десорбция поглощенной газовой примеси. К числу достоинств абсорбционной очистки можно отнести универсальность, экономичность и возможность извлечения из газов больших количеств примесей. Недостаток – достаточно высокая степень извлечения вредных примесей (до ПДК) и полная регенерация абсорбента требуют большого количества ступеней очистки.

Для реализации процесса очистки применяют абсорберы различных конструкций (пленочные, насадочные, барботажные, пенные и др.). Наиболее распространен насадочный скруббер, см. рис. 7.3, применяемый для очистки газов от диоксида серы, сероводорода, хлора, оксида и диоксида углерода, фенолов и т.д. В насадочных скрубберах скорость массообменных процессов мала по причине малой интенсивности гидродинамического режима этих аппаратов, работающих при скорости газа $0.02 \div 0.7$ м/с. Поэтому объемы аппаратов велики, установки громоздки.

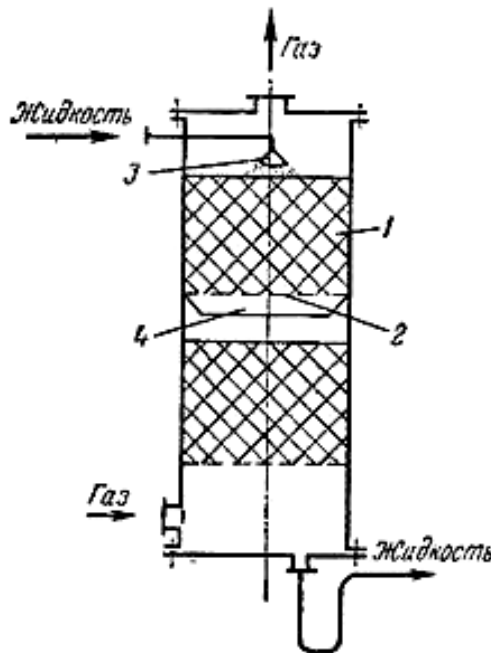


Рис. 7.3 – Насадочный абсорбер

1 – насадка; 2 – опорная решетка; 3,4 – распределитель и перераспределитель жидкости

Большое распространение получили башни с колпачковыми тарелками, см. рис. 7.4. Каждая тарелка снабжена колпачками с зубчатыми краями, патрубками и переливными трубками, по которым абсорбент стекает с тарелки на тарелку. Очищаемый газ движется снизу вверх, барботируя через слой абсорбента. Проходя между зубцами колпачков, поток газа разбивается на множество струек и пузырьков, в результате поверхность соприкосновения взаимодействующих веществ существенно увеличивается. Иногда вместо колпачковых тарелок применяют сит-

чатые с диаметром отверстий ~ 6 мм, которые создают пузырьки газа одинаковой формы и размера.

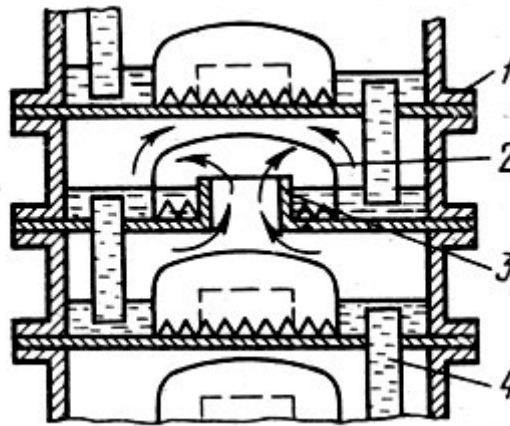


Рис. 7.4 – Схема тарельчатого абсорбера
1 – тарелка, 2 – колпачок, 3 – патрубок, 4 – переливная труба

В качестве абсорберов могут также использоваться скрубберы Вентури (рис. 6.4а) и центробежные скрубберы (рис. 6.4в).

Расчет насадочного абсорбера состоит в определении объемного расхода абсорбента Q_a и необходимой поверхности F соприкосновения газа с жидкостью.

Значение Q_a определяется из материального баланса процесса абсорбции: масса поглощаемого компонента, которая удалена из очищаемого газа, должна быть равна массе этого компонента, перешедшей в жидкость:

$$m = Q_r \cdot (y_1 - y_2) = Q_a \cdot (x_2 - x_1),$$

где Q_r – объемный расход очищаемого газа, м³/с;

x_1, y_1 – начальные концентрации извлекаемого компонента в абсорбенте и очищаемом газе, кг/м³;

x_2, y_2 – соответствующие конечные концентрации, кг/м³.

Необходимая поверхность соприкосновения газа с жидкостью

$$F = m / (k_a \cdot \Delta p_{cp}),$$

где k_a – коэффициент абсорбции (массопередачи), кг/(м²·с·Па);

Δp_{cp} – средняя движущая сила абсорбции, Па.

Коэффициент абсорбции характеризует скорость растворения газового компонента в жидкости и определяется общим сопротивлением диффузии этого компонента через газовую и жидкостную пленки. Для хорошо растворимых газов значение коэффициента абсорбции можно определить по формуле:

$$k_a = 5.37 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{M \cdot \omega^{0.75} \cdot (0.0011 \cdot T - 0.18)^{0.25}}{(13.7 + \sqrt{M}) \cdot d_3^{0.25}},$$

где M – молекулярная масса извлекаемого компонента, кг;

$\omega = Q_a / (0.25 \cdot \pi \cdot D^2)$ – скорость газа в свободном сечении абсорбера, м/с;

D – внутренний диаметр абсорбера, м (принимается таким, чтобы значение ω не выходило за пределы диапазона 0.02÷0.7 м/с);

T – абсолютная температура газа, К;

$d_3 = 4 \cdot S_H / S_{уд}$ – эквивалентный диаметр насадки, м;

S_H – живое сечение насадки, м² пустот/м² поперечного сечения абсорбера;

$S_{уд}$ – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Движущая сила абсорбции равна разности парциального давления извлекаемого компонента в газовой фазе и равновесного парциального давления этого компонента над поглотительной жидкостью. Для подсчета средней движущей силы абсорбции следует найти среднелогарифмическое значение движущей силы абсорбции исходя из ее значения на входе и выходе из аппарата

$$\Delta p_{cp} = \frac{\Delta p_{вх} - \Delta p_{вых}}{\ln\left(\frac{\Delta p_{вх}}{\Delta p_{вых}}\right)},$$

где $\Delta p_{вх} = (p_{вх}^r - p_{вх}^ж)$ – разность парциальных давлений извлекаемого компонента в газовой фазе и над абсорбентом на входе в аппарат, Па;

$\Delta p_{вых} = (p_{вых}^r - p_{вых}^ж)$ – то же на выходе из аппарата, Па.

Замечание. При противотоке (газ и жидкость движутся навстречу друг другу) значение Δp_{cp} больше, чем при прямотоке (газ и жидкость движутся в одну сторону), т.е. для осуществления противотока требуется аппаратура меньшего размера. Прямоток целесообразно применять, когда равновесное давление поглощаемого компонента над жидкостью невелико и почти не увеличивается по мере растворения газового компонента.

Необходимый объем насадки $V_H = F/S_{уд}$, высота ее слоя $h_H = V_H/D$. Если значение отношения h_H/D превышает 6, насадка делится на секции, высота которых $h_c \leq 6 \cdot D$.

Пример. Рассчитать насадочный абсорбер при следующих исходных данных: $Q_r = 10 \text{ м}^3/\text{с}$, $x_1 = 0$, $x_2 = 0.12 \text{ кг}/\text{м}^3$, $y_1 = 0.15 \text{ кг}/\text{м}^3$, $y_2 = 0.05 \text{ кг}/\text{м}^3$, $M = 64 (\text{SO}_2)$, $D = 4.2 \text{ м}$, $T = 623 \text{ К}$, $S_H = 0.15$, $S_{уд} = 15 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $p_{вх}^r = 140 \text{ Па}$, $p_{вх}^ж = 60 \text{ Па}$, $p_{вых}^r = 125 \text{ Па}$, $p_{вых}^ж = 120 \text{ Па}$.

Расчет: массовый расход SO_2 $m = 10 \cdot (0.15 - 0.05) = 1 \text{ кг}/\text{с}$;

объемный расход абсорбента $Q_a = 10 \cdot (0.15 - 0.05) / (0.12 - 0) = 8.33 \text{ м}^3/\text{с}$;

скорость газа в абсорбере $\omega = 8.33 / (0.25 \cdot 3.14 \cdot 4.2^2) = 0.6 \text{ м}/\text{с}$ (> 0.02 и < 0.7);

эквивалентный диаметр насадки $d_s = (4 \cdot 0.15) / 15 = 0.04 \text{ м}$;

коэф. абсорбции $k_a = 5.37 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{64 \cdot 0.6^{0.75} \cdot (0.0011 \cdot 623 - 0.18)^{0.25}}{(13.7 + \sqrt{64}) \cdot 0.04^{0.25}} = 0.0002 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па})$;

движущая сила $\Delta p_{cp} = [(140 - 60) - (125 - 120)] / \ln((140 - 60) / (125 - 120)) = 27.05 \text{ Па}$;

поверхность контакта газа с жидкостью $F = 1 / (0.0002 \cdot 27.05) = 181.3 \text{ м}^2$;

необходимый объем насадки $V_H = 181.3 / 15 = 12.1 \text{ м}^3$;

высота слоя насадки $h_H = 12.1 / 4.2 = 2.88 \text{ м}$.

7.3 Оборудование для адсорбции газовых выбросов

Адсорбционную очистку газовых выбросов применяют для целей разделения парогазовых смесей на компоненты с выделением фракций, осушки газов, очистки газов от токсичных компонентов. Метод адсорбции основан на улавливании вредных газовых примесей поверхностью сорбентов – высокопористых твердых материалов, обладающих развитой удельной поверхностью (активированный уголь, силикагель, алюмогель, природные и синтетические цеолиты). Основные требования к промышленным сорбентам – высокая поглотительная способность,

избирательность действия (селективность), термическая устойчивость, длительная служба без изменения структуры и свойств поверхности, возможность легкой регенерации.

Выбор адсорбента для реализации конкретного процесса базируется на значении его адсорбционной способности по извлекаемому компоненту (массы вещества, поглощенной единицей массы адсорбента в произвольный момент времени), которая зависит от парциального давления поглощаемого вещества у поверхности адсорбента, общей площади этой поверхности, физических, химических и электрических свойств поглощаемого вещества и адсорбента, температурных условий и присутствия других примесей. В качестве характеристики адсорбционных свойств пористых тел используют зависимость адсорбционной способности α от парциального давления p поглощаемого газового компонента при постоянной температуре – изотермы адсорбции.

На рис. 7.5 представлены наиболее распространенные типы изотерм адсорбции. Во всех случаях адсорбционная способность возрастает при повышении давления поглощаемого компонента, но характер этого роста различен:

- форма 1 характерна для мелкодисперсных сорбентов, применяемых при малом парциальном давлении извлекаемых примесей и для осушки;
- форма 2 типична для непористых адсорбентов при полимолекулярной физической адсорбции;
- форма 3 наблюдается на адсорбентах с развитой системой крупных и средних пор, применяемых для извлечения летучих газов при парциальном давлении, близком к давлению насыщения.

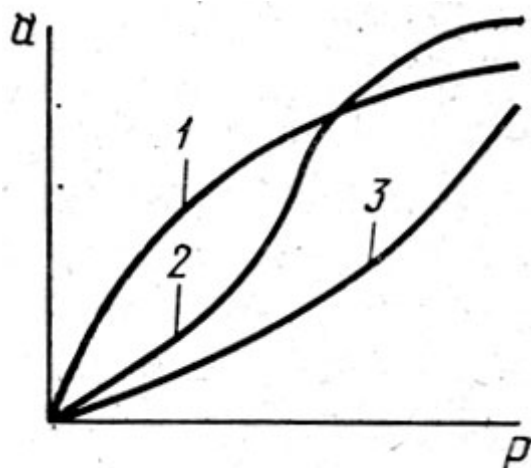


Рис. 7.5 – Изотермы адсорбции

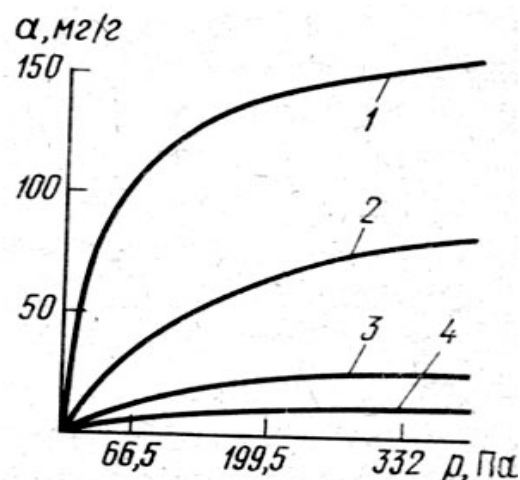


Рис. 7.6 – Изотермы адсорбции SO_2 на активированном угле
1 – 20°C, 2 – 50°C, 3 – 100°C, 4 – 150°C

Основой инженерно-технического расчета процесса адсорбционной очистки газов является сетка изотерм адсорбции конкретного вещества конкретным адсорбентом. На рис. 7.6 представлены изотермы адсорбции SO_2 активированным углем СКТ при температурах 20÷150 °С. Как видно, с увеличением температуры происходит снижение адсорбционной способности активированного угля, поэтому его регенерацию осуществляют либо нагревом до температуры, превышающей рабочую, либо продувкой паром или горячим газом.

Конструктивно адсорберы выполняются в виде вертикальных, горизонтальных либо кольцевых емкостей, заполненных адсорбентом, через который фильтруется поток очищаемого газа, см. рис. 7.7.

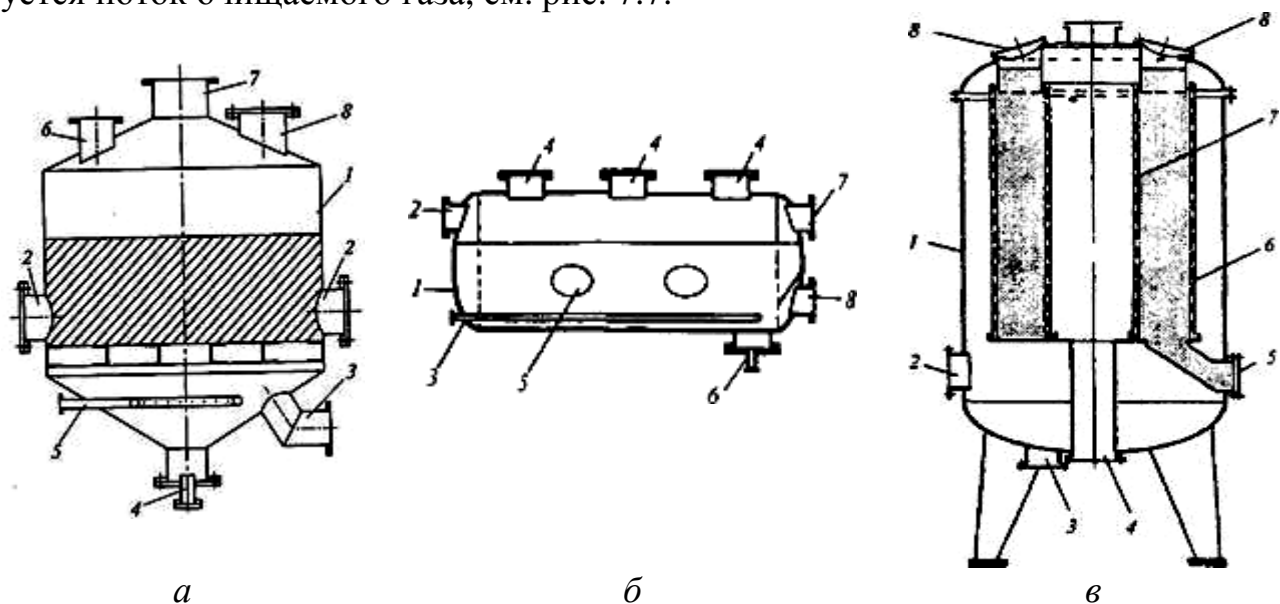


Рис. 7.7 – Конструктивные схемы адсорберов

а – вертикальный: 1 – емкость; 2 – люк; 3,4,5 – патрубки; 6,7,8 – штуцеры
б – горизонтальный: 1 – корпус; 2 – штуцер подачи газа; 3 – распределитель водяного пара; 4,5 – люки загрузки и выгрузки адсорбента; 6,7,8 – штуцеры отвода конденсата, паров и газа
в – кольцевой: 1 – корпус; 2,3,4 – штуцеры подачи газа, отвода паров и газа, подачи пара; 5,8 – люки выгрузки и загрузки адсорбента; 6,7 – решетки

Наибольшее распространение получили адсорберы периодического действия, в которых периоды контакта очищаемого газа с адсорбентом чередуется с периодами его регенерации. Выбор конструкции для реализации конкретного процесса определяется скоростью газовой смеси, размером частиц адсорбента, требуемой степенью очистки. Вертикальные адсорберы, как правило, находят применение при небольших объемах очищаемого газа; горизонтальные и кольцевые – при высокой производительности, достигающей десятков и сотен тысяч м³/ч.

Вертикальный адсорбер представляет собой железный цилиндрический сосуд, высота которого (3÷5 м) в 1.5÷3 раза превосходит диаметр. Слой адсорбента насыпают на газораспределительную решетку, с помощью которой газ, входящий в аппарат снизу, равномерно распределяется по сечению аппарата. Для повышения равномерности распределения потоков по сечению аппарата предотвращения измельчения и высыпания зерен адсорбента на решетку может быть насыпан слой гравия. Во избежание уноса частиц адсорбента с отходящим газом, его слой сверху покрывают проволоочной сеткой. Адсорбент регенерируется водяным паром, который подается в верхнюю часть адсорбера.

Горизонтальные адсорберы, как и вертикальные, имеют цилиндрическое сечение, длину до 6 м и диаметр до 2 м. Их преимуществом является меньшее гидравлическое сопротивление слоя, а недостатком – неравномерное распределение газового потока по сечению слоя, а следовательно, неравномерная отработка слоя в разных частях аппарата.

В кольцевом адсорбере газ, подлежащий очистке, поступает во внешнюю полость корпуса адсорбера, проходит в горизонтальном направлении через коль-

цевой слой адсорбента, находящийся между внутренней и внешней цилиндрическими стенками, и выводится через днище. При регенерации десорбирующий агент (водяной пар) подают снизу во внутреннюю полость аппарата, а парогазовую смесь отводят через нижний штуцер во внешней полости.

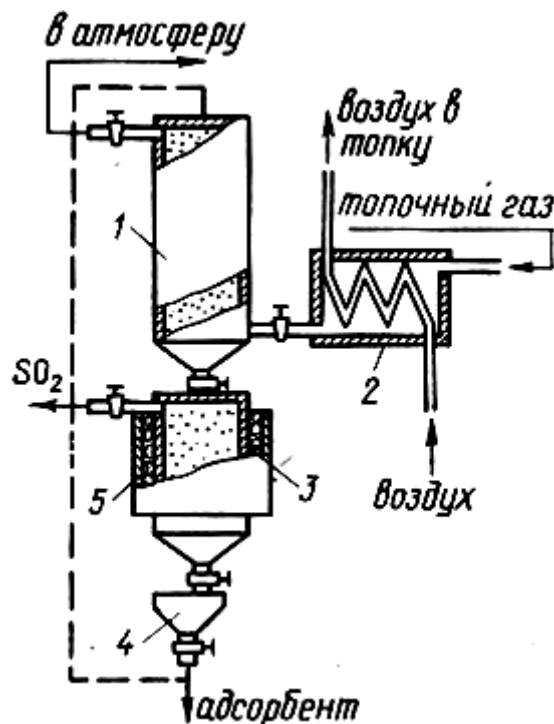


Рис. 7.8 – Адсорбционная установка для удаления SO_2 из горячего топочного газа
1 – адсорбер, 2 – теплообменник, 3 – подогреватель, 4 – бункер, 5 – регенератор

Адсорбционные установки, включающие несколько адсорберов, работают в целом непрерывно: какие-то аппараты осуществляют очистку, в других осуществляется регенерация адсорбента и его охлаждение. Наиболее перспективны непрерывные циклические процессы адсорбционной очистки газов в реакторах с движущимся или взвешенным слоем адсорбента, которые характеризуются высокими скоростями газового потока (на порядок выше, чем в периодических реакторах) и высокой производительностью по газу.

На рис. 7.8 представлена схема адсорбционной установки для удаления SO_2 из горячего топочного газа. Основной аппарат установки – адсорбер, заполненный древесным активированным углем. Горячий топочный газ, проходя теплообменник, подогревает воздух, который затем поступает в топку, и подается в нижнюю часть адсорбера, где при температуре $150 \div 200$ °С происходит улавливание SO_2 . Очищенный дымовой газ выбрасывается в атмосферу через дымовую трубу. Адсорбент после насыщения переводится в регенератор, где с помощью подогревателя поддерживается температура $300 \div 600$ °С. Регенерированный адсорбент поступает в бункер, а затем, с помощью ковшового элеватора, поступает в верхнюю часть адсорбера.

При проектировании адсорберов периодического действия используют следующие исходные данные: объемный расход очищаемого газа Q , $\text{м}^3/\text{с}$, концентрация удаляемой примеси во входящем C и выходящем потоке газа C_1 , $\text{кг}/\text{м}^3$, свойства очищаемого газа (температура, плотность, вязкость) и давление отходящих

газов p (Па). В результате расчета определяются необходимая масса и гидравлическое сопротивление слоя адсорбента, конструктивные размеры аппарата.

Последовательность расчета:

1. Выбор рабочей температуры T (чаще всего 293 К) и типа сорбента по изотерме адсорбции и заданных значениях T и C .

2. Расчет коэффициента диффузии извлекаемой примеси в воздухе

$$D = \frac{0.00435 \cdot T^{1.5}}{p \cdot (Vm_{\text{п}} + Vm_{\text{г}})} \cdot \sqrt{M_{\text{п}}^{-1} + M_{\text{г}}^{-1}} \text{ м}^2/\text{с},$$

где $Vm_{\text{п}}$, $Vm_{\text{г}}$ – мольные объемы примеси и газа соответственно, $\text{см}^3/\text{моль}$ (для воздуха $Vm_{\text{г}} = 29.9 \text{ см}^3/\text{моль}$);

$M_{\text{п}}$, $M_{\text{г}}$ – мольные массы примеси и газа соответственно, $\text{кг}/\text{кмоль}$ (для воздуха $M_{\text{г}} = 29 \text{ кг}/\text{кмоль}$);

3. Расчет коэффициента массопередачи

$$K = 1.6 \cdot \frac{D \cdot \omega^{0.54}}{v^{0.54} \cdot d_3^{1.46}} \text{ 1/с},$$

где ω – скорость поступающего газового потока ($0.1 \div 0.25 \text{ м/с}$);

v – кинематическая вязкость газа, $\text{м}^2/\text{с}$ (для воздуха при $20 \text{ }^\circ\text{C}$ $0.000015 \text{ м}^2/\text{с}$);

d_3 – эквивалентный диаметр зерна адсорбента, м .

4. Определение продолжительности процесса адсорбции

$$\tau = \sqrt{\frac{C_a}{\omega \cdot C} - b} \cdot \sqrt{\frac{C_a}{K \cdot C}} \text{ с},$$

где $C_a = \alpha \cdot \rho_{\text{н}}$ – концентрация адсорбируемого вещества в адсорбенте, равновесная с концентрацией потока, $\text{кг}/\text{м}^3$;

α – статическая поглотительная способность сорбента в рабочих условиях, $\text{кг}/\text{кг}$;

$\rho_{\text{н}}$ – насыпная плотность сорбента, $\text{кг}/\text{м}^3$;

b – коэффициент, зависящий от значения отношения C_1/C :

C_1/C	0.005	0.006	0.007	0.008	0.009	0.01	0.012	0.014	0.03
b	1.84	1.8	1.76	1.73	1.7	1.67	1.62	1.58	1.35

5. Определение минимальной необходимой массы сорбента

$$m_a = Q \cdot C \cdot \tau / (\alpha \cdot k_3) \text{ кг},$$

где k_3 – коэффициент запаса ($1.1 \div 1.2$).

6. Расчет скорости потока газа в адсорбере, соответствующей допустимому падению давления Δp :

$$\omega_{\text{г}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot k_{\text{ф}} \cdot \Delta p \cdot d_3 \cdot \varepsilon \cdot \rho_{\text{н}} \cdot Q}{3 \cdot \zeta \cdot \rho_{\text{г}} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot m_a}},$$

где $k_{\text{ф}} = 1.5 \cdot \frac{d_3 \cdot l_3}{(l_3 + 0.5 \cdot d_3) \cdot (1.5 \cdot d_3^2 / l_3)^{1.3}}$ – коэффициент формы зерна сорбента (для

цилиндрических зерен длиной l_3 и диаметром d_3);

$d_3 = \varepsilon \cdot l_3 / [(1 - \varepsilon) \cdot (0.5 \cdot d_3 + l_3)^{1.3}]$ – эквивалентный диаметр зерна сорбента, м ;

$\varepsilon = (\rho_{\text{к}} - \rho_{\text{н}}) / \rho_{\text{к}}$ – пористость слоя сорбента;

$\rho_{\text{к}}$ – кажущаяся плотность сорбента, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$\rho_{\text{г}}$ – плотность газа при рабочих условиях, $\text{кг}/\text{м}^3$ (для воздуха при $20 \text{ }^\circ\text{C}$ $1.2 \text{ кг}/\text{м}^3$);

$$\zeta = \begin{cases} 220/Re, & Re \leq 50 \\ 11.6/Re^{0.25}, & 50 < Re \leq 7200 \end{cases} - \text{коэффициент гидравлического сопротивления}$$

слоя сорбента;

$Re = \omega \cdot d_3 \cdot \rho_r / \mu$ – критерий Рейнольдса ;

μ – динамическая вязкость газа, Па·с (для воздуха при 20 °С 0.0000192 Па·с).

Замечание. Если полученное значение ω_r сильно отличается от принятого в п. 3 значения ω , которое использовано при расчете значения Re , необходимо итерационное уточнение.

7. Расчет геометрических размеров адсорбера:

$$\text{внутренний диаметр } D_a = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot \omega_r \cdot \varepsilon}}, \text{ высота слоя сорбента } H_a = \frac{4 \cdot m_a}{\pi \cdot \rho_n \cdot D_a^2}.$$

Пример. Рассчитать насадочный адсорбер при следующих исходных данных: очищаемый газ – воздух при температуре 20 °С и давлении $p = 101300$ Па, извлекаемая примесь – Cl, $Q = 400$ м³/ч, $Vm_{\text{п}} = 24.6$ см³/моль, $C = 65$ г/м³, $C_1 = 0.5$ г/м³, $d_3 = 5$ мм, $\rho_n = 450$ кг/м³, $\rho_k = 700$ кг/м³, $\alpha = 0.27$ кг/кг, $\Delta p = 2100$ Па.

Расчет: коэффициент диффузии $D = \frac{0.00435 \cdot 293^{1.5}}{101300 \cdot (24.6 + 29.9)} \cdot \sqrt{35.5^{-1} + 29^{-1}} = 0.000001$ м²/с;

$$\text{коэффициент массопередачи } K = 1.6 \cdot \frac{0.000001 \cdot 0.4^{0.54}}{0.000015^{0.54} \cdot 0.005^{1.46}} = 0.9 \text{ 1/с};$$

$$\text{равновесная концентрация Cl } C_a = 0.27 \cdot 450 = 121.5 \text{ кг/м}^3;$$

$$\text{отношение } C_1/C = 0.5/65 = 0.0077;$$

$$\text{коэффициент } b = 1.76 + (0.0077 - 0.007) \cdot (1.73 - 1.76) / (0.008 - 0.007) = 1.74;$$

$$\text{продолжительность адсорбции } \tau = \sqrt{\frac{121.5}{0.4 \cdot 65} - 1.74} \cdot \sqrt{\frac{121.5}{0.9 \cdot 65}} = 1.472 \text{ с};$$

$$\text{необходимая масса сорбента } m_a = (400/3600) \cdot 65 \cdot 1.472 / (0.27 \cdot 1.15) = 34.239 \text{ кг};$$

$$\text{пористость слоя сорбента } \varepsilon = (700 - 450) / 700 = 0.357;$$

$$\text{критерий Рейнольдса } Re = 0.4 \cdot 0.005 \cdot 1.2 / 0.000192 = 12.5;$$

$$\text{коэффициент сопротивления слоя сорбента } \zeta = 220 / 12.5 = 17.6;$$

$$\text{скорость газа в адсорбере } \omega_r = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 1 \cdot 2100 \cdot 0.005 \cdot 0.357 \cdot 450 \cdot 0.111}{3 \cdot 17.6 \cdot 1.2 \cdot (1 - 0.357) \cdot 33.764}} = 0.733 \text{ м/с};$$

$$\text{внутренний диаметр адсорбера } D_a = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.111}{3.14 \cdot 0.733 \cdot 0.357}} = 0.735 \text{ м};$$

$$\text{высота слоя сорбента } H_a = (4 \cdot 34.239) / (3.14 \cdot 450 \cdot 0.735^2) = 0.18 \text{ м}.$$

8 ОПРЕДЕЛЕНИЕ УЩЕРБА, НАНОСИМОГО ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЕ, И ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРИРОДООХРАННЫХ МЕРОПРИЯТИЙ

Эффект от проведения природоохранных мероприятий складывается из эффекта, проявляемого в отрасли (сокращение потерь, утилизация отходов, снижение расхода воды и т.д.), и эффекта от уменьшения ущерба, наносимого окружающей среде, который может проявляться на самом предприятии или в других отраслях народного хозяйства.

Для оценки эффективности очистки сточных вод и газовых выбросов промышленных предприятий может быть использовано соотношение

$$\mathcal{E} = Y^{\text{до}} - (Z^{\text{оч}} + Y^{\text{после}}) \text{ или } \mathcal{E} = П^{\text{до}} - (Z^{\text{оч}} + П^{\text{после}}),$$

где $Y^{\text{до}}$, $Y^{\text{после}}$ – оценка ущерба, наносимого до и после очистки отходов;

$П^{\text{до}}$, $П^{\text{после}}$ – плата предприятия за загрязнение окружающей среды до и после очистки;

$Z^{\text{оч}}$ – сумма затрат предприятия на реализацию очистки.

Замечание. Обработка выбросов современными методами позволяет уменьшить концентрации вредных примесей более, чем на 95%, но все же их значения остаются существенно выше нормативов (предельно допустимых концентраций – ПДК). Дальнейшее понижение концентраций (до уровня ПДК), как правило, обходится слишком дорого.

Рассмотрим методики расчета ущерба от загрязнения атмосферы и водоемов промышленными предприятиями и платы природопользователей за загрязнение окружающей среды.

8.1 Ущерб, наносимый окружающей среде в результате загрязнения атмосферы

Расчет этого ущерба методом концентраций (локальных ущербов) в промышленном районе, загрязненном сразу несколькими источниками выбросов, производится по значениям удельных ущербов, наносимых различным отраслям народного хозяйства при определенном уровне загрязнения атмосферного воздуха вредными веществами. Удельные ущербы показывают, какой ущерб при определенной концентрации загрязнителя наносится одной единице основных объектов народного хозяйства, попадающих в зону загрязнения. Их значения определяют на основании эмпирических зависимостей с использованием статистических данных. Для расчета используется формула:

$$Y_a = K \cdot \sum_{i=1}^N Y(X_i),$$

где K – количество единиц основного расчетного элемента (1 человек для здравоохранения и коммунального хозяйства, 1 га для сельского и лесного хозяйства, 1 млн. руб. основных фондов для промышленности);

N – количество загрязняющих веществ в рассматриваемом выбросе;

$Y(X_i)$ – удельный ущерб, наносимый одной единице основного расчетного элемента при уровне загрязнения i -м веществом X_i .

Пример. На химическом предприятии в результате внедрения процесса двойного контактирования снизились концентрации SO_2 над промышленной

площадкой, сельскохозяйственными и лесными угодьями, жилыми районами. В рассматриваемом районе можно выделить четыре зоны с различными уровнями загрязнения воздуха. Исходная информация для расчета ущерба (ущербы удельные: на единицу населения, площади и фондов):

Зона	Уровень загрязнения SO ₂ , мг/м ³		Население, тыс. чел.	Ущерб здравоохран., руб/год		Ущерб коммун. хоз-ву, руб/год		Площади с\х и леса, Га	Ущерб с\х и лесу, руб/год		Осн. фонды, млн. руб	Ущерб пром-сти, тыс. руб/год	
	до	после		до	после	до	после		до	после		до	после
I	0.49	0.2	2	520	370	490	240	–	–	–	250	4.5	2
II	0.3	0.1	5	470	200	390	50	70	900	200	50	3	1
III	0.2	0.05	7	370	–	240	–	150	500	100	40	2	–
IV	0.1	–	10	200	–	50	–	200	200	–	70	1	–

Ущерб (в тыс.руб/год): $U_z^{до} = 0.52 \cdot 2000 + 0.47 \cdot 5000 + 0.37 \cdot 7000 + 0.2 \cdot 10000 = 7980$;
 $U_k^{до} = 0.49 \cdot 2000 + 0.39 \cdot 5000 + 0.24 \cdot 7000 + 0.05 \cdot 10000 = 5110$;
 $U_c^{до} = 0.9 \cdot 70 + 0.5 \cdot 150 + 0.2 \cdot 200 = 178$;
 $U_n^{до} = 4.5 \cdot 250 + 3 \cdot 50 + 2 \cdot 40 + 1 \cdot 70 = 1355$;
 $U^{до} = 7980 + 5110 + 178 + 1355 = 14623$;
 $U_z^{после} = 0.37 \cdot 2000 + 0.2 \cdot 5000 = 1740$;
 $U_k^{после} = 0.24 \cdot 2000 + 0.05 \cdot 5000 = 730$;
 $U_c^{после} = 0.2 \cdot 70 + 0.1 \cdot 150 = 19$;
 $U_n^{после} = 2 \cdot 250 + 1 \cdot 50 = 550$;
 $U^{после} = 1740 + 730 + 19 + 550 = 3039$.

Снижение ущерба от внедрения процесса двойного контактирования:

$$\Delta U = 14623 - 3039 = 11584 \text{ тыс. руб.}$$

Недостатки метода концентраций: 1) невозможно определить вклад отдельных предприятий в суммарный ущерб; 2) необходимость регулярного контроля за уровнем загрязнения с соответствующими средствами измерений; 3) отсутствие сведений об удельных ущербах, наносимых большинством загрязняющих веществ.

Чаще всего ущерб, наносимый окружающей среде в результате загрязнения атмосферы рассчитывают по методике валовых выбросов:

$$U = \gamma \cdot \sigma \cdot f \cdot M,$$

где $\gamma = 240$ руб./усл.т – удельный ущерб, наносимый народному хозяйству выбросом в атмосферу одной условной тонны загрязняющих веществ;

$$\sigma = \frac{1}{S_{\text{зав}}} \cdot \sum_{j=1}^J \sigma_j \cdot S_j \text{ – безразмерный показатель относительной опасности за-}$$

грязнения атмосферы над загрязняемой территорией;

$$S_{\text{зав}} = \begin{cases} 78850 \cdot H^2, & H < 10 \\ 1234.4 \cdot \varphi^2 \cdot H^2, & H \geq 10 \end{cases} \text{ – общая площадь зоны активного загрязнения,}$$

м² (при $H < 10$ м зоной активного загрязнения считается круг радиусом $R = 50 \cdot H$, а при $H \geq 10$ м – кольцо, ограниченное радиусами $R_{\text{внутр}} = 2 \cdot \varphi \cdot H$ и $R_{\text{внеш}} = 20 \cdot \varphi \cdot H$);

Замечание. Для неорганизованных источников загрязнений $S_{\text{зав}}$ равна площади, ограниченной замкнутой кривой, отстоящей от ближайшей точки границы источ-

ника выбросов на расстоянии 1 км (склады, карьеры, свалки небольшой высоты) или на расстоянии $20 \cdot H$ (терриконы, хранилища нефтепродуктов высотой H).

H – высота трубы источника выброса, м;

$\varphi = 1 + \Delta T/75$ – поправка на подъем факела выбросов в атмосферу, °С;

ΔT – среднегодовое значение разности температур атмосферы и выбрасываемых газов в устье трубы, °С;

J – количество разнотипных территорий в зоне активного загрязнения;

σ_j – относительная опасность загрязнения атмосферы над территорией типа j (приводятся в справочниках);

S_j – площадь территории типа j в активной зоне загрязнения, м²;

$$f = \begin{cases} \frac{100}{100 + \varphi \cdot H} \cdot \frac{4}{1 + U}, & \eta > 0.9 \\ \sqrt{\frac{1000}{60 + \varphi \cdot H}} \cdot \frac{4}{1 + U}, & 0.7 < \eta \leq 0.9 \\ 10, & \eta \leq 0. \end{cases} \quad \text{– поправка, учитывающая характер рас-}$$

сеивания примесей в атмосфере;

U – среднегодовое значение скорости ветра, м/с (2.5 м/с, если сведений нет);

Замечание. Если значения f для разных примесей существенно различаются, то общая оценка ущерба, наносимого окружающей среде, равна сумме оценок по каждому типу примесей.

$$M = \sum_{i=1}^N A_i \cdot m_i \quad \text{– приведенная годовая масса выброса загрязняющих веществ в}$$

атмосферу из источника выбросов, усл.т/год;

m_i – годовая масса выброса в атмосферу i -го вида загрязняющих веществ, усл.т/год;

$A_i = a_i \cdot \alpha_i \cdot \beta_i \cdot \delta_i \cdot \lambda_i$ – показатель относительной агрессивности примеси i -го вида;

$$a_i = \sqrt{\frac{60}{\text{ПДК}_i^{\text{cc}} \cdot \text{ПДК}_i^{\text{p3}}}} \quad \text{– поправка, характеризующая относительную опас-}$$

ность присутствия i -й примеси в воздухе, вдыхаемом человеком, мг/м³;

ПДК_i^{cc} , ПДК_i^{p3} – предельно допустимые концентрации i -й примеси: средне-суточная и в рабочей зоне соответственно, мг/м³ (приводятся в справочниках);

Замечание. При отсутствии справочных данных допускается использование для атмосферного воздуха населенных пунктов вместо ПДК_i^{cc} максимальной разовой предельно допустимой концентрации ПДК_i^{MP} или временно допустимых концентраций ВДК_i , а для воздуха рабочей зоны вместо ПДК_i^{p3} ориентировочно безопасного уровня воздействия в рабочей зоне $\text{ОБУВ}_i^{\text{p3}}$.

α_i – поправка, учитывающая вероятность накопления i -й примеси в окружающей среде и возможность ее поступления в организм человека неингаляционным путем: **5** – оксиды токсичных металлов,

2 – оксиды инертных металлов и углеводороды,

1 – прочие;

β_i – поправка на вероятность образования из i -й примеси вторичных опасных загрязнителей: **5** – нетоксичные углеводороды южнее 45° с.ш.,

2 – то же севернее 45° с.ш.,

1 – прочие;

δ_i – поправка, характеризующая вредное воздействие i -й примеси на других реципиентов (не человека): 2 – легко диссоциирующие кислоты и щелочи,

1.5 – SO_2 , NO_x , H_2S , CS , HF ,

1.2 – углеводороды, органические пыли, оксиды металлов,

1 – прочие;

λ_i – поправка на вероятность вторичного выброса i -й примеси в атмосферу после ее оседания: 1.2 – пыль при норме осадков < 400 мм/год,

1 – прочие.

Пример. Сравнить два варианта системы электрофильтров на проектируемой ТЭС: расположение – южнее 50° северной широты;

среднегодовое количество осадков – < 400 мм/год;

среднегодовое значение скорости ветра $U = 4$ м/с;

высота источника выброса $H = 250$ м;

среднегодовая разность температур атмосферы и выбросов $\Delta T = 150^\circ\text{C}$.

Вариант 1: использование трехпольного электрофильтра ($\eta = 86,7\%$).

Вариант 2: использование четырехпольного электрофильтра ($\eta = 98\%$).

Учитываем только улучшение очистки выбросов от пыли.

Значения A_i , m_i по всем типам загрязнений и $M_i = A_i \cdot m_i$ сведены в таблицу:

Тип примеси	A_i , усл.т/т	Вариант 1		Вариант 2	
		m_i , т/год	M_i , усл.т/год	m_i , т/год	M_i , усл.т/год
Пыль угольная	84	38000	3192000	5950	499800
Пыль вторичная	48	2000	96000	50	2400
Бензопирен	1260000	0.02	25200	0.01	12600
<i>Итого</i>		<i>40000.02</i>	<i>3313200</i>	<i>6000.01</i>	<i>514800</i>

Массы годового поступления пыли в атмосферу от неорганических источников (выгрузка угля и т.п.) незначительны и одинаковы для обоих вариантов, поэтому их в расчетах не учитываем. Зона активного загрязнения состоит из четырех типов территорий: $S_1 = 0.1 \cdot S_{\text{зав}}$ – поселок с плотностью населения 20 чел/Га, $\sigma_1 = 2$;

$S_2 = 0.3 \cdot S_{\text{зав}}$ – орошаемые пашни, $\sigma_2 = 0.5$;

$S_3 = 0.4 \cdot S_{\text{зав}}$ – неорошаемые пашни, $\sigma_3 = 0.25$;

$S_4 = 0.2 \cdot S_{\text{зав}}$ – сельскохозяйственные угодья, $\sigma_4 = 0.05$.

Расчет: рассчитывать значение $S_{\text{зав}}$ не требуется, т.к. заданы значения $S_j/S_{\text{зав}}$;

показатель относительной опасности загрязнения атмосферы над загрязняемой территорией $\sigma = 0.1 \cdot 2 + 0.3 \cdot 0.5 + 0.4 \cdot 0.25 + 0.2 \cdot 0.05 = 0.46$;

поправка на подъем факела выбросов в атмосферу $\varphi = 1 + 150/75 = 3^\circ\text{C}$;

поправка, учитывающая характер рассеивания примесей в атмосфере:

для варианта 1 ($\eta = 86,7\%$) $f = \sqrt{\frac{1000}{60 + 3 \cdot 250}} \cdot \frac{4}{1 + 4} = 0.89$,

для варианта 2 ($\eta = 98\%$) $f = \frac{100}{100 + 3 \cdot 250} \cdot \frac{4}{1 + 4} = 0.096$;

ущерб по методике валовых выбросов:

для варианта 1 $Y = 0.24 \cdot 0.46 \cdot 0.89 \cdot 3313200 = 325542$ тыс.руб/год,

для варианта 2 $Y = 0.24 \cdot 0.46 \cdot 0.096 \cdot 514800 = 5456$ тыс.руб/год;

преимущество варианта 2 $\Delta Y = 325542 - 5456 = 320086$ тыс.руб/год.

Довольно часто в промышленной практике используется методика усредненной оценки ущерба, согласно которой

$$Y = \gamma \cdot \sigma \cdot d \cdot \frac{1}{R} \sum_{i=1}^N A_i \cdot m_i,$$

где d – безразмерная климатическая константа:

1.4, Средняя Азия, Закавказье, Крым, Северный Кавказ, Южный Казахстан;

1.2, Нижнее Поволжье, Молдова, Украина;

1, прочие территории, расположенные южнее 65° с.ш.;

0.7, прочие территории, расположенные севернее 65° с.ш.;

$R = 0.4 \cdot U \cdot (f_0 \cdot H + 20)$ – коэффициент разбавления выбросов из данного источника;

f_0 – безразмерная константа: **1**, $\Delta T < 10^\circ \text{C}$;

1.5, $10 \leq \Delta T < 100^\circ \text{C}$;

2, $\Delta T \geq 100^\circ \text{C}$.

Значение показателя относительной агрессивности примеси i -го вида в данном случае определяют по формуле $A_i = 1/\text{ПДК}_i^{\text{cc}}$.

Пример. Определить величину ущерба, наносимого выбросами в атмосферу толуола и аммиака из цеха глубокой печати, расположенного на территории жилого массива с высотной застройкой ($\sigma = 6$) южнее 65° с.ш. ($d = 1$), если $m_{\text{толуола}} = 70$ т/год, $m_{\text{аммиака}} = 1$ т/год, а высота источника выброса $H = 2$ м, $\Delta T < 10^\circ \text{C}$ ($f_0 = 1$), $U = 2.5$ м/с, $\text{ПДК}_{\text{толуола}}^{\text{cc}} = 0.6$ мг/м³, $\text{ПДК}_{\text{аммиака}}^{\text{cc}} = 0.04$ мг/м³.

Расчет: показатели агрессивности $A_{\text{толуола}} = 1/0.6 = 1.667$, $A_{\text{аммиака}} = 1/0.04 = 25$;

коэффициент разбавления $R = 0.4 \cdot 2.5 \cdot (1 \cdot 2 + 20) = 22$;

значения ущерба $Y_{\text{толуола}} = 240 \cdot 6 \cdot 1 \cdot (1.667 \cdot 70) / 22 = 7637.9$ руб/год,

$Y_{\text{аммиака}} = 240 \cdot 6 \cdot 1 \cdot (25 \cdot 1) / 22 = 1636.4$ руб/год,

$Y = 7637.9 + 1636.4 = 9274.3$ руб/год.

8.2 Ущерб, наносимый окружающей среде в результате загрязнения водоемов

Для оценки ущерба, наносимого окружающей среде сбросами вредных веществ в водоемы, чаще всего используется расчетный метод, согласно которому

$$Y = \gamma_v \cdot \sigma_k \cdot M,$$

где γ_v – удельный ущерб, причиняемый народному хозяйству сбросом в водоемы одной условной тонны загрязняющих веществ (4000 руб/усл.т);

σ_k – показатель относительной опасности загрязнения водоема или его участка (справочные данные);

$M = \sum_{i=1}^N A_i \cdot m_i$ – приведенная годовая масса загрязняющих веществ, усл.т/год;

$A_i = 1/\text{ПДК}_i^{\text{BP}}$ – показатель опасности сброса в водоем i -го вещества, усл.т/т;

$m_i = \sum_{k=1}^K C_{ik} \cdot V_{ik}$ – масса годового сброса в водоем i -го вещества, т/год;

ПДК_i^{BP} – предельно допустимая концентрация i -го загрязнителя в воде рыбохозяйственных объектов, мг/л (при отсутствии значений ПДК^{BP} можно воспользоваться ПДК^{B} – предельно допустимыми концентрациями i -го загрязнителя в воде хозяйственно-питьевого и культурно-бытового значения или временно допустимыми концентрациями ВДК^В);

C_{ik} – концентрация i -го загрязнителя в k -м источнике загрязнения, г/м³;

V_{ik} – годовой сброс i -го загрязнителя k -м источником загрязнения, м³/год.

Пример. Как изменится величина ущерба окружающей среде после строительства очистных сооружений в месте сброса сточных вод двух предприятий ($\sigma_k = 1$)? Объемы сточных вод предприятий и их характеристика:

Название	ПДК _{<i>i</i>} ^{БП} , мг/л	Концентрация в сточных водах C , мг/м ³			
		$V_1 = 40000000$ м ³ /год		$V_2 = 10000000$ м ³ /год	
		до очистки	после очистки	до очистки	после очистки
Взвеси	20	300	100	200	100
ПАВ	0.5	7	3	4	2
Хлориды	333	40	15	–	–
Сульфаты	500	50	20	150	30
Фенолы	0.001	–	–	0.1	0.01
Нефтепродукты	0.05	1	0.2	–	–

Расчет: показатели опасности $A_B = 1/20 = 0.05$ усл.т/т, $A_{П} = 1/0.5 = 2$ усл.т/т,

$A_x = 1/333 = 0.003$ усл.т/т, $A_c = 1/500 = 0.002$ усл.т/т,

$A_{\phi} = 1/0.001 = 1000$ усл.т/т, $A_n = 1/0.05 = 20$ усл.т/т,

приведенные массы *взвесей* $M_B^{до} = 0.05 \cdot (300 \cdot 4 \cdot 10^7 + 200 \cdot 1 \cdot 10^7) \cdot 10^{-6} = 700$ усл.т/год,

$M_B^{после} = 0.05 \cdot (100 \cdot 4 \cdot 10^7 + 100 \cdot 1 \cdot 10^7) \cdot 10^{-6} = 250$ усл.т/год;

приведенные массы *ПАВ* $M_{П}^{до} = 2 \cdot (7 \cdot 4 \cdot 10^7 + 4 \cdot 1 \cdot 10^7) \cdot 10^{-6} = 640$ усл.т/год,

$M_{П}^{после} = 2 \cdot (3 \cdot 4 \cdot 10^7 + 2 \cdot 1 \cdot 10^7) \cdot 10^{-6} = 280$ усл.т/год;

приведенные массы *хлоридов* $M_x^{до} = 0.003 \cdot 40 \cdot 4 \cdot 10^7 \cdot 10^{-6} = 4.8$ усл.т/год,

$M_x^{после} = 0.003 \cdot 15 \cdot 4 \cdot 10^7 \cdot 10^{-6} = 1.8$ усл.т/год;

приведенные массы *сульфатов* $M_c^{до} = 0.002 \cdot (50 \cdot 4 \cdot 10^7 + 150 \cdot 1 \cdot 10^7) \cdot 10^{-6} = 7$ усл.т/год,

$M_c^{после} = 0.002 \cdot (20 \cdot 4 \cdot 10^7 + 30 \cdot 1 \cdot 10^7) \cdot 10^{-6} = 2.2$ усл.т/год;

приведенные массы *фенолов* $M_{\phi}^{до} = 1000 \cdot 0.1 \cdot 1 \cdot 10^7 \cdot 10^{-6} = 1000$ усл.т/год,

$M_{\phi}^{после} = 1000 \cdot 0.01 \cdot 1 \cdot 10^7 \cdot 10^{-6} = 100$ усл.т/год;

приведенные массы *нефтепродуктов* $M_{нп}^{до} = 20 \cdot 1 \cdot 4 \cdot 10^7 \cdot 10^{-6} = 800$ усл.т/год,

$M_{нп}^{после} = 20 \cdot 0.2 \cdot 4 \cdot 10^7 \cdot 10^{-6} = 160$ усл.т/год;

суммарные приведенные массы $M^{до} = 700 + 640 + 4.8 + 7 + 1000 + 800 = 3151.8$ усл.т/год,

$M^{после} = 250 + 280 + 1.8 + 2.2 + 100 + 160 = 794$ усл.т/год;

ущербы $У^{до} = 4 \cdot 3151.8 = 12607.2$ тыс.руб/год,

$У^{после} = 4 \cdot 794 = 3176$ тыс.руб/год,

$\Delta У = 12607.2 - 3176 = 9431.2$ тыс.руб/год.

Нередко ущерб от загрязнения водоемов рассчитывают через удельные ущербы, причиняемые сбросом 1 т i -й примеси в l -й водохозяйственный участок ($У^l_i$, руб./т), или сбросом 1 м³ приведенного объема сточных вод в l -й водохозяйственный участок (\mathcal{E}^l_i , руб./м³). Общая величина ущерба для l -го водохозяйственного участка

$$Y^l = \sum_{i=1}^N Y^l_i \cdot m_i \quad \text{или} \quad Y^l = \sum_{i=1}^N \mathcal{E}^l_i \cdot \Pi_i^l,$$

где m_i – общая масса годового сброса i -й примеси различными источниками загрязнения в l -й водохозяйственный участок, т/год;

$$P_i^l = V^l \cdot \sum_{i=1}^N \frac{C_i - \text{ПДК}_i}{\text{ПДК}_i} - \text{общий годовой приведенный объем сточных вод, содержащий } i\text{-й загрязнитель и сбрасываемый в } l\text{-й водохозяйственный участок, м}^3/\text{год};$$

C_i – концентрация i -го загрязнителя в сточных водах, мг/л;

ПДК_i – предельно допустимая концентрация i -го загрязнителя в сточных водах, мг/л;

V^l – объем сточных вод, сбрасываемых в l -й водохозяйственный участок, м³/год.

Пример. Как изменится величина ущерба окружающей среде после строительства очистных сооружений?

Характеристики сточных вод:

Вид примеси	Общая масса сброса m_i , т/год		Удельный ущерб U_i , руб./т
	до очистки	после очистки	
Взвеси	2125	170	2530
ПАВ	42.5	21.3	330
Сульфаты	637.5	637.5	250
Хлориды	42.5	42.5	90
Нефтепродукты	21.3	4.3	20160

Расчет:

$$U^{\text{до}} = 2.53 \cdot 2125 + 0.33 \cdot 42.5 + 0.25 \cdot 637.5 + 0.09 \cdot 42.5 + 20.16 \cdot 21.3 = 5983 \text{ тыс.руб/год,}$$

$$U^{\text{после}} = 2.53 \cdot 170 + 0.33 \cdot 21.3 + 0.25 \cdot 637.5 + 0.09 \cdot 42.5 + 20.16 \cdot 4.3 = 687 \text{ тыс.руб/год,}$$

$$\Delta U = 5983 - 687 = 5296 \text{ тыс.руб/год.}$$

8.3 Плата природопользователей за загрязнение окружающей среды

Государством установлены нормативы платы за загрязнение природной среды природопользователями (предприятиями, учреждениями и организациями) независимо от их ведомственной подчиненности, видов и форм собственности за следующие вредные воздействия:

- выброс в атмосферу загрязняющих веществ от стационарных и нестационарных источников;
- сброс загрязняющих веществ в поверхностные и подземные водные объекты;
- размещение отходов на поверхности земли, в том числе в виде несанкционированных свалок.

Этими нормативами установлены размеры выплат за сбросы, выбросы, размещение отходов в пределах допустимых нормативов, в пределах установленных лимитов (временно согласованных нормативов) и за сверхлимитное загрязнение окружающей среды.

В случаях, когда загрязнение окружающей среды не превышает установленные предельно допустимые нормативы, плата природопользователей

$$П = K_3 \cdot m_{\text{пд}} \cdot H_{\text{пд}},$$

где K_3 – коэффициент экологической значимости территории, в пределах которой осуществляется загрязнение (справочные данные);

$m_{\text{пд}}$ – фактическая масса загрязняющих веществ, не превышающая предельно допустимые нормативы, т;

$H_{\text{пд}}$ – норматив платы за 1 т загрязняющих веществ, если фактическая масса загрязняющих веществ не превышает предельно допустимые нормативы, руб./т.

Плата природопользователей за загрязнение окружающей среды в пределах временно согласованных нормативов

$$\Pi = K_3 \cdot [m_{\text{пд}} \cdot H_{\text{пд}} + (m_{\text{вс}} - m_{\text{пд}}) \cdot H_{\text{вс}}],$$

где $m_{\text{вс}}$ – фактическая масса загрязняющих веществ, не превышающая временно согласованные нормативы, т;

$H_{\text{вс}}$ – норматив платы за 1 т загрязняющих веществ, если фактическая масса загрязняющих веществ не превышает временно согласованные нормативы, руб./т.

Плата природопользователей за сверхлимитное загрязнение окружающей среды

$$\Pi = K_3 \cdot [m_{\text{пд}} \cdot H_{\text{пд}} + (m_{\text{вс}} - m_{\text{пд}}) \cdot H_{\text{вс}} + 5 \cdot (m - m_{\text{вс}}) \cdot H_{\text{вс}}],$$

где m – фактическая масса загрязняющих веществ, превышающая временно согласованные нормативы, т. В случае загрязнения окружающей среды без оформления разрешения в установленном порядке вся масса загрязнений рассматривается как сверхлимитная.

Выделяются следующие уровни загрязнения земель химическими веществами и несанкционированными свалками отходов:

- 1 – допустимое;
- 2 – слабое;
- 3 – среднее;
- 4 – сильное;
- 5 – очень сильное.

Под допустимым уровнем загрязнения понимают содержание в почве химических веществ, не превышающее ПДК.

Размер платы за ущерб от загрязнения земель определяют, исходя из затрат на проведение полного объема работ по их очистке. Если оценить эти затраты невозможно, размер платы определяют по формуле

$$\Pi = H_c \cdot K_b \cdot K_3 \cdot K_r \sum_{i=1}^N S_i \cdot K_i^a,$$

где H_c – норматив стоимости загрязненных земель, тыс. руб./га;

K_b – коэффициент, зависящий от срока восстановления загрязненных земель:

Срок, лет	1	2	3	4	5	6÷7	8÷10	11÷15	16÷20	21÷25	26÷30	> 30
K_b	0.9	1.7	2.5	3.2	3.8	4.6	5.6	7.0	8.2	8.9	9.3	10

K_r – коэффициент, зависящий от глубины загрязнения:

Глубина, см	< 20	20÷50	50÷100	100÷150	> 150
K_r	1	1.3	1.5	1.7	2

S_i – площадь земель, загрязненных i -м веществом, га;

K_i^a – коэффициент, зависящий от уровня загрязнения земель i -м веществом:

Уровень	1	2	3	4	5
K_i^a	0	0.3	0.6	1.5	2

Замечания. 1. При допустимом уровне загрязнения коэффициент K_i^a равен нулю, т.е. плата за нанесенный ущерб не взимается.

2. При отсутствии сведений об уровне загрязнения земель конкретными веществами коэффициент K_i^a определяют в зависимости от значения $Z_i = C_i^{\text{факт}}/C_i^{\text{фон}}$, т.е. отношения фактического содержания i -го вещества в почве к регионально-фоновому:

Z_i	< 2	2÷8	8÷32	32÷64	> 64
K_i^a	0	0.3	0.6	1.5	2

Размер платы за ущерб, наносимый окружающей среде в результате загрязнения земель несанкционированными свалками отходов,

$$П = 25 \cdot K_b \cdot K_3 \sum_{i=1}^N H_i^n \cdot M_i,$$

где H_i^n – норматив платы за захламление земель 1 т (1 м³) i -х отходов, руб./т (руб/м³):

	Нетоксичные отходы			Токсичные отходы			
	добывающая пром-сть, т	перераб. пром-сть, м ³	бытовые, м ³	чрезв. опасные	высоко-опасные	умеренно-опасные	мало-опасные
H_i^n	25	1150	2000	140000	60000	40000	20000

M_i – масса или объем i -х отходов, т (м³).

Платежи за предельно допустимые выбросы, сбросы загрязняющих веществ, размещение отходов осуществляются за счет себестоимости продукции, а платежи за превышение загрязнений – за счет прибыли, остающейся в распоряжении природопользователя.

9 ЛАБОРАТОРНЫЙ ПРАКТИКУМ

Лабораторный практикум включает задания, методические указания по выполнению и контрольные вопросы к пяти лабораторным работам:

- 1) Расчет сооружений для механической очистки сточных вод;
- 2) Расчет сооружений для биохимической очистки сточных вод;
- 3) Расчет сооружений для физико-химической и химической очистки сточных вод;
- 4) Расчет сооружений для очистки газовых выбросов от пыли;
- 5) Расчет аппаратов для очистки газовых выбросов от примесей.

Все работы должны быть выполнены в системе инженерных расчетов Mathcad. Расчетные файлы должны включать необходимые комментарии к исходным данным, расчетным формулам и результатам расчетов.

9.1 Лабораторная работа № 1. Расчет сооружений для механической очистки сточных вод

Задание: 1) определить значения характеристик проточного усреднителя, помеченных в таблице 9.1, которая содержит исходные данные для расчетов, символами X_1 , X_2 или символом X ;

2) определить значение параметра решеток или песколовок, помеченных в таблицах 9.2 и 9.3, которые содержат исходные данные для расчетов, символом X . Определить потери напора в решетках или эффективность очистки в песколловках;

3) определить значения характеристик горизонтального отстойника, помеченных в таблице 9.4, которая содержит исходные данные для расчета отстойников, символами X_1 , X_2 или значение параметра радиального отстойника, помеченного символом X .

Таблица 9.1 Варианты заданий по расчету проточных усреднителей

№ вар-та	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
расход сточных вод, м ³ /ч	4500	—	1750	—	3800	—	2250	—	4200	—
вид сброса загрязнений	залповый	залповый	циклический	циклический	залповый	залповый	циклический	циклический	залповый	циклический
макс концентрация загрязнений, г/л	1	1,2	0,8	X	0,9	X	1,1	0,75	1,05	X
доп. концентрация загрязнений, г/л	0,5	0,55	0,4	0,52	0,6	0,45	0,48	0,55	0,48	0,57
средняя концентрация загрязнений, г/л	0,3	0,35	0,35	0,28	0,32	0,4	0,33	0,25	0,28	0,31
продолжит. сброса или колебаний, ч	12	X	25	21,5	10	3,5	27,5	X	14	24
число секций	X_1	6	X_1	5	X_1	5	X_1	6	X_1	6
глубина секции, м	6	2,8	5	4,2	4,5	3	5,5	4	5,2	4,8
площадь зеркала секции, м ²	X_2	975	X_2	920	X_2	1000	X_2	900	X_2	950
скорость воды в секции, мм/с	—	2,25	—	2,4	—	2,45	—	2,3	—	2,35

Таблица 9.2 Варианты заданий по расчету решеток

№ вар-та	1	2	3	4	5	6
макс расход сточных вод, м ³ /сут	480000	X	370000	X	420000	X
количество решеток	X	6	X	4	X	5
ширина решеток, м	2,5	1,5	2	3	3,5	2,75
форма стержней	круглые	круглые	прямо-угольные	прямо-угольные	круглые	прямо-угольные
толщина стержней, мм	12	15	14	18	20	22
глубина канала перед решеткой, м	1,5	2	1	1,75	2,2	1,8
угол наклона решеток, °	70	80	60	65	75	67,5

Таблица 9.3 Варианты заданий по расчету песколовок

№ вар-та	1	2	3	4	5	6
средняя производительность, м ³ /сут	100000	85000	110000	90000	95000	105000
тип песколовки	горизонтальная	азрируемая	горизонтальная	азрируемая	горизонтальная	азрируемая
ширина, м	3	X	X	2,5	3,5	X
длина, м	X	5	4,5	X	X	4
плотность твердой фазы загрязн., кг/м ³	2600	2750	2550	2700	2500	2800
плотность жидкой фазы загрязн., кг/м ³	980	975	985	970	965	990
вязкость жидкой фазы загрязн., Па·с	0,0016	0,0066	0,0018	0,0071	0,002	0,0058

Таблица 9.4 Варианты заданий по расчету отстойников

		№ вар-та	1	2	3	4	5
		горизонтальные отстойники	средняя произв-сть по сточной воде, м ³ /сут	20000	13200	10000	50000
число секций отстойника	6		X ₁	5	X ₁	4	
ширина секции, м	X ₁		X ₂	X ₁	10	X ₁	
длина секции, м	X ₂		45	X ₂	X ₂	X ₂	
нач. содержание взвесей, мг/л	250		313	320	220	300	
треб. конеч. содержание взвесей, мг/л	120		145	150	100	130	
№ вар-та	6		7	8	9	10	
радиальные отстойники	средняя произв-сть по сточной воде, м ³ /сут	132000	45000	102000	65000	120000	
	число отстойников	3	X	4	X	5	
	диаметр отстойника, м	X	45	X	40	X	
	глубина отстойника, м	3,8	4	3,5	3,7	4,5	
	нач. содержание взвесей, мг/л	311	300	280	290	285	
	треб. конеч. содержание взвесей, мг/л	125	140	130	135	120	

Порядок выполнения работы

1. Рассчитать коэффициент усреднения концентрации загрязнений в проточном усреднителе, определить значения неизвестных характеристик. Если скорость продольного течения воды не задана, проверить, не превышает ли она предельно допустимую.

2. Определить значение неизвестного параметра решетки или песколовки (по указанию преподавателя). При расчете решетки дополнительно определить потери напора сточной воды, а при расчете песколовки – эффективность очистки.

3. Определить значения неизвестных параметров горизонтального или радиального отстойника (по указанию преподавателя). При расчете радиального отстойника проверить допустимость значения отношения его диаметра к глубине.

Контрольные вопросы

1. Укажите максимально допустимую скорость продольного движения воды в проточных усреднителях.

2. Укажите допустимый диапазон значения средней скорости воды в прозорах решеток, допустимый диапазон значения ширины прозоров.

3. На какую скорость потока сточной воды рассчитываются горизонтальные песколовки? А аэрируемые?

4. Что такое «условная гидравлическая крупность»?

5. При какой производительности очистного сооружения целесообразно использовать радиальные отстойники? А при какой горизонтальные?

9.2 Лабораторная работа №2. Расчет сооружений для биохимической очистки сточных вод

Задание: 1) рассчитать аэротенк указанного типа и систему его аэрации. Исходные данные для расчетов сведены в таблицу 9.5;

2) рассчитать биофильтр указанного типа. Исходные данные для расчетов сведены в таблицу 9.6.

Таблица 9.5 Варианты заданий по расчету аэротенков

№ варианта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
тип аэротенка	смеситель					вытеснитель				
расход сточных вод, м ³ /ч	2480	2860	2680	2350	1980	3180	2150	2910	2280	2740
<i>БПК</i> _{полн} поступ. воды, мг/л	140	130	240	160	180	147	120	150	135	152
<i>БПК</i> _{полн} очищ. воды, мг/л	21	16	19	20	18	15	13	17	14	22
конц. взвесей в поступ. воде, мг/л	120	125	150	110	145	135	115	130	140	115
ср-лет. температура воды, °С	16	22	18	21	19	17	20	15	23	24

Таблица 9.6 Варианты заданий по расчету биофильтров

№ варианта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
тип фильтра	дисковый погружной					с плоскостной загрузкой				
расход сточных вод, м ³ /сут	800	900	850	750	950	26000	25500	26500	2280	2740
<i>БПК</i> ₅ поступ. воды, мг/л	210	220	215	205	225	135	150	130	140	145
<i>БПК</i> ₅ очищ. воды, мг/л	25	20	10	15	30	15	14	16	13	17
ср-зимн. температура воды, °С	10	11	13	12	9	11	9	10	8	7
уд. поверхность загрузки, м ² /м ³	-	-	-	-	-	70	80	65	75	85
порозность загрузки	-	-	-	-	-	0,9	0,85	0,92	0,88	0,82

Порядок выполнения работы

1. Выявить необходимость регенерации активного ила и, соответственно, расчета регенератора.
2. Определить продолжительность аэрации, нагрузку на активный ил, индекс ила и степень его рециркуляции.
3. Определить общий объем сооружения, объемы аэротенка и регенератора (при необходимости), подобрать подходящий типовой проект, см. приложение А, определить число и длину секции аэротенка, прирост активного ила.
4. Определить необходимую интенсивность аэрации сточных вод и общий расход воздуха.
5. а) расчет биофильтра с плоскостной загрузкой: определить допустимую нагрузку по *БПК*₅ на 1 м² поверхности загрузки, допустимую гидравлическую нагрузку, необходимый объем загрузки и площадь ее сечения, принять число секций, рассчитать площадь их сечения и диаметр; б) расчет дискового погружного биофильтра: определить необходимую общую поверхность дисков, принять диаметр диска, определить его рабочую поверхность и необходимое число дисков, принять число секций фильтра и число ступеней в каждой секции, определить длину секции и ее рабочую глубину.

Контрольные вопросы

1. От чего в первую очередь зависит интенсивность и эффективность биохимической очистки сточных вод?
2. При каком значении рН сточных вод биохимическая очистка наиболее эффективна?
3. Для чего очищенные сточные воды подаются из аэротенка во вторичный отстойник?
4. Укажите разницу между аэротенками-смесителями и аэротенками-вытеснителями
5. При каком расходе сточных вод для их биохимической очистки рекомендуется использовать погружные дисковые биофильтры?
6. Для чего в биофильтрах с плоскостной загрузкой предусматривается ее орошение?

9.3 Лабораторная работа №3. Расчет сооружений для физико-химической и химической очистки сточных вод

Задание: 1) рассчитать камеру хлопьеобразования или определить один из параметров пневматической флотационной установки. Исходные данные для расчетов сведены в таблицы 9.7 и 9.8. Определяемый параметр в таблице 9.8 помечен знаком **X**;

2) рассчитать адсорбционную установку с плотным неподвижным слоем гранулированного активированного угля. Исходные данные для расчета сведены в таблицу 9.9;

3) рассчитать катионитную или анионитную ионообменную установку. Исходные данные для расчета сведены в таблицу 9.10.

Таблица 9.7 Варианты заданий по расчету камер хлопьеобразования

Тип камеры	№ вар-та	1	2	3	4	5
перегородчатая с вертикальной циркуляцией	расход сточной воды, м ³ /сут	15000	20880	23040	17500	22500
	время пребывания воды в камере, мин	20	25	26,4	22,3	25,7
	высота камеры, м	3,5	3,7	4	3,6	3,8
	скорость движения воды в камере, м/с	0,2	0,27	0,22	0,25	0,28
	площадь самого узкого прохода, м ²	0,72	0,8	0,85	0,75	0,83
перегородчатая с горизонтальной циркуляцией	расход сточной воды, м ³ /сут	48000	60000	50400	54000	58000
	время пребывания воды в камере, мин	20	25	27	23	26
	высота камеры, м	2,6	3	2	2,4	2,8
	скорость движения воды в камере, м/с	0,2	0,19	0,18	0,21	0,22
	длина камеры, м	13	14	15	16	17
водоворотная	расчетный расход сточной воды, м ³ /сут	3000	2400	2700	2300	2500
	время пребывания воды в камере, мин	15	17	20	22	25
	высота зоны осаждения, м	4	4,5	5	5,2	5,5
	скорость выхода воды из сопла, м/с	2,5	2,7	3	3,2	3,5
	расчетное число отстойников	4	5	3	4	3
вихревая	произв-сть по сточной воде, м ³ /ч	200	150	250	175	225
	время пребывания воды в камере, мин	8	10	7	9	11
	скорость входа воды в камеру, м/с	1	1,1	1,15	1,2	1,25
	скорость восх. движения воды, мм/с	5	4	4,5	5,5	3,5
	угол конусности, °	40	30	45	35	42,5

Таблица 9.8 Варианты заданий по расчету флотационной установки

№ вар-та	1	2	3	4	5	6
сред. произв-сть по сточной воде, м ³ /ч	X	4000	2500	1280	3200	1750
число флотаторов	4	3	2	X	3	4
длина флотатора, м	9	6	8	7	X	5
ширина флотатора, м	4,5	2,5	5,5	3,5	3	X
коэфф. аэрации	0,25	0,27	X	0,28	0,3	0,26
продолжительность флотации, мин	15	X	17	20	18	21
интенсивность аэрации, м ³ /(м ² ·ч)	15	17	18	23	21	16

Таблица 9.9 Варианты заданий по расчету адсорбционной установки

№ вар-та	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
произв-сть по сточной воде, м ³ /сут	10000	13000	11200	9800	10500	11500	11000	10700	12100	10750
нач. конц. загрязнений, мг ХПК/л	635	637	583	615	620	591	607	628	577	625
конеч. конц. загрязнений, мг ХПК/л	50	65	55	50	60	52	57	62	45	53
скорость фильтрования, м/ч	10	12	9	11	11,5	12,5	11,2	10,5	8	10,8
продолжит. работы до проскока, ч	24	36	32	28	30	27	35	29	33	26
степень исчерпания емкости сорбента	0,7	0,8	0,85	0,75	0,72	0,77	0,82	0,65	0,68	0,78
внутренний диаметр адсорбера, м	3,5	4,5	4	3,5	4	4,2	3,5	4,5	4	3,5

Таблица 9.10 Варианты заданий по расчету ионообменных установок

катионитная установка	№ вар-та	1	2	3	4	5
	произв-сть по сточной воде, м ³ /ч	61,23	63,56	60,8	62,073	61,67
	уд. расход HCl на регенерацию, кг/м ³	65	50	55	60	62,5
	концентрация р-ра HCl, масс. доли	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
	$C_{Ca^{2+}+Mg^{2+}}$, Г-ЭКВ/м ³	3,244	3,244	3,244	3,244	3,244
	C_{Na^+} , Г-ЭКВ/м ³	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
	уд. расход воды на отмывку, м ³ H ₂ O/м ³	4	7	8	5	6
	объемная емкость катионита, Г-ЭКВ/м ³	750	700	850	650	800
	скорость пропуска раствора HCl, м/ч	15	9	12	10	11
	скорость отмывки катионита, м/ч	15	9	12	10	11

Продолжение таблицы 9.10

анионитная установка	№ вар-та	6	7	8	9	10
	произв-сть по сточной воде, м ³ /ч	59,98	58	60,5	59,5	56,5
	уд. расход NaOH на регенерацию, кг/м ³	50	60	55	45	48
	уд. расход воды на взрыхление, л/(с·м ²)	3	5	4	2	2,8
	продолжительность взрыхления, мин	10	15	12	8	11
	концентрация р-ра NaOH, масс. доли	0,04	0,06	0,05	0,03	0,045
	$C_{SO_4^{2-}}$, г-экв/м ³	2,599	2,599	2,599	2,599	2,599
	$C_{NO_3^-}$, г-экв/м ³	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002
	C_{Cl^-} , г-экв/м ³	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15
	уд. расход воды на отмывку, м ³ H ₂ O/м ³	8	10	9	11	9,5
	объемная емкость анионита, г-экв/м ³	800	850	900	830	870
	скорость пропуска раствора NaOH, м/ч	5	7	6	5,5	6,5
	скорость отмывки анионита, м/ч	5	7	6	5,5	6,5

Порядок выполнения работы

1. Произвести расчет камеры хлопьеобразования указанного типа или пневматической флотационной установки: кроме значения определяемого параметра, найти число воздухораспределительных труб, число сопел на каждой трубе и расстояние между соплами.
2. Определить необходимую площадь адсорберов и их число, высоту загрузки и выгрузки адсорбента.
3. Рассчитать значения времени до проскока адсорбента и до его исчерпания, определить необходимую массу активированного угля и его расход.
4. Определить площадь поверхности фильтрования ионообменной установки, скорость и продолжительность цикла фильтрования.
5. Рассчитать объем воды, обрабатываемой за цикл фильтрования, суточное число регенераций ионита, суммарный расход чистой воды на регенерацию, промывку и взрыхление ионита, продолжительности регенерации и отмывки.

Контрольные вопросы

1. Какие вещества стимулируют процесс коагуляции взвесей в сточных водах и каков его результат?
2. В каких камерах хлопьеобразования процесс коагуляции взвесей протекает быстрее всего?

3. При каком содержании взвешенных веществ в сточных водах для их удаления рекомендуется применять флотационные установки?

4. Чем регенеративная адсорбционная очистка сточных вод отличается от деструктивной?

5. Укажите наиболее рациональное направление движения сточной воды в аппаратах с неподвижным слоем адсорбента.

6. Укажите основные стадии технологической схемы ионообменной очистки сточных вод.

7. Какие операции включает регенерация ионообменных смол?

9.4 Лабораторная работа № 4. Расчет сооружений для очистки газовых выбросов от пыли

Задание: 1) определить длину пылеосадительной камеры, которая обеспечит выделение из потока воздуха всех частиц пыли размером не менее заданной крупности выделения. Исходные данные для расчета сведены в табл. 9.11;

2) выбрать и рассчитать циклон для очистки потока запыленного воздуха. Исходные данные для расчета сведены в табл. 9.12;

3) определить, приемлем ли рукавный фильтр указанной марки для очистки потока запыленного воздуха. Исходные данные для расчета сведены в табл. 9.13.

Таблица 9.11 Варианты заданий по расчету пылеосадительных камер

№ вар-та	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
расход воздуха, м ³ /ч	4000	4100	4200	4300	4400	4500	4600	4700	4800	4900
крупность выделения, мкм	50	55	60	65	70	75	80	85	90	100
плотность частиц пыли, кг/м ³	7800	2300	1600	8920	1700	7200	1900	4700	5200	5500
глубина камеры, м	2	2,2	2,5	2,7	2,4	3	1,8	2,8	2,6	2,3
ширина камеры, м	4,5	4,2	5	4,8	3,8	3,5	5,5	4,5	3,7	4,4

Таблица 9.12 Варианты заданий по расчету циклонов

№ вар-та	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
расход воздуха, м ³ /с	20	2	10	5	12	8	3	17	30	25
медианный размер частиц пыли, мкм	23	16	7	10	11	20	16	14	25	8
плотность частиц пыли, кг/м ³	2000	2600	2000	2700	1800	2800	2900	1650	2900	2750
запыленность воздуха на входе, г/м ³	30	10	40	3	20	12	10	80	40	20
эффективность очистки	0,85	0,85	0,8	0,85	0,8	0,85	0,85	0,75	0,7	0,9

Таблица 9.13 Варианты заданий по расчету рукавных фильтров

№ вар-та	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
марка фильтра	ФВК-30	ФВК-60	ФВК-90	ФРМ1-6	ФРМ1-8	ФРМ1-9	ФВВ-45	ФВВ-60	ФВВ-90	ФТНС-4
расход воздуха, м ³ /ч	2000	2050	2100	2150	2200	2250	2300	2350	2400	2450
запыленность на входе, г/м ³	25	20	35	30	15	22	28	27	32	24
запыленность на выходе, г/м ³	0,02	0,025	0,03	0,035	0,02	0,018	0,032	0,022	0,027	0,018
медианный размер частиц, мкм	8	12	15	18	6	9	11	10	17	14
температура, °С	20	80	100	60	40	140	120	70	50	110
цикл фильтрования, с	800	1000	950	850	1050	960	880	920	825	875
газовая нагрузка, м ³ /(м ² ·мин)	1,7	2,3	3,2	1,9	2,6	2,4	2,2	2,1	1,85	2,5
скорость фильтра-я, м/с	0,02	0,025	0,018	0,015	0,03	0,027	0,022	0,024	0,017	0,027
длительность регенерации, с	50	45	55	65	60	50	54	57	63	52
регенерация: об-ратн. продувка +	вибра-ция	встряхи-вание	-	вибра-ция	встряхи-вание	-	вибра-ция	встряхи-вание	-	-

Порядок выполнения работы

1. Рассчитать скорость потока воздуха в камере, скорость осаждения частиц пыли и их путь под действием силы тяжести.
2. Определить длину камеры, при которой ее эффективность превысит 1.
3. Выбрать тип циклона по значению медианного размера частиц пыли, определить его диаметр, скорость движения воздуха, размер частиц пыли d_{50}^T , осаждаемых с эффективностью 50%, и полный коэффициент очистки газа.
4. Убедиться, что эффективность очистки превышает требуемую (если меньше требуемой – выбрать другой тип циклона с меньшим значением d_{50}^T), определить гидросопротивление циклона и мощность привода газодувки.
5. Рассчитать удельную газовую нагрузку рукавного фильтра и гидросопротивление фильтрующей среды Δp , скорректировать заданное значение длительности цикла фильтрования, если $\Delta p \geq 2000$ Па.
6. Определить требуемую поверхность фильтрования и необходимое число фильтров указанной марки.
7. Определить возможную площадь поверхности регенерации и число секций фильтра, одновременно отключаемых на регенерацию.
8. Убедиться, что удельная газовая нагрузка при выбранном количестве фильтров превышает рассчитанную в п. 5.

Контрольные вопросы

1. Какой максимальной степени очистки потоков запыленных газов можно достичь с применением горизонтальных пылеосадительных камер?

2. Каким образом достигается закручивание потока запыленного газа в циклонах?
3. Чем центробежный скруббер отличается от циклона?
4. При каких скоростях запыленного газа барботажно-пенные аппараты работают в барботажном режиме?
5. Чем всасывающий рукавный фильтр отличается от нагнетательного?
6. Из каких материалов изготавливают рукава рукавных фильтров?
7. Чем электростатическое осаждение принципиально отличается от механических методов сепарации частиц пыли из потока газа?
8. Какую полярность чаще всего имеет коронирующий электрод электрофильтра? А осадительный?

9.5 Лабораторная работа № 5. Расчет аппаратов для очистки газовых выбросов от примесей

- Задание:** 1) рассчитать каталитический реактор, обеспечивающий требуемую степень очистки газа. Исходные данные для расчета сведены в табл. 9.14;
- 2) рассчитать насадочный абсорбер, предназначенный для очистки воздуха при атмосферном давлении. Исходные данные для расчета сведены в табл. 9.15;
- 3) рассчитать насадочный адсорбер, предназначенный для очистки воздуха при температуре 20 °С и давлении 101300 Па. Исходные данные для расчета сведены в табл. 9.16.

Таблица 9.14 Варианты заданий по расчету каталитического реактора

№ вар-та	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
расход газа, м ³ /с	10	16,67	3,33	6,67	7,5	12,5	15	11,5	13	14
тах скорость обезвреж., 1/с	0,95	0,975	1,07	1,15	0,9	1,17	0,911	0,96	1,03	1,1
экв. диаметр зерна катализатора, мм	4	5	2,5	3	5,5	4,5	3,5	6	2	6,5
коэф. формы зерна	0,85	0,87	0,8	0,88	0,78	0,95	0,89	0,92	0,9	0,86
пористость катализатора	0,8	0,5	0,4	0,6	0,7	0,65	0,55	0,75	0,45	0,63
уд. поверхность катализатора, м ² /м ³	25	60	150	50	75	65	55	70	45	110
температура газа перед кат-ром, К	523	493	573	523	473	393	593	423	323	623
динамич. вязкость газа ×10 ⁶ , Па·с	28	35	27	30	31	33	21	32	33	19
плотность газа, кг/м ³	1,02	1,1	0,96	1,06	1,16	1,21	0,94	1,19	1,25	0,87
коэф. диффузии ×10 ⁶ , м ² /с	10	14	7	9	8	12	11	12	13	15
скорость потока газа, м/с	0,85	0,5	0,75	0,95	0,8	0,7	0,6	0,65	0,55	0,9
требуемая степень очистки	0,97	0,93	0,97	0,92	0,98	0,93	0,94	0,95	0,96	0,91

Таблица 9.15 Варианты заданий по расчету насадочного абсорбера

№ вар-та	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
расход воздуха, м ³ /с	2,778	25	2,5	1,56	5,56	6,94	0,28	3,8	4,5	6,3
извл. примесь	NH ₃	H ₂ S	SO ₂	C ₃ H ₆ O	CO ₂	SO ₃	HF	NO ₃	Cl ₂	P ₂ O ₅
нач. концентр. в абсорбенте, кг/м ³	0,002	0,001	0	0	0	0,002	0	0,001	0	0
конеч. концентр. в абсорбенте, кг/м ³	0,27	0,21	0,21	0,12	0,28	0,42	0,14	0,92	0,9	0,86
нач. концентр. в воздухе, кг/м ³	0,33	0,24	0,4	0,16	0,31	0,55	0,18	0,27	0,2	0,48
конеч. концентр. в воздухе, кг/м ³	0,02	0,01	0,005	0,0025	0,0075	0,01	0,001	0,0015	0,002	0,012
внутр. диаметр абсорбера, м	2,8	2,4	3,2	2,2	3,6	3,8	1,2	3	3,4	3,5
температура воздуха, К	423	523	573	453	293	338	318	358	403	438
живое сечение насадки	0,2	0,25	0,3	0,27	0,175	0,22	0,28	0,26	0,31	0,24
уд. поверхность насадки, м ² /м ³	17,5	25	30	28	18	33	24	27	33	26
парц. давление примеси на входе в воздухе, Па	150	180	210	140	240	260	120	220	130	160
парц. давл. примеси на входе над жидкостью, Па	50	70	65	25	65	75	25	70	35	55
парц. давл. примеси на выходе в воздухе, Па	135	145	165	125	195	245	110	200	120	145
парц. давл. примеси на выходе над жидкостью, Па	130	140	155	120	180	230	107	188	116	138

Таблица 9.16 Варианты заданий по расчету насадочного адсорбера

№ вар-та	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
расход воздуха, м ³ /ч	600	650	700	300	350	500	550	525	575	625
извл. примесь	CO	SO ₂	NO	NH ₃	H ₂ S	Cl ₂	C ₆ H ₆	SO ₃	HF	P ₂ O ₅
мольный объем примеси, см ³ /моль	30,7	44,8	23,6	25,8	32,9	48,4	96	56,8	21,1	91,2
нач. концентр. в воздухе, г/м ³	100	90	80	70	60	50	40	65	55	75
конеч. концентр. в воздухе, кг/м ³	0,4	0,45	0,5	0,55	0,35	0,3	0,25	0,35	0,2	0,52
экв. диаметр, мм	4	3	5	2	6	4	7	3	5	6
насып. плотность насадки, кг/м ³	530	450	400	350	550	600	500	380	425	560
кажущ. плотность насадки, кг/м ³	790	700	650	550	800	850	750	600	670	810
погл. способность сорбента, кг/кг	0,3	0,29	0,28	0,27	0,26	0,25	0,29	0,27	0,33	0,26
падение давления в адсорбере, Па	1400	1500	1600	1700	1800	1900	2000	1750	1850	1650

Порядок выполнения работы

1. Рассчитать минимальный объем катализатора в реакторе и толщину его слоя, необходимую для обеспечения заданной степени очистки.
2. Рассчитать внутренний диаметр каталитического реактора и гидросопротивление слоя катализатора.
3. Рассчитать массовый расход примеси, извлекаемой в насадочном абсорбере, скорость воздуха и эквивалентный диаметр насадки.
4. Рассчитать коэффициент и движущую силу абсорбции, площадь поверхности контакта воздуха с жидкостью, необходимый объем насадки и высоту ее слоя.
5. Рассчитать коэффициент диффузии примеси, извлекаемой из воздуха в насадочном адсорбере, коэффициент массопередачи и продолжительность процесса адсорбции.
6. Рассчитать минимально необходимую массу сорбента, скорость потока воздуха в адсорбере, внутренний диаметр аппарата и высоту слоя сорбента.

Контрольные вопросы

1. Как называется температура газа, очищаемого в каталитическом реакторе, превышение которой приводит к разрушению катализатора?
2. Как оценивают эффективность катализаторов для очистки газовых выбросов?
3. Сформулируйте необходимое условие реализации процесса абсорбции компонента газовой смеси.
4. Почему края колпачков на тарелках абсорберов, используемых для очистки газов, выполняют зубчатыми?
5. Почему для очистки газовых выбросов чаще используют адсорберы периодического действия?
6. Для чего слой сорбента в вертикальных и горизонтальных адсорберах покрывают проволоочной сеткой?

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Предлагаемое пособие включает основные сведения о конструкциях и методиках проектных расчетов оборудования для переработки промышленных отходов: сооружений и аппаратов для очистки сточных вод и газовых выбросов.

В пособии рассмотрены:

- состав и свойства промышленных и бытовых сточных вод, конструкционные материалы, применяемые для изготовления природоохранного оборудования;
- конструкции и методики расчетов сооружений для механической очистки сточных вод: усреднителей, решеток и песколовок, отстойников;
- конструкции и методики расчетов сооружений для биохимической очистки сточных вод: аэротенков и биофильтров;
- конструкции и методики расчетов сооружений для физико-химической и химической очистки сточных вод: камер для коагуляции взвесей, флотационных установок, аппаратов для адсорбции загрязнений и ионного обмена;
- конструкции и методики расчетов аппаратов для очистки газовых выбросов от пыли: пылеосадительных камер, циклонов, скрубберов, рукавных фильтров и электрофильтров;
- конструкции и методики расчетов аппаратов для очистки газовых выбросов от вредных и опасных примесей: каталитических реакторов, абсорберов и адсорберов;
- методики определения ущерба, наносимого окружающей среде сточными водами и газовыми выбросами, а также эффективности природоохранных мероприятий.

Лабораторный практикум содержит формулировки заданий, исходные данные, рекомендации по выполнению и контрольные вопросы к пяти лабораторным работам:

- расчет сооружений для механической очистки сточных вод;
- расчет сооружений для биохимической очистки сточных вод;
- расчет сооружений для физико-химической и химической очистки сточных вод;
- расчет сооружений для очистки газовых выбросов от пыли;
- расчет аппаратов для очистки газовых выбросов от примесей.

Авторы надеются, что предлагаемое пособие будет полезно и для студентов, обучающихся по направлению 15.04.05 – "Конструкторско-технологическое обеспечение машиностроительных производств" дневной и заочной формы обучения, а также для аспирантов и работников проектно-конструкторских отделов промышленных предприятий.

ЛИТЕРАТУРА

1. Гридэл, Т.Е. Промышленная экология: учебное пособие для вузов / Т.Е. Гридэл, Б.Р. Алленби. – М. : ЮНИТИ-ДАНА, 2017. – 526 с.
2. Абсеитов, Е.Т. Промышленная экология: учебник / Е.Т. Абсеитов. – Алматы: Нур-Принт, 2016. – 489 с.
3. Старостина, И.В. Промышленная экология: учебное пособие / И.В. Старостина, Л.М. Смоленская, С.В. Свергузова. – Белгород: Белгородский государственный технологический университет им. В.Г. Шухова, 2015. – 288 с.
4. Макаренко, В.К. Введение в общую и промышленную экологию: учебное пособие / В.К. Макаренко, С.В. Ветохин. – Новосибирск: Новосибирский государственный технический университет, 2011. – 135 с.
5. Гвоздовский, В.И. Промышленная экология. Часть 1. Природные и техногенные системы: учебное пособие / В.И. Гвоздовский. – Самара: Самарский государственный архитектурно-строительный университет, 2008. – 268 с.
6. Сидорова, Л.П. Методы очистки промышленных и сточных вод. Часть I: учебное электронное текстовое издание / Л.П. Сидорова. – Екатеринбург: ФГАОУ ВПО «Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б.Н. Ельцина», 2012. – 134 с.
7. Сидорова, Л.П. Методы очистки промышленных и сточных вод. Часть II: учебное электронное текстовое издание / Л.П. Сидорова. – Екатеринбург: ФГАОУ ВПО «Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б.Н. Ельцина», 2015. – 114 с.
8. Липунов, И.Н. Очистка сточных вод в биологических реакторах с биопленкой и активным илом: учебное пособие / И.Н. Липунов. – Екатеринбург: Урал. гос. лесотехн. университет, 2015. – 110 с.
9. Гудков, А.Г. Биологическая очистка городских сточных вод: учебное пособие / А.Г. Гудков. – Вологда: Вологодск. гос. техн. ун-т, 2002. – 127 с.
10. Ветошкин, А.Г. Процессы и аппараты пылеочистки: учебное пособие / А.Г. Ветошкин. – Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2005. – 210 с.
11. Ветошкин, А.Г. Процессы и аппараты газоочистки: учебное пособие / А.Г. Ветошкин. – Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2006. – 201 с.
12. Информационный анализ и автоматизированное проектирование станций химической очистки: учебное пособие / Е.Н. Малыгин, Н.С. Попов, В.А. Немтинов и др. – Тамбов: Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2004. – 120 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ А. Справочные данные для расчета сооружений биохимической очистки сточных вод

Таблица А.1 Зависимость индекса ила J от нагрузки на него q :

$J, \text{см}^3/\text{г}$	130	100	70	80	95	130
$q, \text{мг}/(\text{г}\cdot\text{сут})$	100	200	300	400	500	600

Таблица А.2 Основные параметры типовых аэротенков-смесителей:

Ширина коридора, м	Рабочая глубина аэротенка, м	Число коридоров	Рабочий объем секции, м ³	Длина секции, м	Тип аэрации	Номер типового проекта
3	1,2	2	170 260	24 36	Механическая	902-2-94 902-2-95/96
4	4,5	2	864 1296	24 36	Низконапорная	902-2-215/216 902-2-217/218
6	5	3	3780 5400 7560	42 60 83	Пневматическая донная	902-2-268 902-2-269 902-2-211
9	5,2	4	21680 28080	120 150	Пневматическая донная	902-2-120/72 902-2-264

Таблица А.3 Зависимость коэффициента K_2 от глубины аэраторов

$h_a, \text{м}$	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1	3	4	5	6
K_2	0,4	0,46	0,6	0,8	0,9	1	2,08	2,52	2,92	3,3

Таблица А.4 Зависимость растворимости кислорода в воде от температуры

Температура, °С	5	10	12	14	16	18	20	22	24	26	28
$C_T, \text{мг}/\text{л}$	12,79	11,27	10,75	10,26	9,82	9,4	9,02	8,67	8,33	8,02	7,72

Таблица А.5 Основные параметры типовых аэротенков-вытеснителей

Ширина коридора, м	Рабочая глубина аэротенка, м	Число коридоров	Рабочий объем одной секции, м ³ , при длине, м						Типовой проект № 902-2-...	
			36–42	48–54	60–66	72–78	84–90	96–102		108–114
4,5	3,2	2	1040– –1213	1386– –1559	1732	—	—	—	—	-195
		3	1560– –1820	2080– –2340	2600	—	—	—	—	-192
4,5	3,2	4	2070– –2416	2762– –3108	3494– –3800	—	—	—	—	-178
		4,4	2	1420– –1658	1896– –2134	2372	—	—	—	—
	3		2140– –2496	2852– –3208	3564	—	—	—	—	-193
	4	2850– –3325	3800– –4275	4750– –5225	—	—	—	—	—	-178
6	4,4	2	—	2530– 2847	3154– –3471	3788	—	—	—	-196
		3	—	3800– 4275	4750– –5225	5700	—	—	—	-192
6	4,4	4	—	5700	5334– –6968	7602– –8230	6870	—	—	-179
		5	2	—	2880– –3240	3600– –3960	4320	—	—	—
	3		—	4320– –4860	5400– –5940	6480	—	—	—	-193
	4	—	6500	7220– –7940	8666– –9380	10100	—	—	—	-179
9	4,4	2	—	—	—	6180	6655– –7130	7505– –7980	8455	-197
		3	—	—	—	9270	9983– –10696	11409– –12122	12835	-194
		4	—	—	—	—	13300– –14250	15200– –16150	17100– –18050	-180
	5	2	—	—	—	7020	7560– –8100	8640– –9180	9720	-197
		3	—	—	—	10530	11340– –12150	12960– –13770	14580	-194
		4	—	—	—	—	15120– –16200	17280– –18360	19440– –20520	-180

Таблица А.6 Зависимость критериального комплекса от BPK_5 очищенной воды:

L_t , г/м ³	10	15	20	25	30	35	40	45	50
η	3.3	2.6	2.25	2	1.75	1.6	1.45	1.3	1.2

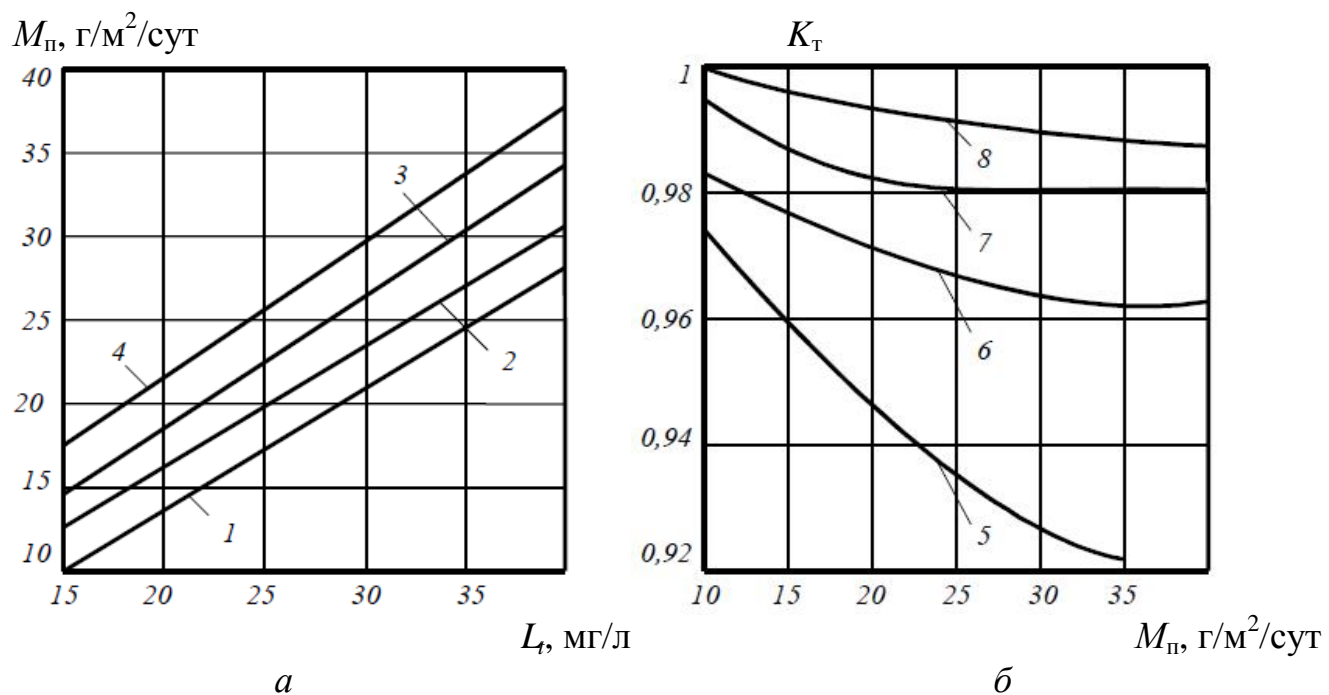


Рисунок А.1 Графики для расчета поверхности дисковых погружных биофильтров
а – зависимость $M_{п}$ от L_t и L_a , мг/л: 1- $L_a=100\div 200$, 2- $L_a=200\div 300$, 3- $L_a=300\div 400$, 4- $L_a=400\div 500$
б – зависимость K_T от $M_{п}$ и T : 5 – $T=7^{\circ}\text{C}$, 6 – $T=10^{\circ}\text{C}$, 7 – $T=13^{\circ}\text{C}$, 8 – $T=16^{\circ}\text{C}$

ПРИЛОЖЕНИЕ Б. Справочные данные для расчета сооружений очистки газовых выбросов от пыли

Таблица Б.1 Параметры эффективности циклонов НИИОГаз

	Тип циклона						
	ЦН-24	ЦН-15У	ЦН-15	ЦН-11	СДК ЦН-33	СДК ЦН-34	СДК ЦН-34М
опт. скорость движения газа $\omega_{оп}$, м/с	4.5	3.5	3.5	3.5	2	1.7	2
диаметр частиц, осаждаемых с эффективностью 50% d_{50}^r , мкм	8.5	6	4.5	3.65	2.31	1.95	1.13
коэф. гидросопротивления циклона диаметром 500 мм ξ_{500} , Па	75	155	155	245	520	1050	1050

Таблица Б.2 Поправочный коэффициент K_1

$D_{ц}$, м	ЦН-11	ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24	Все циклоны типа СДК
0.2	0.95	0.9	1
0.3	0.96	0.93	1
0.4	0.99	1	1
≥ 0.5	1	1	1

Таблица Б.3 Поправочный коэффициент K_2

Тип циклона	Запыленность газа на входе $C_{вх}$, г/м ³						
	0	10	20	40	80	120	150
ЦН-11	1	0.96	0.94	0.92	0.9	0.87	0.85
ЦН-15	1	0.93	0.92	0.91	0.9	0.87	0.86
ЦН-15У	1	0.93	0.92	0.91	0.89	0.88	0.87
ЦН-24	1	0.95	0.93	0.92	0.9	0.87	0.86
СДК ЦН-33	1	0.81	0.785	0.78	0.77	0.76	0.745
СК ЦН-34	1	0.98	0.947	0.93	0.915	0.91	0.90
СК ЦН-34М	1	0.99	0.97	0.95	-	-	-

Таблица Б.4 Технические характеристики рукавных фильтров

Марка фильтра	Поверхность фильтрования, м ²		Число элементов		Диаметр рукава, мм	Длина рукава, мм	Масса фильтра, кг
	общая	рабочая	секций	рукавов в секции			
ФВК-30	30	15	2	18	135	2060	1053
ФВК-60	60	45	4	18	135	2060	1682
ФВК-90	90	75	6	18	135	2060	2300
ФРМ1-6	126	105	6	10	135	2060	5776
ФРМ1-8	168	147	8	10	135	2060	7147
ФРМ1-9	210	189	10	10	135	2060	8633
ФВВ-45	45	30	3	18	135	2090	1735
ФВВ-60	60	45	4	18	135	2090	2135
ФВВ-90	90	75	6	18	135	2090	2935
ФТНС-4	12	12	1	4	385	2500	950
ФТНС-8	24	24	2	4	385	2500	990
ФТНС-12	36	36	3	4	385	2500	1485