

9.3.2. Сорбция

Для глубокой очистки сточных вод от растворенных органических загрязняющих веществ методом адсорбции в качестве сорбента надлежит применять активные угли.

Активный уголь следует применять в виде слоя загрузки плотного (движущегося или неподвижного), намытого на подложку из другого материала или суспензии в сточной воде.

Адсорберы с плотным слоем
загрузки активного угля

В качестве адсорберов надлежит применять конструкции безнапорных открытых и напорных фильтров с загрузкой в виде плотного слоя гранулированного угля крупностью 0,8—5 мм.

Содержание взвешенных веществ в сточных водах, поступающих на адсорберы, не должно превышать 5 мг/л.

Потери напора в слое гранулированного угля при крупности частиц загрузки 0,8—5 мм надлежит принимать не более 0,5 м на 1 м слоя загрузки.

Выгрузку активного угля из адсорбера следует предусматривать насосом, гидроэлеватором, эрлифтом и шнеком при относительном расширении загрузки на 20—25 %, создаваемом восходящим потоком воды со скоростью 40—45 м/ч.

В напорных адсорберах допускается предусматривать выгрузку угля под давлением не менее 0,3 МПа.

Металлические конструкции, трубопроводы, арматура и емкости, соприкасающиеся с влажным углем, должны быть защищены от коррозии.

Адсорберы с псевдооживленным
слоем
активного угля

Сточные воды, поступающие в адсорберы с псевдооживленным слоем, не должны содержать взвешенных веществ свыше 1 г/л при гидравлической крупности не более 0,3 мм/с. Взвешенные вещества, выносимые из адсорберов, и мелкие частицы угля надлежит удалять после адсорбционных аппаратов.

Адсорбенты с насыпным весом свыше 0,7 т/м³ допускается дозировать в мокром или сухом виде, а менее 0,7 т/м³ — только в мокром виде.

По высоте адсорберов 0,5-1,0 м следует устанавливать секционирующие решетки с круглой перфорацией диаметром 10—20 мм и долей живого сечения 10—15 %. Оптимальное число секций — три-четыре.

Скорость восходящего потока воды в адсорбере надлежит принимать 30—40 м/ч размерами частиц 1—2,5 мм для активных углей и 10—20 м/ч для углей размерами частиц 0,25—1 мм.

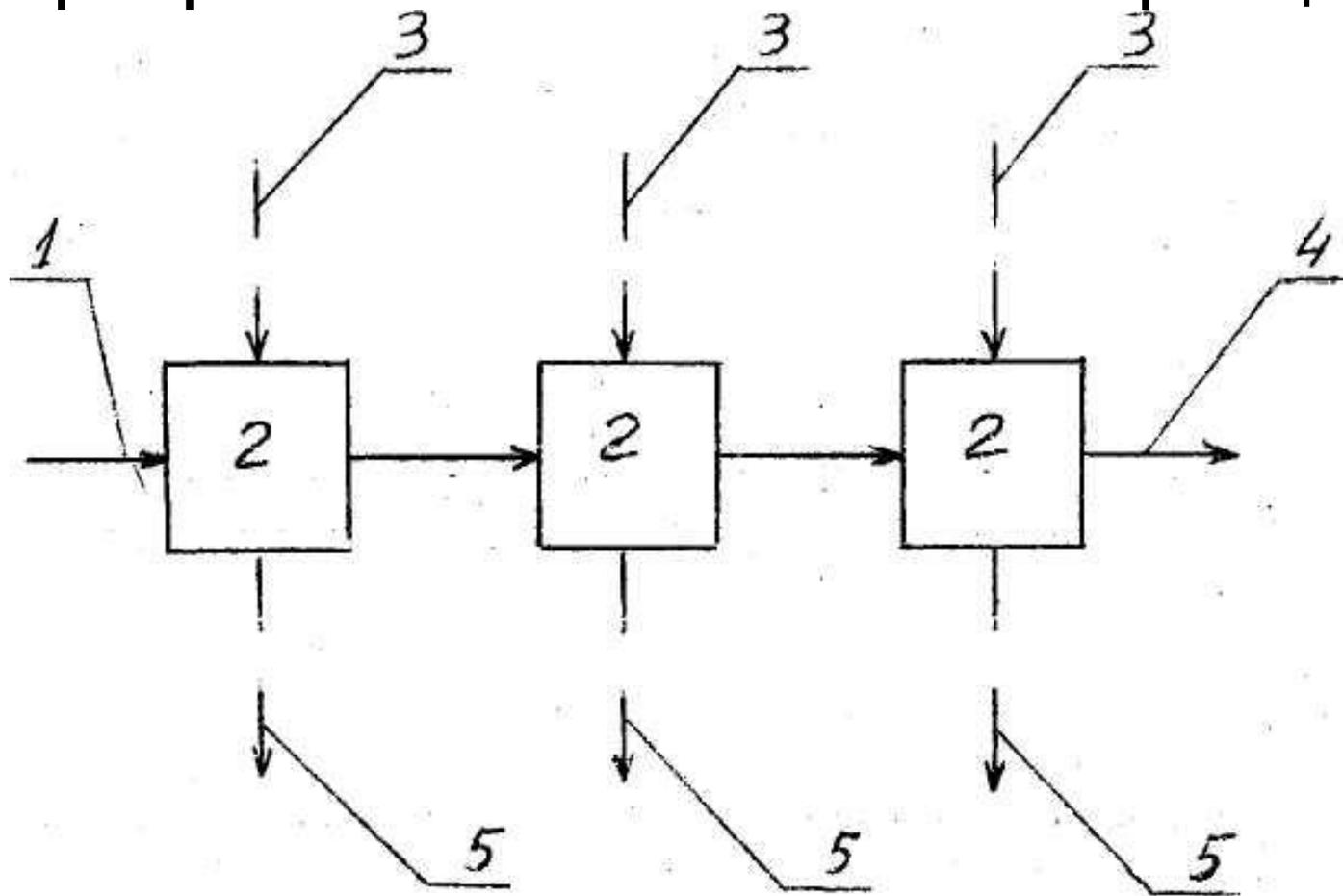
Дозу активного угля для очистки воды следует определять экспериментально.

9.3.3. Очистка сточных вод экстракцией

При экстракционной обработке сточной воды используют перекрестноточные, ступенчато-противоточные и непрерывно-противоточные технологические схемы (прямоточные схемы не применяются).

При перекрестноточной схеме сточная вода на каждой ступени обработки контактирует со свежим экстрагентом, что требует значительных расходов реагента. Поэтому наибольшее практическое применение нашли ступенчато-противоточная и непрерывно-противоточная схемы.

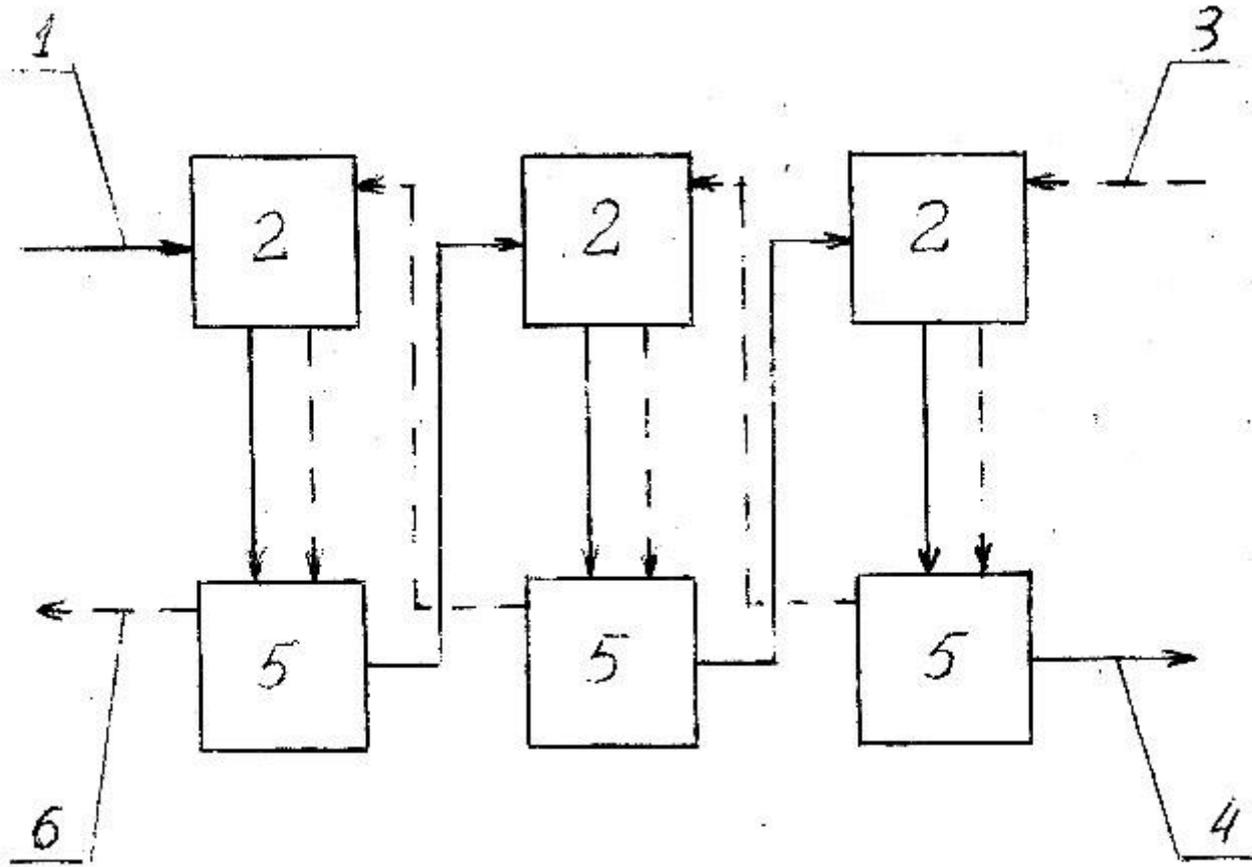
Перекрестноточная схема экстракции



1 - трубопровод подачи сточной воды; 2 – экстракционные установки; 3 - трубопровод подачи чистого экстрагента; 4 - трубопровод отвода обработанной сточной воды; 5 - трубопровод отвода отработанного экстрагента (экстракта)

При ступенчато-противоточной экстракции каждая ступень включает в себя перемешивающее устройство для смешения фаз и гравитационные (отстойники) или центробежные (гидроциклоны, сепараторы) разделители для выделения из смеси экстрагента. Вода и экстрагент движутся навстречу друг другу. При этом использованный на последующей ступени экстрагент (экстракт) смешивается со сточной водой предыдущей ступени. Смесители, применяемые в экстракционных установках, должны обеспечивать максимальную степень диспергирования экстрагента в воде, но при этом, исключая возможность образования стойких эмульсий.

Ступенчато-противоточная схема экстракции



1 - трубопровод подачи сточной воды; 2 - экстракционные установки; 3 - трубопровод подачи чистого экстрагента; 4 - трубопровод отвода обработанной сточной воды; 5 - разделители; 6 - трубопровод отвода отработанного экстрагента (экстракта)

Конечная концентрация экстрагируемого вещества

$$C_K = \frac{C_H}{(1 + bk_p)^n},$$

C_K и C_H - конечная и начальная концентрации экстрагируемого вещества в сточной воде, кг/м³; n - число экстракций (ступеней экстракции); b - удельный расход экстрагента для одной экстракции, м³/м³:

$$b = \frac{V}{nQ},$$

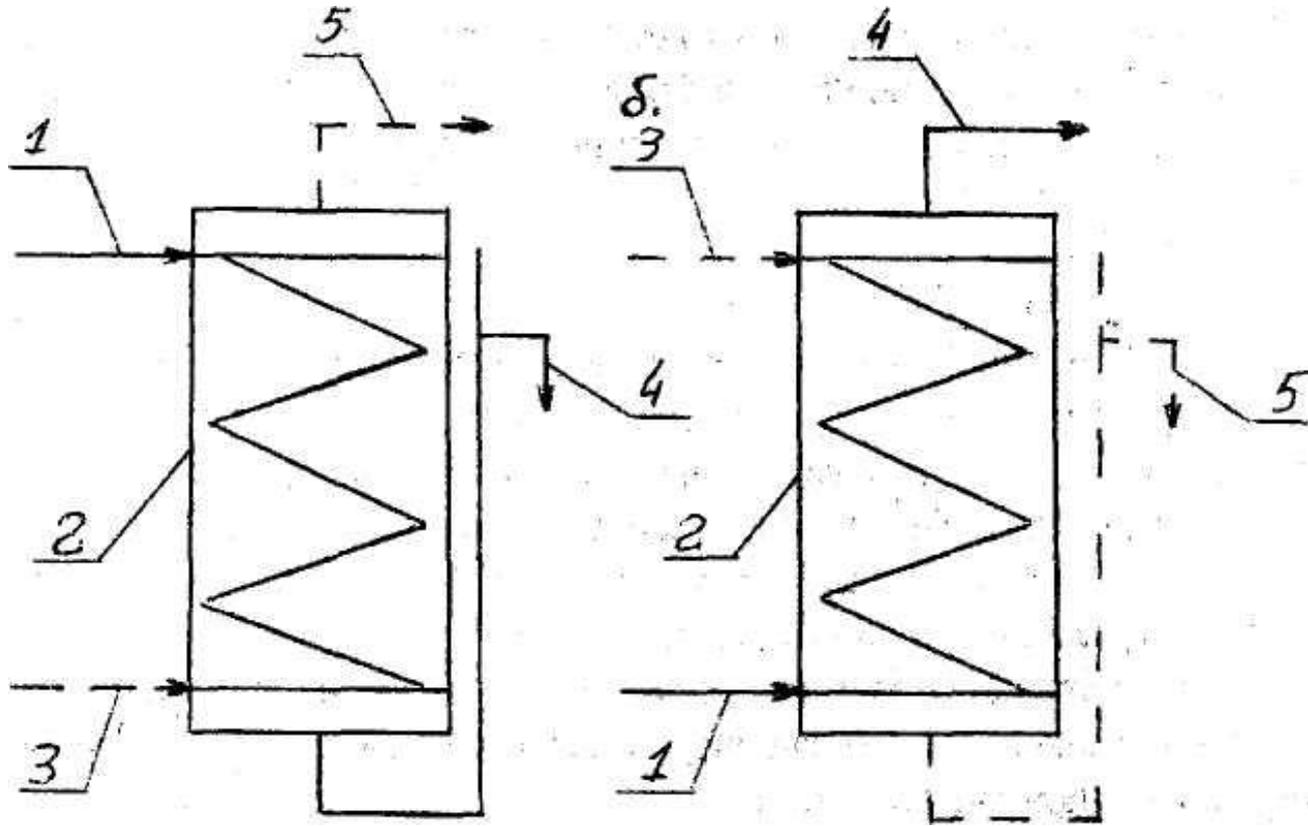
V - общий объем экстрагента, затрачиваемого на экстракцию, м³; Q - количество сточных вод, подвергающихся экстракции, м³.

Ступенчато-противоточная экстракция может быть непрерывной и периодической (при малых расходах сточных вод).

При непрерывно-противоточной экстракции вода и экстрагент движутся навстречу друг другу в одном аппарате, обеспечивающем диспергирование реагента в воде. При этом непрерывно осуществляется процесс экстракции.

Если плотность обрабатываемой среды больше плотности экстрагента, то вода вводится в экстракционную колонну сверху, а реагент - снизу. При плотности экстрагента большей плотности воды экстрагент вводится в верхнюю часть колонны, а сточная вода - в нижнюю.

Непрерывно-противоточная схема экстракции



а - при $\rho_{ст} > \rho_э$; б - при $\rho_{ст} < \rho_э$

1 - трубопровод подачи сточной воды; 2 - экстракционная установка (колонна); 3 - трубопровод подачи чистого экстрагента; 4 - трубопровод отвода обработанной сточной воды; 5 - трубопровод отвода отработанного экстрагента (экстракта)

Концентрация извлекаемого вещества в
обработанной сточной воде

$$C_{\text{к}} = (1 - bk_{\text{р}})C_{\text{н}},$$

Удельный расход экстрагента

$$b = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{k_{\text{р}}C_{\text{н}}}.$$

Состав технологической, схемы очистки сточных вод экстракцией зависит от количества и состава сточных вод, свойств экстрагента, способов его регенерации. Обычно эта схема состоит из:

- установки подготовки сточной воды перед экстракцией;
- установки экстракции;
- установки для разделения экстракта и сточной воды;
- установки регенерации экстрагента из экстракта.

Наличие в установке подготовки сточной воды тех или иных сооружений определяется составом этих вод. В качестве таких сооружений могут быть задействованы отстойники, флотаторы, фильтры, нейтрализаторы, охладители и т.д.

Установка экстракции состоит из колонны для улавливания паров экстрагента, собственно экстракционной колонны и резервуаров-сборников экстрагента.

Отгонка экстрагента обычно осуществляется в насадочной колонне. В нее сверху подается обработанная сточная вода, а снизу - острый пар. Регенерация экстрагента, в зависимости от его свойств и товарной стоимости, может осуществляться отдувкой воздухом или другими газами, а также реэкстракцией.

Установка регенерации экстрагента из экстракта может включать в себя теплообменник, одно- или двухступенчатую регенерационную (ректификационную) колонну, сепараторы, сборники регенерированного экстрагента и экстрагируемых веществ.

Наиболее широко методы экстракции применяют для очистки сточных вод предприятий по термической переработке твердых топлив (каменного и бурого углей, сланцев, торфа), содержащих значительное количество фенолов. Эффективность извлечения фенолов из сточных вод достигает $80 \div 97$ %.

9.3.4. Ионный обмен

Ионообменные установки следует применять для глубокой очистки сточных вод от минеральных и органических ионизированных соединений и их обессоливания с целью повторного использования очищенной воды в производстве и утилизации ценных компонентов.

Сточные воды, подаваемые на установку, не должны содержать:

- солей — свыше 3000 мг/л;
- взвешенных веществ — свыше 8 мг/л;
- ХПК не должна превышать 8 мг/л.

При большем содержании в сточной воде взвешенных веществ и большей ХПК необходимо предусматривать ее предварительную очистку.

Объем катионита W_{kat} , м³, в водород-катионитовых фильтрах следует определять по формуле

$$W_{kat} = \frac{24 q_w (\sum C_{en}^k - \sum C_{ex}^k)}{n_{reg} E_{wc}^k},$$

где q_w — расход обрабатываемой воды, м³/ч;

$\sum C_{en}^k$ — суммарная концентрация катионов в обрабатываемой воде, г · экв/м³;

$\sum C_{ex}^k$ - допустимая суммарная концентрация катионов в очищенной воде, г · экв/м³;

n_{reg} — число регенераций каждого фильтра в сутки (выбирается в зависимости от конкретных условий но не более двух);

E_{wc}^k - рабочая обменная емкость катионита по наименее сорбируемому катиону, г · экв/м³.

Рабочая обменная емкость катионита по наименее сорбируемому катиону, г · экв/м³:

$$E_{wc}^k = \alpha_k E_{gen}^k - K_{ion} q_k \sum C_w^k,$$

α_k — коэффициент эффективности регенерации, учитывающий неполноту регенерации и принимаемый равным 0,8—0,9;

E_{gen}^k — полная обменная емкость катионита, г · экв/м³, определяемая по заводским паспортным данным, по каталогу на иониты или по экспериментальным данным;

q_k - удельный расход воды на отмывку катионита после регенерации, м³ на 1 м³ катионита, принимаемый равным 3-4;

K_{ion} - коэффициент, учитывающий тип ионита; для катионита принимается равным 0,5;

$\sum C_w^k$ - суммарная концентрация катионов в отмывочной воде (при отмывке катионита ионированной водой).

Площадь катионитовых фильтров F_k , м², надлежит определять по формулам:

$$F_k = \frac{W_k}{H_k};$$

$$F_k = \frac{q_w}{v_f},$$

где H_k — высота слоя катионита в фильтре, принимаемая по каталогу ионообменных фильтров от 2 до 3 м;

q_w — расход воды, м³/ч;

v_f — скорость фильтрования, м/ч, принимаемая для напорных фильтров первой ступени при общем солесодержании воды:
до 5 мг·эquiv/л — не более 20; 5-15 мг·эquiv/л - 15; 15-20 мг·эquiv/л - 10; свыше 20 мг·эquiv/л - 8.

При значительных отклонениях площадей, рассчитанных по этим формулам, следует в формуле для объема катионита скорректировать число регенераций n_{reg} .

Число катионитовых фильтров первой ступени следует принимать: рабочих — не менее двух, резервных — один.

Потери напора в напорных катионитовых фильтрах надлежит принимать по таблице.

Скорость фильтрования v_f , м/ч	Потери напора в фильтре, м, при размере зерен ионита, мм			
	0,3 - 0,8		0,5 - 1,2	
	при высоте слоя загрузки, м			
	2	2,5	2	2,5
5	5	5,5	4	4,5
10	5,5	6	5	5,5
15	6	6,5	5,5	6
20	6,5	7	6	6,5
25	9	10	7	7,5

Интенсивность подачи воды при взрыхлении катионита следует принимать 3—4 л/(с · м²) продолжительность взрыхления — 0,25 ч. Для взрыхления катионита перед регенерацией следует использовать последние фракции воды от отмывки катионита.

Регенерацию катионитовых фильтров первой ступени надлежит производить 7—10 %-ными растворами кислот (соляной, серной). Скорость пропуска регенерационного раствора кислоты через слой катионита не должна превышать 2 м/ч. Последующая отмывка катионита осуществляется ионированной водой, пропускаемой через слой катионита сверху вниз со скоростью 6—8 м/ч. Удельный расход составляет 2,5—3 м на 1 м³ загрузки фильтра.

Первая половина объема отмывочной воды сбрасывается в бак для приготовления регенерирующего раствора кислоты, вторая половина — в бак воды для взрыхления катионита.

Водород-катионитовые фильтры второй ступени следует рассчитывать аналогично фильтрам первой ступени и исходя из концентрации катионов щелочных металлов и аммония.

Регенерацию катионитовых фильтров второй ступени следует производить 7-10 %-ным раствором серной кислоты. Удельный расход кислоты составляет 2,5 мг·эquiv на 1 мг·эquiv рабочей обменной емкости катионита.

Объем анионита W_{an} , м³, в анионитовых фильтрах надлежит определять по формуле

$$W_{an} = \frac{24 q_w (\sum C_{en}^{an} - \sum C_{ex}^{an})}{n_{reg} E_{wc}^{an}},$$

- q_w — расход обрабатываемой воды, м³/ч;
- $\sum C_{en}^{an}$ — суммарная концентрация анионов в обрабатываемой воде, мг · экв/л;
- $\sum C_{ex}^{an}$ — допустимая суммарная концентрация анионов в очищенной воде, мг · экв/л;
- n_{reg} - число регенераций каждого фильтра в сутки (не более двух);
- E_{wc}^{an} - рабочая обменная емкость анионита, мг · экв/л.

Рабочая обменная емкость анионита, мг · экв/л:

$$E_{wc}^{an} = \alpha_{an} E_{gen}^{an} - K_{ion} q_{an} \sum C_w^{an},$$

α_{an} — коэффициент эффективности регенерации анионита, принимаемый для слабоосновных анионитов равным 0,9;

E_{gen}^{an} - полная обменная емкость анионита. мг · экв/л, определяемая на основании паспортных данных, по каталогу на иониты или экспериментальным данным;

q_{an} — удельный расход воды на отмывку анионита после регенерации смолы. принимаемый равным 3—4 м³ на 1 м³ смолы;

K_{ion} - коэффициент, учитывающий тип ионита; для анионита принимается равным 0,8;

$\sum C_w^{an}$ — суммарная концентрация анионов в отмывочной воде, мг · экв/м³.

Площадь фильтрации F_{an} , м², анионитовых фильтров первой ступени надлежит определять по формуле

$$F_{an} = \frac{24 q_w}{n_{reg} t_f v_f},$$

где q_w — расход обрабатываемой воды, м³/ч;

n_{reg} — число регенераций анионитовых фильтров в сутки, принимаемое не более двух;

t_f — продолжительность работы каждого фильтра, ч, между регенерациями.

Продолжительность работы каждого фильтра, ч, между регенерациями, определяемая по формуле

$$t_f = \frac{24}{n_{reg} - (t_1 + t_2 + t_3)},$$

t_1 — продолжительность взрыхления анионита, принимаемая равной 0,25 ч;

t_2 — продолжительность пропускания регенерирующего раствора, определяемая исходя из количества регенерирующего раствора и скорости его пропускания (1,5-2 м/ч);

t_3 — продолжительность отмывки анионита после регенерации, определяемая исходя из количества промывочной воды и скорости отмывки (5—6 м/ч);

v_f — скорость фильтрования воды, м/ч, принимаемая в пределах 8-20 м/ч.

Регенерацию анионитовых фильтров первой ступени надлежит производить 4—6 %-ными растворами едкого натра, кальцинированной соды или аммиака; удельный расход реагента на регенерацию равен 2,5—3 мг·экв на 1 мг·экв сорбированных анионов (на 1 мг·экв рабочей обменной емкости анионита).

В установках с двухступенчатым анионированием для регенерации анионитовых фильтров первой ступени следует использовать отработанные растворы едкого натра от регенерации анионитовых фильтров второй ступени.

Загрузку анионитовых фильтров второй ступени следует производить сильноосновным анионитом, высота загрузки 1,5—2 м. Расчет анионитовых фильтров второй ступени следует производить аналогично фильтрам первой ступени. Скорость фильтрования обрабатываемой воды следует принимать 12—20 м/ч.

Регенерацию анионитовых фильтров второй ступени надлежит производить 6—8 %-ным раствором едкого натра. Скорость пропускания регенерирующего раствора должна составлять 1—1,5 м/ч. Удельный расход едкого натра на регенерацию 7—8 г·эquiv на 1 г·эquiv сорбируемых ионов (на 1 г·эquiv рабочей обменной емкости анионита).

Фильтры смешанного действия (ФСД) следует предусматривать после одно- или двухступенчатого ионирования воды для глубокой очистки воды и регулирования величины рН ионированной воды. Расчет ФСД производится в соответствии с методикой расчета катионитовых и анионитовых фильтров. Скорость фильтрования — до 50 м/ч.

Регенерацию катионита следует производить 7—10 %-ным раствором серной кислоты, анионита — 6—8 %-ным раствором едкого натра. Скорость пропускания регенерирующих растворов должна составлять 1—1,5 м/ч. Отмывку ионитов в фильтрах необходимо производить обессоленной водой. В процессе отмывки иониты следует перемешивать сжатым воздухом.

Аппараты, трубопроводы и арматура установок ионообменной очистки и обессоливания сточных вод должны изготавливаться в антикоррозионном исполнении.

Регенерацию ионитов следует производить с фракционным отбором элюатов (потоков подвижной фазы с компонентами разделяемой смеси). Элюат следует делить на 2—3 фракции. Наиболее концентрированные по извлекаемым компонентам фракции элюата следует направлять на обезвреживание, переработку, утилизацию, наименее концентрированные по извлекаемым компонентам фракции — направлять на повторное использование в последующих циклах регенерации.

9.3.5. Обратный осмос и ультрафильтрация

Обратный осмос - непрерывный процесс молекулярного разделения растворов путем фильтрования под давлением через полупроницаемые мембраны, задерживающие молекулы или ионы растворенного вещества. В случае приложения давления выше осмотического (равновесного) происходит перенос растворителя от раствора к чистому растворителю через мембрану. При этом обеспечивается достаточная селективность очистки. Необходимое давление, превышающее осмотическое давление растворенного вещества в растворе, в зависимости от концентрации солей составляет 0,1 - 1,0 МПа (при концентрации солей 3 - 5 г/л) и 5 - 10 МПа (при концентрации солей 20 - 30 г/л),

Ультрафильтрация - мембранный процесс разделения растворов, у которых осмотической давления мало. Этот метод используют для удаления из раствора высокомолекулярных веществ, взвешенных частиц, коллоидов. Ультрафильтрация является более производительным методом по сравнению с обратным осмосом. Это связано с тем, что при ультрафильтрации высокая проницаемость мембран достигается при давлениях 0,2 - 1,0 МПа.

По сравнению с традиционными методами очистки ультрафильтрация и обратный осмос имеют ряд преимуществ:

- простота и компактность установок;
- возможность полной автоматизации процесса;
- высокая эффективность очистки;
- возможность повторного использования фильтрата и утилизации полученного концентрата.

К недостаткам этих методов могут быть отнесены следующие требования:

- необходимость проведения процесса при высоком давлении в системе;
- высокие требования к качеству предварительной очистки.

Применяемое в настоящее время мембранное оборудование можно подразделить на типы в зависимости от расположения мембран:

- фильтр-прессы с плоскокамерными фильтрующими элементами. Удельная площадь поверхности мембран в этих сооружениях составляет 60 - 300 м² на 1 м³ объема аппарата;

- аппараты с трубчатыми фильтрующими элементами.

Удельная площадь поверхности: мембран - 100 - 200 м²/м³;

- аппараты, с фильтрующими элементами рулонного или спирального типа. Удельная площадь поверхности мембран - 300 - 800 м²/м³;

- аппараты с мембранами из полых волокон малого диаметра (45 - 200 мкм). Удельная площадь поверхности мембран до 20000 м²/м³. Волокна из ацетатцеллюлозы или нейлона собираются в пучки длиной 2-3 м и располагаются в аппарате линейно или U - образно.

Пропускная способность аппаратов перечисленных типов составляет 5 - 1000 м³/сут.

Основным элементом аппаратов, работающих по принципу обратного осмоса или ультрафильтрации является мембрана, которая обладает высокой проницаемостью и селективностью. В настоящее время применяются мембраны ацетатцеллюлозного типа марок МГА (для гиперфильтрационных аппаратов) и УМА (для ультрафильтрационных аппаратов). Они обладают следующими характеристиками:

- пропускная способность 30 - 2400 л/м²•сут;
- селективность 80-97 %;
- крупность пор гиперфильтрационных мембран - около 0,001 мкм, ультрафильтрационных – 0,005 – 0,200 мкм.

Гиперфильтрационные аппараты могут быть выполнены, в зависимости от состава сточных вод, необходимой степени очистки, пропускной способности, одно- и многоступенчатыми.

9.3.6. Электродиализ

Электродиализ - процесс сепарирования ионов солей, осуществляемый в мембранном аппарате под действием постоянного электрического тока, применяемый для опреснения высокоминерализованных сточных вод.

Принцип действия электродиализатора можно рассматривать как сочетание мембранной технологии очистки сточных вод с электролизом. Это сочетание технологически осуществляется следующим образом; под действием постоянного тока катионы, двигаясь к катоду, проникают через катионитовые мембраны, но задерживаются анионитовыми, а анионы, двигаясь к аноду, проходят через анионитовые мембраны и задерживаются на катионитовых. Таким образом, в результате этого процесса из одного ряда камер, образованных чередующимися анионитовыми и катионитовыми мембранами, ионы обоих знаков выводятся в смежный ряд камер.

Мембраны для электродиализатора изготавливают в виде гибких листов прямоугольной формы или рулонов из термопластичного полимерного связующего и порошка ионообменных смол. Анионитовые мембраны выпускаются с маркировкой МА, А или РМА, катионитовые - МК, К или РМК. Электродиализные аппараты применяются двух типов: прокладочные и лабиринтные. Электродиализные аппараты прокладочного типа (ЗДУ-50, ЭХО-М-5000х200, "Родник-3") имеют горизонтальную ось электрического поля, и их пропускная способность составляет 2 - 20 м³/ч. Электродиализаторы лабиринтного типа (Э-400М, ЗДУ-2, АЭ-25) имеют вертикальную ось электрического поля и пропускную способность 1-25 м³/ч. Оптимальная область применения электродиализных установок - при концентрации солей в сточной воде 3-8 г/л. Electrodes of these installations, in the main, are made of platinumized titanium. For effective work of installations it is necessary to provide flushing of electrode chambers, which protects the membranes from destruction by electrolysis products.

Технологические схемы электродиализных установок состоят из следующих узлов: аппараты предварительной подготовки исходной воды; электродиализная установка; кислотное хозяйство и система сжатого воздуха; фильтры (загруженные активированным углем БАУ или АГ-3); бактерицидные установки.

При этом они могут быть следующих типов:

- прямоточные, в которых сточная вода последовательно или параллельно проходит через комплекс аппаратов установки, а солесодержание воды снижается от исходного до заданного за один проход;

- циркуляционные (порционные). Сточная вода в этих установках обессоливается порциями, отбираемыми из промежуточной емкости и возвращается в нее, где обессоленная порция воды перемешивается с содержимым этой емкости. Цикл повторяется до тех пор, пока не будет достигнута необходимая степень очистки;

- циркуляционные непрерывного действия. В этих установках часть сточной воды непрерывно смешивается с частью неполностью обессоленной воды, проходит через электродиализатор и подается потребителю или в резервуар очищенной воды;

- установки с аппаратами, имеющими последовательную гидравлическую систему движения потоков в рабочих камерах.

Выбор технологической схемы осуществляется на основании технико-экономических расчетов. При этом исходными параметрами являются:

- конкретные местные условия;
- пропускная способность установки;
- солесодержание и состав обрабатываемых сточных вод.

9.3.7. Дегазация

Для удаления растворенных газов, находящихся в сточных водах в свободном состоянии, надлежит применять дегазаторы с барботажным слоем жидкости, с насадкой различной формы и полые распылительные (разбрызгивающие) аппараты.

Работа дегазаторов допускается при атмосферном давлении или под вакуумом. Для интенсификации процесса в дегазатор следует вводить воздух или инертный газ.

Количество вводимого воздуха на один объем дегазируемой воды при работе под вакуумом или атмосферном давлении следует принимать соответственно для аппаратов:

с насадкой — 3 и 5 объемов;

барботажного — 5 и 12—15 объемов;

распылительного — 10 и 20 объемов.

Высоту рабочего слоя насадки следует принимать от 2 до 3 м, барботажного слоя — не более 3 м, в распылительном аппарате — 5 м. В качестве насадки допускается применять кислотоупорные керамические кольца размером 25x25x4 мм или деревянные хордовые насадки.

Для колонных дегазаторов отношение высоты рабочего слоя к диаметру аппарата должно быть не более 3 при работе под вакуумом и не более 7 при атмосферном давлении, для барботажных аппаратов отношение длины к ширине не более 4.

Аппараты с насадкой надлежит применять при содержании взвешенных веществ в дегазируемой воде не более 500 мг/л, барботажные и распылительные — при большем их содержании.

Для распределения жидкости в аппаратах надлежит использовать центробежные насадки с выходным отверстием 10x20 мм.

Количество удаляемого газа W_g , м³, следует определять по формуле

$$W_g = K_x F_f,$$

F_f - общая поверхность контакта фаз, м²;

K_x — коэффициент массопередачи, отнесенный к единице поверхности контакта фаз или поперечного сечения аппарата и принимаемый по данным научно-исследовательских организаций.

9.3.8. Отгонка (отдувка)

Отдувка (отгонка) основана на удалении из сточных вод легколетучих веществ при пропускании через нее различных теплоносителей.

В качестве таких теплоносителей могут быть использованы горячий воздух, дымовые или инертные газы или перегретый пар.

Наибольшее распространение получили методы основанные на использовании перегретого пара (эвапорация), среди которых чаще всего используется пароциркуляционный метод.

Этот метод применяют для удаления из сточных вод летучих веществ (фенолов, крезолов, ксилонодов, нафтолов и др.) В его основе лежит отгонка загрязняющих веществ циркулирующим водяным паром с последующей его отмывкой от этих веществ раствором щелочи. При нейтрализации щелочного раствора названные вещества выделяются из него и могут быть отделены от водного слоя отстаиванием. Отгонка осуществляется в периодически действующих аппаратах или в непрерывно действующих дистилляционных колоннах. При движении через колонну навстречу пару сточная вода нагревается до 100°C . При этом находящиеся в ней летучие примеси переходят в паровую фазу и испаряются из жидкости. Звапорационные колонны имеют следующие характеристики: диаметр - 0,8 - 3,0 м; высота насадки - 6 - 12 м; отношение высоты колонны к ее диаметру не более 5 - 10; плотность орошения - 1-2 $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$; расход пара - 0,5 - 1,5 кг/кг, пропускная способность колонны - 20 - 200 $\text{м}^3/\text{сут}$.