

628
264



Министерство транспорта Украины
Днепропетровский государственный технический
университет железнодорожного транспорта

Кафедра гидравлики и водоснабжения

Доц., к.т.н. Л.Ф. Долина

811890
089118

Сорбционные методы очистки производственных сточных вод

Учебное пособие по проектированию локальных станций
очистки производственных сточных вод (часть 4)

Днепропетровск
2000

ББК 31.5
УДК 628.16.08

Автор: доцент, канд.техн.наук Долина Леонид Федорович

Сорбционные методы очистки производственных сточных вод.

Учебное пособие по проектированию локальных станций очистки производственных сточных вод (часть 4).

(Днепропетровский государственный технический университет железнодорожного транспорта. Автор: доц., к.т.н. Л.Ф. Долина. Днепропетровск, ДИИТ, 2000, с.84)

В учебном пособии приводятся общие сведения по теории и практики сорбционной очистки сточных вод различного состава. Даются примеры расчетов аппаратов, сооружений и технологических схем очистки сточных вод от всевозможных загрязняющих веществ.

Учебное пособие может быть использовано специалистами, занимающимися очисткой сточных вод от органических и высокотоксичных веществ.

Рецензенты: к.т.н. Бакланов В.Н. (Приднепровская железная дорога)

доц. к.т.н. Ярышкина Л.А. (ДИИТ)

ISBN 966-7180-29-8

ББК 31.5

Долина Л.Ф.

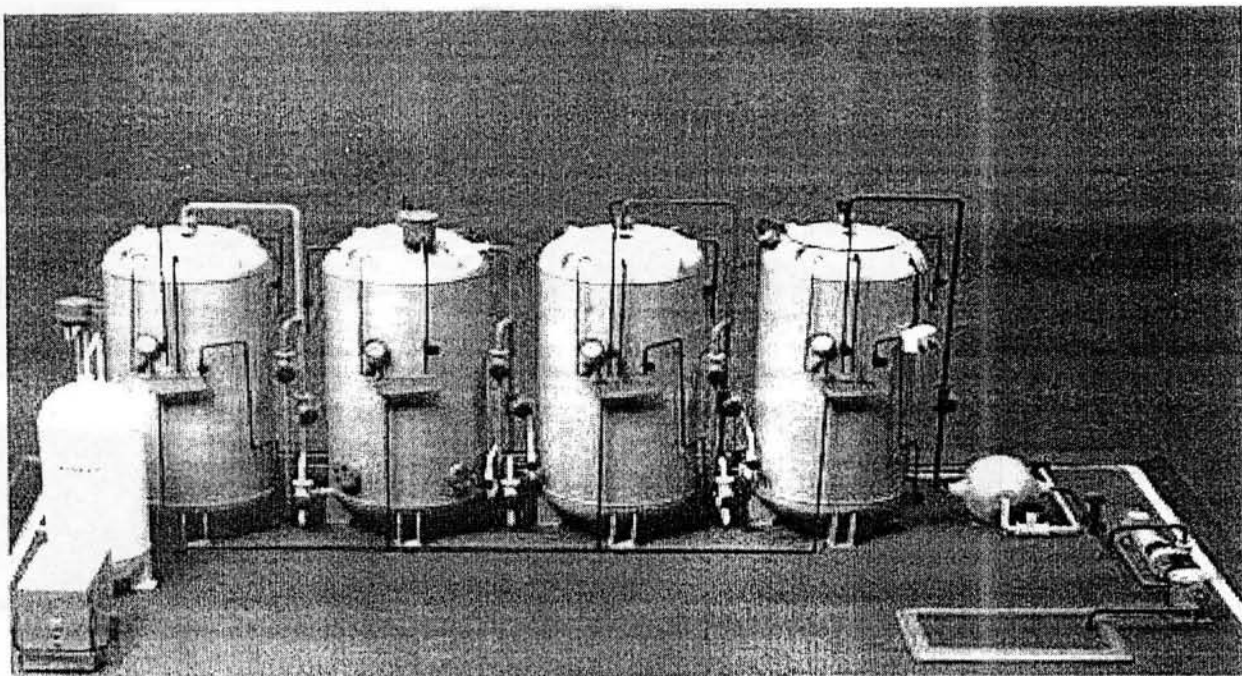
Автор, 2000

Дніпропетровський
інститут інженерів
залізничного

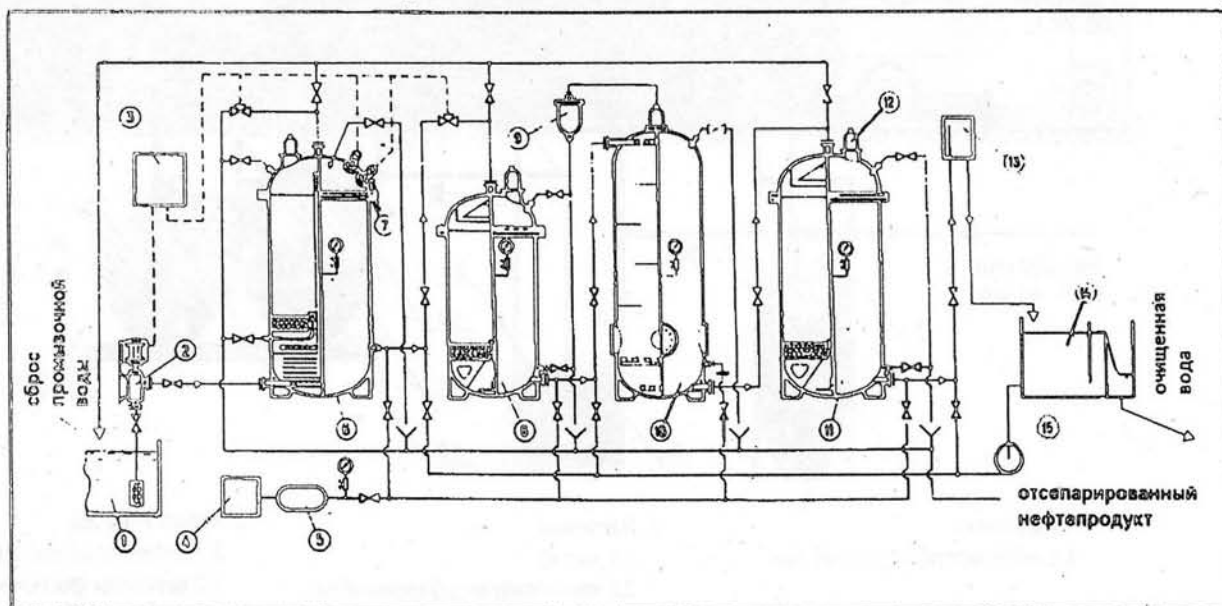
30192
60298
60192

Оглавление

Введение	2
1. Сорбенты и их краткая характеристика	
1.1 Синтетические сорбенты	
1.1.1 Активные угли и углеродные волокнистые материалы	4
1.1.2 Сорбенты из отходов производства и химических продуктов	7
1.2 Природные сорбенты	10
2. Основы сорбционной технологии	14
2.1 Технологические схемы и их выбор для очистки сточных вод	19
2.2 Конструкция и устройство адсорберов	24
3. Методы регенерации сорбентов	
3.1 Химическая регенерация	33
3.2 Низкотемпературная термическая регенерация активных углей	36
3.3 Термическая регенерация активных углей	38
3.4 Механическая регенерация	43
4. Использование сорбентов для интенсификации процессов химической и биологической очистки воды	45
5. Проектирование и расчет сорбционных установок	47
5.1 Выбор конструкции адсорберов	49
5.2 Проектирование и расчет адсорберов	51
5.3 Примеры расчета	57
5.4 Сорбционные установки для удаления из сточных вод катионов меди и свинца с применением доломита	67
Приложение 1	69
Приложение 2	71
Приложение 3	72
Приложение 4	75
Приложение 5	76
Приложение 6	77
Приложение 7	79
Приложение 8	80
Приложение 9	81
Список литературы	83

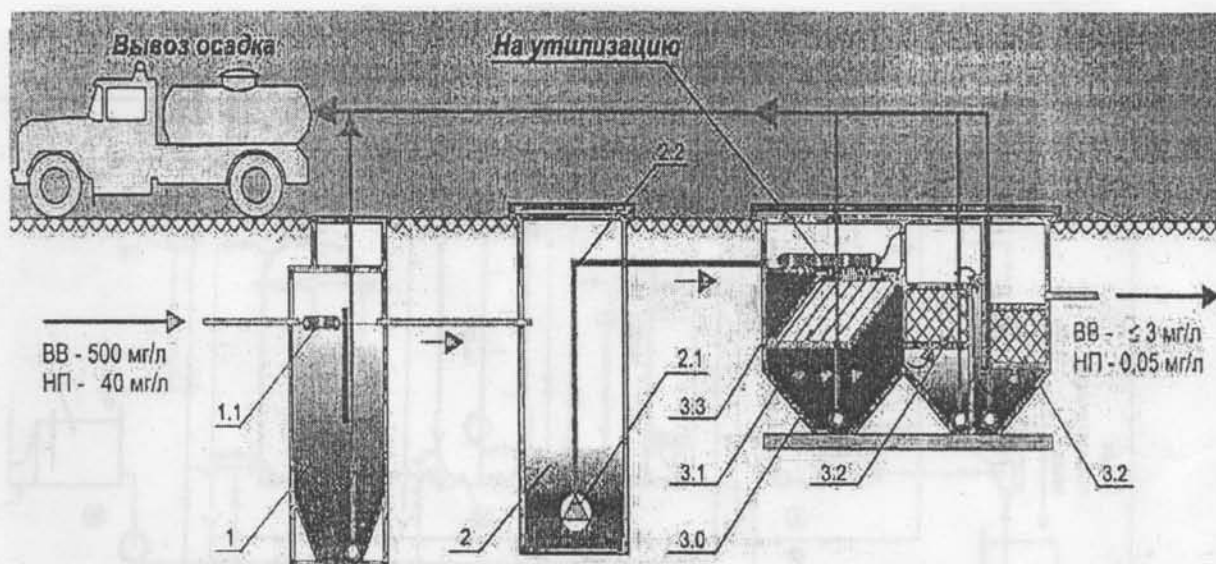


ЧЕТЫРЕХСТУПЕНЧАТАЯ СЕПАРАЦИОННАЯ УСТАНОВКА



- | | |
|--|---------------------------------------|
| 1 – Нефтеловушка | 9 – Фильтр для очистки воздуха |
| 2 – Электровинтовой насос | 10 – Аэратор |
| 3 – Блок автоматики | 11 – Сорбирующий фильтр |
| 4 – Компрессор | 12 – Воздушный клапан |
| 5 – Баллон-рессивер | 13 – Гидрозатвор |
| 6 – Предвключенный фильтр | 14 – Емкость очищенной воды |
| 7 – Датчики уровня раздела нефтепродукт-вода | 15 – Насос, подающий воду на промывку |
| 8 – Коалесцирующий фильтр | |

Четырехступенчатая сепарационная установка для очистки нефтесодержащих сточных вод «Коалесцент-4», изготавливаемая экологическим предприятием «Коалесцент» (г. Севастополь).



1. Песколовка
1.1 нефтесорбирующий бон

2. Насосная
2.1 насос
2.2 комплект трубопроводов

3. Установка ВЛ
3.1 тонкослойный модуль
3.2 кассеты фильтров
3.3 нефтесорбирующий бон

Модульная установка полной заводской готовности для очистки нефтесодержащих сточных вод после моек (автомобильных, подвижного ж/д. состава, строительной техники, оборудования и т.д.), а также атмосферных сточных вод.

Разработчик: Украинско-Российское экологическое предприятие «Комплект экология Украина» (г. Днепропетровск).

Сорбция – это процесс поглощения твердым телом или жидкостью вещества из окружающей среды. Поглощающее тело называется сорбентом^{*)}, а поглощаемое им вещество – сорбатом. Различают поглощение вещества всей массой жидкого сорбента (абсорбция) либо поверхностным слоем твердого или жидкого сорбента (адсорбция).

Сорбционная очистка может применяться совместно с методом биологической очистки как метод предочистки, доочистки и самостоятельно. Сорбционные методы весьма эффективны для извлечения из сточных вод ценных растворенных веществ с их последующей утилизацией и для использования очищенных стоков в системе оборотного водоснабжения промышленных предприятий.

Сорбция широко применяется для глубокой очистки сточных вод в химической, нефтехимической промышленности, на транспорте, цветной и черной металлургии и других отраслях промышленности. Во многих случаях без этого метода невозможно выдержать санитарные требования по сохранению чистоты водоемов или технические условия на качество воды при повторном использовании сточных вод в замкнутых системах водного хозяйства предприятий. Удаление биологически жестких, в том числе токсичных органических веществ в прямоточных системах глубокой очистки промстоков, в замкнутых системах водного хозяйства, обеспечение кондиционирования воды перед ионообменной и электродиализной очисткой, перед повторным использованием стоков в производстве, вот далеко не полный перечень задач, успешно решаемых на основе использования сорбционной очистки [2].

К преимуществам сорбционного метода относятся: возможность удаления загрязнений чрезвычайно широкой природы практически до любой остаточной концентрации независимо от их химической устойчивости и управляемость процессом [3].

Изучение возможности сорбционной обработки более трехсот видов сточных вод четырнадцати отраслей промышленности показало, что во всех случаях удается извлечь из них более 99% фенолов, а в 9 случаях из 10 – удалить более 95% веществ, придающих воде цветность, и 90% органического углерода [3]. Таким образом, сорбция является практически универсальным методом очистки воды.

^{*)} a sorbent (англ.) – сорбент, сорбирующее вещество

В качестве сорбентов используется различные искусственные и природные пористые материалы, имеющие развитую или специфическую поверхность : золы, коксовая мелочь, торф, силикогели, алюмогели, активные глины, пенополистирол и другие. Наиболее эффективными сорбентами являются активированные угли различных марок.

Сорбенты - и в первую очередь АУ (активные угли) - весьма дорогие материалы, поэтому использование их для очистки воды без регенерации в большинстве случаев нереально по экономическим соображениям. Основная трудность при применении сорбционной очистки сточных вод - десорбция загрязнения. Это проблема сегодня требует к себе повышенного внимания специалистов.

Процесс сорбции может осуществляться в статических условиях, при которых частица жидкости не перемещается относительно частицы сорбента, т.е. движется вместе с последней (аппараты с перемешивающими устройствами), а также в динамических условиях, при которых частица жидкости перемещается относительно сорбента (фильтры, аппараты с псевдоожиженным слоем).

Наиболее простым сооружением является насыпной фильтр, представляющий собой колонну с неподвижным слоем сорбента, через который фильтруется обрабатываемая сточная вода. Наиболее рациональное направление фильтрации жидкости - снизу вверх, так как в этом случае наблюдается равномерное заполнение всего сечения колонны и относительно легко вытесняются пузыри воздуха и газа, попадающих в слой сорбента вместе со сточной водой.

Обычно сорбционная установка представляет собой несколько параллельно работающих секций, состоящих из 3^х - 5^и последовательно расположенных фильтров. По достижении предельного насыщения головной фильтр отключается на регенерацию, а обрабатываемая вода подается на следующий фильтр. После регенерации головной фильтр включается в схему очистки уже в качестве последней ступени.

В настоящее время для очистки в основном применяются цилиндрические одноярусные адсорберы, в которые загружается активированный уголь высотой слоя 2,5-2,7м и крупностью фракций 0,25-1мм.

Стоимость адсорбционной очистки АУ составляет 60-70 коп/м³ (по ценам 1991г.) сточных вод, из которых 30-35% составляют затраты на АУ [4]. Ознакомьтесь с положениями СниПа по адсорбционной очистке сточных вод [1], п.п.6.281-6.294.

1. Сорбенты и их краткая характеристика

Для сорбционной очистки воды используют множество материалов естественного и искусственного происхождения.

1.1 Синтетические сорбенты

1.1.1 Активные угли и углеродные волокнистые материалы

Наиболее важными показателями сорбентов являются пористость, структура пор, химический состав

Пористость - самая общая характеристика сорбционной способности сорбентов, определяемая по формуле:

$$P = \frac{d - \delta}{d} 100\%,$$

где d и δ - соответственно истинное (без учета пор) и кажущаяся (с учетом пор) плотность сорбента.

Пористость АУ составляет 60-75%, а удельная площадь поверхности 400-900 м²/г [5]. Адсорбционные свойства АУ в значительной мере зависят от структуры пор, их величины, распределения по размерам. В зависимости от преобладающего размера пор АУ делятся на крупно- и мелкопористые и смешанного типа. Поры по размеру подразделяются на три вида: макропоры размером 0,1-2 мкм, переходные (мезопоры или супермикропоры) размером 0,0015-0,004 мкм, микропоры размером менее 0,0015 мкм (1 мкм = 10⁻⁶ м).

Растворенные органические вещества имеют размер частиц менее 0,0015 мкм. Они заполняют объем микропор сорбента, полная удельная вместимость, см³/г, которых соответствует поглощающей способности сорбента, поэтому объем микропор является одной из важнейших характеристик и приводится для соответствующих марок АУ (приложение 1). Макропоры и переходные поры играют, как правило, роль транспортирующих каналов, а сорбционная способность АУ определяется в основном мелкопористой структурой.

Активность сорбента характеризуется количеством поглощаемого вещества на единицу объема или массы сорбента (кг/м³, кг/кг).

Для сорбционной очистки сточных вод применяют гранулированные (ГАУ) и порошкообразные (ПАУ) угли, а также углеродные волокна.

Гранулированные активные угли (ГАУ) имеют размер частиц 0,07-7 мм и могут самопроизвольно отделяться от воды и регенерирующей среды. Структура АУ напоминает структуру древесины, пустоты которой соединены между собой.

Исходным сырьем для производства АУ может служить практически любой углеродосодержащий материал: уголь,

древесина, полимеры, отходы пищевой, целлюлозно-бумажной и других отраслей промышленности. Обычно изготовление АУ состоит из 2^х этапов: карбонизация сырья и активация полупродукта. По способу производства АУ делятся на дробленые - БАУ, ДАК, КАД - и собственно гранулированные - АГ-3, АГ-5, СКГ.

Предварительно размолотое и отсортированное сырье обычно карбонизируют в барабанных печах (700-800⁰С) без доступа воздуха.

Активация - наиболее сложная и ответственная стадия получения АУ. В результате чего возникает определенная пористая структура. Активирующими агентами могут быть кислород, водяной пар, углекислый и сернистые газы, а также неорганические соединения: хлориды цинка и кальция, сульфат, сульфид или карбонат калия, различные фосфаты. По окончании активации неорганические активирующие добавки вымывают из продукта.

Основой вещества АУ служит углерод, составляющий в угле марки СКГ - 87%, а в КАД-иодном - 96,3%. Неуглеродную часть материала АУ составляют окислы металлов и кремния, а также азот- и серосодержащие группы. Наименьшую зольность имеют угли из древесного сырья: БАУ - 3,1%, ОУ-Б - 0,7%.

На производство 1т промышленного АУ в среднем расходуется: 2-7т сырья, до 10т пара; 0,4-2,2т активирующих реагентов, 300-2000квт.ч электроэнергии, 2000-5000м³ коксового газа, до 1,5т смолы.

Сырьем для получения активированного антрацита (АА) служит антрацит с зольностью не более 3-5% и размером зерен 6-13мм.

Институтом коллоидной химии и химии воды (г. Киев) на базе донецких антрацитов разработан специализированный вид АУ - «Акант-мезо» [17]. Акант-мезо по своим свойствам не уступает лучшим маркам АУ США, Бельгии, Франции и Нидерландов. По величине удельной поверхности пор с радиусом > 1нм Акант-мезо в 3-5раз превышает все выпускаемые в СНГ АУ. Эффективность адсорбционной доочистки стоков камвольно-суконного комбината на Акант-мезо практически такая, как и при доочистке городских биологически очищенных сточных вод. Применение этого сорбента позволяет увеличить во много раз межрегенерационный период работы фильтров (в 20-23 раза), для АУ марки АУА - в 48-87 раз. Высота слоя Акант-мезо равна 3м, но если используются скорые безнапорные фильтры, то высота слоя - порядка 1,8-2м. Скорость фильтрования бм/ч. При высоте слоя в 3м время работы фильтров 500-670ч

(20-28сут.), частота регенерации угля от 13 до 18 раз в год.

Углеродисто волокнистые материалы (УВМ) обладают более высокой сорбционной способностью и повышенной (по сравнению с АУ) удельной поверхностью - до $2000\text{м}^2/\text{г}$, а главное широкими возможностями для инженерного оформления сорбционного процесса с использованием УВМ. УВМ получают термообработкой искусственных синтетических волокон диаметром 2-12мкм в потоке инертных газов при $600-1500^\circ\text{C}$ с обгаром 12-53%.

На основе волокнистых активных углей (ВАУ) могут быть созданы материалы для очистки питьевой и сточных вод, а также продуктов питания [6].

Волокнистые угольные сорбенты БАУ-1 (получен карбонизацией гидратцеллюлозного волокна, активизирован водяным паром) и ВУН (модифицирован путем обработки азотной кислотой) обладают способностью сорбировать из сточных вод хром (VI, III) [6]. Углеродные сорбенты марок бусофит и АУМВ-Днепр представляют собой активированную углеродную ткань [6а]. Они относятся к третьему поколению углеродных сорбентов. Это продукт переработки целлюлозных волокон по оригинальной технологии.

Себестоимость очистки сточных вод АУ от органических примесей в цветной металлургии зависит от масштаба производства, качественного и количественного состава сточных вод, необходимой степени их очистки и составляет от 5 до 75 коп. за 1м^3 (по ценам 1990г.) [7]. Стоимость регенерации угля равна примерно половине стоимости свежего угля. Стоимость очистки возрастает с увеличением концентрации извлекаемого компонента.

Другим широко используемым свойством АУ является его каталитическое действие, особенно на реакцию воды со свободным хлором [9]. Этот метод используется для дехлорирования воды, обработанной избыточными дозами хлора.

В настоящее время для очистки водоемов, питьевой и сточных вод от нефтепродуктов применяют угольный сорбент из терморасширенного графита. Причем, этот сорбент может применяться также для очистки воздуха от паров бензина и прочих продуктов сгорания при установке его в выхлопных трубах автомобилей, локомотивов и пр.

Многие сорбенты производятся в Украине. Так, активный антрацит марки АУА-К получают на Рубежанском и Первомайском химических заводах, адсорбент марки СКН - на ПХЗ г.Днепродзержинск.

1.1.2 Сорбенты из отходов производства и химических продуктов.

В промышленности и городском хозяйстве образуется ежедневно огромное количество органических и неорганических отходов, которые можно утилизировать для производства сорбентов, пригодных для очистки воды.

Зола ТЭЦ может быть использована в качестве сорбента для очистки сточных вод близлежащих предприятий. Она представляет собой сложный сорбент, состоящий из муллита $3Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$, кварца, неоднородной по составу фазы, напоминающей цеолит $nNa_2O \cdot mSiO_2 \cdot qAl_2O_3$, и несоревших частиц угля [8]. Сорбционная емкость золы невелика: по меди 15-20, по цинку 7-10 и по свинцу 4-7 мг/г, в то же время для нефтепродуктов и мышьяка довольно высокая. Так, при расходе золы 3-5 г/л сточной воды очистка от нефтепродуктов и мышьяка составила соответственно 70-75 и 90-94%. Смешанные с золой промышленные сточные воды отстаиваются быстрее и пригодны для повторного использования.

Для очистки и доочистки ртутьсодержащих сточных вод применяется углеродсодержащий сорбент (отход производства) условно названный «коксыком» [2]. Образцы «коксыка», модифицированные сероводородом и сульфитом натрия в условиях углубленной парогазовой активации имели полную динамическую емкость по ртути 20,3 мг/г при концентрации ртути в стоках 14,6 мг/л. Значение полной динамической емкости сорбента на стадии доочистки (при концентрации ртути в сточной воде 0,47 мг/л) было 0,62 мг/г, динамической емкости до проскока - 0,5 мг/г.

Шлаки, шламы и другие отходы металлургического производства являются хорошими сорбентами, т.к. в их состав входят различные поликремневые кислоты [8]. Так, наиболее активный феррохромовый шлак имеет емкость по меди 90-100 и по цинку 50-60 мг/г. Шлаки, содержащие до 40% окислов железа, позволяют очистить сточные воды от мышьяка на 99-99,5%. Гранулированный шлак очищает стоки от никеля на 99-99,6%, содержание никеля в сорбенте 23-24 мг/г.

Резиновая крошка образуется при размоле использованных автопокрышек, и кокс, образующийся в процессе гидролиза этих покрышек могут быть рекомендованы в качестве сорбентов меди и хрома [8].

Концентрированные сточные воды и осадки целлюлозно-бумажной и гидролизной промышленности являются крупными источниками сырья для изготовления сорбентов [3].

Наибольшую сорбционную способность к ионам меди и никеля имеют полимеры на основе натриевой соли карбоксиметилцеллюлозы (NaКМЦ) со степенью замещения 0,7-0,79 и степенью полимеризации 650-1000, практически не извлекая ионы других металлов [6].

Для очистки сточных вод представляют интерес углеродные сорбенты, получаемые из избыточного активного ила, содержащего более 50% углерода [3]. Из активного ила получают ПАУ и ГАУ.

Для очистки сточных вод от соединений мышьяка в химической промышленности и цветной металлургии применяются древесно-неорганические сорбенты [2], которые представляют собой древесные гранулы, покрытые неорганическими веществами.

Высокопористые полимерные сорбенты серии «Поролас ГМ» являются эффективными поглотителями органических веществ [10]. Они представляют собой гранульные сетчатые сополимеры с удельной поверхностью от 200 до 600 м²/г.

Акриламидные гидрогели сорбируют ионы переходных металлов из сточных вод, и особенно, ионы железа, хрома и никеля [6].

Для сорбции радионуклидов из сточных вод могут быть применены продукты деструкции торфа [6].

На Кременчугском заводе выпускается сорбент для очистки воды от эмульгированных нефтепродуктов, основанный на модификации поверхности вспученного перлита отходами производства кремнийорганических лаков [2].

Для очистки сточных вод от ароматических углеводородов (бензола, толуола, фенола, нитробензола и др.) применяют «Полисорб 60/100» – пористый полимерный сорбент, выпускаемый в Украине [11]. Это гидрофобный сополимер стирола-дивинилбензол с удельной поверхностью 380 м²/г. «Вофатит У-77» – сверхсшитый полистирол с удельной поверхностью равной 1000 м²/г. «Полисорб G-5» – это сополимер глицидилметакрилата и этилендиметакрилата с удельной поверхностью 360 м²/г.

Для очистки маслонефтедержащих конденсатов применяют в качестве фильтрующей загрузки гранулированный эластичный пенополиуретан [2]. Содержание маслонефтепродуктов снижается с 12,5-226 до 0,5-10,9 мг/л. Наряду с очисткой от маслонефтепродуктов происходит концентрирование на пенополиуретане железа, находящегося в виде нерастворимых соединений.

К настоящему времени определились следующие методы фильтрования при очистке нефтесодержащих сточных вод:

- фильтрование через пористые зернистые материалы, обладающие адгезионными свойствами (кварцевый песок, керамзит, антрацит, пенополистирол, котельные и металлургические шлаки и др.);
- фильтрование через волокнистые и эластичные материалы, обладающие сорбционными свойствами и высокой нефтеемкостью (нетканые синтетические материалы, пенополиуретан и др.);
- фильтрование через пористые зернистые и волокнистые материалы для укрупнения эмульгированных частиц нефтепродуктов (коалесцирующие фильтры) [10].

В США разработан способ, основанный на последовательной обработке сточных вод 0,25-0,5%-м раствором едкой щелочи до pH 7-9 и небольшим количеством (0,3-1,3 массового процента) гидратированного аморфного силиката магния (ГАСМ) [13]. Обработку стоков осуществляют перемешиванием с ГАСМ в течении времени, достаточного для образования комплексов типа «металл-ГАСМ». Полученный осадок легко отделяется от жидкой фазы фильтрованием. При исходной концентрации ионов тяжелых металлов до 1500 мг/л их остаточное количество не превышает 0,1 мг/л.

Для адсорбции тяжелых металлов могут использоваться сельскохозяйственные отходы, в частности, шелуха лука [13]. В результате фильтрования стоков, содержащих 40 мг/л меди, 270 мг/л свинца, 100 мг/л цинка и 130 мг/л кадмия, через слой модифицированных частиц шелухи лука концентрация металлов соответственно снижается до 0,12; 0,15; 0,25 и 0,1 мг/л. Регенерация сорбента осуществляется его промывкой разбавленной неорганической кислотой.

В этом пособии указаны только некоторые сорбенты, полученные из различных отходов производства. В действительности их намного больше.

1.2 Природные сорбенты

Применение природных сорбентов для очистки сточных вод весьма перспективно, главным образом из-за их дешевизны. Механизм процесса сорбции на природных неорганических сорбентах может носить молекулярный характер, аналогичный сорбции на активном угле, ионообменный, аналогичный процессам, протекающим при ионном обмене или хемосорбционный; чаще всего имеет место смешанный механизм сорбции.

Использование природных неорганических сорбентов обусловлено достаточно высокой сорбционной емкостью их, избирательностью и доступностью (иногда - как местного материала).

Природные сорбенты (туфы, диатомиты) способны поглощать группы молекул, пористость туфов составляет 30-35%, а диатомитов - до 75%.

Глинистые породы (приложение 2), в состав которых обычно входят материалы с регулярной структурой, - наиболее распространенные неорганические сорбенты для очистки воды [3]. По структуре и физико-химическим свойствам их можно разделить на несколько групп:

- I. Дисперсные кремнеземы осадочного происхождения, на 68-99% состоящие из аморфной двуокиси кремния. Среди них опоки отличаются повышенным содержанием Fe_2O_3 и MgO , а трепел - Al_2O_3 - до 16%. Диатомит имеет в основном макропористую, а опока - мезопористые структуры. Опока не размокает в воде и имеет высокую механическую устойчивость.
- II. Слоистые и слоисто-ленточные алюможелезосиликатные силикаты делятся на минералы с расширяющей и жесткой структурой. Первые (вермикулит и монтмориллонит) составляют основу бентонитовых глин и «отбеливающих земель». Они имеют первичную микропористую структуру, обусловленную строением составляющих их микрокристаллов силикатов, и вторичную «пластинчатую микропористую», переходную и макропористую структуру, возникающую за счет пространства между микрокристаллами. В процессе сорбции вторичная пористая структура способна к расширению за счет увеличения размера микропор. Эти сорбенты обладают значительной емкостью по отношению к полярным веществам (воде, спиртам, аминам). Монтмориллонит самый эффективный глинистый минерал для очистки воды от различных органических примесей, площадь поверхности его достигает

766-833 м²/г. Предварительно обожженный при температуре 750⁰С вермикулит в статических условиях имеет поглощающую способность, мг/г: 32 - никеля, 66 - меди, 39 - цинка, 39 - хрома; в динамических условиях она составляет, мг/г: 290 - никеля, 120 - меди, 150 - цинка, 50 - хрома, что близко к результатам на ионообменных смолах [8].

Природные вермикулиты дешевы, стоимость 1т вермикулита 25 руб. (по ценам 1990г.). Для сравнения - стоимость широко используемого катионита КУ-2 2200 руб/т.

Регенерацию вермикулита при очистке сточных вод от никеля осуществляют 10%-ным раствором поваренной соли, подкисляемой соляной кислотой до 5-7г/л.

Для очистки сточных вод от ионов цветных металлов при их концентрации до 50 мг/л расход природных глинистых материалов составляет не менее 20г/л очищаемой воды [8].

Установлена возможность применения глинистого минерала - воллостонита для очистки воды от хрома (VI) с концентрацией 0,6 - 1,6·10⁻⁴м [13]. Изменение температуры процесса с 25 до 45⁰С приводит к увеличению адсорбции хрома с 34 до 65%, а адсорбция хрома (VI) увеличивается с уменьшением рН. При рН 2, температуре стоков 25⁰С и исходной концентрации 0,2·10⁻⁴м наблюдается его 100%-е извлечение.

Природный доломит труднорастворимый в воде состава СаМg(СО₃)₂ применяют для очистки сточных вод от катионов меди и свинца [14]. Вступая с ними в химическую реакцию, он образует следующие труднорастворимые соединения: Cu₂(ОН)₂СО₃; CuСО₃; Pb₂(ОН)₂СО₃ и PbСО₃. Очищают в доломитовых фильтрах в динамических и статических (порошкообразный доломит) условиях. При этом сточная вода должна иметь кислую реакцию и при контакте с доломитом нейтрализоваться. Начальная крупность загрузки фильтра 3-8см. Фильтрование воды производят сверху вниз с расчетной скоростью не более 5м/ч, продолжительность контакта с порошкообразным доломитом при энергичном перемешивании принимается не менее 30 мин.

У слоистых сорбентов с жесткой структурой (каолинит, тальк, гидрослюда) активная поверхность обусловлена переходными и макропористыми пространствами между микрокристаллами силикатов. Площадь поверхности каолинита ~ 90 м²/г.

Слоисто-ленточные минералы (полыгорскит и сепиолит) имеют структуру с микропорами (d_{эфф}=0,37-1,1нм) и эффективны при сорбции высокомолекулярных соединений.

Некоторые глины достаточно активны в естественном состоянии, но большую часть из них целесообразно активизировать химическим или термическим способом для

увеличения и регулирования их пористой структуры, изменения химической природы поверхности. Опоки и трепела прокальвают при 1000°C с хлоридом и карбонатом натрия: прокаленные глины не набухают. Bentonиты обрабатывают 20%-ными серной или соляной кислотами для частичного удаления окислов магния, кальция, алюминия и железа. Подобная обработка повышает активную площадь поверхности в 2-10 раз. Кислые свойства поверхности активированных бентонитных глин способствуют хемсорбции на ней азот-, кислород- и серосодержащих соединений.

Чем выше катионообменная емкость минерала (приложение 2), тем эффективнее, как правило, его использование для осветления и очистки воды.

Глины (иллиты), имеющие поверхность до $130 \text{ м}^2/\text{г}$ замачивают водой (1:1) на 1-2 суток при pH 3-8.

Наибольшее распространение глинистые минералы получили для обесцвечивания воды, удаления неорганических примесей и особо токсичных хлорорганических соединений и гербицидов, различных СПАВ [3]. Стоимость природных сорбентов в десятки раз ниже, чем искусственных, поэтому часто их не регенерируют. Природные сорбенты добывают во многих районах Украины в непосредственной близости от места потребления, что может способствовать расширению их применения.

В настоящее время больше внимания уделяется природным каркасным алюмосиликатам, особенно их разновидности, называемой цеолитами. Эти минералы имеют отрицательно заряженный 3^{\times} мерный алюмосиликатный каркас со строго регулярной тетраэдрической структурой. В промежутках каркаса находятся гидратированные положительные ионы щелочных металлов, компенсирующие заряд каркаса, и молекулы воды. При нагревании цеолитов из них выделяется вода (цеолит - «кипящий камень») и образуются адсорбционные полости, соединяющие между собой и с внешним пространством входами - окнами малых размеров. По этой причине цеолиты сорбируют лишь молекулы веществ, критический размер которых меньше эффективного размера входного окна, поэтому цеолиты называют молекулярные сита.

Известно более 30 видов природных цеолитов, но лишь часть из них образуют крупные месторождения удобные для промышленной разработки. Наиболее распространенные природные цеолиты:

шабазит - $(\text{Na}_2\text{Ca})\text{O}\cdot\text{Al}_2\text{O}_3\cdot 4\text{SiO}_2\cdot 6\text{H}_2\text{O}$ с размером окон $0,37-0,5$ нм; морденит - $(\text{Na}_2\text{K}_2\text{Ca})\text{O}\cdot\text{Al}_2\text{O}_3\cdot 10\text{SiO}_2\cdot 6,7\text{H}_2\text{O}$ с размером окон $0,67-0,7$ нм;

клиноптилолит - $(\text{Na}_2\text{K}_2\text{Ca})\text{O}\cdot\text{Al}_2\text{O}_3\cdot 10\text{SiO}_2\cdot 8\text{H}_2\text{O}$ с размером окон 0,37-0,5 нм. Стоимость карьерной добычи цеолитов 1,2-2,0 руб/м³ (по ценам 1990г.).

Для получения прочных и водостойких фильтрующих материалов из природных цеолитов их, так же как глины, нагревают в печах с хлоридом и карбонатом натрия при 1000⁰С. Если нагревание вести быстро, то они вспучиваются, в результате чего объем и пористость цеолитов увеличивается в 5-20 раз. Например, пористость не вспученного перлита 30-40%; насыпная плотность равна 1400-2200 г/дм³; после же вспучивания объем увеличивается в 15-20 раз, насыпная плотность уменьшается до 90-140 г/дм³, а пористость возрастает до 90%. Обработка поверхности цеолитов кремнийорганическими соединениями делает ее гидрофобной, что улучшает сорбцию нефти из воды.

Природные цеолиты используются в виде порошков и фильтрующих материалов для очистки воды от СПАВ, ароматических и канцерогенных органических соединений, красителей, пестицидов, коллоидных и бактериальных загрязнений [3].

Природные цеолиты Украины (морденит из г. Хуст и др.) могут применяться для очистки природных и сточных вод от радионуклидов [15]. Извлечение стронция на мордените позволяет довести эффект очистки до 86,5-97%, обменная емкость порядка 0,84-0,96 мг-экв/л, скорость фильтрации до 4,5 м/ч. Продолжительность контакта не менее 30 мин. Содержание нитритов и нитратов в сточных водах снижается при фильтровании через морденит в 10-100раз.

2. Основы сорбционной технологии

Сорбция – сложный процесс, основанный на физическом и химическом взаимодействии сорбата и сорбента.

Физическая сорбция обусловлена силами молекулярного взаимодействия, в основном дисперсионными. Иногда дисперсионные взаимодействия усиливаются водородными связями и электростатическими силами. Физическая сорбция носит обратимый характер с сохранением индивидуальности сорбата и сорбента.

Хемсорбция – химический процесс на границе раздела фаз, обычно необратимый и значительно более экзотермический, чем физическая сорбция.

Сорбция процесс самопроизвольный, протекающий с выделением некоторого количества теплоты.

В отличие от биологического процесса колебания температуры и влияния токсичности для сорбции не имеют такого большого значения.

Применяются три вида сорбции:

Адсорбция – поглощение вещества, поверхностью чаще всего твердого поглотителя. Аппараты, в которых происходит адсорбция, называются адсорберами.

Абсорбция – поглощение, сопровождающееся диффузией поглощенного вещества в глубь сорбента с образованием растворов. В большинстве случаев абсорбции поглотителем является жидкость. Аппараты, в которых происходит этот процесс, называются абсорберами, или скрубберами.

Хемсорбция – адсорбция, сопровождается химическими воздействием поглощаемого вещества с сорбентом. Хемсорбция применяется в технике при поглощении диоксида углерода, оксида азота, аммиака и т.п. Процесс осуществляется обычно в башнях или колоннах, заполненных пористой насадкой, через которую фильтруется очищенная сточная вода.

В общем случае процесс адсорбции складывается из трех стадий:

- 1 стадия – перенос вещества (веществ) из сточных вод к поверхности зерен адсорбента (внешнедиффузионная область);
- 2 стадия – собственно адсорбционный процесс;
- 3 стадия – перенос вещества внутри зерен адсорбента (внутريدиффузионная область).

Считают, что скорость собственно адсорбции велика и не лимитирует общую скорость процесса. Лимитирующей стадией может быть внешняя, внутренняя диффузия по отдельности либо вместе.

Во внешнедиффузионной области скорость массопереноса определяется интенсивностью турбулентности потока, которая

зависит от скорости потока. Во внутридиффузионной области интенсивность массопереноса зависит от вида и размеров молекул адсорбирующихся веществ, от коэффициента массопроводимости.

Для ориентировочных расчетов рекомендуется принимать: скорость адсорбции 1,8 м/ч, диаметр зерен адсорбента 2,5 мм. При значениях меньше указанных, процесс лимитируется во внешедиффузионной области, при больших - во внутридиффузионной.

Основные сведения о сорбционных свойствах материала и характере сорбции на нем определенных веществ могут быть получены из изотерм сорбции, характеризующих зависимость сорбционной (А) от концентрации (С) сорбируемого компонента при постоянной температуре: $A = f(C)$. Вид изотерм зависит от размеров сорбента и от концентрации сорбируемого вещества в растворе (стоках). Изотерму адсорбции, выражающую связь между концентрацией адсорбента в воде (C_s , мг/л) и максимальной адсорбционной емкостью (A_{sb}^{max} , мг/л) описывают уравнениями. При начальной концентрации сточной воды до 100 мг/л ХПК можно использовать изотерму Генри:

$$A_{sb}^{min} = \Gamma C_{ex}; A_{sb}^{max} = \Gamma C_{en} \quad (1)$$

C_{ex} и C_{en} - соответственно концентрация вещества (сорбата) на входе и выходе из аппарата, мг/л.

При больших концентрациях обычно используют изотерму Фрейндлиха:

$$A_{sb}^{min} = f C_{ex}^{1/n}; A_{sb}^{max} = f C_{en}^{1/n} \quad (2)$$

Адсорбция индивидуального вещества из воды при условии заполнения поверхности монослоем может быть описана уравнением Лэнгмюра:

$$A_{sb}^{min} = A_{sb}^{max} b C_{ex} / (1 + b C_{ex}) \quad (3)$$

Для адсорбции ограничено растворимого вещества с размером молекулы, близким размеру пор адсорбента из однокомпонентного раствора, может быть использовано уравнение:

$$\lg A_{sb}^{min} = \lg \frac{W}{V_a} - 2,3 \frac{BT^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{C_c}{C_{ex}} \right)^2 \quad (4)$$

Определив коэффициенты по опытным точкам, вычисляют величины A_{sb}^{max} и A_{sb}^{min} , задавшись C_{ex} и C_{en} , и по ним определяют дозы адсорбента, которые в статических условиях обеспечивают очистку воды до требуемого качества (до проскока) и до качества воды, соответствующего заданному исчерпанию емкости адсорбента.

Активность сорбента оценивают по удельной адсорбции, т.е. количеством вещества, задерживаемого единицей массы или объема сорбента (кг/кг, кг/м³) - $A = \alpha C^\beta$, где C - равновесная концентрация вещества в растворе; α и β - эмпирические коэффициенты. Активность может быть выражена в долях или % от массы сорбента.

Статистической активностью сорбента называется максимальное количество вещества, поглощенного к моменту достижения равновесия единицей объема или массы сорбента при постоянных температуре воды и начальной концентрации вещества.

Динамической активностью сорбента называется максимальное количество вещества, поглощаемого единицей массы или объема сорбента до момента появления сорбируемого вещества в фильтрате при пропускании сточной воды через слой сорбента. Динамическая активность всегда ниже статистической. Так, например, в адсорберах промышленного типа динамическая активность активированных углей составляет 45-60% статистической.

Статистическая активность сорбента определяется изотермой адсорбции.

Переход сорбата (адсорбирующего вещества) в адсорбент характеризуется константой распределения: $K_{adc} = \frac{A}{C_{ex}}$, где A -

равновесная концентрация вещества в единице массы сорбента (в расчетах удельная адсорбция), кг/кг; C_{ex} - равновесная концентрация вещества в растворе (в расчетах конечная концентрация), г/кг или г/л. Для вычисления константы распределения необходимо располагать рядом экспериментальных данных, в частности изотермой адсорбции. Момент равновесия наступает быстро, практически мгновенно, только при макропористых структурах. При микропористых структурах контакт сорбента с сорбируемым веществом происходит на протяжении 10-20 мин и зависит от размера сорбента, размера и характера молекул сорбируемого вещества. Практически же это время вследствие несовершенства конструкции сорбционных установок возрастает до 1-3ч.

Технически сорбционную очистку сточных вод осуществляют двумя путями - в статистических и динамических условиях. Сорбция в статических условиях заключается в интенсивном перемещении порций воды с добавляемым к ним сорбентом и последующим отделением сорбента от воды отстаиванием или фильтрованием. Отработанный сорбент направляют на регенерацию.

Процесс проводится в одну, но чаще в несколько ступеней. Одноступенчатую очистку применяют при небольших исходных концентрациях загрязнений, когда требуется мало сорбента, либо в тех случаях, когда сорбент дешев и легко доступен.

При многоступенчатой сорбции за счет введения новых порций сорбента постоянно поддерживается определенная разность концентраций извлекаемого вещества в воде и сорбенте, что увеличивает скорость сорбции и требует меньшего расхода сорбента, чем при очистке в одну ступень.

Многоступенчатая сорбция осуществляется с последовательным (приложение 3) или противоточным введением сорбента.

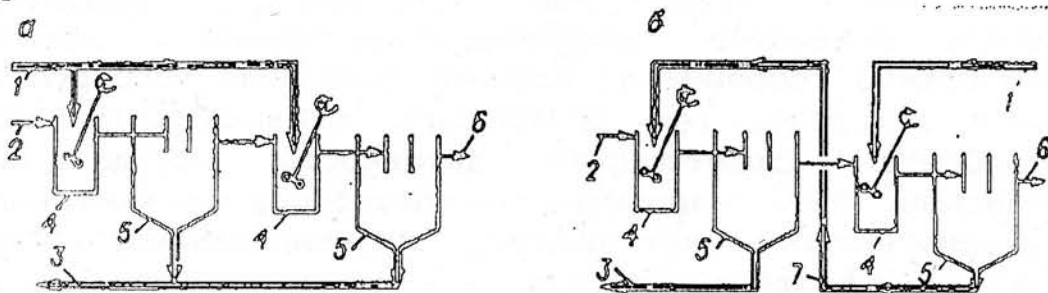


Рис.1 Прямоточная (а) и противоточная схемы обработки воды с дробным введением сорбента

1 – свежий сорбент; 2 – поступающая вода; 3 – отработанный сорбент; 4 – смеситель; 5 - разделение воды и сорбента (отстойник); 6 – очищенная вода; 7 – частично отработанный сорбент.

В противоточной схеме адсорбент вводят однократно в последнюю ступень и он движется навстречу сточной воде. По схеме процесс очистки ведут непрерывно при значительно меньшем расходе адсорбента, чем по схеме с последовательным введением сорбента. Однако эта установка дороже и сложнее в эксплуатации.

Сорбция в динамических условиях осуществляется фильтрованием сточных вод через загрузку сорбента. Такой способ имеет большие технологические, эксплуатационные и экономические преимущества по сравнению с сорбцией в статистических условиях, процесс лучше поддается автоматизации, нет надобности в отдельных устройствах для регенерации сорбента, так как он регенерируется в тех же емкостях, где производят фильтрацию воды. Обычно сорбционная установка включает несколько (3-5) последовательно расположенных фильтров, что позволяет выключать на регенерацию отдельные фильтры после насыщения их загрузки. Поскольку при фильтрации сорбционная емкость сорбента исчерпывается постоянно (сначала в верхних слоях, затем – в средних и, наконец, в нижних), то продолжительность фильтрации определяется временем, после

которого начинается вынос растворенных веществ («проскок») в недопустимых концентрациях. Это время называют временем защитного действия фильтра.

При глубокой очистке сточных вод на АУ с крутой линейной изотермой сорбции возможно использовать адсорберы с движущимся слоем АУ, а при пологой изотерме - серию последовательных адсорберов со стационарным слоем [3].

Сорбцию в псевдооживленном слое сорбента применяют в том случае, если существует опасность заиливания сорбента из-за значительного содержания взвесей. Для установок с псевдооживленным слоем подбирают мелкие угли.

069118

2.1 Технологические схемы и их выбор для очистки сточных вод.

В зависимости от дисперсного состава сорбента, а также назначения сорбционного метода очистки можно выделить следующие основные схемы сорбционной очистки и конструкции адсорберов (приложение 3).

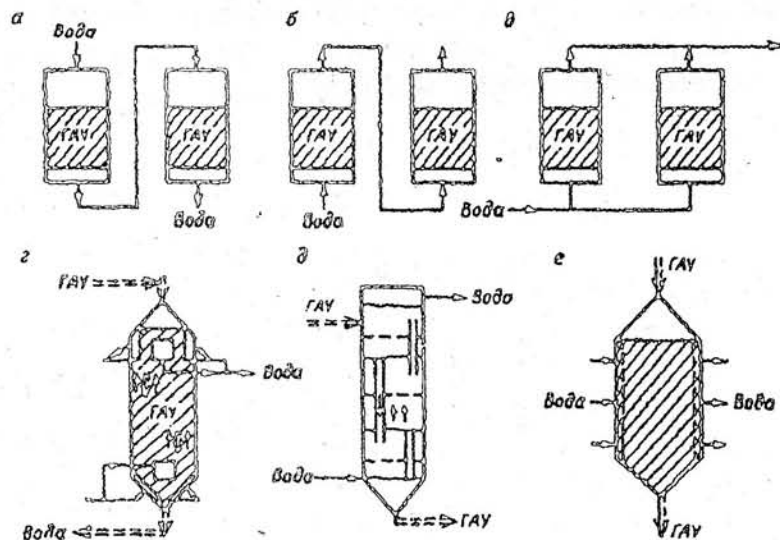


Рис.2 Схема сорбционной очистки воды на ГАУ:

а – последовательная с исходящим потоком; б – последовательная с восходящим потоком; в – параллельная; г – с плотным движущимся слоем; д – с кипящим слоем; е – с перекрестными потоками.

I – адсорберы с неподвижной или движущейся загрузкой, через которую водный поток фильтруется или нисходящим потоком со скоростью до 20 м/ч, или восходящим – со скоростью до 12 м/ч, применяется для фракций 0,8–5 мм.

II – адсорбер с псевдоожиженной загрузкой, расширение слоя которого осуществляется не менее чем на 50% восходящим потоком воды со скоростью 10–40 м/ч, применяется для фракций 0,25–2,5 мм.

III – адсорберы-смесители применяются для фракций 0,05–0,5 мм.

IV – патронные адсорберы с фильтрованием воды со скоростью 1–12 м/ч через слой адсорбента толщиной 0,5–2 см, применяются для фракций 0,02–1мм и менее.

Предложенные схемы (рис.1 и приложение 3) позволяют производить выбор адсорберов для очистки сточных вод в зависимости от реальных условий предприятий (приложение 4). Так, адсорберы I типа могут применяться в проектировании очистки любых объемов сточных вод самого широкого спектра концентрации и химического строения извлекаемых примесей

[16]. Если исчерпание емкости адсорбента происходит на коротком слое загрузки (за счет высокой эффективности адсорбции или малой концентрации адсорбата), и процесс можно прервать на период смены загрузки или ее регенерации, то вся высота загрузки, используемая для адсорбции, размещается в одном адсорбере.

Если требуемая высота загрузки больше размеров одного адсорбера или процесс не может прерываться, то используется несколько последовательно работающих адсорберов или порционный (дискретный или непрерывный) вывод из адсорбера отработанного адсорбата.

В одной колонне при неподвижном слое АУ процесс очистки ведут периодически до проскока, а затем адсорбент выгружают и регенируют. При непрерывном процессе используют несколько колонн (приложение 4). По такой схеме две колонны работают последовательно, а третья отключена на регенерацию. При проскоке в средней колонне на регенерацию отключают первую колонну. В момент проскока в колонне появляется слой адсорбента высотой L_0 , который не работает. Этот слой называется «мертвым» слоем. Если одновременно выводить из колонны «мертвый» слой и вводить в нее же слой свежего адсорбента, то колонна будет работать непрерывно. Для подачи адсорбента имеются специальные дозаторы. Скорость перемещения работающего слоя

$$U = \frac{C_{en} - \omega_{cp}}{a_{дин}},$$

где ω_{cp} - средняя скорость воды в колонне,

$a_{дин}$ - динамическая емкость адсорбента.

Длина работающего слоя

$$L_p = \frac{M}{S \cdot \beta \cdot \Delta C_{cp}},$$

где M - количество поглощенного вещества;

S - площадь поперечного сечения слоя;

β - коэффициент массопередачи;

ΔC_{cp} - средняя движущая сила адсорбции.

При небольших концентрациях загрязнений в сточной воде средняя движущая сила процесса может быть определена как средняя логарифмическая из движущих сил на концах адсорбера.

В тех случаях, когда расход воды превышает допустимый для одного адсорбера или требуемую степень очистки можно обеспечить за счет смещения потоков, поступающих из

адсорберов с разной эффективностью работы, устанавливают параллельно работающие адсорберы.

Во всех случаях должна предусматриваться предварительная очистка сточной воды от взвешенных веществ, т.к. присутствие их в количестве более 10 г/м^3 вызывает быстрое нарастание потерь напора в сорбционных фильтрах. Фильтры с неподвижным слоем адсорбента наиболее рационально применять при регенеративной очистке цеховых сточных вод. При десорбции, осуществляемой химическими растворителями или паром, достигается не только восстановление сорбционной способности адсорбента, но и извлечение продукта, имеющего техническую ценность.

Существует большое число примесей, которые, будучи однажды сорбированы углем или другими сорбентами, десорбируются из них крайне медленно: за время, равное фильтроциклу, десорбируется менее 5-10% сорбата. Эта особенность сорбата может быть выгодно использована в технологии очистки. Воду обрабатывают последовательно в первом адсорбере в восходящем потоке, а втором - в нисходящем. После полной отработки и регенерации адсорберы включают в цикл в обратном режиме. Это позволяет снизить общий расход сорбента в 1,5-1,8 раза [3].

Адсорберы II типа наиболее целесообразно применять для очистки небольших объемов вод с хорошо сорбируемыми загрязнениями. Сточная вода подается снизу, а сорбент - сверху. При этом сорбент перемешивается восходящими потоками воды и по мере насыщения перемещается от верхних тарелок к нижним. Такая очистка сточных вод предъявляет повышенные требования к сорбенту, поскольку он подвергается значительному истиранию при псевдооживлении и гидротранспортировке.

Адсорберы III типа эффективно использовать для очистки небольших объемов высококонцентрированных сточных вод. На каждой ступени осуществляется перемешивание сорбента со сточной водой и реагентом (коагулянтами и флокулянтами), хлопьеобразование и отстаивание. Сточная вода из отстойника последней ступени фильтруется через песчаный фильтр для задержания сорбента, который нельзя отделить отстаиванием.

Адсорберы IV типа эффективно использовать для очистки небольших объемов низкоконцентрированных сточных вод ($5-10 \text{ мг/л}$ извлекаемых примесей). В этом случае сорбционную взвесь перекачивают навстречу сточной воде из последующих ступеней в предыдущие. Недостатком такой установки является ее громоздкость, но в ней сорбент значительно меньше подвержен истиранию.

Во всех случаях сорбционная обработка воды возможна в одну или несколько последовательных ступеней при эксплуатации неограниченного числа параллельных технологических линий.

После адсорбционной очистки становится возможным повторное использование сточных вод в системе оборотного водоснабжения. Применение технологических сточных вод в системе обратного водоснабжения решает не только задачу экономии свежей воды, но и радикального оздоровления водоемов.

Пример. Выбрать схему для очистки сточных вод химкомбината от нефтепродуктов. Исследования в лаборатории показали: содержание нефтепродуктов в сточных водах 100-140 мг/л; сорбционная нагрузка составляет $3\text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$, скорость фильтрации 8-9 м/ч, загрузка - активированный уголь марки КАД крупностью 0,9-2,2 мм. Регенерацию отработанного угля производить растворителями (бензол, метанол, этанол, метилхлорид) с последующей отгонкой следов растворения острым паром.

Из приложения 3 видно, что для данной крупности адсорбента лучше всего подходит схема I с адсорберами с неподвижным слоем загрузки и скоростью восходящего потока сточных вод до 12 м/ч. Фильтры с неподвижным слоем адсорбента наиболее радикально применять при регенеративной очистке цеховых сточных вод с последующей отгонкой паром.

Установка состоит из двух адсорбционных колонн, работающих попеременно Рис.3 [14]. Активированный уголь марки КАД загружается на подстилающий слой из кокса, уложенного на решетку: сверху уголь покрыт слоем кокса и закрыт второй решеткой. Высота слоя около 5м.

Сточные воды с нефтепродуктами поступают в начале в водонапорный бак, а затем через регулятор потока в нижнюю часть одной из колонн.

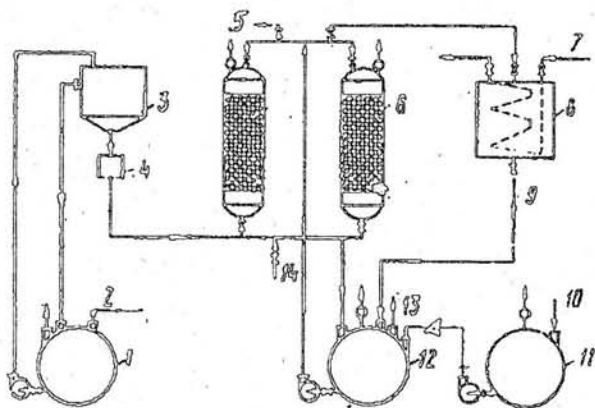


Рис.3 Схема установки для сорбции из воды нефтепродуктов активированным углем.

1 - сборник сточных вод; 2 - сточная вода; 3 - напорная емкость; 4 - регулятор скорости напора; 5 - очищенная вода; 6 - колонна; 7 - охлаждающая вода; 8 - конденсатор; 9 - конденсат; 10 - растворитель; 11 - сборник растворителя; 12 - сборник экстракта; 13 - экстракт на ректификацию; 14 - острый пар.

В колонне вода очищается от нефтепродуктов с 400 до 3-4 мг/л. После повышения концентрации нефтепродуктов с колонны до 20 мг/л, ее останавливают на регенерацию.

Регенерацию растворителя осуществляют до тех пор, пока концентрация нефтепродуктов в нем не составит 20-50 г/л. Затем его заменяют свежей порцией; объем первой порции растворителя равен 3-4 объемам активированного угля в колонне. Отработанный растворитель (экстрант) направляют на перегонку. Регенерированный растворитель возвращают в цикл очистки, а нефтепродукты - на использование в основном технологическом процессе.

Восстановление сорбционной способности активированного угля в колонне достигается отгонкой следов растворителя острым паром:

2.2 Конструкция и устройство адсорберов.

Адсорберы с неподвижной гранулированной загрузкой (I, приложение 3) выполняются в виде металлических колонн или бетонных резервуаров. Промышленное изготовление таких колонных адсорберов в настоящее время ограничено. Возможно применение сорбционных угольных фильтров, предназначенных для глубокой очистки конденсата от нефтепродуктов на ТЭЦ, для любой сточной воды активными углями при условии предварительного удаления из воды грубодисперсных примесей.

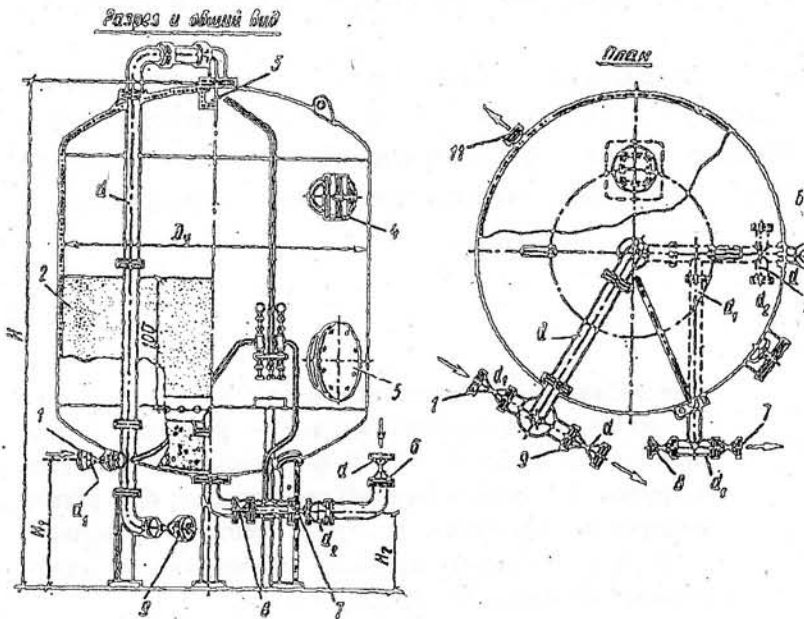


Рис.4 Шафорный вертикальный фильтр

1 – подача воды на очистку; 2 – фильтрующий слой из зернистой загрузки; 3 – верхнее распределительное устройство; 4 – контрольный эллиптический лаз; 5 – круглый лаз; 6 – подвод промывной воды; 7 – отвод первого фильтрата; 8 – отвод очищенной воды; 9 – отвод промывной воды; 10 – подвод сжатого воздуха; 11 – штуцер для гидравлической выгрузки и загрузки фильтра.

Фильтры сорбционные угольные вертикальные (ФСУ-2,0-6; ФСУ-2,6-6; ФСУ-3,0-6 и ФСУ-3,4-6) Рис.4 представляют собой однокамерные цилиндрические аппараты из листовой стали с приваренными эллиптическими штампованными днищами. К нижнему днищу приварены три опоры для установки фильтра на фундамент. В центре верхнего и нижнего днища приварены патрубки для подвода и отвода сточной воды. К ним снаружи присоединяются трубопроводы, расположенные по фронту фильтра, а внутри – распределительные устройства, состоящие из вертикальных коллекторов, соединенных с радиально расположенными перфорированными трубами.

ТАБЛИЦА 1. ОСНОВНЫЕ РАЗМЕРЫ, мм, НАПОРНЫХ ВЕРТИКАЛЬНЫХ ФИЛЬТРОВ

Тип	D_v	H	H_1	H_2	d	d_1	d_2
ФОВ-2,0-6	2000	3233	670	245	150	80	80
ФОВ-2,6-6	2600	3505	810	195	200	100	100
ФОВ-3,0-6	3000	3773	905	225	250	125	100
ФОВ-3,4-6	3400	3932	900	220	250	125	100

Корпус угольного фильтра снабжен двумя лазами – верхним эллиптическим размером 420x320мм и нижним круглым диаметром 600мм. На уровне нижнего распределительного устройства к корпусу фильтра приварен штуцер для гидравлической выгрузки отработанного угля. При общей высоте фильтра 5–5,7м высота загрузки составляет 2,5м.

Ввиду дефицитности угольных фильтров в качестве адсорберов может использоваться и промышленное оборудование, изготовляемое для фильтрования воды через другие загрузки, например фильтры ионообменные, кварцевые, многослойные и др.

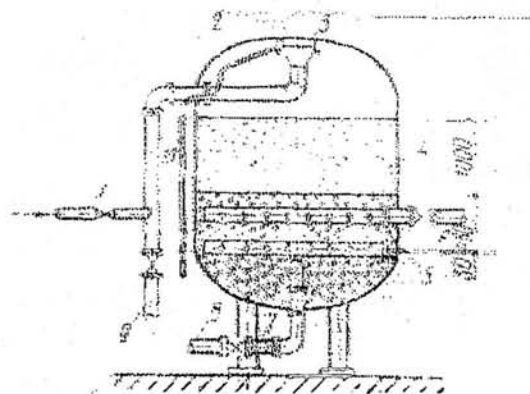


Рис.5 Напорный кварцевый фильтр
1 – подача воды на фильтрацию; 2 – фильтр; 3 – слив промывной воды; 4 – слой фильтрующей песчаной загрузки; 5 – подстилающий слой гравия; 6 – подвод воздуха для продувки; 7 – отвод осветленной воды; 8 – подача нагретой воды на промывку; 9 – отвод промывной воды; 10 – отвод воздуха.

Все указанные фильтры рассчитаны на подачу воды под напором 0,6 Мпа, но могут работать и в безнапорном режиме. Корпус и трубопроводы фильтров изготавливаются из углеродистой стали, их внутренние поверхности подлежат защите коррозионно-стойкими покрытиями, распределительные устройства изготавливаются из нержавеющей стали и полиэтилена.

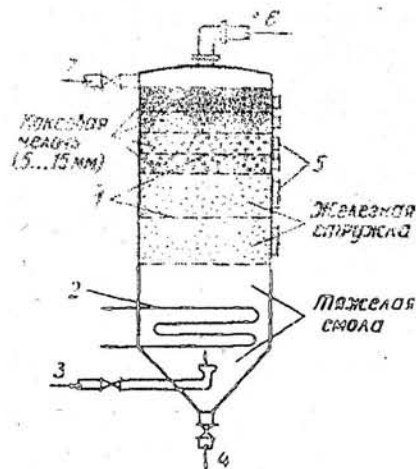


Рис.6 Многослойный фильтр смолоулавитель:
1 – деревянная решетка; 2 – змеевик для разогрева тяжелых смол; 3 – подача воды на очистку; 4 – выпуск тяжелых смол; 5 – люки для смены загрузки; 6 – выпуск очищенной воды; 7 – выпуск легких смол.

В комплект поставки входят: корпус фильтра, верхнее и нижнее распределительные устройства, трубопроводы и арматура в пределах фронта фильтра, пробоотборное устройство, манометры с трехходовыми кранами и сифонными трубками, крепежные и прокладочные материалы.

В тех случаях, когда производительность адсорберов с плотным слоем загрузки превышает $120-200 \text{ м}^3/\text{ч}$, а точнее при отсутствии промышленных адсорберов, они изготавливаются в индивидуальном порядке в виде металлических колонн напорного и безнапорного типа или в виде открытых бетонных резервуаров.

В резервуарных адсорберах гранулированный адсорбент укладывается или на беспровальную решетку с колпачковыми дренажными устройствами, или на слой гравия и мелкого щебня высотой $0,4-0,5 \text{ м}$. Трубчатая система подачи сточной воды устанавливается в слое гравия и представляет собой набор кольцевых или радиальных трубопроводов с отверстиями, направленными к нижней части адсорбера.

В резервуарных адсорберах сбор очищенной воды осуществляется системой открытых лотков или перфорированных трубопроводов. Выгрузка отработанного угля ведется гидроэлеватором или через придонное отверстие при расширении загрузки восходящим потоком воды. Загрузка свежим активным углем обеспечивается гидроэлеватором.

Подача воды в колонны осуществляется равномерно по сечению адсорбера с помощью распределительной системы, сбор очищенной воды - открытыми лотками или трубчатой системой. Впуски и выпуски воды могут быть оформлены также и в виде решетчатых патрубков, равномерно рассредоточенных по сечению колонны в верхней и нижней ее части. Патрубки выполняются из нержавеющей стали с отверстием $0,5 \text{ мм}$, поверхность их покрыта сеткой из нержавеющей стали. Количество и размер патрубков следует принимать из расчета площади решеток не менее $0,025 \text{ м}^2/1000 \text{ м}^3$ в сутки расхода воды. Подающие и сборные патрубки устанавливаются таким образом, чтобы площадь адсорбера между патрубками и наружными стенками составляла половину поперечного сечения адсорбера. В капорных колонных адсорберах вверху необходимо предусмотреть устройство для регулирования давления в колонне. В противном случае возможно разрушение адсорбера при его опорожнении и образование воздушных пробок в загрузке адсорбера при его наполнении.

Перегрузка адсорберов может выполняться с помощью воздушного или водного потоков, но в первом случае наблюдается большая эрозия труб и арматуры, а также срыв вакуума. Поэтому чаще применяется гидротранспорт угля по

трубопроводам с уклоном $0,02-0,1^0$, диаметром не менее 50 мм при скорости угольной пульпы $0,8-1$ м/с и отношении твердой части к жидкой в пульпе по массе Т:Ж не менее 1:8.

Перед загрузкой в адсорбер уголь замачивается горячей водой в течении 5ч или холодной водой в течении 20-24 ч при постоянном перемешивании.

Адсорберы с движущейся плотной или оживенной не более, чем на 10% загрузкой выполняются в виде колонных аппаратов, дополнительно оборудованных устройствами для непрерывной

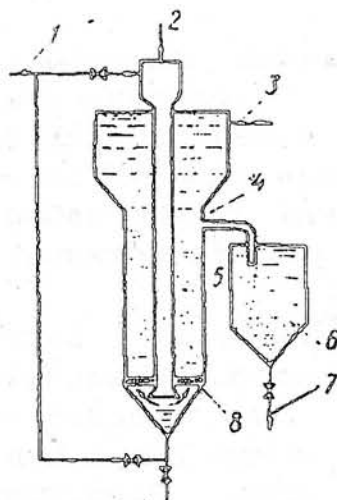


Рис.7 Адсорбер с псевдооживленным слоем сорбента:

1 - подача воды на очистку; 2 - подача сорбента; 3 - выпуск очищенной воды; 4 - цилиндрическая колонна; 5 - центральная труба; 6 - сгуститель сорбента; 7 - выпуск отработанного сорбента; 8 - распределительная решетка.

подачи сверху замоченного и отмытого от мелкой фракции адсорбента, находящегося в верхней части адсорбера, и для вывода отработанного адсорбента из нижней зоны адсорбера. Сточная вода при этом подается через распределительное устройство под загрузкой и собирается сборным устройством под загрузкой угля. Кроме того, адсорбер оборудуется устройством, обеспечивающим равномерность перемещения толщи угольной загрузки по поперечному сечению аппарата.

В отечественном промышленном изготовлении адсорберов с противотоком воды и плотной угольной загрузкой не имеется.

Наиболее надежными адсорберами второго типа (приложение 3, II) с псевдооживленным слоем угольной загрузки являются цилиндрические металлические колонны, разделенные по высоте беспровальными решетками, оборудованными переточными устройствами. Очищаемая сточная вода подается в нижнюю часть аппарата по трубчатой системе большого сопротивления, уложенной в слое гравия, очищенная вода отводится через кольцевое сборное устройство в верхней части адсорбера. Активный уголь в сухом виде непрерывно дозируется с помощью вакуумной системы через шлюзовый питатель в загрузочное устройство, где происходит его замачивание и перемещение в адсорбер.

Выгрузка отработанного угля осуществляется эрлифтом, нижний конец которого установлен вблизи гравийных поддерживающих слоев. Сорбционная загрузка, заключенная в каждой секции между безпровальными решетками, расширяется восходящим потоком воды в 1,5–1,75 раза по сравнению с высотой того же объема загрузки в неподвижном состоянии. Режим перетока сорбента с верхних решеток на нижние задается на основе расчета необходимой дозы сорбента и расхода сточных вод.

Для очистки воды от нефтепродуктов создано в настоящее время много различных фильтров с плавающей и отжимаемой загрузкой [18]. Устройство напорного фильтра с плавающей двухслойной загрузкой показана на рис. 8

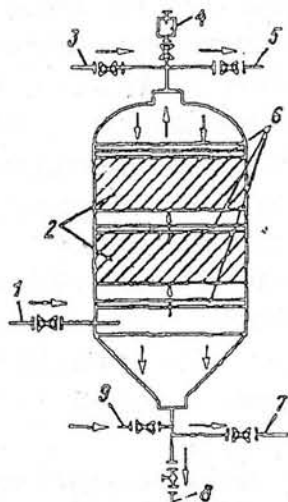


Рис. 8 Напорный фильтр с плавающей загрузкой

1 – трубопровод подачи сточной воды на очистку; 2 – плавающая загрузка; 3 – трубопровод подачи промывной воды; 4 – вантуз; 5 – выпуск профильтрованной воды; 6 – сетчатые элементы; 7 – выпуск промывной воды; 8 – выпуск шлама; 9 – трубопровод подачи сжатого воздуха.

В качестве плавающей загрузки используется недробленые и дробленые гранулы вспененного полистирола и других полимерных материалов, гранулы керамзита, металлургических шлаков.

Устройство фильтра с отжимаемой пенополиуретановой загрузкой показано на рис. 9

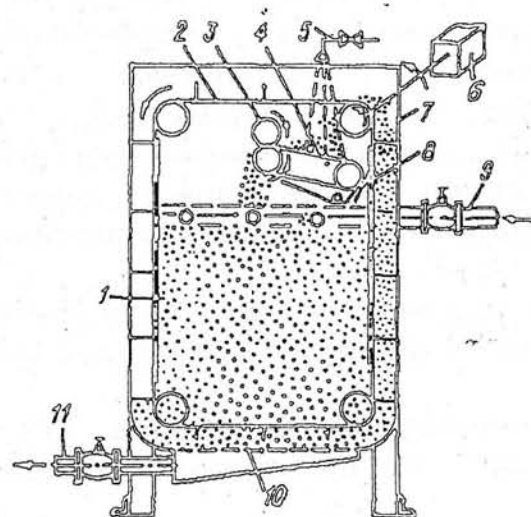


Рис. 9 Фильтр с отжимаемой загрузкой

1 – пенополиуретановая загрузка; 2 – скребковый элеватор; 3 – отжимные барабаны; 4 – транспортерная лента; 5 – трубопровод подачи промывной воды; 6 – привод; 7 – съемная панель; 8 – желоб для удаления нефтепродуктов; 9 – трубопровод подачи сточных вод; 10 – решетчатое дно; 11 – трубопровод отвода фильтрата.

Высота загрузки из хлопьев (кусочков) пенополиуретана размером 5-20мм равна 2-2,5м. Продолжительность фильтроцикла определяется не временем достижения предельных потерь напора, а временем предельной сорбции фильтрующей загрузки и составляет 10-15ч.

Очистка воды на фильтре и его регенерация производятся в такой последовательности. Нефтедержащая вода равномерно подается на поверхность загрузки и, проходя фильтр сверху вниз, отводится через трубопровод. По мере накопления в загрузке нефтепродуктов увеличивается гидравлическое сопротивление, и к концу фильтроцикла уровень поднимается над загрузкой на 0,5-0,7 м. Для проведения регенерации снижают уровень воды до поверхности загрузки и включают привод механизма регенерации. При этом нижняя ветвь скребкового экскаватора захватывает нижние слои загрузки и равномерно подает их на транспортерную ленту. Насыпной слой загрузки на ленте отжимается барабанами, а отжатый продукт (нефтяная масса) стекает по ленте и желобу в сборник. Отжатая в барабанах загрузка равномерно распределяется по поверхности, и по мере удаления нижних слоев формируется новый фильтрующий слой. Для более полного удаления нефтепродуктов осуществляется двухкратное и трехкратное отжатие загрузки, сопровождаемое орошением водой с температурой 40-50⁰С.

В адсорберах с псевдооживленным слоем нет необходимости отмывать загружаемый адсорбент (в частности уголь) от пылевидной фракции, так как она выносится из адсорбента вместе с очищенной водой. После адсорберов с псевдооживленным слоем обязательно устанавливается фильтр для осветления воды. В настоящее время в химической технологии разработано и применяется большое число мешалочных аппаратов и патронных фильтров, которые могут быть использованы как адсорберы I и II типов (приложение 3). Для перемешивания сточных вод с сорбентами рекомендуется использовать лопастные, турбинные или пропеллерные мешалки в аппаратах, изготавливаемых на Украине. Например, контактные чаны широко применяемые для перемешивания реагентов с угольной суспензией перед флотацией в горной промышленности. Характеристики контактных чанов даны в литературе [19].

При выборе мешалочных адсорберов следует учитывать, что для угольной суспензии наиболее эффективны следующие параметры лопастных мешалок:

диаметр мешалки $d_m = 0,3-0,8$ от диаметра адсорбера (D);
ширина лопасти мешалки $B = 0,05-0,4$ от d_m , высота уровня

жидкости в сосуде $H = 0,8-1,3$ от D , расстояние между дном аппарата и краем лопасти $n_m = 0,2-0,4$ от d_m .

Параметры турбинных мешалок:

$d_m = 0,15-0,6$ от D ; $B = 0,1-0,2$ от d_m ; $H = 0,8-1,5$ от D ; высота мешалки $h_m = 0,3-0,8$ от d_m .

Параметры пропеллерной мешалки:

$d_m = 0,2-0,5$ от D ; шаг винта $S = 1-3$ от D ; $h_m = 0,5-1$ от D ; $H = 0,8-1,2$ от D .

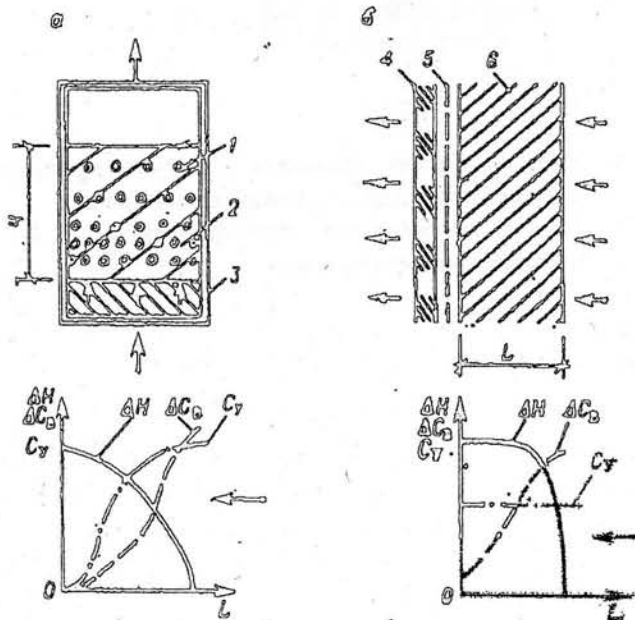


Рис.10 Схемы работы зернисто-шамывного (ф) и патронного (дискового) шамывного фильтров

1 – инертный гранулированный материал; 2 – намытый тонкодисперсный сорбент; 3 – выдерживающий слой; 4 – перфорированная основа (металл); 5 – сетка (ткань); 6 – плотный слой намытого сорбента.

L – толщина слоя сорбента; ΔH – гидравлические потери напора; ΔC_B – концентрация загрязнений, изъятых из воды; C_B – концентрация сорбента в слое.

Адсорберы IV типа – патронные фильтры широко используются в химической технологии, например в ионообменной технологии для очистки низкосолевых водных растворов. Практически все промышленные аппараты этого типа могут быть использованы для адсорбционной очистки, но специфика физических характеристик сорбента требует и специфических технологических параметров эксплуатации.

В настоящее время в промышленной практике адсорбции загрязнений из малоconцентрированной по органическим загрязнениям воды на мелкодисперсных активных углях КАД и БАУ могут применяться различные патронные фильтры (рис. 11, 12, 13)

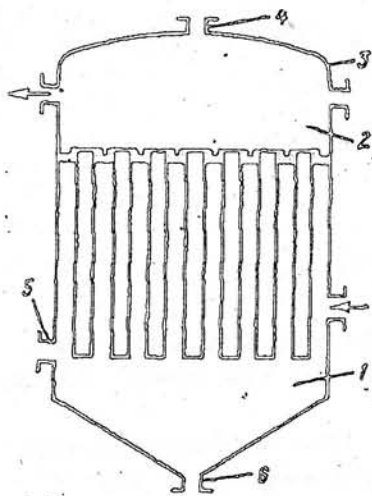


Рис.11 Схема патронного фильтра с обратной промывкой «шок-эффектом»:
1- камера для приема исходной воды; 2 – камера для приема фильтрата; 3 – крышка; 4 – патрубок для подачи сжатого воздуха; 5 – патрубок для отвода воды в момент регенерации; 6 – патрубок для удаления шламовой воды.

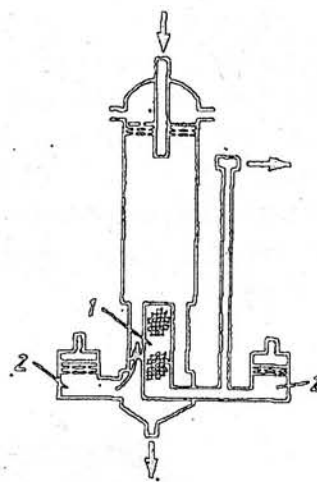


Рис.12 Схема фильтра с пульсирующим устройством для обратной промывки:
1 – патронный фильтроэлемент; 2 – пульсационные камеры;

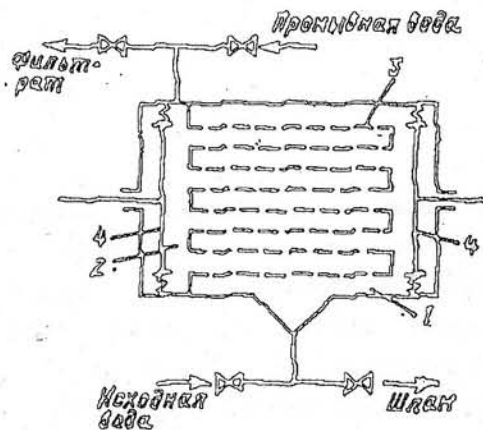


Рис.13 Схема патронного фильтра с противоточной вибрационной регенерацией:
1 – камера исходной воды; 2 – камера фильтрата; 3 – патронные фильтровальные элементы; 4 – поршень вибратора;

Патроны выполнены из витой проволоки, для намыва на них угольного порошка фракции 40–80 мкм, они предварительно покрываются двойной капроновой сеткой. Продолжительность фильтроцикла в зависимости от состава очищаемой воды обусловлена либо потерями напора, либо проскоком недопустимой концентрации растворенных загрязнений. Характеристика патронных фильтров приводится в приложении 5.

Для ускорения процесса регенерации фильтровального элемента и снижения расхода промывочной жидкости регенерацию (рис.11) проводят шок-эффектом, заключающимся в

том, что находящийся в камере фильтрата воздух за счет давления фильтрования сжимается. В период прекращения фильтрования в камере исходной воды открывают патрубки, воздух резко расширяется и вода под его давлением с большой скоростью промывает фильтровальную перегородку. Сжатый воздух может аккумулироваться и в воздухозаборнике.

Для улучшения эффективности регенерации фильтровальной перегородки может быть использован метод пульсирующей регенерации (рис.12).

3. Методы регенерации сорбентов

Адсорбция может быть:

- регенеративной, т.е. с извлечением веществ из адсорбента и их утилизация;
- деструктивной, при которой извлеченные из сточных вод вещества уничтожаются вместе с адсорбентом.

Несмотря на некоторую условность, методы регенерации можно отнести к одному из четырех направлений, а именно: химическому, низкотемпературному термическому (НТР), термическому (ТР) и механическому.

3.1 Химическая регенерация

Под химической регенерацией понимают какую-либо обработку сорбента жидкими или газообразными органическими или неорганическими реагентами при температуре, как правило, не выше 110°C . В результате этой обработки сорбат либо десорбируется без изменений, либо десорбируются продукты его взаимодействия с регенерирующим агентом. Химическая регенерация часто протекает непосредственно в адсорбционном аппарате. Большинство методов химической регенерации узко специальные для сорбатов определенного типа и выбираются индивидуально.

Самый простой метод регенерации сорбента - нагревание его в некотором объеме обрабатываемой воды. Это приводит к росту степени диссоциации и растворимости сорбата и, в итоге, к десорбции части сорбата. Так регенерируются сорбенты (ГАУ) после доочистки стоков заводов синтетического каучука. Причем нагревают не уголь, а воду и фильтруют ее через АУ. Эффект такой регенерации невелик - 10-40% [3].

Иногда достаточно просто аэрировать отработанные АУ в воде - это также приводит к частичной их регенерации. Некоторые виды низкомолекулярных сорбатов (роданиды, муравьиная, уксусная и пропионовые кислоты) способны окисляться при $25-35^{\circ}\text{C}$ и атмосферном давлении на 45-65% за 50 часов.

Слабые органические электролиты достаточно просто десорбируются с угля при переводе их в диссоциированную форму путем изменения pH на 3-4 единицы. Диссоциированные ионы сорбата переходят в раствор в объеме пор, откуда затем вымываются регенерирующим раствором или водой.

Из всех методов химической регенерации угля наибольшее распространение, особенно в водоподготовке, получила обработка АУ растворами гидроокиси и карбоната натрия. На коксохимических заводах, в анилинокрасочной промышленности и других отраслях, где необходима очистка сточных вод от

фенола и его производных (хлорнитрофенолы и др.) регенерируют угли 4-15%-ными растворами NaOH (80-90⁰C); это переводит сорбат в соответствующие феноляты, вымываемые горячей водой.

Иногда десорбцию органического сорбата с АУ производят раствором кислот (2,5%-ный раствор H₂SO₄ десорбирует некоторые пестициды). Чаще кислоты служат окислителем сорбата на угле.

Иной способ регенерации - вытеснение иодом органического сорбата (эфиров, спиртов, кетонов, альдегидов и различных углеводов) с последующим восстановлением иода на АУ.

По окончании обработки АУ растворами неорганических веществ сорбент отмывают холодной или теплой водой.

Для десорбции органического сорбата часто используют низкокипящие легко перегоняющиеся с водяным паром органические растворители (спирты, ацетон, хлороформ, дихлорэтан, бензол, бутилацетат) с последующей разгонкой отработанного растворителя. Важно, чтобы:

- растворимость сорбата в растворителе была выше, чем в воде;
- коэффициент распределения сорбата при экстракции его растворителем из воды был возможно большим;
- растворитель хорошо смачивал АУ; имел низкую температуру кипения и вязкость; был негорючим и невзрывоопасным; легко десорбировался с АУ после регенерации и разгонялся для возврата его для следующего цикла обработки.

Химическая регенерация углей от многокомпонентного сорбата более эффективна при последовательной обработке несколькими реагентами в жестких условиях. Как правило, подобную обработку ведут вне адсорбера в специальных коррозионно-стойких теплоизолированных аппаратах-регенераторах. Процесс состоит из 5 стадий:

1. Обработка АУ 1-2%-ным раствором HCl или H₂SO₄ (V=0,5-2V_{ау}) в течение какого-то времени (~ 1 час).
2. Пропаривание (100-110⁰C) в течение 1ч с последующим 2,5-часовым вымачиванием в 10%-ном растворе соды (V = 1,25 V_{ау}).
3. 3-4 часовая противоточная циркулирующая промывка 50%-ным раствором изопропилового спирта при 80⁰C (V = 0,5 V_{ау}).
4. Отгонка спирта паром (120-140⁰C) в течение 1 часа; расход 0,75-1кг пара/кг АУ.
5. Окисление поверхности АУ промывкой 1-2%-ным раствором кислоты в течение 10 мин.

Общим для любых способов химической регенерации сорбентов является приготовление, хранение и подача

регенерирующих растворов; метод циркуляции этих растворов через слой адсорбента; сбор и очистка отработанных элюатов с возвратом восстановленной части в цикл; ликвидация (сжигание) кубового остатка; после регенерации сорбент должен быть тщательно отмыт паром или водой от остатков реагентов.

3.2 Низкотемпературная термическая регенерация активных углей

Низкотемпературная термическая регенерация (НТР) – это обработка сорбента паром или газами при 100–400⁰С. Процесс этот достаточно прост, и во многих случаях его ведут непосредственно в адсорберах.

Водяной пар вследствие высокой энтальпии и хорошей десорбирующей способности чаще других используют для НТР. Он безопасен, доступен в производстве. Технология паровой регенерации АУ отработана в химической промышленности. Для пропарки адсорбера необходимы лишь парогенератор и холодильник-конденсатор. Отработанный конденсат направляется либо на сжигание, либо на выделение ценного сорбата.

Расход пара зависит от температуры регенерации сорбента и десорбции сорбата. В очистке сточных вод (Q_B) расход пара (Q_P) для регенерации сорбента различен и в некоторых случаях сравним с объемом очищенной воды. Отношение $Q_P:Q_B$ при десорбции:

дихлорэтана лишь 0,15% (110⁰С);

сероуглерода – 0,5%;

нитрохлорбензола 3–4% (200–240⁰С) или 10кг/кг сорбата;

нитротолуола 7–10% (205⁰С) или 110кг/кг сорбата;

трихлорфенола 4% (240–250⁰С).

При десорбции хлорпроизводных метана достаточна температура пара 112–118⁰С, $Q_P:Q_B=5-12\%$, и за 10 циклов емкость уменьшается лишь на 40%. Некоторая сложность возникает при утилизации сорбата вследствие образования азеотропных смесей некоторых веществ с водой при концентрации их 8,8; 28,4; 90,8; 4,1 и 8,4%; $t_{кип} = 69,3; 90,2; 99,6; 56,1$ и 72⁰С.

Получить горячими смесь водяного пара с азотом или топочные газы (67% H₂O, 26% N₂ и 7%CO₂) при 300–400⁰С значительно проще, чем чистый пар. А в этом диапазоне температур десорбционная способность регенерирующих смесей значительно выше, чем у пара при $\leq 200-240^0$ С. При 350⁰С полностью десорбируются не только производные фенола, но и парафины (C₁₂– C₁₄), фурфурол. Емкость угля при такой НТР падает на 5–7% за цикл лишь за счет осмоления части сорбата.

Специфическая задача при НТР угля паром – десорбция нефтепродуктов, сорбированных при очистке нефтесодержащих сточных вод. Температура кипения их ниже 350⁰С (у половины – ниже 160⁰С). Часовое пропаривание без доступа кислорода при 300–400⁰С восстанавливает 90–98% сорбционной емкости угля БАУ в случае первоначального содержания нефтепродуктов на сорбенте 2–4мг/л. Часто увеличение времени обработки в 1,5–

2 раза позволяет использовать пар с более низкой (на 30-70⁰С) температурой.

Уголь, используемый для очистки сточных вод от уксусной кислоты, регенерируется воздухом, нагреваемым до 300⁰С в калорифере или дымовыми газами (250⁰С), а конденсат содержит 65-70%-ную уксусную кислоту. Анилин, сорбированный углем при очистке воды, отгоняется воздухом на станции при 220⁰С. Восьмикратная НТР воздухом позволяет очищать на 1кг угля не 10м³ стоков, как при однократном использовании гранулированных АУ, а 40м³.

Кажущаяся простота регенерации угля горячим воздухом осложняется опасностью самовозгорания АУ. Температура самовоспламенения или начала тления зависит от типа угля, вида сорбата на нем, скорости подачи воздуха и его влажности. Отработанный мокрый уголь, заполняющий адсорберы, имеет начальное влагосодержание обычно равное 1-2г Н₂О/г АУ. Поэтому начальный этап восстановления сорбента при его тепловой регенерации - сушка. На сушку АУ и удаление паров воды уходит 60-75% всех энергетических затрат в НТР и ТР.

3.3 Термическая регенерация активных углей

Химическая и низкотемпературная термическая регенерация отработанного АУ, несмотря на ряд преимуществ, во многих случаях, в том числе при глубокой очистке и доочистке сточных вод, содержащих многокомпонентные загрязнения, не обеспечивает полного восстановления сорбционной емкости АУ.

Накопление на угле недосорбированных и неразложившихся загрязнений приводит к непрерывному и все ускоряющемуся падению его сорбционной емкости и сокращению межрегенерационного периода. Кроме того, возникает проблема вторичных загрязнений, так регенерирующие газы и растворы необходимо либо обезвреживать либо захоронять, а сорбент через несколько циклов работы удаляется в отвал из-за нерентабельности его дальнейшего восстановления. В этих случаях применяют регенерацию АУ в жестких условиях, приближенных к технологии получения сорбента и, прежде всего, к высокотемпературной и термической регенерации (ТР). При ТР не только восстанавливается адсорбент, но и ликвидируется сорбат. Термическая регенерация АУ – процесс весьма сложный, многостадийный, затрагивающий не только сорбат, но и сам сорбент. При термической регенерации и сорбент, и сорбат испытывают комплексное воздействие и физических факторов (прежде всего, температуры), и химических факторов (окислителей и восстановителей).

При содержании сорбата 8–11% на АУ в начале процесса регенерации, то после термообработки при 800°C остается лишь 2–4%. Термодеструкция органического сорбата завершается при $700\text{--}800^{\circ}\text{C}$. Степень разложения сорбированных органических соединений значительно выше, чем несорбированных. Так, лигнин, сорбированный на АУ в количестве 30–170 мг/г, при 900°C разрушается на 80–95% за 15 мин в потоке азота, а при нагревании в чистом виде – лишь на 35–45%. Конденсация и карбонизация многих соединений сопровождается интенсивным газовыделением в состоянии очень высокой вязкости, что приводит к вспучиванию сорбата, увеличению его объема с образованием пробок на входах в поры АУ.

Разложение материалов при нагревании обычно изучают на специальных приборах – дериватографах.

Углеродные сорбенты, обладая огромной поверхностью, легко вступают во взаимодействие с компонентами регенерирующей газовой фазы (CH_4 , H_2 , H_2O , CO , CO_2 и O_2) и продуктами десорбции и деструкции сорбата.

Термическая регенерация активных углей водяным паром как в чистом виде, так и в смеси с инертными реакционноспособными газами является наиболее распространенной. Этому способствует не только простота реализации этого процесса, но и несколько особые свойства водяного пара как реактиватора угля по сравнению с другими

газами. Молекула воды сильнополярна в отличие от неполярных молекул кислорода и углекислого газа; эффективный размер ее молекул 0,269нм (10^{-9} м), а у последних - 0,332 и 0,290нм. Водяной пар при той же температуре имеет наименьшую вязкость, наибольший коэффициент диффузии - 0,198см/с (0,139 и 0,178см/с для CO_2 и O_2) и максимальную скорость движения молекул. Следовательно, именно молекулы воды обладают свойствами, которые позволяют им лучше других проникать в микропоры активных углей. Сорбция воды на АУ идет на атомах углерода с одним необобщенным электроном, а их значительно больше, чем центров сорбции углекислого газа и окиси углерода. В тоже время скорость диффузии газов в микропорах АУ при температуре ниже 1100°C выше скорости окисления в 10 раз. Из этого видно, что выбор окислителя часто имеет решающее значение.

Наличие примесей тяжелых металлов на поверхности АУ способствует его неравномерному обгару. Атомы железа, кобальта и марганца сохраняют каталитические свойства (способствуют окислению углерода) в течении 10-15 мин в процессе окисления углерода при 850°C , а никеля, титана и серебра - до 2 часов. Катализаторами окисления являются сами металлы, их окислы и карбиды. Различные металлы в зависимости от пути их появления на поверхности АУ (при получении АУ или из воды) и условий окисления вызывают глубинное или поверхностное травление. В местах скопления железа поверхность АУ прогорает. Для предотвращения обгара АУ при регенерации сорбент предварительно промывают 3-4%-ным раствором HCl , что снижает потери угля в 1,5-3 раза.

При очистке воды отработанный уголь на регенерацию подают в мокром виде.

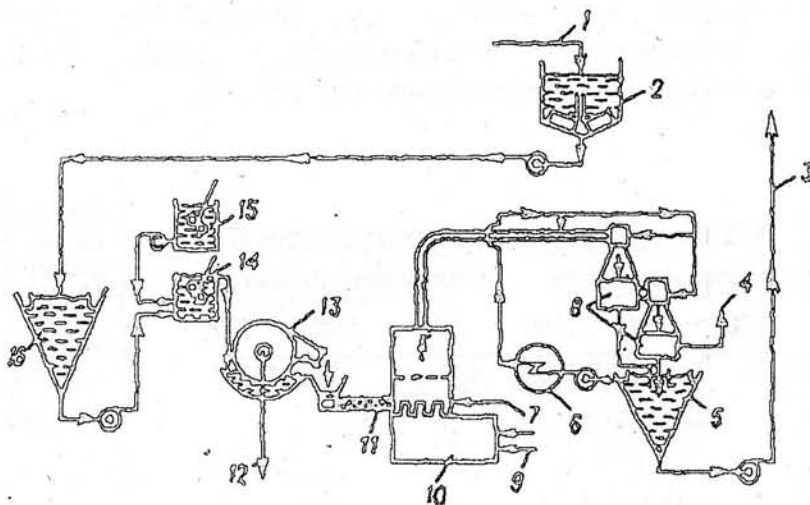


Рис.14 Схема термической регенерации АУ:

1 - отработанный АУ из отстойника или фильтра; 2 - шламоуплотнитель; 3 - регенерированный АУ; 4 - отработанные газы; 5 - замачивание угля в отстойнике; 6 - теплообменник; 7 - топливо; 8 - мокрый скруббер; 9 - воздух; 10 - печь для регенерации АУ (со слоем кипящего инертного теплоносителя); 11 - шнековый питатель; 12 - фильтрат на повторное осветление; 13 - вакуум-фильтр; 14 - флокулятор; 15 - приготовление флокулянта; 16 - хранилище отработанного АУ.

При сушке угля вместе с влагой десорбируется значительная часть (до 30-70%) загрязнений, что способствует дальнейшему восстановлению сорбционной активности АУ. Интенсификация стадии сушки АУ обычно повышает количество десорбирующихся загрязнений. Наоборот, подача в печь сухого угля увеличивает его обгар на 5-10% за счет хемосорбированного кислорода и воздуха в порах сорбента. Поэтому интенсивная сушка угля (особенно ее заключительная стадия, когда влажное содержание 0,05 - 0,1г H₂O/г АУ) является первым и обязательным этапом регенерации.

Нелетучие органические загрязнения разлагаются за 1-2 мин на угле при нагревании до 500-700⁰С. Этот процесс идет эффективнее и быстрее в нейтральной и слабовосстановительной среде и лимитируется темпом нагревания материала. Увеличение температуры сорбента до 700-1000⁰С способствует перестройке структуры вторичного углерода сорбента, стабилизирует его свойства, что упрощает его реактивацию, особенно в случаях сорбата со сложным переменным составом.

Этап обработки сорбента, определяющий его основные свойства, - это реактивация, т.е. образование новой активной поверхности путем выборочного окисления вторичного углерода сорбата и части исходного сорбента. Основным реактивирующим агентом служит водяной пар с добавками углекислого газа, окиси углерода и водорода для

ингибирования процесса. Температура обработки АУ из бурого угля, лигнина и торфа 600-900⁰С, из каменного угля 700-1000⁰С. Наиболее вероятная оптимальная схема процессов термической регенерации АУ приведена на рис.15

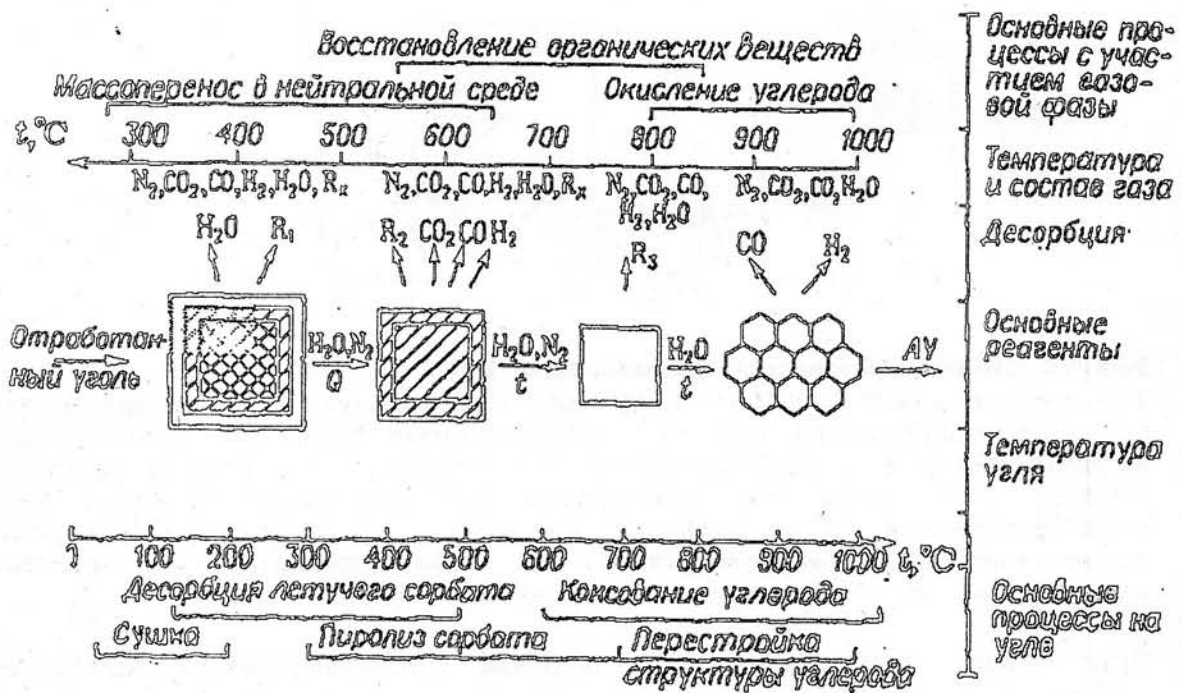


Рис.15 Принципиальная схема процессов при термической регенерации активных углей

Термическую регенерацию АУ ведут на дорогостоящем оборудовании, поэтому проектированию и строительству промышленных сооружений предшествуют подробное исследование на простых установках. При этом определяют оптимальную схему обработки АУ (прямоток, противоток), лучший температурный режим, состав газов ТР и другие параметры.

Печь – основной аппарат для термической регенерации АУ. Обычно используют печи с кипящим слоем, многоподовые, барабанные и шахтные.

В вертикальных реакторах шахтного типа регенерирующий агент (пар) может подводиться противотоком или равномерно распределяться по высоте вертикального вращающегося реактора. Оптимальные температуры для разных АУ – 800-870⁰С; в безкислородной среде расход пара 0,2кг H₂O/кг АУ, потери АУ 3-6% за цикл, время ТР 30-60 мин. Фаза сушки длится 1-2 ч, а общее время такой регенерации 2-3ч. Реальная производительность 1-2т АУ/сут.

Печи с кипящим слоем состоят из трех вертикальных камер: топочной – нижняя (Ø 2200мм); активации (Ø 2440мм) и регенерации угля (Ø 2650мм) – верхняя. Топливо – природный

газ ($110\text{м}^3/\text{г}$), воздух ($1000\text{м}^3/\text{г}$) подают с 5%-ным недостатком, что снижает просок кислорода в зону реакции до 0,1-0,2% (объем). Температура до 1200°C . Добавка водяного пара $1800\text{кг}/\text{ч}$ при давлении 0,3Мпа. Температура в зоне регенерации $650-750^\circ\text{C}$. Высота кипящего слоя 1,0м, время термообработки 20-60 мин. Производительность печи до $1100\text{кг АУ}/\text{ч}$, потери 10%. Имеются и другие печи с кипящим слоем. Основной их недостаток - значительное истирание сорбента при обработке (для марок АА - 10-12% общих потерь, а для углей типа АГ-3 или КАД достигают 20-30%.)

Многоподовые печи или механические полочные - печи цилиндрические из огнеупорного кирпича (бетона). На определенных расстояниях по вертикали расположены горизонтальные поды из жаропрочного бетона, имеющие отверстия для пересыпания угля вниз. Уголь загружают в печь сверху и он, пересыпаясь с пода на под, движется вниз в течение 0,3-1ч в противотоке регенерирующим газам. Диаметр печи от 0,75 до 4,4м. Средняя нагрузка на печь составляет $12\text{кг АУ}/\text{м}^2$ подов в 1ч.

Печи с вращающимся барабаном с успехом используют для термической регенерации углей. Они широко применяются в химической промышленности, при сушке осадков сточных вод и т.д. Эти печи просты в эксплуатации, работают на газовом и жидком топливе, с электрообогревом. В барабанных печах можно вести противоточную и прямоточную обработку угля. Длина барабана от 6 до 18м, диаметр от 1,0 до 2,2м. Скорость газов в печи - не более 2м/с. Время прибывания угля в печи зависит от угла естественного откоса угля, длины печи. Степень заполнения барабана печи углем 10-15%. Недостатки - трудность регулирования температурного профиля по длине печи в следствии крайнего положения топки и наличия только одной горелки, большого внимания требует герметизация вращающихся стыков.

3.4 Механическая регенерация

Эмульгированные и тонкодисперсные нефтепродукты, оставшиеся в сточной жидкости, например после отстаивания, можно выделить фильтрованием. В качестве загрузки фильтров используются: активные угли, антрацит, угольная зола, вспененный стирол, крошка пенополиуретановая марки 40 или 75, керамзит, котельный шлак, кокс и др.

Для восстановления фильтрующей способности загрузки фильтр периодически промывается. При этом удаляются нефтепродукты с поверхности зерен загрузки и образовавшиеся отложения в ее порах. Промывка фильтра водой обычной температуры из-за значительной вязкости нефтепродуктов не дает существенного эффекта. В производственных условиях обычно применяют промывную воду с температурой 50–60°C (вязкость средних и тяжелых сортов нефтепродуктов снижается в 6–7 раз при 60°C). Продолжительность промывки фильтра горячей водой составляет 15–20 мин, интенсивность подачи воды – 10–15 л/(с·м²) с одновременной подачей воздуха – 7 л/(с·м²). Однако этот метод имеет экологический недостаток, необходимо очистить промывные воды от нефтепродуктов, их утилизация (сжигание и пр.) приводит к вторичному загрязнению окружающей среды.

Новая техника фильтрационной очистки от нефтепродуктов развивается в направлении использования фильтров с плавающей и отжимаемой загрузкой (см. 2.2). В качестве плавающей и отжимаемой загрузки используются гранулы вспененного полистирола, пенополиуретановая крошка и др. Это позволяет увеличить скорость фильтрования и значительно упростить регенерацию загрузки.

В настоящее время на предприятиях Украины имеется большое количество отечественных и иностранных фильтров с отжимаемой загрузкой, которые успешно работают в автохозяйствах, локомотивных и вагонных депо, метрополитене, на нефтебазах и других предприятиях.

На метрополитене в электродепо установлены фильтры типа «Автопен 2СТ» производительностью 15 м³/ч (приложение 6). В качестве фильтрующей загрузки используется измельченный пенополиуретан марки 75ТУВ-05-1688-74. Регенерация загрузки в фильтры первой ступени осуществляется путем 3–5-ти кратной водовоздушной промывки с последующим отжатием промывной воды из порового пространства пенополиуретановой загрузки. Загрузка отжимается в самом фильтре в перфорированной части (цилиндре) под действием поршня, перемещаемого электродвигателем с червячным редуктором.

На ряде предприятий установлены фильтры, в которых плавающая загрузка непрерывно (или эпизодически) захватывается скребковым экскаватором и подается на

отжимаемые барабаны. Отжатый продукт (нефтяная масса) стекает по желобу в сборник, а отжатая в барабанах загрузка равномерно распределяется по поверхности фильтра. По мере удаления нижних слоев формируется новый фильтрующий слой. Для более полного удаления нефтепродуктов осуществляется 2^х и 3^х кратное отжатие загрузки, сопровождаемое орошением водой с температурой 40-50⁰С.

4. Использование сорбентов для интенсификации процессов химической и биологической очистки воды.

Значительная удельная поверхность АУ, наличие на ней большого числа активных центров обуславливают каталитические свойства углей, используемые в процессах химической и биологической очистки воды [3].

Способность сорбировать значительное количество кислорода при низких его концентрациях позволяет использовать АУ в качестве катализаторов химического окисления токсичных низкомолекулярных соединений. Окисление сероводорода и меркаптана (концентрация $0,04-0,6 \text{ мг/дм}^3$) озоном на загрузке из АУ позволяет в 1,5-2 раза снизить расход окислителя за счет его более эффективного использования. Удельная площадь поверхности углеродного сорбента имеет большое значение при окислении, например, сульфидсодержащих стоков целлюлозно-бумажных комбинатов кислородом воздуха; добавка 10 г/м^3 сажи увеличивает эффект окисления от 35 до 70%, а 10 г/м^3 ПАУ - до 85%, что равноценно повышению интенсивности аэрации в 2,5-4 раза.

Иногда окисление кислородом воздуха на АУ проходит настолько интенсивно, что способно заменить более дорогостоящий процесс озонирования этих вод. Возможность замены озона кислородом воздуха основана на том, что окислительный потенциал последнего достаточно высок, необходимо лишь инициировать реакцию окисления.

Окислительные процессы на АУ, как правило, усиливаются с увеличением сорбируемости вещества. Эффективность окисления цианидов увеличивается от 90-95 до 99% при повышении концентрации кислорода в растворе от 8 до 35 мг/дм^3 ; концентрация комплексных цианидов меди и цинка снижается до $0,1-0,3 \text{ мг/дм}^3$ при 30-60 мин аэрации, рН 6-8,5 и нагрузке по цианидам $2,3 \text{ г/т}$ АУ в мин. Конечно, окисление цианидов на АУ требует определенного времени для десорбции продуктов окисления (цианатов) с поверхности сорбента, а гидролиз CNO_2^- до HNO_2^- и NH_4OH весьма длителен.

Кислородом воздуха в присутствии 10 г АУ/дм^3 окисляются роданиды калия и натрия, муравьиная, уксусная и пропионовая кислоты. АУ способен восстанавливать Cr^{6+} до Cr^{3+} (начальная концентрация $5200 \text{ мг Cr}^{6+}/\text{дм}^3$ и конечная - 1 мг/дм^3 в кислой среде при нагревании раствора до 80°C (яп. пат. 52-150780).

Окисление высокомолекулярных соединений, в том числе и биохимическое окисление, происходит, как правило, весьма медленно; более того, многие из них вообще не окисляемы биохимически. Один из наиболее эффективных методов деструкции таких веществ - их окисление озоном. Скорость окисления увеличивается при фиксации окисляемого вещества на поверхности, т.е. при сорбции его каким-либо материалом,

например АУ или биопленкой. Причем частичная деструкция высокомолекулярных органических веществ озоном на АУ обычно не приводит к их десорбции. Полное их окисление возможно как химическим путем - действием озона, так и биохимическим. В биосорбционном процессе с предварительным озонированием воды единицей объема ГАУ сорбируется и окисляется на 30-50% больше органических загрязнений, чем при обычной биосорбции. Самая крупная станция производительностью 280тыс.м³/сут в г. Дюссельдорфе (Германия) использует биосорбционный процесс с 1968г.

Возможны два варианта метода биосорбции:

- добавление АУ в известные сооружения биологической очистки;
- обработка воды на АУ в специальных сооружениях с образованием специфической микрофлоры.

Добавка АУ в аэротенк в большинстве случаев увеличивает эффект очистки сточных вод по ХПК, БПК и взвешенным веществам, снижает цветность и запах очищенной воды, улучшает седиментационные свойства активного ила и облегчает его последующее обезвоживание, но имеются сведения и противоречивого характера. Добавки АУ ведут к седиментации активного ила и ухудшению его свойств. При контакте АУ с субстратом процесс биосорбции, как большинство биологических процессов, претерпевает некоторый период развития, а затем стабилизируется. В начальный период, длящийся в различных условиях от 15 до 40ч, начинается развитие биопленки на активных углях (рис. 16)

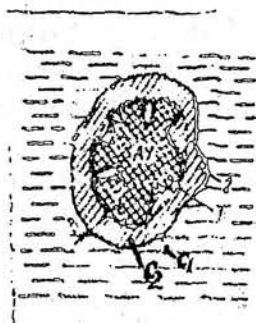


Рис.16 Схема биобластания активного угля (1) биопленкой (2) толщины δ C_1 и C_2 - концентрация субстрата в растворе и в биопленке.

Толщина образующейся биопленки зависит от места прикрепления к поверхности, вида субстрата и времени роста.

5. Проектирование и расчет сорбционных установок.

При проектировании следует помнить, что объемы зданий, адсорберов и количество сорбента в адсорберах пропорциональны производительности сооружений по воде (Q_B , м³/сут) и времени контакта воды и угля (t_K). Обычно $t_K = 10-40$ мин, скорость фильтрации 5-25 м/ч, а $Q_B = 100-100000$ м³/сут. С целью облегчения эксплуатации адсорберы и вспомогательное оборудование в Украине размещают в здании, в других странах работают на открытой площадке (США, Аргентина и др.), могут размещаться и на передвижных платформах (рис. 17).

При последовательной обработке воды в нескольких аппаратах желательно, чтобы число ступеней (с учетом резерва на замену угля) не превышало трех. Гибкость и высокая надежность в работе станции по очистке воды достигается созданием двух и более параллельных линий обработки.

В Украине серийно выпускаются металлические адсорберы диаметром до 3,4 м с рабочей высотой сорбента 2,5 м.

Регенерация сорбентов в адсорбере, как правило, требует тщательной защиты их внутренней поверхности от коррозии.

При производительности станции до 5000 м³/сут рекомендуется применять стандартные адсорберы из металла, более 10000 м³/сут - из железобетона. При сооружении больших адсорберов их конструкции и стоимость во многом аналогичны параметрам железобетонных скорых фильтров, дооборудованных системой обработки угля.

Очистка стоков с помощью сорбентов резко увеличивает стоимость обработки и должна быть экономически и экологически обоснована. Производство и регенерация сорбентов может наносить большой экологический ущерб, чем достигаемое с их помощью извлечение вредных примесей и это должно учитываться при проектировании.

Ознакомьтесь с положениями СнИПа п.п. 6.281-6.294 «Сооружения для адсорбционной очистки сточных вод» [1].

Перед сорбционной очисткой должна быть проведена тщательная очистка сточных вод от взвешенных веществ, чтобы на адсорберы поступали стоки с содержанием взвешенных веществ не более 5 мг/дм³ для адсорберов с плотным слоем загрузки активного угля и не более 1 г/дм³ для адсорберов с псевдоожиженным слоем АУ.

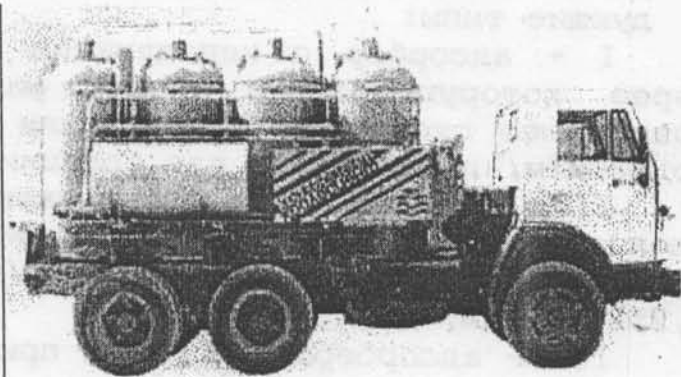
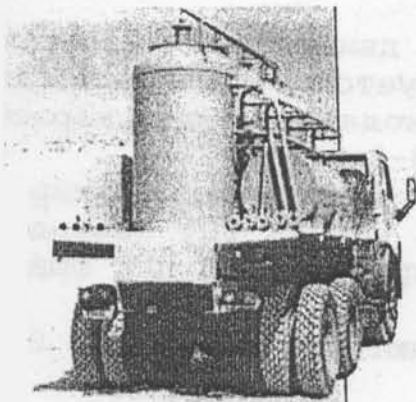
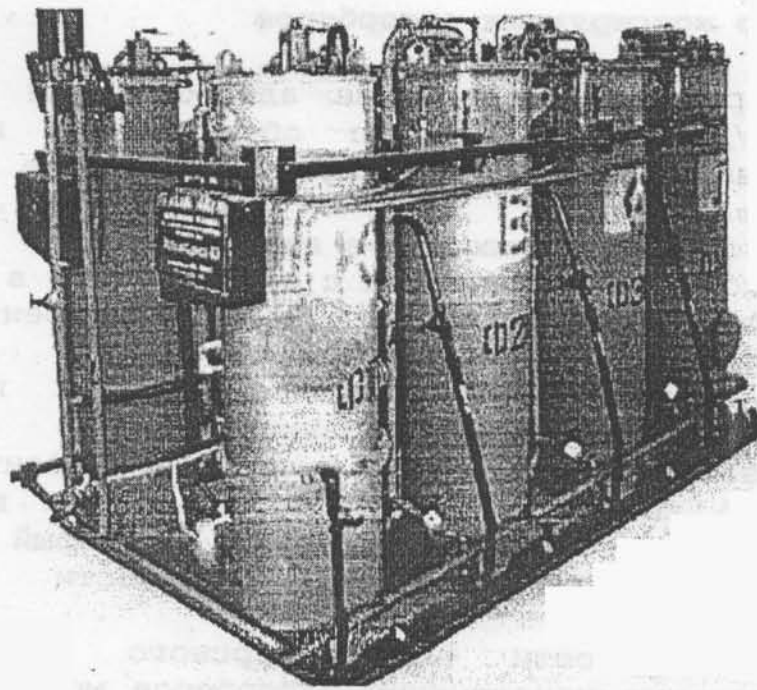


Рис.17 Передвижные сепарационные установки. Предназначены для обслуживания нескольких отдельно расположенных объектов. Оборудование установок монтируется на шасси автомобиля или на платформу. Изготавливается экологическим предприятием «Квалесцент» (г. Севастополь).

5.1 Выбор конструкции адсорберов

Аппаратурное оформление адсорбционной очистки сточных вод АУ включает комплекс оборудования и его обвязки, обеспечивающий в общем случае следующие технологические операции:

- а) подачу сточных вод в адсорбер;
- б) контакт сточных вод с адсорбентами в адсорбере;
- в) отделение очищенной воды от адсорбента и вывод ее из адсорбентной аппаратуры;
- г) вывод отработанного адсорбента из адсорбера с утилизацией или регенерацией его;
- д) загрузку в адсорбер чистого адсорбента.

Выбор конструкции адсорберов прежде всего обусловлен дисперсным составом адсорбента, который принимается с учетом дефицитности, его стоимости и возможности регенерации.

В зависимости от дисперсного состава адсорбента принципиальные конструкции адсорберов можно подразделить на следующие типы:

I - адсорбер с неподвижной или движущейся загрузкой, через которую водный поток фильтруется или нисходящим потоком со скоростью 20 м/ч, или восходящим - со скоростью до 12 м/ч, применяется для фракции 0,8-5мм;

II - адсорбер с псевдоожиженной загрузкой, расширение слоя которого осуществляется не менее чем на 50% восходящим потоком воды со скоростью 10-40м/ч, применяется для фракций 0,25-0,5мм;

III - адсорберы-смесители применяются для фракций 0,05-0,5мм;

IV - патронные адсорберы с фильтрованием воды со скоростью 1-12м/ч через слой адсорбента толщиной 0,5-2см, применяются для фракций 0,02-0,1мм.

Адсорберы I типа могут применяться для очистки любых объемов сточных вод широкого спектра концентраций и химического строения извлекаемых примесей.

Если исчерпание емкости адсорбента происходит на коротком слое загрузки (за счет высокой эффективности адсорбции или малой концентрации адсорбата), и процесс можно прервать на период смены загрузки или ее регенерации, то вся высота загрузки, используемая для адсорбции, размещается в одном адсорбере.

Если требуемая высота загрузки больше размеров одного адсорбера или процесс не может прерываться, то используется несколько последовательно работающих адсорберов, или порционный (дискретный или непрерывный) вывод из адсорбера отработанного адсорбента.

В тех случаях, когда расход воды превышает допустимый для одного адсорбера или требуемую степень очистки можно

обеспечить за счет смещения потоков, поступающих из адсорберов с разной эффективностью работы, устанавливают параллельно работающие адсорберы.

Адсорберы II типа наиболее целесообразно применять для очистки небольших объемов сточных вод с хорошо сорбируемыми загрязнениями и при высоком содержании взвешенных веществ.

Адсорберы III типа эффективно использовать для очистки небольших объемов высококонцентрированных сточных вод, а адсорберы IV типа для очистки небольших объемов низкоконцентрированных сточных вод (5-10 мг/л извлекаемых примесей).

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 адсорбента 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 (3 кгс/см²).

В адсорберы с псевдоожиженным слоем АУ адсорбенты с насыпным весом свыше 0,7 т/м³ допускается дозировать в мокром и сухом виде, а менее 0,7 т/м³ - только в мокром виде.

В адсорберах II типа по высоте адсорберов 0,5-1,0 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 II типа надлежит принимать 30-40 м/ч с размером частиц 1-2,5 мм для АУ и 10-20 м/ч для АУ с размерами частиц 0,25-1 мм. Дозу АУ для очистки воды следует определять экспериментально.

5.2 Проектирование и расчет адсорберов

Для проектирования адсорберов должны быть известны следующие параметры:

- размеры адсорберов; объем и масса загрузки адсорбента, режим смены загрузки, количество и технологическая схема обвязки адсорберов, тип и количество используемой арматуры.

При расчете адсорберов необходимы следующие исходные параметры:

- расход сточных вод; начальная концентрация загрязнений; концентрация загрязнений в очищенной воде; изотерма адсорбции; скорость фильтрования сточной воды через загрузку или скорость движения сточной воды через поперечные сечения адсорбера; объем адсорбента, единовременно выгружаемого из адсорбционной установки; ориентировочная продолжительность периода работы адсорбента до проскока и соответственно замены отработанного адсорбента чистым; требуемая степень отработки; кажущаяся и насыпная плотность адсорбента.

В том случае, когда физико-химический состав загрязнений в сточной воде неизвестен, например в многокомпонентной сточной воде после биохимической очистки, в расчете концентраций адсорбата может использоваться обобщенный показатель, в частности ХПК, БПК, органический углерод.

Расчет размеров адсорберов начинают с определения общей площади адсорбционной установки, используя формулу СнИПа [1]. Площадь загрузки адсорбционной установки F_{ads} , м²

надлежит определять по формуле: $F_{ads} = \frac{q_w}{V}$, (82)

где q_w - среднечасовой расход сточных вод, м³/ч;

V - скорость потока, принимаемая не более 12м/ч.

При выключении одного адсорбера скорость фильтрования на остальных не должна увеличиваться более чем на 20%.

Затем, выбрав конструкцию и площадь поперечного сечения одного адсорбера, рассчитывают минимально необходимое число параллельно работающих адсорберов. Число последовательно работающих адсорберов N_{ads} надлежит рассчитывать по формуле СнИПа [1]:

$$N_{ads} = \frac{H_{tot}}{H_{ads}}, \quad (83)$$

где H_{ads} - высота сорбционной загрузки одного фильтра, м, принимаемая конструктивно;

H_{tot} - общая высота сорбционного слоя, м, определяемая по формуле: $H_{tot} = H_1 + H_2 + H_3$, (84)

здесь H_1 - высота сорбционного слоя, м, в котором за период t_{ads} адсорбционная емкость сорбента исчерпывается до степени

K , рассчитываемая по формуле: $H_1 = \frac{D_{sb}^{min} \cdot q_w \cdot t_{ads}}{F_{ads} \cdot \gamma_{sb}}$, (85)

где γ_{sb} - насыпной вес активного угля, г/м³, принимаемый по справочным данным;

D_{sb}^{min} - минимальная доза активного угля, г/л, выгружаемого из адсорбера при коэффициенте истощения емкости K_{sb} , определяемая по формуле

$$D_{sb}^{min} = \frac{C_{en} - C_{ex}}{K_{sb} \cdot a_{sb}^{max}}, \quad (86)$$

здесь C_{en} - концентрации сорбируемого вещества

C_{ex} - до и после очистки, мг/л;

K_{sb} - принимается равным 0,6-0,8;

a_{sb}^{max} - максимальная сорбционная емкость активного угля, мг/л, определяемая экспериментально;

H_2 - высота загрузки сорбционного слоя, обеспечивающая работу установки до концентрации C_{ex} в течении времени t_{ads} , принимаемого по условиям эксплуатации, и определяемая по формуле

$$H_2 = \frac{D_{sb}^{max} \cdot q_w \cdot t_{ads}}{F_{ads} \cdot \gamma_{sb}}, \quad (87)$$

где D_{sb}^{max} - максимальная доза активного угля, г/л, определяемая по формуле

$$D_{sb}^{max} = \frac{C_{en} - C_{ex}}{a_{sb}^{min}}, \quad (88)$$

здесь a_{sb}^{min} - минимальная сорбционная емкость активного угля, мг/л, определяемая экспериментально.

H_3 - резервный слой сорбента, рассчитанный на продолжительность работы установки в течении времени перегрузки или регенерации слоя сорбента высотой H_1 , м.

Наиболее точный расчет высоты загрузки адсорбента в адсорберах и режима ее замены выполняется по результатам работы модели адсорбера выбранной конструкции на данной или аналогичной сточной воде [14]. В режиме, соответствующему

реальному, т.е. при сохранении продолжительности контакта и объемной нагрузке сточной воды на адсорбенте (скорости фильтрования), определяют продолжительность работы адсорбера до проскока минимально допустимой концентрации и до полного исчерпания емкости адсорбента.

На основе указанных опытных данных для адсорберов с плотным слоем загрузки строят выходную кривую. Выходная кривая представляется в виде графика в системе координат: концентрация адсорбента в жидкой среде C_1 - на оси ординат и время t - на оси абсцисс. Она характеризует изменение концентрации в очищенной воде в каком-либо сечении адсорбционной колонны в процессе адсорбции. Выходная кривая начинается с момента появления минимальной проскоковой концентрации и заканчивается моментом появления максимальной концентрации адсорбата в воде.

По данным экспериментальной выходной кривой определяется длина зоны массопередачи H_M , заключенной между слоями чистого и отработанного адсорбента:

$$H_M = H_{tot} \frac{t_{2ads} - t_{1ads}}{t_{1ads} + \xi(t_{2ads} - t_{1ads})}, \quad (5)$$

С увеличением скорости водного потока V длина зоны массопередачи увеличивается, но для многокомпонентной сточной воды - менее чем в пропорциональном отношении, в частности при доочистке биологически очищенных сточных вод:

$$\frac{H_{M_1}}{H_{M_2}} = 0,6 - 0,7 \text{от} \frac{V_1}{V_2} \quad (6)$$

Длина зоны массопередачи должна быть меньше общей высоты загрузки на резервную высоту слоя, обеспечивающего очистку сточных вод в период смены отработанного адсорбента, и на высоту слоя отработанного адсорбента. Резервную высоту загрузки определяют по двум выходным кривым на высоте H_A и H_B

$$H_3 = U_n \tau = \frac{(H_A - H_B) \tau}{t_A - t_B}, \quad (7)$$

где U_n - фактическая скорость входного потока, равная V/ε (ε - порозность загрузки).

Для расчета продолжительности работы адсорберов до смены адсорбента используют данные выходной кривой по объему жидкости, обработанной определенным объемом загрузки до обеспечения требуемого исчерпания емкости:

$$t_{ads} = \frac{W_b^t \cdot W_b^p}{q_w \cdot W_{sb}} \quad (8)$$

Для расчета массы адсорбента следует пользоваться величиной кажущейся плотности следует учитывать, что насыпная плотность активных углей характеризует массу образца адсорбента, занимающего определенный объем, включая воздушные прослойки между частицами угля и внутри его пор, и составляет 0,25-0,6 г/см³. В отличие от насыпной, кажущаяся плотность АУ включает только массу частиц с внутренними порами. При заполнении внутренних пор частиц воздухом эта величина 0,4-0,9 г/см³. При заполнении внутренних пор водой кажущаяся плотность равна 1,2-1,5 г/см³, поэтому в плотном слое мокрого гранулированного угля возможно создавать восходящий поток воды со скоростью 8-12 м/ч без всплывания частиц угля. Истинная плотность углеродного скелета АУ равна 1,9-2 г/см³. Следует учитывать и повышение плотности углей в процессе накопления на их поверхности молекул адсорбата. Изменение плотности адсорбентов должно учитываться при пересчете объема АУ на их массу, в частности, при перегрузках адсорбционных аппаратов и расчете поддерживающих конструкций. Потери адсорбента при перезагрузке зависят от его прочности, которая для АУ в зависимости от исходного сырья и технологии активации находится в пределах 60-90%. В частности, прочность менее 75% приводит к потерям на истирание более 15%, поэтому эти угли рекомендуются к одноразовому употреблению.

При отсутствии выходных кривых и других данных работы модели адсорберов в реальных режимах эксплуатации расчет необходимого объема загрузки адсорбента начинают с определения дозы адсорбента, обеспечивающей требуемую характеристику очищенной сточной воды.

Этот расчет для условия полного исчерпания емкости адсорбента при извлечении одного компонента при известных характеристиках адсорбата и адсорбента ведется по формуле:

$$D_{sb}^{min} = \frac{0,47 \gamma C_{en}^{0,667} \cdot C_s^{0,178}}{K_p^{0,142} \cdot V_a^{0,991}}; K_p = e^{-\Delta F^0 / RT}; \gamma = \frac{V_M}{0,09}, \quad (9)$$

где V_M - молярный объем сорбата, дм³/моль.

Во всех остальных случаях (многокомпонентный состав загрязнений, отсутствие характеристик адсорбата и адсорбента и пр.) используется формула (86) из СнИПа [1].

Изотерму адсорбции, выражающую связь между концентрацией адсорбата в воде (C_B , мг/л) и максимальной адсорбционной емкостью (a_{sb}^{max} , мг/л), описывают уравнениями: Генри (1), Фрейндлиха (2), Лэнгмюра (3) и для адсорбции ограничено растворимого вещества из однокомпонентного

раствора (4) (гл. 2). Определив коэффициенты по опытным точкам, вычисляют величины a_{sb}^{max} и a_{sb}^{min} , задавшись C_{ex} и C_{en} и по ним определяют дозы адсорбента, которые в статистических условиях обеспечивают очистку воды до требуемого качества (до проскока) и до качества воды, соответствующего заданному исчерпанию емкости адсорбента. На основе расчетных доз, задавшись ориентировочной продолжительностью работы адсорбционной установки до перегрузки адсорбера, рассчитывают высоту адсорбционной загрузки, обеспечивающей очистку воды до проскока H_2 и высоту загрузки, которая за этот период должна исчерпать емкость H_1

$$H_1 = \frac{D_{sb}^{min} \cdot q_w \cdot t_{ads}}{F_{ads} \cdot \gamma_{sb}^{nac}}; H_2 = \frac{D_{sb}^{max} \cdot q_w \cdot t_{ads}}{F_{ads} \cdot \gamma_{sb}^{nac}}, \quad (10)$$

Уточняется величина H_1 с учетом условий замены отработанного адсорбента чистым, т.е. например, для неподвижного плотного слоя загрузка H принимается равной высоте загрузки в одном аппарате.

Общая высота загрузки адсорбента принимается не менее чем $H_{tot} = H_1 + H_2 + H_3$

Ввиду того, что условия исчерпания емкости адсорбента в динамическом (проточном) режиме отличаются от принятых для ориентировочного расчета статистических (контактных) условий, необходимо уточнить продолжительность работы загрузки адсорбционной установки до проскока по формуле

$$t_{ads} = \frac{2C_{ex}(H_{tot} - H_1)\epsilon(C_{en} + a_{sb}^{max})}{V \cdot C_{en}^2}; \quad (11)$$

$$\epsilon = 1 - \frac{\gamma_{sb}^{nac}}{\gamma_{sb}^{каз}} \quad (12)$$

При отсутствии справочных данных в расчете адсорберов с АУ ϵ принимается равным 0,5. В условиях адсорбционной очистки воды от одного компонента при $Re > 4$ расчет продолжительности работы адсорбера до появления на выходе из слоя проскоковой концентрации проводится по формуле

$$t_{ads} = \frac{\gamma_{sb}^{nac}}{D_{sb}^{max} \cdot V} \left\{ H_{tot} - \frac{V}{\beta} \left[\frac{1}{p} \ln \left(\frac{C_{en}}{C_{ex}} - 1 \right) + \ln \left(1 - \frac{C_{ex}}{C_H} \right) + 1 \right] \right\} \quad (13)$$

Расчет при $Re < 4$ проводится по формуле

$$t_{ads} = \frac{\gamma_{sb}^{nac}}{D_{sb}^{max} \cdot V} \left\{ H_{tot} - \frac{V}{\beta} \left[\frac{1}{p} \ln \left(\frac{C_{en}}{C_{ex}} - 1 \right) + \ln \frac{C_{en}}{C_{ex}} - 1 \right] \right\} \quad (14)$$

Формулы для коэффициентов массоотдачи имеют вид

$$\beta = 1,24 \left(\frac{D_M}{\varepsilon d_{sb}^2} \right) Re^{0,568} \cdot Pr^{0,333}; (0,2 < Re^2 < 1) \quad (15)$$

$$\beta = 1,12 \left(\frac{D_M}{\varepsilon d_{sb}^2} \right) Re^{0,418} \cdot Pr^{0,333}; (1 < Re < 4) \quad (16)$$

Добиться уменьшения объема угля в адсорбционной установке, не снизив эффект очистки, можно, обеспечив непрерывный или дискретный вывод из адсорбера порций отработанного адсорбента и одновременную подачу в него порций чистого адсорбента. Такой процесс может быть осуществим в адсорберах с движущимся слоем загрузки. Скорость движения загрузки должна быть равна скорости перемещения контролируемой концентрации адсорбата по слою загрузки при условии его неподвижности. В практике очистки сточных вод эта скорость находится в пределах 1-20 см/ч.

Для расчета скорости перемещения по неожиданному слою адсорбента заданной концентрации загрязнений сточных вод, находящейся в пределах 20-80% начальной, используется формула

$$U = V \cdot C_{en} / \left[\varepsilon (C_{en} + a_{sb}^{max}) \right] \quad (17)$$

В условиях адсорбционной обработки многокомпонентной сточной воды граница исчерпания емкости сорбента перемещается медленнее границы проскоковой концентрации, поэтому режим выгрузки отработанного сорбента должен периодически корректироваться.

В адсорберах с псевдооживленным углем для расчета используются формулы:

- для 2^х секционного аппарата

$$\frac{C_{ex}}{D_{sb}^2 \cdot q_w} q_{sb}^2 + \frac{C_{ex}}{D_{sb}^{max}} q_{sb} - q(C_{en} - C_{ex}) = 0, \quad (18)$$

- для 3^х секционного аппарата

$$\frac{C_{ex}}{D_{sb}^2 \cdot q_w} q_{sb}^3 + \frac{C_{ex}}{D_{sb}^2 \cdot q_w} q^2 + \frac{C_{ex}}{D_{sb}} b_{sb} - q_w(C_{en} - C_{ex}) = 0, \quad (19)$$

В аппаратах КС («кипящего слоя») отношение H/H_0 (H_0 - высота неподвижного слоя адсорбента, H - высота псевдооживленного слоя) рекомендуется 1,4-1,6.

5.3 Примеры расчета

На основе вышеизложенных теоретических исследований приведем примеры расчета.

Пример 1. Расчет адсорбционной установки с плотным неподвижным слоем гранулированного активного угля (ГАУ) для очистки многокомпонентной воды.

Исходные данные для проектирования:

производительность $q_w = 10$ тыс. м³/сут, или 417 м³/ч;

начальная величина ХПК (C_{en}) = 625 мг/л; конечная величина

ХПК (C_{ex}) = 50 мг/л; изотерма адсорбции соответствует уравнению

Фрейндлиха: a_{sb} в мг/г; C в мг/л; $a_{sb}^{min} = 253 C_{ex}^{1/2}$; линейная

скорость относительно стен адсорбера V составляет 10 м/ч;

ориентировочная продолжительность работы установки до

проскока $t_{agc}^{op} = 24$ ч; уголь марки АГ-3, его кажущаяся плотность

$\gamma_{sb}^{каж} = 0,90$, насыпная $\gamma_{sb}^{нас} = 0,45$; высота слоя угля в одном

адсорбере $H_{ads} = 2,50$ м; заданная степень исчерпания емкости

сорбента $K_{sb} = 0,7$; диаметр адсорбера $D = 3,5$ м.

Порядок расчета

Определяем максимальную сорбционную емкость a_{sb}^{max} в соответствии с изотермой, мг/ч: $a_{sb}^{max} = 253 C_{en}^{1/2} = 253 \cdot 0,625^{1/2} = 200$

Находим общую площадь одновременно и параллельно работающих адсорберов, м²:

$$F_{ads} = \frac{q_w}{V} = \frac{10000}{24 \cdot 10} = 41,7$$

Количество параллельно и одновременно работающих линий адсорберов при $D = 3,5$ м, шт:

$$N_{ads} = \frac{F_{ads}}{f_{ads}} = \frac{41,7 \cdot 4}{3,14 \cdot 3,5^2} = 4,3$$

Принимаем к работе четыре параллельно и одновременно работающих линий адсорберов при скорости фильтрации 11 м/ч.

Максимальная доза активного угля, г/л (кг/м³):

$$D_{sb}^{max} = \frac{C_{en} - C_{ex}}{a_{sb}^{min}} = \frac{625 - 50}{253(0,05)^{1/2}} = 9,9$$

Доза активного угля, выгружаемого из адсорбера, г/л (кг/м³):

$$D_{sb} = \frac{C_{en} - C_{ex}}{K_{sb} \cdot a_{sb}^{max}} = \frac{625 - 50}{0,7 \cdot 200} = 4,1$$

Ориентировочная высота загрузки, обеспечивающая очистку, м:

$$H_2^{op} = \frac{D_{sb}^{max} \cdot q_w \cdot t_{ads}^{op}}{F_{ads} \cdot \gamma_{sb}^{nac}} = \frac{9,9 \cdot 417 \cdot 24}{41,7 \cdot 450} = 5,3$$

Ориентировочная высота загрузки, выгружаемая из адсорбера, м:

$$H_1^{op} = \frac{D_{sb} \cdot q_w \cdot t_{ads}^{op}}{F_{ads} \cdot \gamma_{sb}^{nac}} = \frac{4,1 \cdot 417 \cdot 24}{41,7 \cdot 450} = 2,2$$

Высота слоя отработанного адсорбента, выгружаемого из адсорбера, принимается равной загрузке одного адсорбера $H = 2,5$ м, резервная высота загрузки $H_3 = 2,5$ м, $H_2 = 5$.

Общая высота загрузки адсорбента в адсорбционной установке принимается с учетом установки одного резервного адсорбера, м:

$$H_{tot} = H_1 + H_2 + H_3 = 2,5 + 5 + 2,5 = 10$$

Общее количество последовательно установленных в одной линии адсорберов: $N_{ads} = \frac{10}{2,5} = 4$ шт.

Продолжительность работы t_{ads} адсорбционной установки до проскока (при одном адсорбере, находящемся в процессе перегрузки), ч:

$$t_{1ads} = \left[2C_{ex} (H_3 + H_2) \varepsilon (a_{sb}^{max} + C_{en}) \right] / V \cdot C_{en}^2 ;$$

при порозности загрузки $\varepsilon = 1 - 0,45/0,9 = 0,5$

$$t_{1ads} = \frac{2 \cdot 0,05 \cdot 7,5 \cdot 0,5 (0,625 + 200)}{11 \cdot (0,625)^2} = 17,5 \text{ ч.}$$

Продолжительность работы одного адсорбера до исчерпания емкости, ч:

$$t_{2ads} = \frac{2C_{en} \cdot K_{sb} \cdot H_1 \varepsilon (a_{sb}^{max} + C_{en})}{V \cdot C_{en}^2} = \frac{2 \cdot 0,625 \cdot 0,7 \cdot 2,5 \cdot 0,5 (0,625 + 200)}{11 \cdot (0,625)^2} = 51.$$

Таким образом, требуемая степень очистки может быть достигнута непрерывной работой четырех параллельных линий адсорберов, в каждой из которых по четыре последовательно установленных адсорберов, из которых один резервный находится в режиме перегрузки. Каждый адсорбер при этом работает в течение 51ч, отключение одного адсорбера в последовательной цепи на перезагрузку производится через 17час.

Производим расчет объема загрузки одного адсорбера, м³:

$$w_{sb} = f_{ads} \cdot H_{ads} = 3,14 \frac{3,3^2}{4} \cdot 2,5 = 24$$

сухой массы угля в одном адсорбере, т:

$$P_{sb} = w_{sb} \cdot \gamma_{sb}^{нас} = 24 \cdot 0,45 = 11$$

При перезагрузке четырех адсорберов через каждые 17ч (по одному из каждой линии) затраты угля составят, т/ч:

$$z_{sb} = \frac{W_{sb}^P}{t_{2ads}} = \frac{(11 \cdot 4)}{55} = 0,86$$

что соответствует дозе угля, г/л: $D_{sb} = z_{sb}/q_w = 0,86/417 = 2,1$.

Пример 2. Расчет адсорбционной установки, оборудованной аппаратами с неподвижным слоем АУ для очистки однокомпонентного водного раствора от вещества известного строения.

Исходные данные: производительность установки $120 \text{ м}^3/\text{ч}$; активный уголь КАД – иодный с эквивалентным диаметром зерен $2,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}$; начальная концентрация бензойной кислоты в сточной воде $C_{en} = 10,65 \text{ моль}/\text{м}^3$; конечная концентрация бензойной кислоты в очищенной воде $C_{ex} = 0,1 \text{ моль}/\text{м}^3$; высота слоя угля в адсорбенте $H_{ads} = 3 \text{ м}$.

Порядок расчета:

Определяем константу адсорбционного равновесия K_p по приложению №1, расчет производим по формуле

$$K_p = e^{-\Delta F^0/RT}; \quad (20)$$

где $R = 8,33 \text{ Дж}/(\text{моль} \cdot \text{град})$, при температуре сточной воды $t = 25^\circ \text{C}$; $T = 289^\circ$, откуда $RT = 2,48 \text{ КДж}/\text{моль}$;

$$(-\Delta F^0)_{C_6H_5COOH} = \delta(-\Delta F^0)_{C_6H_5} + \delta(-\Delta F^0)_{COOH} = 21,2 + 1,63 = 22,83$$

Логарифмируем выражение (20)

$$\lg K_p = \frac{-\Delta F^0}{2,303RT} = \frac{22,83}{2,48 \cdot 2,303} = 4.$$

где $K = 10000$; $2,303$ – коэффициент перевода \ln в \lg .

Расчет равновесной (минимальной) дозы АУ для извлечения бензойной кислоты проводим по формуле

$$D_{sb}^{0,47} \gamma = \frac{C_{en}^{0,667} \cdot C_s^{0,178}}{K_p^{0,142} \cdot V_a^{0,991}}, \quad (21)$$

где γ – отношение молярного объема данного вещества к молярному объему стандартного вещества; V^* – молярный объем бензойной кислоты, равный $0,1135 \text{ дм}^3/\text{моль}$; V_{cm}^* – молярный объем стандартного вещества (постоянная величина в расчетах, равная $0,09 \text{ дм}^3/\text{моль}$); $C_{en} = 10,65 \text{ моль}/\text{м}^3$; C_s – растворимость бензойной кислоты в воде, равная $27,8 \text{ моль}/\text{м}^3$;

K_p - константа адсорбционного равновесия для поглощения вещества, равная 10000; V_a - предельный адсорбционный объем, равный для угля КАД-иодный $0,3 \text{ дм}^3/\text{кг}$.

Подставив значения приведенных величин в уравнение (21) и прологарифмировав, получим

$$\lg D_{sb} = \lg 0,47 + \lg \frac{0,1135}{0,09} + 0,667 \lg 10,65 + 0,178 \lg 27,8 - 0,142 \lg - 0,991 \lg 0,3 = 0,674,$$

откуда $D_{sb} = 4,7 \text{ кг/м}^3$.

Определим коэффициенты массоотдачи при адсорбции в плотном слое АУ при $Pr = W/D_M$ и $Re = Vd/W$ по формулам:

$$\beta = 1,24 \left(\frac{D_M}{\epsilon_n d_{sb}^2} \right) Re^{0,568} \cdot Pr^{0,333}; (0,2 < Re < 1) \quad (22)$$

$$\beta = 1,12 \left(\frac{D_M}{\epsilon_n d_{sb}^2} \right) Re^{0,418} \cdot Pr^{0,333}; (1 < Re < 4) \quad (23)$$

где ϵ_n - порозность неподвижного слоя, принимаемая равной 0,4;

D_M - величина коэффициента молекулярной диффузии берется из справочных данных (Д.Шервуд, Т.Рид. Свойства газов и жидкостей. -М:Химия, т.1-1969.-640с; Справочник химика. -М:Химия.-1971.-1168с); W - величина кинематической вязкости воды, равная: $W = 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

Рассчитаем коэффициент массоотдачи β при адсорбции бензойной кислоты на АУ. При диаметре зерен АУ равна $(2-3) \cdot 10^{-3} \text{ м}$, средний диаметр зерен равен $2,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}$. Величина коэффициента молекулярной диффузии бензойной кислоты в воде равна:

$$D_M = 0,89 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Рассчитаем критерий Рейнольдса и Прандтля при различных скоростях потока:

а) пусть $V = 0,278 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$ (1м/ч); тогда

$$Re = 0,278 \cdot 10^{-3} \cdot 2,5 \cdot 10^{-3} / 10^{-6} = 0,694$$

$$Pr = 10^{-6} / 0,89 \cdot 10^{-9} = 1123,595.$$

Поскольку $Re = 0,694$, расчет проводим по формуле (22)

$$\begin{aligned} \beta &= 1,24 \left(\frac{0,89 \cdot 10^{-9}}{0,4(2,5 \cdot 10^{-3})^2} \right) (0,694)^{0,568} \cdot (1123,595)^{0,333} = 0,00044 \cdot 0,813 \cdot 10,372 \frac{1}{\text{с}} \\ &= 0,00372 \frac{1}{\text{с}} = 13,392 \frac{1}{\text{ч}}; \end{aligned}$$

б) пусть $V = 2,222 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$ (8м/ч); тогда

$$Re = \frac{2,222 \cdot 10^{-3} \cdot 2,5 \cdot 10^{-3}}{10^{-6}} = 5,555$$

Поскольку $Re = 5,555 > 4$, расчет проводим по формуле (23)

$$\varepsilon_n Nu Pr^{-0,333} = 2 \text{ или } \beta = \frac{2D_M}{d_s^2 \varepsilon_n} Pr^{0,333}$$

Тогда

$$\beta = \frac{2 \cdot 0,89 \cdot 10^{-9}}{(2,5 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 0,4} (1123,595)^{0,333} = 0,00738 \frac{1}{c} = 26,568 \frac{1}{c}$$

Рассчитаем время работы адсорбера до появления на выходе из слоя проскоковой концентрации органического вещества. При $Re < 4$ расчет t_{ads} проводится по формуле (13), где t_{ads} время работы адсорбера или группы последовательно соединенных адсорберов до появления проскоковой концентрации, ч:

$$P = \frac{C_{en}}{C_{0,5}} = \frac{C_e \cdot K_p^{0,392} \gamma^{2,6759}}{15 C_s^{0,5073}}, C_{0,5} = 15 \frac{C_s^{0,5073}}{K_p^{0,3928} \gamma^{2,6759}}$$

где $C_{0,5}$ - содержание извлекаемого вещества в сточной воде, равновесное с количеством вещества, равным половине D_{sb} моль/м³.

Задание. Рассчитать время работы адсорбера до проскока при: $V = 0,278 \cdot 10^{-3} \text{ м/с} = 1 \text{ м/ч}$; $W_{sb}^{mac} = 430 \text{ кг/м}^3$; $H_{tot} = 3$; $C_{en} = 10,65 \text{ моль/м}^3$; $C_{ex} = 0,1 \text{ моль/м}^3$.

$$\text{Рассчитаем величину } P = \frac{C_n}{C_{0,5}} = \frac{C_{en} \cdot K_p^{0,3928} \gamma^{2,6759}}{15 \cdot C_s^{0,5073}}$$

По данным предыдущих расчетов $K = 10000$; $C_e = 27,8 \text{ моль/м}^3$; $\gamma = 1,26$.

$$P = \frac{10,65(10000)^{0,3928} (1,26)^{2,6759}}{15 \cdot (27,8)^{0,5073}} = \frac{10,65 \cdot 37,2563 \cdot 1,8560}{15 \cdot 5,4021} = 9,0881$$

Рассчитаем продолжительность t_{ads} , ч, работы адсорбера до регенерации активного угля.

$$t_{ads} = \frac{430}{4,7 \cdot 1} \left\{ 3 - \frac{1}{13,392} \left[\frac{1}{9,0881} \ln \left(\frac{10,65}{0,1} - 1 \right) + \ln \frac{10,65}{0,1} - 1 \right] \right\} =$$

$$= 91,489 \{ 3 - 0,0747 [0,5126 + 4,6681 - 1] \} = 245,63$$

При $Re > 4$ расчет продолжительности работы адсорбера до появления на выходе из строя проскоковой концентрации проводится по формуле (13).

Рассчитаем величину t_{ads} , ч, при скорости фильтрования, равной $V=2,222 \cdot 10^{-3} \text{ м/с} = 8 \text{ м/ч}$. при этом $\beta = 26,568 \frac{1}{\text{ч}}$,

$$t_{ads} = 11,4362 \{3 - 0,3011[0,5126 + 1]\} = 11,4362(3 - 0,4554) = 29 \text{ ч.}$$

Расчетное количество работающих адсорберов определяем исходя из требуемой производительности установки, площади q_w аппарата f_{ads} и скорости движения очищенной сточной воды в адсорбере V .

Приняв диаметр аппарата $D=3,2 \text{ м}$ ($f_{ads}=8,04 \text{ м}^2$) и скорость движения жидкости $V=1 \text{ м/ч}$, находим требуемое количество работающих адсорберов при производительности установки $120 \text{ м}^3/\text{ч}$

$$N_{ads} = \frac{120}{8,04 \cdot 1} = 15 \text{ (аппаратов).}$$

Время работы каждого адсорбера при заданных условиях фильтрования сточной воды составляет приблизительно 245ч. При скорости движения очищаемой жидкости $V=8 \text{ м/ч}$ и $D=3,2$ необходимое количество работающих адсорберов

$$N_{ads} = \frac{120}{8,04 \cdot 8} = 2 \text{ (аппаратов).}$$

Время работы каждого адсорбера в этом случае до проскока бензойной кислоты составляет 29ч.

Пример 3. Расчет адсорбционной установки, оборудованной аппаратами с псевдооживленным слоем активного угля.

Исходные данные:

Производительность установки $400 \text{ м}^3/\text{ч}$; используется активный антрацит с эквивалентным диаметром зерен $0,5 \cdot 10^{-3} (0,5 \text{ мм})$; начальная концентрация органических загрязнений биологически очищенных сточных вод $C_{en} = 50 \text{ гО}/\text{м}^3$; $C_{ex} = 15 \text{ гО}/\text{м}^3$.

Порядок расчета.

Определяем минимальную дозу АУ при доочистке биологически очищенных сточных вод по формуле, $\text{кг}/\text{м}^3$:

$$D_{sb}^{\min} = \frac{C_{en} - C_{ex}}{20V_a} = \frac{50 - 15}{20 \cdot 0,3} = 5,8$$

Определим расход АУ, который зависит от числа секций адсорбционного аппарата. Рассмотрим определение расхода АУ при расходе жидкости $q_w = 10 \text{ м}^3/\text{ч}$ в 2^х и 3^х секционном аппарате. Расчеты проводим по формулам (18) и (19). Величина дозы АУ, определенная в примере, составляет $5,8 \text{ кг}/\text{м}^3$. Расход АУ в двухсекционном аппарате q_{sb} , $\text{кг}/\text{ч}$, определяем решением квадратного уравнения.

$$q_{sb} = \frac{\frac{C_{ex}}{D_{sb}^{\min}} \sqrt{\frac{C_{ex}^2}{D_{sb}^2} + 4 \frac{C_{ex}}{D_{sb}^2} (C_{en} - C_{ex})}}{(2C_{ex}/D_{sb}^2 \cdot q_w)}; \quad (24)$$

$$q_{sb} = \left[-\frac{15}{5,8} + \sqrt{\frac{225^2}{33,64^2} + 4 \frac{15 \cdot 35^2}{33,64^2}} \right] / \left(2 \frac{15}{33,64^2 \cdot 10} \right) = \frac{-2,5862 + 8,3135}{0,089} = 64,35$$

Принимаем двухсекционный аппарат с общей высотой псевдооживленного слоя 3м (1,5м высота слоя на каждой секции).

Для определения основных технологических параметров работы адсорбционных аппаратов принимаем, что относительное расширение псевдооживленного слоя в аппарате равно:

$H_{ads}^n / H_{ads} = 1,5$ (H_{ads}^n - высота псевдооживленного слоя, образованного из неподвижного, высотой H_{ads}). Тогда

порозность ε_n псевдооживленного слоя с заданным относительным расширением составит

$$\varepsilon_n = 1 - \frac{H_{ads}}{H_{ads}^n} (1 - \varepsilon) = 1 - \frac{1}{1,5} (1 - 0,4) = 0,6$$

ε - порозность неподвижного слоя, равная 0,4

$$\text{Преобразуя формулу } \varepsilon_n = \left(\frac{18\text{Re} + 0,36\text{Re}^2}{Ar} \right)^{0,21}, \quad (25)$$

Находим скорость восходящего потока жидкости, $V, \text{м/ч}$, обеспечивающей заданную порозность псевдооживленного слоя, где Ar - число Архимеда, определяемое по формуле

$$Ar = \frac{gd_{sb}^3 \gamma_{sb}^{ucm} - \gamma_b (1 - P_i)}{w^2 \gamma_b}, \quad (26)$$

где P_i - удельная пористость сорбента.

Подставляя числовые значения в формулы (25) и (26), получим:

$$\text{число Архимеда } Ar = \frac{9,8(0,5 \cdot 10^{-3})^3 1900 - 1000}{(1 \cdot 10^{-6})^2 1000} (1 - 0,5) = 552;$$

$$\text{порозность } 0,6^{4,762} = \frac{18\text{Re} + 0,36\text{Re}^2}{552},$$

где $\text{Re} = Vd_{sb}/W$ - число Рейнольдса, $\text{Re} = 2,57$.

Преобразуя число Рейнольдса, определим скорость потока $V, \text{м/ч}$:

$$V = \frac{\text{Re} \cdot W}{d_{sb}} = \frac{2,57 \cdot 1 \cdot 10^{-6}}{0,5 \cdot 10^{-3}} = 5,14 \cdot 10^{-3} = 18,5$$

Таким образом, для обеспечения полуторократного расширения псевдооживленного слоя АУ с размером частиц $0,5 \cdot 10^{-3} \text{м}$ ($0,5 \text{мм}$) скорость потока должна быть равна $18,5 \text{м/ч}$.

При диаметре адсорбера 3м его производительность q_w , равна, $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$q_w = \frac{\pi D^2}{4} V = \frac{3,14 \cdot 3^2}{4} 18,5 = 131$$

Часовой расход равен $(51,4/10) 131 = 673 \text{кг/ч}$. перепад давления в псевдооживленном слое АУ определяем по формуле, Н/м^2 :

$$\Delta P = g(\rho_u - \rho)(1 - \rho_i)(1 - \varepsilon_n)L_n = 9,81(1900 - 1000)(1 - 0,5)(1 - 0,6)4,5 = 7946$$

Для расчета адсорбционной аппаратуры в приложениях 1, 2 и 7, 8, 9 приводятся характеристики активных углей и неуглеродных природных сорбентов, выпускаемых на Украине. В таблице № 2 приведены инкременты стандартного уменьшения свободной энергии адсорбции из водных растворов некоторых структурных элементов и функциональных групп молекул органических веществ, часто встречающихся в сточных водах.

Таблица 2.

Ароматические соединения		Алифатические соединения	
Структурный элемент или функциональная группа	Теплота адсорбции, КДж/моль	Структурный элемент или функциональная группа	Теплота адсорбции, КДж/моль
СН (в бензольном кольце)	3,53±0,02	-СН ₂ (в спиртах и карбоновых кислотах)	2,18±0,08
СН (в нафталиновом кольце)	2,35±0,02	$\begin{matrix} \diagup & & \diagdown \\ & \text{C} = & \text{C} \\ \diagdown & & \diagup \end{matrix}$	0,88±0,04
-СН ₃	0,85±0,08	-ОН (при вторичном или третичном атоме)	0,25
-СН	0,042±0,04		
-NH	1,05±0,02		
Cl ₂	1,38±0,02	-ОН (при первичном атоме)	2,3±0,2
-NO ₂	2,59±0,08		
-SO ₃ H	1,13±0,08		
-С ₄ Н ₄ (второе кольцо в конденсированной системе)	2,3	-ОН (при наличии в цепи аминного азота)	0,25
Пиразолоновое кольцо	0,84	Cl (алиф.)	5,0±0,25

Производственная задача [20].

Вы в должности заведующего лабораторией шпалопропиточного завода. Необходимо рассчитать время защитного действия вновь установленного фильтра при очистке фенолсодержащих сточных вод и количество задерживаемого фенола.

Исходные данные.

Начальная концентрация фенола в воде $C_H=3500$ мг/л; скорость фильтрации $V=2,2$ м/ч; коэффициент защитного действия фильтра $K_{з.д}=22,5$; потеря времени защитного действия $\tau=6,5$; динамическая активность сорбента (активного угля) $a_{sb}=175$ кг/м³.

Порядок решения

Принимаем насыпные фильтры высотой $H=1$ м, площадью фильтрации $F=4$ м² и эмпирической константой $h=0,3$ м. Тогда продолжительность защитного действия фильтра будет

$$t_{з.д} = K_{з.д}H - \tau = 22,5 \cdot 1 - 6,5 = 16 \text{ ч.}$$

Количество фенола, сорбируемого фильтром за этот период,

$$M = (H - h)F \cdot a_{sb} = (1 - 0,3) \cdot 4 \cdot 175 = 490 \text{ кг.}$$

Проектная задача

Вы в должности главного инженера проекта по очистке сточных вод коксохимического завода. Необходимо определить эффект очистки сточных вод на одно-, двух-, и четырех ступенчатой сорбционной установке.

Исходные данные.

Расход сточных вод $Q=15\text{ м}^3/\text{сут}$; адсорбционная константа распределения сорбата (фенола) между сорбентами и раствором $K_{ads}=8000$; начальная концентрация сорбата (фенола) в растворе $C_{en}=350\text{ г/м}^3=0,35\text{ кг/м}^3$; $C_{sb}=1,3\text{ кг/м}^3$ -доза сорбента.

Проектное решение.

Определяем расход сорбента при одноступенчатой сорбционной очистке:

$$m_1 = C_{sb} \cdot Q = 1,3 \cdot 15 = 19,5 \text{ кг/ч.}$$

Расход сорбента может быть определен для одноступенчатого процесса из уравнения материального баланса

$$m = \frac{Q(C_{en} - C_{ex})}{a}, \text{ где } m - \text{ расход сорбента, т;}$$

Q - объем сточных вод, м^3 ;

C_{en} - и C_{ex} - начальная и конечная концентрации загрязнений в сточной воде, кг/м^3 ;

a - коэффициент адсорбции.

Определяем концентрацию фенола (сорбата) в сточных водах после одноступенчатой сорбционной очистки:

$$C_1 = \frac{Q}{Q + K_{ads} \cdot m_1} C_{en} = \frac{15000 \cdot 0,35}{15000 + 8000 \cdot 19,5} = 0,031 \text{ г/л} = 31 \text{ мг/л.}$$

Расход сорбента на каждой ступени при 2^х ступенчатой и 4^х ступенчатой очистке будет

$$m_2 = m_1 / n = 19,5 / 2 = 9,75 \text{ кг/ч}$$

$m_4 = m_1 / n = 19,5 / 2 = 4,88 \text{ кг/ч}$, где n - число ступеней в сорбционной установке.

Концентрации фенола C_2 и C_4 соответственно после двух- и четырехступенчатой очистки составляют:

$$C_2 = \left(\frac{Q}{Q + K_{ads} \cdot m_2} \right)^n C_{en} = \left(\frac{15000}{15000 + 8000 \cdot 9,75} \right)^2 0,35 = 0,0091 \text{ г/л} = 9,1 \text{ мг/л.}$$

$$C_4 = \left(\frac{Q}{Q + K_{ads} \cdot m_4} \right)^n C_{en} = \left(\frac{15000}{15000 + 8000 \cdot 4,88} \right)^4 0,35 = 0,0021 \text{ г/л} = 2,1 \text{ мг/л.}$$

Определим эффект очистки сточных вод соответственно на одно-, двух- и четырехступенчатой сорбционной установке:

$$\mathcal{E}_1 = (C_{en} - C_1) 100 / C_{en} = (350 - 31) 100 / 350 = 91,1\% .$$

$$\mathcal{E}_2 = (C_{en} - C_2) 100 / C_{en} = (350 - 9,1) 100 / 350 = 97,4\% .$$

$$\mathcal{E}_4 = (C_{en} - C_4) 100 / C_{en} = (350 - 2,1) 100 / 350 = 99,4\% .$$

5.4 Сорбционные установки для удаления из сточных вод катионов меди и свинца с применением доломита.

Природный доломит состава $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ применяют для очистки сточных вод от катионов меди и свинца [12]. Вступая с ними в химическую реакцию, он образует труднорастворимые соединения:

- $\text{Cu}_2(\text{OH})_2\text{CO}_3$ – произведение растворимости $1,7 \cdot 10^{-34}$;
- CuCO_3 – произведение растворимости $2,5 \cdot 10^{-10}$;
- $\text{Pb}_2(\text{OH})_2\text{CO}_3$ – нерастворим;
- PbCO_3 – произведение растворимости $7,49 \cdot 10^{-14}$.

Доломит труднорастворим в воде (произведение растворимости $\text{CaCO}_3 - 4,8 \cdot 10^{-9}$, $\text{MgCO}_3 - 2,1 \cdot 10^{-5}$). Сточные воды можно очищать в динамических условиях на доломитовых фильтрах, либо в статистических условиях с применением порошкообразного доломита при кислой реакции среды. После контакта с доломитом очищенные стоки нейтрализуются.

Расход доломита определяют по следующим реакциям:

- для катионов меди
$$2\text{Cu}^{2+} + \text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{Cu}(\text{OH})_2 + \text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+} + 2\text{CO}_2;$$
$$4\text{Cu}^{2+} + \text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{Cu}_2(\text{OH})_2\text{CO}_3 + \text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+};$$
 - для сульфата меди
$$2\text{CuSO}_4 + \text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{Cu}(\text{OH})_2 + \text{CaSO}_4 + \text{MgSO}_4 + 2\text{CO}_2;$$
 - для нитрата меди
$$2\text{Cu}(\text{NO}_3)_2 + \text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{Cu}(\text{OH})_2 + \text{Ca}(\text{NO}_3)_2 + \text{Mg}(\text{NO}_3)_2 + 2\text{CO}_2;$$
 - для хлорида меди
$$2\text{CuCl}_2 + \text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{Cu}(\text{OH})_2 + \text{CaCl}_2 + \text{MgCl}_2 + 2\text{CO}_2$$
- и т.д. для солей других металлов;
- для катионов свинца
$$2\text{Pb}^{2+} + \text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{Pb}(\text{OH})_2 + \text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+} + 2\text{CO}_2;$$
$$4\text{Pb}^{2+} + \text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3 + 4\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{Pb}_2(\text{OH})_2\text{CO}_3 + \text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+};$$

В случаях присутствия катионов свинца в кислой среде параллельно происходит нейтрализация кислот.

Начальная крупность загрузки фильтра 3–8 см. Фильтрование воды следует производить сверху вниз с расчетной скоростью не более 5 м/ч, продолжительность контакта не менее 10 мин. Если медь и свинец находятся в сернокислой среде, то допускаемая концентрация H_2SO_4 на доломитовые фильтры во избежание их загипсовывания не должна превышать 5 г/л.

При использовании порошкообразного доломита доза его принимается равной 140–150% относительно необходимой, рассчитываемой по приведенным реакциям, так как при сухом

дозировании реакция между твердой и жидкой фазами идет не до конца и более медленно. Продолжительность контакта очищаемой сточной воды с порошкообразным доломитом при энергичном перемешивании принимается не менее 30мин.

Характеристика активных углей

Характеристика активированного угля	Марка активированного угля										
	ДАК	АГ-2	АГ-3	АГ-5	КАД-иодный	КАД-молотый	БАУ	АР	СКТ	ОУ-А, сухой щелочной	ОУ-Б, влажный кислый
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Основной размер зерен (более 90%), мм	1,0-3,6	1,0-3,5	1,5-2,5	1,0-1,5	1,0-1,5	0,04	1,0-3,6	3,5	1,5-2,7	Порошок	Порошок
РН водной вытяжки	7-8	7-8	7-8	7-8	7-8	7-8	7-8	7-8	6	8	4-6
Удельный объем пор, см ³ /г:			0,8-1		1,0-1,3		1,5-2,1		0,8-1,0		
общий			0,41-	0,8-1	0,51-		1,19-	0,6-0,7	0,8-1,0	-	
макропор (0,1-,004мкм)	1,45	0,6	0,52	0,46	1,0		1,8	0,3-0,5	0,27	-	1,8
мезопор (0,0015-,004мкм)	1,23	0,22	0,12-	0,18	0,11-	0,09	0,08-	0,06-	0,2	0,2	0,15
микропор (менее 0,004мкм)	0,04	0,05	0,16	0,43-	0,15	0,11-	0,16	0,07	0,51	0,26-	0,35
	0,17	0,3	0,32-	0,45	0,29-	0,23	0,23-	0,28-		0,38	
			0,42		0,34		0,35	0,33			
Удельная поверхность мезопор, м ² /г	-	33	-	-	110	64	57	48	108	138	
Плотность, г/см ³											
кажущаяся	0,4-0,5	0,8-0,9	0,8-0,9	0,8-0,9	0,55-		0,4-0,5	1	-	-	-
истинная	1,8	2	2	2	0,65		1,8	1,95	-	-	-
насыпная	0,23	0,6	0,45	0,45	2,1		0,22-	0,6		0,42	0,44
					0,45		0,35				
Структурные константы:											
W ₁ , см ³ /г	0,17	0,2	0,3	0,25-	0,23	0,12	0,22-	0,3	0,45-	-	-
W ₂ , см ³ /г		0,13		0,3	0,13		0,27		0,56		
B ₁ , град ⁻²	0,64	0,67	0,7-0,8	0,7-0,8	0,7	1,08	0,55-	0,7-0,8	0,6-	-	-
B ₂ , град ⁻²		2,5					0,7		0,85		

Продолжение приложения N1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Влажность, %	10	5	5	5	10	10	10	15	8	-	-
Прочность на истирание, %	70	75	75	75	90		70	90	70	-	-
Оптовая цена, руб/т (на 1990г)	790	750	660		485	400	1260- 1340	835- 1010	860	101 0	1200

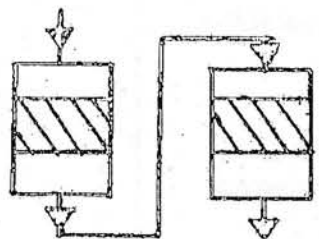
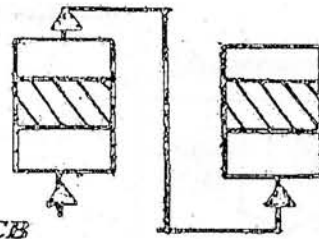
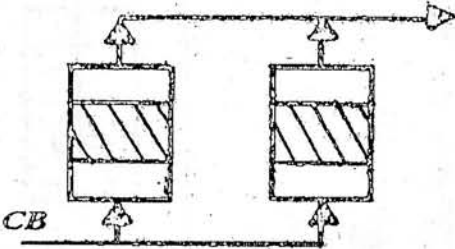
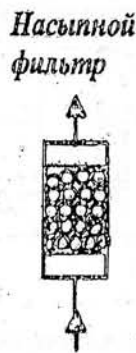
Характеристика некоторых неуглеродных природных сорбентов

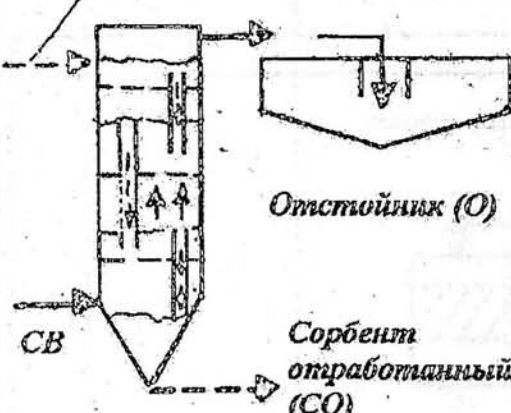
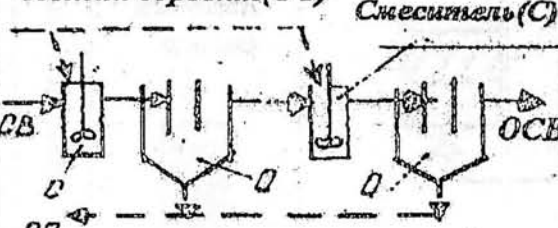
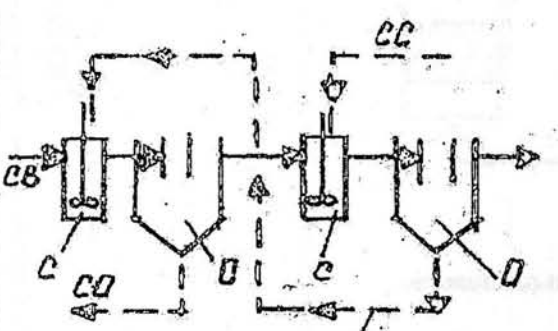
Группа		2чэфф, нм	Сорбционные характеристики						Катионо- обменная емкость (рН ~ 7)	
			по N ₂ (БЭТ)		по H ₂ O		по C ₆ H ₁₄			
			S _Σ , м ² /г	V _Σ , см ³ /г	S _Σ , м ² /г	V _Σ , см ³ /г	S _Σ , м ² /г	V _Σ , см ³ /г		
I	Диатомит	0,98*	17,2	0,58						
		1,32*	14,5	1,6						
		2,0*	10,5	2,4						
	Опока		90	0,43						
			92	0,44						
	Трепал	2,0*	32,6	0,74						
		3,2	75	0,7						
II	Вермикулит	1,5-2,0	-	-	471	0,18	14	0,03	1,45	
		Гидрослюда	0,05-0,1	-	-	157	0,25	125	0,25	0,26
						112	0,13	54	0,07	0,14
	Каолинит	1-1,5	20	-	11	0,04	10	-	0,01	
		0,02-0,5	-	0,35	94	0,23	69	0,17	0,25	
	Монтмориллонит	0,05-0,5	-	0,12	428	0,37	3,6	0,05	1,0	
		0,05-0,3	-	0,13	311	0,3	60	0,07	0,71	
	Палыгорскит	0,01-0,2		0,48	302	0,45	153	0,29	0,24	

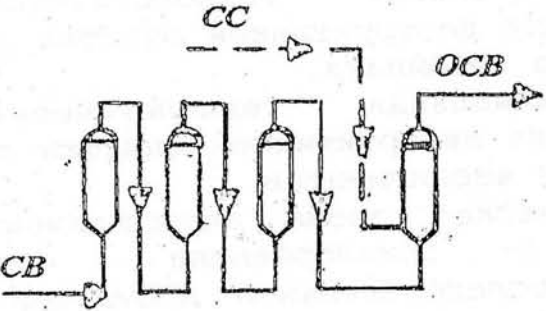
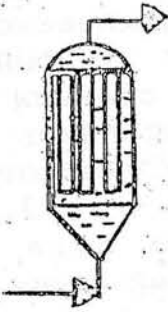
Примечание: * - для пылевидных материалов даны $d_{экв}$ в мкм.

r - радиус пор, нм; S - площадь поверхности, м²/г; V - объем, см³/г.

Основные схемы адсорбционной очистки

Вид схемы	Диаметр зерна сорбента, мм	Схема адсорбционной очистки	Тип адсорбера	Вид регенерации сорбента	Область применения
1	2	3	4	5	6
И	0,8 1,5	<p><i>а - последовательная с нисходящим потоком</i></p>  <p><i>б - последовательная с восходящим потоком</i></p>  <p><i>в - параллельная</i></p>  <p><i>СВ - сточные воды</i></p>	 <p>Насыпной фильтр</p>	<p>Химическими реагентами, паром</p> <p>Регенеративная очистка воды</p>	<p>Перед другими методами (биологическими и др.) или как доочистка</p>

1	2	3	4	5	6
II	0,25-2,5	<p>Подача сорбента</p> <p>Очищенные СВ(ОСВ)</p>  <p>Отстойник (О)</p> <p>Сорбент отработанный (СО)</p>	Адсорбер с псевдооживлением сорбента	Термическая	Деструктивная очистка воды
III	0,05-0,5	<p>а - прямоточная свежий сорбент(СС)</p> <p>Смеситель(С)</p>  <p>б - противоточная</p>  <p>час - час</p> <p>час - частично отработанный сорбент</p>	Аппарат с мешалкой	Термическая или без регенерации	Деструктивная очистка воды
<p>При совместном удалении химических и взвешенных веществ из общего стока завода</p>					
<p>Глубокая очистка воды, оборотное водоснабжение</p>					

1	2	3	4	5	6
IV	0,1- 0,02 и ме- нее		<p style="text-align: center;"><i>Намынные, натронные фильтры</i></p> 	<i>Термическая или без регенерации</i>	<i>Деструктивная очистка воды</i>
					<i>То же</i>

Технологические схемы очистки сточных вод с применением сорбционных методов

1. $\frac{628}{0-95}$ Очистка производственных сточных вод. Под редакцией

Турского Ю.И. и Филиппова. Ло «Химия», 1967.

Рис. VI-22. Принципиальная технологическая схема адсорбционной станции для деструктивной очистки сточных вод Рубежанского химического комбината.

Рис. VI-23. Принципиальная технологическая схема адсорбционной станции для деструктивной очистки сточных вод производства азолаков и азокпигментов.

Рис. VI-21. Технологическая схема адсорбционной очистки сточных вод от 2,4,5- трихлорфенола с регенерацией активированного угля последовательной промывкой раствором щелочи и горячей воды.

Рис. VI-20. Технологическая схема локальной адсорбционной установки для очистки сточных вод от уксусной кислоты с регенерацией угля горячим воздухом или дымовыми газами.

Рис. VI-19. Технологическая схема локальной адсорбционной установки для очистки сточных вод от соединений летучих с перегретым водяным паром.

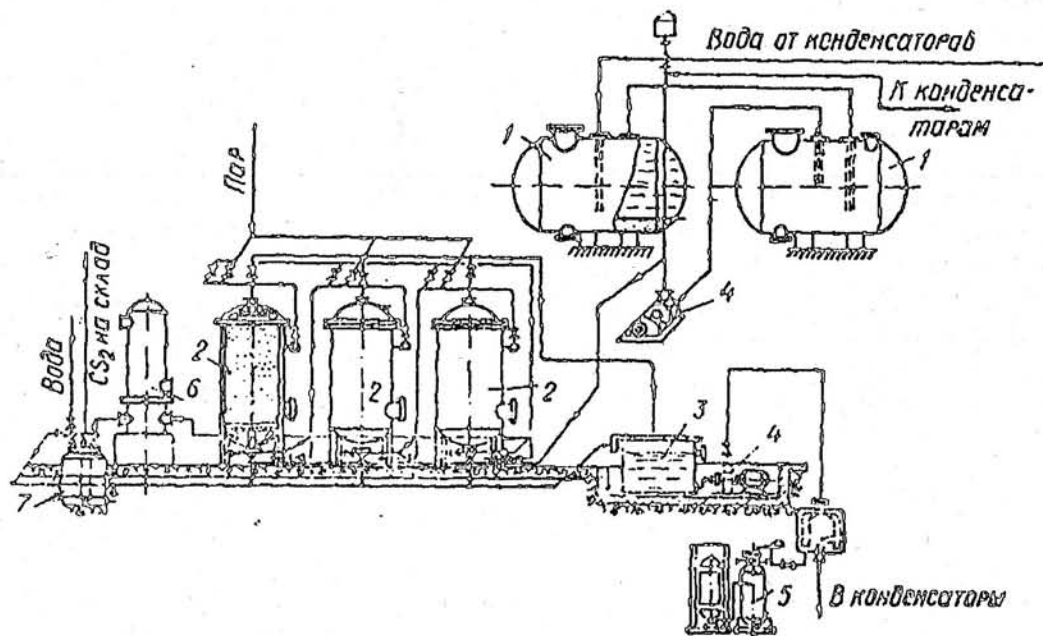


Схема очистки сточных вод от сероуглерода и сероводорода адсорбцией:

1 – сборные баки; 2 – фильтры-адсорберы; 3 – бак очищенной воды; 4 – насосы; 5 – хлораторная установка; 6 – холодильник; 7 – сборник сероуглерода.

Характеристика напорных патронных фильтров

Фильтрующий элемент		Диаметр, мм		Длина, мм		Размер пор, мм	
Тип	Конструкция	наруж- ный	внутре- нный	общая	полез- ная	макси- мальный	средний
1	2	3	4	5	6	7	8
ФЭ-1	Спирально-щелевой патрон из навитой проволоки	50	38	290	255	200	200
ФЭ-2	ФЭ-1 с капроновым чехлом из ткани артикула 76	50	38	290	255	91	82
ФЭ-3	То же, с двойным капроновым чехлом	50	38	290	255	45	41
ФЭ-4	ФЭ-1 с капроновым чехлом из ткани артикула 56027	50	38	290	255	31	24
ФЭ-5	ФЭ-1 с лавсановым чехлом из ткани артикула 56049	50	38	290	255	30	20
ФЭ-6	Керамический пористый патрон	50	30	230	200	105	90
ФЭ-7	То же, но разные предприятия-изготовители патронов	50	30	230	200	82	70
ФЭ-8	То же (40мкм)	50	30	230	200	50	40
ФЭ-9	Металлокерамический пористый патрон из нержавеющей стали, изготовленный методом проката	56	52	280	263	48	30
ФЭ-10	То же, из титана, изготовленный методом гидростатического пресования	60	52	255	245	43	28

Примечание. Наибольшей проницаемостью обладает патрон ФЭ-1, а наименьшей - ФЭ-9.

Приложение №6

Технологические параметры для расчета
 Фильтр для очистки сточных вод от нефтепродуктов
 Типа «Автопелен 2СТ»

Габаритные размеры, мм (длина, ширина, высота)	1622x1375x3049	2040x1685x4054
Рабочая среда - сточные воды, содержащие:		
- нефтепродуктов, мг/дм ³	не более 200	не более 200
- взвешенных веществ, мг/дм ³	не более 50	не более 15
Рабочее давление, Мпа	не более 0,07	атмосферное
Производительность, м ³ /ч	до 15	до 15
Скорость фильтрования, м/ч	до 15	до 15
Направление фильтрования	снизу вверх	снизу вверх
Объем фильтра, м ³	1,2	2,7
Фильтрующий материал	крошка пенополипропиленовая марки 40 или 75 ТУ6-05-1688-79	
Размер фильтрующей загрузки, мм	15-20	15-20
Высота фильтрующего слоя, м	0,75	1,5
Плотность загрузки фильтрующего слоя, кг/м ³	50-60	50-60
Грязеемкость фильтрующего слоя, кг/м ³	50	100
Потери напора в фильтрующем слое, м		
- в начале фильтроцикла	0,5	1,0
- в конце фильтроцикла	0,7	1,4
Ход поршня, м	0,6	0,75
Регенерация фильтрующего слоя	водяная промывка с механическим отжатием	Водовоздушная промывка
Усилия сжатия фильтрующего слоя поршнем, т	1-3	
Эффект очистки:		
- по взвешенным веществам, %	80	85
- по нефтепродуктам, %	92-93	93-94

Технологические параметры для расчета фильтра для
обезмасливания сточной воды

Антрацитовый фильтр

- скорость фильтрования, м/час - 7-8
- высота фильтрующего слоя, м - 1-2
- крупность загрузки, мм - 1-2
- расход реагентов для сточной воды, г/м³
18%-ного водного сульфата алюминия - 40
100%-ного едкого натрия - 14,3

Гидроокись алюминия готовится в отдельном баке путем смешения растворов сернокислого алюминия и едкого натрия с последующей отмывкой гидроокиси от легкорастворимого сульфата натрия. Зарядка фильтра свежей гидроокисью алюминия производится 1 раз в сутки. Перед зарядкой фильтр освобождается от отработанной гидроокиси путем промывки его обезмасленными сточными водами снизу вверх.

- сопротивление фильтра при остановке на промывку ати - 2
- скорость фильтрования при промывке, мин - 30
- остаточная концентрация (степень очистки) сточных вод, мг/л:
 - нефтепродуктов - не более 10 (до очистки 40 мг/л и более)
 - взвешенных веществ - не более 5 (« » 14 и более), но незначительно.

Угольный фильтр

- скорость фильтрования, м/час - 5
- емкость поглощения активированного угля по нефтепродуктам, г/кг - 250
- высота слоя угля в фильтре, м - 2,2-2,8
- крупность загрузки, мм - 1-3,5
- сопротивление фильтра при скорости фильтрования сточных вод 5м/час, ати - 0,5

После истощения емкости поглощения масла активированный уголь извлекается из фильтра и сжигается (регенерации не подвергается). В процессе эксплуатации полезно активированный уголь периодически взрыхлять осветленными сточными водами.

- остаточная концентрация (степень очистки), мг/л:
 - нефтепродуктов - меньше 5 (до очистки возможно ≥ 40)
 - взвешенных веществ - меньше 3 (до очистки возможно ≥ 14).

Рисунки и чертежи сорбционных установок для очистки сточных вод от нефтепродуктов.

66
Р61

Роев Г.А., Юфин В.А. Очистка сточных вод и вторичное использование нефтепродуктов - М:Недра, 1987

Рис.57 Напорный фильтр горизонтальный.

Рис.58 Напорный кварцевый фильтр вертикальный.

Рис.59 Безнапорный песчаный открытый фильтр.

Рис.64 Коалесцирующий фильтр-отстойник.

Сорбция радиоактивных изотопов некоторыми природными
минералами и органическими материалами

Сорбент	pH	K_d					
		^{137}Cs	^{90}Sr	^{144}Ce	$^{95}\text{Zr}-^{95}\text{Nb}$	^{106}Ru	^{131}I
иотит	7,7	$3,9 \cdot 10^2$	—	—	$6 \cdot 10^3$	26,0	—
Мусковит	7,7	$3,4 \cdot 10^2$	19,6	—	—	$2,8 \cdot 10^2$	—
Вермикулит	7,4	$3,8 \cdot 10^2$	37,8	$5,4 \cdot 10^3$	$8,2 \cdot 10^3$	12,0	21,0
Глауконит	7,4	$1,9 \cdot 10^3$	5,0	—	$6 \cdot 10^3$	88,0	—
Каолинит	7,6	65,0	37,7	$3 \cdot 10^4$	—	$2,0 \cdot 10^3$	—
Монмориллонит	7,5	$9,7 \cdot 10^2$	$1,8 \cdot 10^3$	$3 \cdot 10^4$	$6 \cdot 10^3$	$4,5 \cdot 10^3$	—
Апатит	7,6	15,4	13,4	—	—	$1,7 \cdot 10^2$	31,0
Фосфорит	6,8	$1,4 \cdot 10^3$	39,0	$1 \cdot 10^3$	$4,2 \cdot 10^3$	$4,4 \cdot 10^2$	—
Пиролюзит	7,2	$8,2 \cdot 10^2$	$2,2 \cdot 10^2$	$5,1 \cdot 10^4$	$1,2 \cdot 10^3$	$9 \cdot 10^2$	10,0
Известняк	7,7	$1,6 \cdot 10^3$	13,8	$2 \cdot 10^4$	—	—	—
Торф	4,1	28,0	76,0	$2,6 \cdot 10^3$	—	$4,0 \cdot 10^2$	$1,1 \cdot 10^2$
Сланец	7,7	$9,2 \cdot 10^2$	19,6	$2,3 \cdot 10^4$	$8 \cdot 10^3$	$8,9 \cdot 10^2$	1,0
Древесные опилки	6,8	20,0	36,8	$2,5 \cdot 10^3$	—	40,8	1,0
Лигнин	4,2	21,4	—	$2,5 \cdot 10^3$	—	—	17,2

Сорбция радиоактивных изотопов некоторыми сорбентами
на основе природных минералов

Сорбент	pH	K_d					
		^{137}Cs	^{90}Sr	^{144}Ce	$^{95}\text{Zr}-^{95}\text{Nb}$	^{106}Ru	^{131}I
Уголь:							
КАД-иодный	6,4	17,0	34,0	$4,2 \cdot 10^3$	$6 \cdot 10^3$	$6 \cdot 10^3$	$4 \cdot 10^3$
БАУ	6,6	15,1	48,0	$4,5 \cdot 10^3$		$9,1 \cdot 10^2$	$5,2 \cdot 10^2$
активированный из лигнина	6,3	8,8	-	$4 \cdot 10^3$	$1 \cdot 10^4$	$5,2 \cdot 10^3$	$2,1 \cdot 10^3$
Карбонизированный лигнин	6,6	10,1	-	$1,2 \cdot 10^3$			58,0
Сланцевый кокс	6,9	$2 \cdot 10^2$	36,2	$6,3 \cdot 10^3$	$3,6 \cdot 10^3$	$8,8 \cdot 10^2$	15,0
Органо-минеральный сорбент на основе торфа и глины	5,7	84,0	$1,1 \cdot 10^2$			$4,2 \cdot 10^2$	
Коллактивит:							
торфяной	3,0	58,3	$2,7 \cdot 10^2$	$3 \cdot 10^3$	$2,8 \cdot 10^3$	$5,3 \cdot 10^2$	$1,8 \cdot 10^3$
сланцевый	3,0	$1,8 \cdot 10^2$	35,0		$2,8 \cdot 10^3$	45,0	$5,8 \cdot 10^2$

Сорбция радиоактивных изотопов некоторыми искусственными
неорганическими сорбентами

Сорбент	pH	K_d					
		^{137}Cs	^{90}Sr	^{144}Ce	$^{95}\text{Zr}-^{95}\text{Nb}$	^{106}Ru	^{131}I
Цеолит:							
NaA	7,8	$5,5 \cdot 10^3$	$8,7 \cdot 10^4$	$3,3 \cdot 10^3$	$9,2 \cdot 10^3$	$2 \cdot 10^2$	—
NaX	7,8	$4,5 \cdot 10^3$	$9,8 \cdot 10^4$	$9 \cdot 10^3$	$1,8 \cdot 10^4$	$2 \cdot 10^2$	—
Силикагель	7,3	$3,26 \cdot 10^2$	43,4	$1 \cdot 10^3$	—	$1,4 \cdot 10^2$	—
Ферроцианид, меди	7,2	$4,8 \cdot 10^4$	27,4	$1,1 \cdot 10^3$	—	$9,4 \cdot 10^2$	$7,6 \cdot 10^2$

Литература

1. СНиП 2.04.03-85. Канализация. Наружные сети и сооружения. Госкомстрой. М, 1986.
2. Тезисы докладов Всесоюзной научно-технической конференции «Основные направления развития водоснабжения, водоотведения, очистки природных и сточных вод и обработки осадков». Части I и II, Харьков, 1986.
3. $\frac{628}{С50}$ Смирнов А.Д. Сорбционная очистка воды. Химия - Ленинград. 1982.
4. Ласков Ю.М., Воронов Ю.В., Калицун В.И. Примеры расчетов канализационных сооружений. -М: Стройиздат, 1987.
5. Водоотводящие системы промышленных предприятий. Яковлев С.В. и др. -М:Стройиздат, 1990.
6. Тезисы докладов межгосударственной конференции «Химия радионуклидов и металл-ионов в природных объектах», АН Беларусь, Минск, 1992.
7. Химия и технология воды. Т.18, №1, 1996, с.74-83.
8. $\frac{628}{091}$ Очистка и контроль сточных вод предприятий цветной металлургии. М:Металлургия, 1983.
9. $\frac{628}{Т38}$ Технические записки по проблемам воды. «Дегремон», т.1-М:Стройиздат, 1983.
10. Пути совершенствования водоочистки. Тематическая подборка, УНИИИ, -Киев, 1089.
11. Химия и технология воды. Т.18, №1, 1996, с.64-67.
12. $\frac{66}{Р61}$ Роев Г.А., Юфин В.А. Очистка сточных вод и вторичное использование нефтепродуктов. М:Недра, 1987.
13. $\frac{628}{К72}$ Костюк В.И., Карнаух Г.С. Очистка сточных вод машиностроительных предприятий. Киев:Техника, 1990.
14. $\frac{72(035)}{С74}$ Справочник проектировщика. Канализация населенных мест и промышленных предприятий. - М:Стройиздат, 1981.
15. Долина Л.Ф. Использование природных цеолитов Украины для доочистки сточных вод железнодорожного транспорта от радионуклидов. Тезисы докладов межгосударственной конференции «Химия радионуклидов и металл-ионов в природных объектах», АН Беларусь, Минск, 1992.

16. 628(035)
П79 Проектирование сооружений для очистки сточных вод. Справочное пособие к СНиП.-М:Стройиздат, 1990.
17. Химия и технология воды. Т.16, №1, 1994, с.37-48.
18. Стахов Е.А. Очистка нефтесодержащих сточных вод предприятий хранения и транспорта нефтепродуктов.- Ленинград:Надра, 1983.
19. Долина Л.Ф. Проектирование станции очистки производственных сточных вод. Часть II. Флотационные методы очистки производственных сточных вод. ДИИТ,- Днепропетровск, 1992.
20. Долина Л.Ф. Сборник производственных задач и ситуаций для проведения «деловых игр» и проектно-технологических расчетов по курсу «Водоотведение и очистка сточных вод». Часть II. Очистка производственных сточных вод предприятий железнодорожного транспорта.-Днепропетровск:ДИИТ, 1989.