



ДОНСКОЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ  
УПРАВЛЕНИЕ ДИСТАНЦИОННОГО ОБУЧЕНИЯ И ПОВЫШЕНИЯ  
КВАЛИФИКАЦИИ

Кафедра «Водоснабжение и водоотведение»

**Учебное пособие  
по выполнению курсового  
проекта  
по дисциплине**

**«Малоотходные технологии»**

Автор  
Вильсон Е.В.

Ростов-на-Дону, 2016

## Аннотация

В учебном пособии приводятся основные методологические приемы выполнения курсового проекта. Представлен алгоритм определения рациональной технологической схемы очистки сточных вод промпредприятий в зависимости от специфики производства, состава и степени дисперсности загрязняющих веществ сточных вод. Описаны назначения сооружений по очистке сточных вод и даны формулы для расчета необходимой степени очистки производственных сточных вод для сброса в городской коллектор или выпуска в водоем, а также формулы расчета сооружений, представлены примеры расчета сооружений. Изложены основополагающие сведения о свойствах осадков, образующихся в процессе очистки сточных вод и методах их обработки. Приводятся данные о достижениях российских и зарубежных исследователей за последние годы в области совершенствования процессов и сооружений для очистки сточных вод и утилизации осадков.

Предназначено для бакалавров всех форм обучения и иностранных студентов по направлению 08.04.01 «Строительство» профиль подготовки «ВиВ».

## Автор



К.т.н, доцент кафедры  
«Водоснабжение и  
водоотведение»  
Вильсон Е.В.

## Оглавление

Введение .....	4
1. Состав и объем курсового проекта. Форма защиты курсового проекта .....	7
2. Исходные данные к курсовому проекту .....	9
3. Краткое описание технологического процесса производства. Места образования сточных вод.....	11
4. Определение степени очистки ПСВ .....	13
5. Выбор и обоснование технологической схемы очистки ПСВ ....	15
5.1. Методы очистки производственных сточных вод ....	15
5.2. Алгоритм выбора технологической схемы очистки сточных вод .....	22
5.3. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «1» .....	24
5.4. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «2» .....	73
5.5. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «3» .....	79
5.6. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «4» .....	85
5.7. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «5» .....	101
5.8. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «6» .....	103
5.9. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «7» .....	119
6. Обеззараживание очищенной воды .....	140
7. Обработка осадков производственных сточных вод .....	141
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК .....	155

## ВВЕДЕНИЕ

Любое производство связано с потреблением водных ресурсов. Вода может либо входить в состав продукции, либо служить в производственных целях в качестве теплоносителя, реакционной среды и пр. В результате природная вода получает загрязнения, которые изменяют ее состав и свойства. Чтобы предотвратить возникновение стабильных процессов деградации и сукцессии природных гидросистем, производственные сточные воды должны быть подвергнуты очистке. Под очисткой производственных сточных вод подразумевается их обработка различными методами с целью разрушения или извлечения, содержащихся в них минеральных и органических веществ до степени, позволяющей сбрасывать эти воды в водоёмы и водотоки или повторно их использовать для производственных целей. Технологические схемы очистки производственных сточных вод можно условно разделить на технологические схемы, предусматривающие и не предусматривающие биологические методы очистки сточных вод. В первом случае биологические методы, как правило, совмещают с механическими, физико-химическими, химическими, электрохимическими методами, используемыми на стадиях предочистки или доочистки сточных вод. Во втором случае физико-химические, химические, электрохимические методы очистки являются основными производственными процессами по очистке сточных вод. Очистка производственных сточных вод предполагает высокую вариабельность технологических решений. Главная задача технолога заключается в поиске оптимального решения, в основе которого лежат принципы целесообразности, технологической и экономической эффективности, надежности. При выполнении курсового проекта технологическая схема определяется с учетом «алгоритма выбора технологической схемы очистки сточных вод», представляющего собой блок-схемы, по которым можно определить не только очередность сооружений, входящих в технологическую схему очистки, но и альтернативные сооружения, то есть сооружения, которые выполняют принципиально одинаковую функцию. Предпочтительность альтернативных сооружений должна быть определена с учетом специфики загрязняющих веществ производственных сточных вод (концентрации, степени дисперсности и пр.). Например, жиросеиватель, нефтеловушка и флотатор предназначены, прежде всего, для удаления эфирорастворимых веществ. Однако и жиросеиватель и нефтеловушка без специальных устройств могут быть эффективно использованы для удале-

ния неэмульгированных веществ (соответственно жиры удаляют в жиरोуловителе, а нефтепродукты в нефтеловушке). Флотатор целесообразно использовать для удаления эмульгированных эфирорастворимых веществ. Как правило, в сточных водах эфирорастворимые вещества содержатся и в том и другом состоянии. Ориентировочно можно считать, что при концентрации эфирорастворимых веществ ниже 100 мг/л, целесообразно принимать флотатор. При концентрации жиров (нефтепродуктов) около 1000 мг/л и более, как правило, приходится устраивать две ступени очистки от жиров (нефтепродуктов): первая ступень – жиरोуловитель (нефтеловушка), вторая ступень сооружения для глубокой очистки от эфирорастворимых соединений – это может быть флотатор или, если в технологической схеме предусмотрена биологическая очистка – биокоагулятор. Следует иметь в виду, что биокоагулятор и флотатор выполняют двоякую роль, в этих сооружениях не только уменьшается концентрация эмульгированных эфирорастворимых веществ, но извлекаются также органические и минеральные вещества коллоидной степени дисперсности, поэтому в этих сооружениях снижается ХПК, БПК, а также концентрация взвешенных веществ, металлов и фосфора. При выборе технологической схемы очистки производственных сточных вод могут быть приняты не только альтернативные сооружения, но и альтернативные способы очистки. Например, производственные сточные воды с соотношением БПК/ХПК более 0,3, могут быть очищены как биологическим методом, так и физико-химическим. Наиболее дешевым методом является биологический, однако он не всегда может быть реализован, в частности из-за отсутствия достаточных площадей (в т.ч. для СЗЗ) на промплощадке. В каждом отдельном случае следует выполнять технико-экономическое сравнение вариантов. При выполнении курсового проекта технологическую схему следует согласовывать с преподавателем. Наиболее часто задача принятия альтернативных схем решается на этапах предварительной очистки сточных вод. На этапе доочистки выбор сооружения определяется в основном степенью дисперсности остаточных загрязняющих веществ и наличием заряда. Например, при необходимости доочистки от ионов применяют метод ионного обмена, при доочистке от органических веществ – метод сорбции, при необходимости снижения концентрации взвешенных веществ используют фильтрование через загрузку. В последнее время все более широко применяют мембранные технологии.

Целью практических занятий - выполнение курсового про-

## Водоснабжение и водоотведение

екта, является закрепление имеющихся знаний о методиках расчета нормативов сброса сточных вод в системы городской канализации и в водный объект, а также составление технологических схем и расчет локальных очистных сооружений канализации (ЛОС) промышленных предприятий.

В результате выполнения работы студенты должны: - знать и понимать: основные понятия и термины по водоотведению промышленных предприятий и охране водных объектов от загрязнения производственными сточными водами; типы промышленных сточных вод, их характеристики и методологию выбора технологических схем ЛОС; основы расчета сооружений; - уметь: разрабатывать схемы локальных очистных сооружений промышленных предприятий; производить подбор и компоновку сооружений и аппаратов для очистки сточных вод предприятий; выполнять расчет очистных сооружений и сооружений по обработке осадков сточных вод; работать с нормативной документацией и специальной литературой

## 1. СОСТАВ И ОБЪЕМ КУРСОВОГО ПРОЕКТА. ФОРМА ЗАЩИТЫ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Курсовой проект состоит из пояснительной записки и графической части.

Пояснительная записка состоит из 30 – 45 стр. и включает в себя следующие разделы:

- Задание к курсовому проекту (1-2 стр), в котором определены тип промышленного предприятия и вид производственных сточных вод, количество сточных вод или производительность промпредприятия по основному продукту (данные выдает преподаватель или студент выбирает вид предприятия по желанию, при этом исходные данные согласовывает с преподавателем);

- Введение (1-2 стр); - Краткое описание технологического процесса производства с указанием мест образования сточных вод;

- Определение степени очистки ПСВ (2 стр.);

- Выбор и обоснование технологической схемы очистки ПСВ (2-3 стр), состав очистных сооружений необходимо представить в виде блок-схемы с указанием эффективности очистки сточных вод по сооружениям;

- Расчет сооружений очистки ПСВ (25-20 стр);

- Выбор метода обработки осадков и расчет сооружений обработки осадка (3-5 стр);

- Заключение (1 стр);

- Список используемой литературы (1 стр).

Графическая часть представлена двумя (2) чертежами, первый включает компоновку сооружений (генплан, планы и разрезы зданий с размещенным оборудованием), второй – планы и разрезы отдельных сооружений. На чертежах допускается размещать технологические и балансовые схемы сооружений.

Заключительным этапом выполнения курсового проекта является его оформление и защита. Оформляют расчетную часть проекта в виде пояснительной записки (формат А4), в соответствии с ГОСТ 7.32 – 2001. Графическая часть выполняется на листах (формат А1).

Защиту проекта допускается проводить в виде презентации (в программе Microsoft Office PowerPoint), где отображаются исходные данные, характерные пояснения, расчеты и таблицы, а также схема локальных очистных сооружений (без масштаба), состоящая из планов или разрезов аппаратов, выстроенных в

Водоснабжение и водоотведение

логической последовательности по мере прохождения через них сточных вод. Продолжительность доклада 10-12 минут, с последующими ответами на вопросы.



## 2. ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ К КУРСОВОМУ ПРОЕКТУ

Загрязнённые производственные сточные воды промпредприятий содержат различные примеси, состав загрязнения определяется типом производства. В зависимости от доминирующего вида загрязнений, производственные сточные воды можно разделить на три группы: - загрязненные преимущественно минеральными примесями (предприятия металлургической, машиностроительной, рудно-и угледобывающей промышленности; заводы по производству минеральных удобрений, кислот, строительных изделий и материалов и др.); - загрязненные преимущественно органическими примесями (предприятия мясной, рыбной, молочной, целлюлозно-бумажной, микробиологической промышленности, химические предприятия органического синтеза, заводы по производству пластмасс, каучука и др.); - загрязненные минеральными и органическими примесями примерно в равных количествах (предприятия нефтедобывающей, нефтеперерабатывающей, нефтехимической, текстильной, легкой, фармацевтической промышленности, заводы по производству консервов, сахара, продуктов органического синтеза, бумаги, витаминов и др.). По степени агрессивности эти воды можно разделить на слабоагрессивные (слабокислые с  $pH = 6 - 6,5$  и слабощелочные с  $pH = 8 - 9$ ), сильноагрессивные (сильнокислые с  $pH < 6$  и сильнощелочные с  $pH > 9$ ) и неагрессивные (с  $pH = 6,5 - 8$ ).

В соответствии с вариантом выданного (или согласованного с преподавателем) задания к курсовому проекту по данным укрупненных норм водопотребления и водоотведения для различных отраслей промышленности в соответствующем разделе промышленности определяют тип выпускаемой продукции предприятия, виды технологических процессов, схемы водоснабжения и водоотведения, источники образования сточных вод. В укрупненных нормах водопотребления и водоотведения для различных отраслей промышленности находят таблицу «Характеристика сточных вод.» и выписывают состав и качество производственных сточных вод предприятия до очистки ( $C_{пр.}^i$ ), а из табл. «Укрупненные нормы ...» в этом же разделе – удельные нормы расходов хозяйственно-бытовых и производственных сточных вод, требующих очистки. Далее определяют расчетные расходы бытовых и производственных сточных вод,  $м^3/сут$  по формуле:

$$Q_{np}^{nn} = \frac{П \cdot q_{np.}}{N_d}, \text{ где } Q_{np}^{nn} - \text{ расчетный расход производственных}$$

Водоснабжение и водоотведение

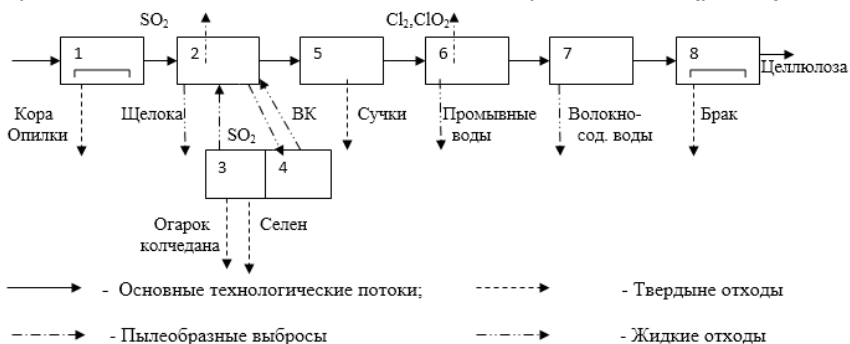
сточных вод предприятия,  $\text{м}^3/\text{сут}$ ;  $P$  – производительность предприятия, ед. продукции/год;  $q_{\text{пр}}$  – удельная норма расхода производственных сточных вод предприятия, подлежащих очистке,  $\text{м}^3/\text{ед. продукции}$ ;  $N_d$  – количество рабочих дней в году (250 или 365).

Характеристику загрязняющих веществ определяют по справочнику «Канализация населенных мест и промышленных предприятий», или по данным специальной литературы.

### 3. КРАТКОЕ ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА ПРОИЗВОДСТВА. МЕСТА ОБРАЗОВАНИЯ СТОЧНЫХ ВОД

В данном разделе курсового проекта целесообразно привести технологическую схему производственного процесса с указанием на ней мест образования производственных сточных вод.

Пример: рассмотрим технологический процесс сульфитного производства целлюлозы. Места образования отходов указаны на принципиальной технологической схеме производства (рис. 1)



**Рис. 1 Принципиальная технологическая схема сульфитного производства целлюлозы**

1- древесный цех, при сухой окорке образуются твердые отходы - кора деревьев, твердые опилки, крупная щепа;

2 - варочно-промывной цех, основными отходами этого цеха являются газообразный диоксид серы и жидкие промывные щелока. При варке целлюлозы до 50% органических веществ переходит в раствор, поэтому щелока являются концентрированными растворами. На органическую часть щелоков приходится до 80%. Отработанный сульфитный щелок имеет темно-бурый цвет, запах сернистой кислоты и кислую реакцию среды (pH 2,0 - 2,5);

3; 4 - кислотный цех и цех регенерации, в этих цехах образуются твердые отходы - огарок колчедана и селен, а также жидкие отходы от промывочных аппаратов, содержащие серные и сернистые отходы и механические примеси;

5 - очистной цех, главными отходами этого цеха являются грубые и тяжелые примеси - сучки и не разварившаяся щепа;

6 - отбельный цех, в этом цехе образуются преиму-

## Водоснабжение и водоотведение

щественно газообразные отходы - свободный газообразный хлор и двуокись хлора, а также жидкие отходы - промывные воды, загрязненные свободным и связанным хлором, соляной и сернистыми кислотами, взвешенными веществами в виде волокна, ртутью и ее солями;

7 - очистный цех после отбелики целлюлозы, в этом цехе отходы преимущественно жидкие, волокносодержащие, образуются после отмытки отбеленной целлюлозы, характеризуются наличием растворенных минеральных кислот, сернистого ангидрида, высоким содержанием взвешенных веществ. Щелочосодержащие сточные воды отбелочного цеха аналогичны по составу сточным водам варочного и промывочного цехов;

8 - промывочный цех, в этом цехе образуются в основном жидкие отходы, содержащие большое количество взвешенных веществ.

## 4. ОПРЕДЕЛЕНИЕ СТЕПЕНИ ОЧИСТКИ ПСВ

Для предприятий, размещенных в черте населенного пункта, рассчитывают допустимые концентрации (ДК) загрязняющих веществ, поступающих с производственными сточными водами в систему коммунальной канализации, а для предприятий, расположенных за чертой населенного пункта, определяют концентрации предельно допустимого сброса сточных вод в водные объекты (Слдс). Таким образом, в зависимости от выбранного места расположения предприятия должен быть рассчитан один из нормативов на сброс сточных вод: Слдс или ДК<sub>min</sub>.

### **Расчет концентрации предельно-допустимого сброса сточных вод в водный объект**

Общие условия выпуска сточных вод любой категории в поверхностные водоемы (реки, озера, водохранилища, моря) определяются порядком разработки нормативов ПДС сброса вредных веществ, по методическим указаниям утвержденным министерством природных ресурсов (04.10.99 №НМ-61/4694), согласно которых нормативы ПДС устанавливаются для каждого выпуска сточных вод проектируемых (реконструируемых) и действующих предприятий-водопользователей, исходя из условий недопустимости превышения ПДК вредных веществ в контрольном створе или на участке водного объекта с учетом его целевого использования, а при превышении ПДК в контрольном створе – исходя из условия сохранения (не ухудшения) состава и свойств воды в водных объектах, сформировавшихся под влиянием природных факторов. Расчет ведется с учетом лимитирующего показателя вредности, по формуле:

$$\sum_{i=1}^n \frac{C}{ПДК} \leq 1$$

### **Расчет допустимой концентрации сброса сточных вод предприятия в систему коммунальной канализации**

Расчет ведется в соответствии с требованиями нормативной документации "Правила приема производственных сточных вод в системы канализации населенных пунктов». Для определения величины допустимого сброса ингредиентов в городской коллектор можно воспользоваться следующим уравнением:

$$S_i = \frac{Q_{сop}}{Q_{np}} (S_{см} - S_{быт}) + S_{быт}, \text{ кг/сут};$$

При этом необходимую степень очистки по данному ингредиенту определяют по формуле:

$$n = \frac{S_i - ПДС}{S_i}.$$

## 5. ВЫБОР И ОБОСНОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ ОЧИСТКИ ПСВ

### 5.1. Методы очистки производственных сточных вод

Методы очистки сточных вод определяют исходя из степени дисперсности примесей и их состава. На рис. 2 представлены способы, наиболее часто используемые в технологическом процессе очистки производственных сточных вод.

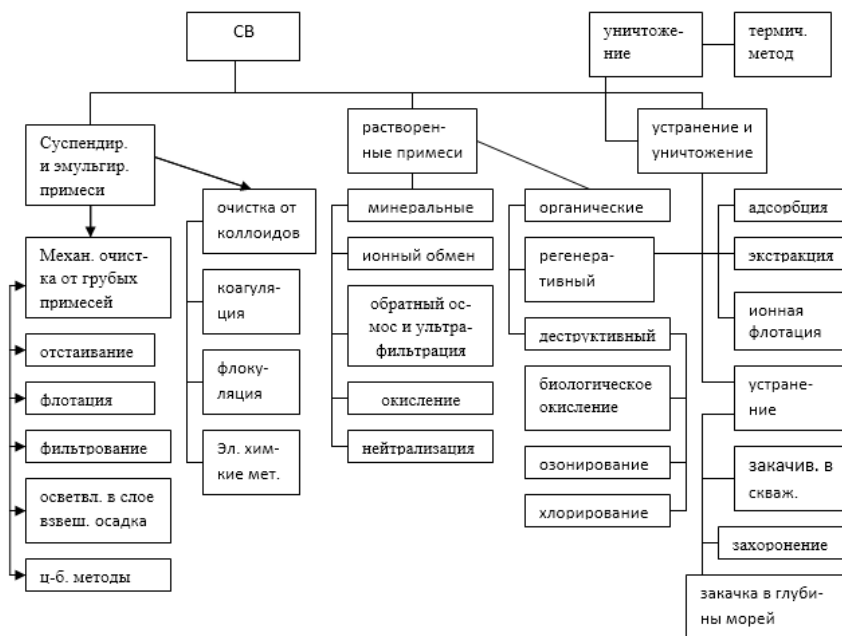


Рис. 2. Методы очистки производственных сточных вод

**Механическая очистка**—процеживание, отстаивание и фильтрация - применяется для выделения из сточных вод нерастворенных минеральных и органических примесей. Процесс полного осветления сточной воды завершается фильтрованием воды через слой зернистого материала (песка, антрацита, керамзита и горелых пород) с частицами различной крупности. Преимущество этих процессов заключается в возможности применения их при нормальной температуре и без добавления химических реагентов.

Эта очистка, как правило, является предварительным, реже окончательным способом обработки производственных сточных вод.

**Физико-химическая очистка** сточных вод основана на применении ряда процессов: коагуляции, сорбции, экстракции, эвапорации, флотации, ионного обмена, кристаллизации, диализа, дезактивации, дезодорации и обессоливания.

Коагуляция — осветление и обесцвечивание сточных вод с использованием реагентов (коагулянтов и флокулянтов), вызывающих превращение взвешенных и коллоидных веществ в хлопья с увеличением размера частиц, которые при осаждении (отстаивании) увлекают нерастворимые тонкодисперсные вещества в осадок.

**Сорбция** — выделение из сточной воды растворенных в ней органических веществ и газов путем концентрации их на поверхности твердого тела (адсорбция), либо путем поглощения вещества из раствора или смеси газов твердыми телами или жидкостями (абсорбция), или, наконец, путем химического взаимодействия растворенных веществ с твердым телом (хемосорбция).

**Экстракция** — выделение растворенных органических примесей, находящихся в сточных водах, путем обработки последних каким-либо не смешивающимся с водой растворителем — экстрагентом, в котором примеси, загрязняющие воду, растворяются лучше, чем в воде (например, количество растворенного фенола в бутилацетате в 12 раз больше, чем в воде).

**Эвапорация** — отгонка с водяным паром загрязняющих сточную воду растворенных веществ (например, летучего фенола из сточных вод коксохимических заводов).

**Флотация** — выделение из сточных вод примесей путем придания им плавучести за счет флотореагента, обволакивающего частички примесей и удаляемого из воды вместе с ними. При флотационной очистке применяют насыщение сточной воды пузырьками мелкодиспергированного воздуха. Частицы, содержащиеся в сточной воде (эмульгированная нефть, целлюлозно-бумажное волокно, шерсть и др.), прилипают к пузырькам воздуха и всплывают вместе с ними на поверхность воды, а затем удаляются из воды.

**Ионный обмен** — извлечение из водных растворов различных катионов и анионов при помощи ионитов — твердых природных или искусственных материалов, практически нерастворимых в воде и в органических растворителях, или искусственных смол, способных к ионному обмену. Ионообменная очистка позволяет в ряде случаев утилизировать ценные компоненты сточных



вод и обеспечить высокую степень их деминерализации.

**Кристаллизация** — очистка загрязненных стоков путем выделения загрязнений в виде кристаллов.

**Диализ** — разделение истинно растворенных веществ и коллоидов с помощью специальных мелкопористых перегородок, не пропускающих коллоиды.

**Деактивация** производственных сточных вод, содержащих радиоактивные вещества, производится путем их выдерживания перед спуском в водоем (при загрязнении короткоживущими изотопами) или путем удаления из сточных вод, взвешенных и растворенных радиоактивных веществ с долгоживущими изотопами.

**Дезодорация** — устранение запахов путем аэрирования, хлорирования и озонирования.

**Обессоливание** производственных сточных вод производится выпариванием, вымораживанием, ионным обменом и обратным осмосом.

Перечисленные методы физико-химической очистки производственных сточных вод во многих случаях предусматривают извлечение из них ценных веществ и поэтому относятся к так называемым регенерационным методам. Эти методы применяют, как правило, для наиболее концентрированных сточных вод.

**Деструктивные методы очистки используют в том случае**, когда методы выделения загрязняющих веществ экономически не выгодны или регенерируемые вещества не представляют технической ценности, или в качестве доочистки после регенерационных методов. Деструкцию можно осуществлять при помощи химических реагентов или биологическими агентами. При химическом воздействии происходят процессы: окисления и восстановления растворенных в воде примесей с получением нетоксичных или малотоксичных продуктов; превращения в нерастворимые в воде соединения; нейтрализация кислот и щелочей. Образующиеся при этом продукты удаляются из воды в виде газов или осадков.

**К химическим методам очистки** сточных вод относят также электрохимическую очистку, заключающуюся либо в разрушении содержащихся в сточных водах и отработанных растворах вредных примесей путем их электрохимического окисления на аноде, либо в регенерации ценных веществ (меди, железа и др.), которые могут быть возвращены в производство. Нередко обе задачи решаются одновременно. Метод биологического окисления используют в случае, если возможна биodeградация веществ.

**Биологическую очистку** осуществляют как в аэробных, так и в анаэробных условиях. Очищенные по этому методу производственные сточные воды отвечают санитарно-гигиеническим и рыбохозяйственным нормативам и могут быть спущены в водоем, нередко они могут быть использованы повторно на технологические нужды. Затраты на биологическую очистку зависят от состава стоков, они минимальны при очистке производственных стоков совместно с бытовыми и при небольшом разбавлении условно чистыми стоками. При совместной биологической очистке производственных и бытовых сточных вод предварительная механическая их очистка может производиться как совместно, так и отдельно.

Когда биологическая очистка не удовлетворяет повышенным санитарным и рыбохозяйственным требованиям, применяется дополнительная обработка сточных вод. В этих случаях они подвергаются глубокой очистке одним из следующих процессов: фильтрации, адсорбции, озонированию, флотации или их комплексному применению.

Производственные сточные воды, не поддающиеся очистке перечисленными выше методами, или если эти методы неприменимы по технико-экономическим показателям, подвергаются выпариванию, сжиганию или закачке в глубокие поглощающие пласты.

**Выпаривание** отработанных растворов чаще всего применяют при получении товарной продукции (например, в калийной и содовой промышленности) или для уменьшения объема вредных веществ (например, радиоактивных продуктов ядерного расщепления, получающихся на установках атомной энергии), а также для обессоливания воды.

**Сжигание** применяется для ликвидации особенно вредных сточных вод, не поддающихся очистке, и требует больших капитальных и эксплуатационных затрат. Этот метод эффективен при содержании в стоках большого количества органических веществ и их высокой температуре, что позволяет снизить расходы на топливо.

В настоящее время применение находит *закачка* в подземные горизонты наиболее загрязненных стоков химических производств. Закачка особенно целесообразна, если обеспечивается высокая поглощаемость скважин, а также при близком расположении скважин от химического предприятия, однако этот метод наименее удовлетворяет требованиям экологической безопасности.

**Отвод стоков в накопители** в большинстве случаев не

обеспечивает требуемой охраны водных ресурсов из-за фильтрации стоков в подземные горизонты и загрязнения открытых водоемов при опорожнении накопителей. Поэтому строительство накопителей необходимо ограничить.

В процессе очистки производственных сточных вод образуется значительное количество осадка, имеющего в некоторых случаях определенную ценность. До настоящего времени осадок часто обезвоживался путем естественной сушки на иловых площадках либо складировался в шламонакопителях. При этом задействовались большие площади вблизи промышленных предприятий. Некоторые предприятия ограничены площадями для строительства иловых площадок и шламонакопителей и не могут применять эти способы. Поэтому необходимо механическое обезвоживание осадка сточных вод с применением вакуум-фильтров, вибросит, фильтр-прессов и центрифуг.

После обезвоживания осадков их используют в производстве (металлургические шламы) или при очистке сточных вод в качестве фильтрующего материала (шлаки), в качестве реагента при нейтрализации или коагуляции сточных вод. Стабилизированный органический осадок используют для удобрения сельскохозяйственных угодий. Для органического осадка производственных сточных вод, который не может быть утилизирован, применяют сжигание. Сжигают, как правило, обезвоженные осадки, в состав которых входят нефтяные отходы и органические растворители.

Многообразие методов очистки с одной стороны усложняет процесс разработки технологической схемы, но с другой стороны позволяет сделать этот процесс по-настоящему творческим и продуктивным. Необходимо лишь уметь определять целесообразность и сочетаемость различных методов очистки. Наиболее рациональный путь – распределение методов очистки по дисперсному составу загрязняющих веществ: - крупные загрязнения, - до 2 мм могут быть удалены процеживанием: - загрязнения с гидравлической крупностью (скоростью осаждения) более 10 мм/с и размером частиц от 1-2 мм до 0,5 мм задерживаются в песколовках или гидроциклонах; - загрязняющие вещества с гидравлической крупностью от 10 мм/с до 3-2 мм/с и размерами частиц до 0,0001мм могут быть задержаны механически – в сооружениях отстойного типа (отстойники, нефтеловушки, жироловки, флотаторы). При этом следует помнить, что целесообразная продолжительность пребывания сточных вод в сооружениях отстойного типа не должна превышать 2 часов (исключения составляет не-

большая группа сооружений, например, радиальные нефтеловушки). Если сточные воды являются высокодисперсными системами или золями – (размер частиц от 0,1 до 0,0001 мм), процесс разделения фаз интенсифицируют и используют предварительную коагуляцию.

В настоящее время коагулирующий агент можно вводить в систему (соли трех и двухвалентных металлов или органические полимеры) или получать в результате растворения электродов (электрокоагуляция); - высокодисперсные органические примеси могут быть подвергнуты деструкции химическими или биологическими агентами (бактерии); -загрязняющие вещества размерами менее 0,0001 мм являются ионами или молекулами и формируют с растворителем гомогенную систему. Эти вещества могут быть выделены из раствора методами сорбции, экстракции (молекулы) или методом ионного обмена (ионы). В настоящее время широко применимы методы мембранного разделения. Движущей силой может быть, как разность давлений по обе стороны мембраны, так и разность потенциалов. Деструктивные методы предполагают использование химических веществ – окислителей (более редко восстановителей) или биологических агентов (бактерий), в последнем случае речь идет о биологических методах очистки.

Для достижения заданного эффекта очистки производственных сточных вод, как правило, используют последовательно несколько методов очистки, при этом соблюдают общее правило – технологическая схема должна обеспечивать постепенную очистку сточных вод сначала от крупных примесей, а затем от все более мелких, в последнюю очередь от ионов и молекул.

Целесообразность использования биологической очистки может быть оценена по величине отношения  $\text{БПК}_{\text{полн}}/\text{ХПК}$ . Если  $\text{БПК}_{\text{полн}}/\text{ХПК} > 0,2$ , то биологические методы целесообразны. Для укрупненного выбора методов очистки можно воспользоваться схемой-алгоритмом, представленной на рис. 3.

Следует помнить, что технологическая схема очистки сточных вод представляет собой последовательность рационально организуемых операций, совокупность которых и приводит к достижению необходимой степени очистки. В данном учебном пособии предлагается алгоритм выбора технологической схемы очистки производственных сточных вод, основанный на проверке возможности реализации биологической очистки.

Биоразлагаемость веществ характеризуется величиной биохимического показателя, который представляет собой соотношение  $\text{БПК}_{\text{полн}}/\text{ХПК}$ . По биохимическому показателю, concentra-

ции загрязнений и токсичности промышленные сточные воды делят на четыре группы. Первая группа имеет биохимический показатель выше 0,2. К этой группе относятся сточные воды пищевой промышленности. Вторая группа имеет показатель в пределах 0,1 – 0, 2. В эту группу входят сточные воды коксования, азотно-туковых, коксохимических, газосланцевых, содовых заводов. Эти воды после механической очистки и добавки биогенных веществ так же могут быть направлены на биохимическое окисление. Третья группа имеет показатель 0,1 – 0,001. К ней относятся сточные воды предприятий черной металлургии, тяжелого машиностроения. Четвертая группа имеет показатель ниже 0,001. Сточные воды этой группы в основном содержат минеральные взвешенные частицы. К этим водам относятся сточные воды угле- и рудообогатительных фабрик и др. Сточные воды третьей и четвертой групп биологической очистке не подвергаются.

Особенность производственных сточных вод, к которым могут быть применены биологические методы, сопряжена с тем, что большинство из них содержат органические вещества (субстрат) в концентрациях, которые либо подавляют метаболизм бактерий аэробов, либо требуют больших затрат электроэнергии для осуществления процесса биodeградации и как правило, полного окисления не происходит. В этом случае необходимо предусматривать эффективную предочистку. Например, концентрация нефтепродуктов в сточных водах, направляемых в биореакторы не должна превышать 25 мг/дм<sup>3</sup>, если ее содержание в исходных водах представлено большей величиной, то необходимо устройство нефтеловушек или флотаторов, причем эффект удаления загрязняющего вещества на сооружениях механической очистки должен быть рассчитан с учетом обеспечения ПДК этого ингредиента для биodeградации.

Снижение жиров (при концентрации выше 50 мг/дм<sup>3</sup> для биофильтров и 100 мг/дм<sup>3</sup> для аэротенков) следует предусматривать в жироловках и флотаторах. При необходимости снижения взвешенных веществ более чем на 60% следует осуществлять осветление сточных вод с использованием метода преаэрации или (и) биокоагуляции.

При содержании в сточных водах органических веществ в концентрациях превышающих ПДК для сооружений аэробной очистки (300 мгО<sub>2</sub>/дм<sup>3</sup> для биофильтров без рециркуляции, 500 мгО<sub>2</sub>/дм<sup>3</sup> для аэротенков-вытеснителей и 1000 мгО<sub>2</sub>/дм<sup>3</sup> для аэротенков – смесителей) после расчета сооружений стандартной механической очистки, требуется предусмотреть устройство биокоа-

гуляторов, отстойников с применением реагентной коагуляции или флотаторов, в которых возможно снижение органических веществ до 45 – 55 % по БПК<sub>полн</sub>.

При концентрации органических веществ в производственных сточных водах более 1,5 – 2 г/дм<sup>3</sup> их целесообразно подвергать предварительной очистке в анаэробных условиях.

В каждом конкретном случае необходимо определять достаточность биогенных элементов (азота, фосфора) для метаболизма микроорганизмов и предусматривать мероприятия по вводу биогенных элементов в случае их недостатка и мероприятия по утилизации биогенных элементов в случае их избытка. Проверка ведется путем составления балансовой схемы расхода и трансформации биогенных элементов в процессе очистки сточных вод.

Несмотря на то, что биологический метод очистки сточных вод является более экономичным, чем другие методы очистки, однако его не всегда можно реализовать на промплощадке предприятия. Поэтому в каждом отдельном случае определяют целесообразность применения биологического метода очистки, физико-химического, электрохимического и пр., а также их сочетание.

## **5.2. Алгоритм выбора технологической схемы очистки сточных вод**

Алгоритм выбора технологических схем представлен на рис. 3.

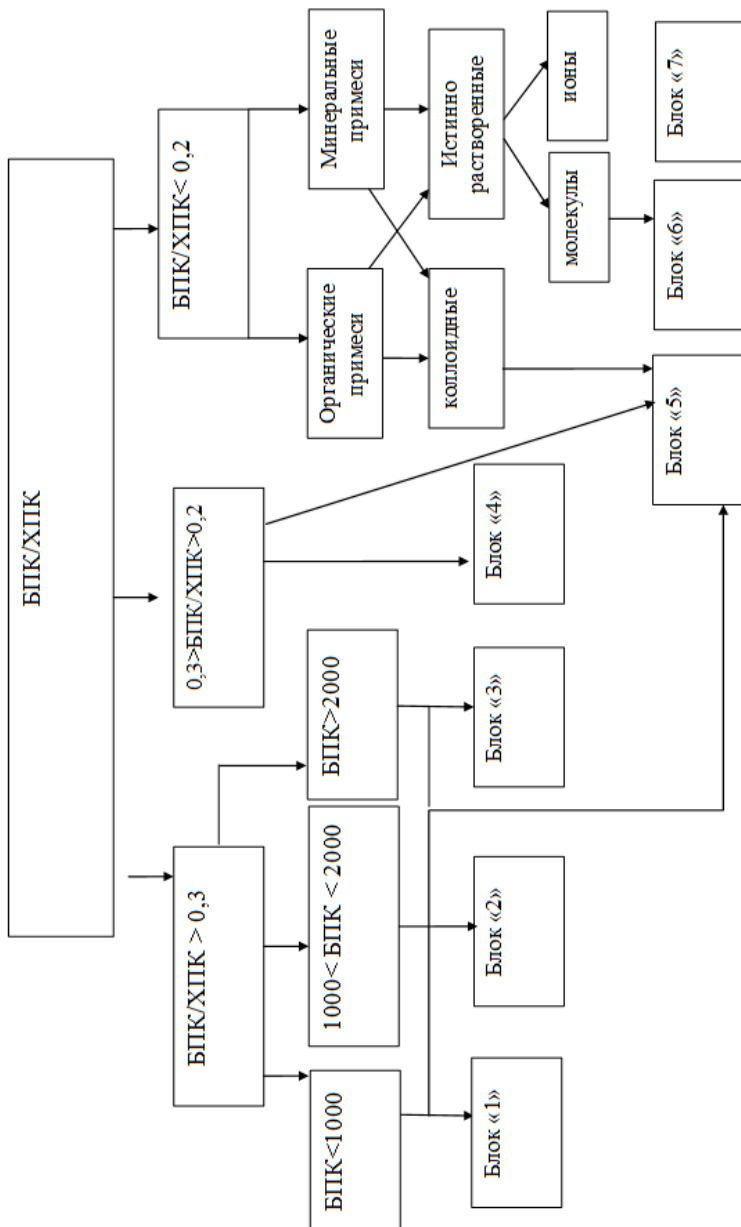


Рис. 3. Алгоритм выбора технологической схемы очистки сточных вод

### 5.3. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «1»

Очистка производственных сточных вод по блоку «1» предназначена для сточных вод, содержащих легкоразлагаемую органику. Основой технологической схемы является биологическая очистка в аэробных условиях, поэтому необходимо проверить соблюдения условий по содержанию специфических веществ в сточных водах, направляемых на биологическую очистку: - концентрация взвешенных веществ не должна превышать 200 мг/л; - концентрация жиров допустима не более 100 мг/л при очистке в аэротенках и не более 50 мг/л, при очистке в биофильтрах; - концентрация нефтепродуктов допустима не более 25 мг/л, СПАВ – не более 30 мг/л. Если указанные вещества содержатся в концентрациях превышающих допустимые для биологической очистки, то необходимо предусмотреть отстойники специального назначения для снижения концентраций соответствующих веществ – жироловки, нефтеловушки. Отстойники специального назначения в технологической схеме располагают после сооружений грубой очистки, но перед первичными отстойниками, если они предусмотрены. Если имеется неравномерность притока сточных вод на сооружения или наблюдаются колебания концентраций загрязняющих веществ, находящихся в растворенной форме или коллоидной степени дисперсности, необходимо предусмотреть усреднитель по концентрациям загрязняющих веществ или по расходу сточных вод. Схема очистки и сооружения соответствующие блоку "1" представлена на рис. 4.

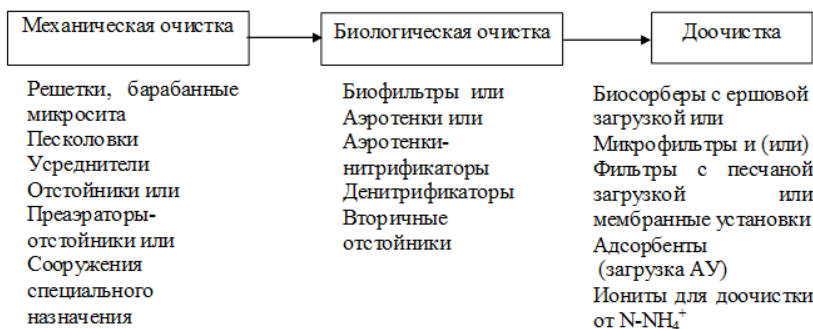


Рис. 4. Схема очистки и сооружения соответствующие блоку "1"



В технологическую схему очистки сточных вод по первому блоку входят: - сооружения механической очистки от отбросов и песка; - отстойники (отстойники специального назначения; первичные отстойники); - усреднитель; - сооружения биологической очистки, в которых происходит снижение БПК сточных вод, а также, при необходимости, трансформация азота и удаление фосфора; - сооружения доочистки сточных вод по различным видам pollutants. Доочистку выполняют при условии повторного использования очищенных сточных вод или выпуска очищенных сточных вод в водоем. При выпуске очищенных сточных вод в городской коллектор, как правило, ограничиваются механической и неполной биологической очисткой.

### **Решетки, барабанные микросита, волокнуловители**

Для извлечения из производственных сточных вод грубодисперсных органических и минеральных примесей используют процеживание, отстаивание и центрифугирование.

Процеживание осуществляется при подаче сточной воды **на решетки, сита, волокнуловители, сетчатые контейнеры**. Вид используемого оборудования зависит от состава грубодисперсных примесей и объема сточных вод. Наиболее часто применяют решетки, которые устанавливают в обязательном порядке в насосных станциях, что позволяет предохранить насосы от засорения и повреждения, так как даже специальные насосы не могут перекачивать вместе с жидкостью предметы, размеры которых превосходят размеры проходов в колесе и корпусе насосов. В насосных станциях устанавливают решетки с прозорами 20 мм. Решетки являются первыми сооружениями механической очистки. Ширину прозоров решеток, устанавливаемых после насосной станции, принимают 16 мм и менее. Скорость потока воды между стержнями решеток не должна превышать 1 м/с во избежание продавливания отбросов. Влажность отбросов составляет 80-90% и они могут содержать значительное количество органических примесей. Принципы расчета решеток представлены в учебном пособии Ю.М. Ласкова с сотрудниками [15].

В последнее время широко применяются механические решетки с малыми прозорами (1 – 6 мм), эффективными являются ступенчатые решетки (РС) фирмы «Huber», также хорошо зарекомендовали себя ступенчатые решетки, выпускаемые фирмой «Риотек». Решетка фирмы «Huber» и «Риотек» представляет собой набор подвижных и неподвижных ступенчатых пластин, собранных в пакеты с фиксированными прозорами между пластинами подвижного и неподвижного пакетов. Каждая пластина по-

## Водоснабжение и водоотведение

движного пакета расположена между двумя пластинами неподвижного пакета. Подвижная пластина совершает круговое движение – подъем, перемещение, спуск. Благодаря извлечению с помощью решеток РС волокнистых и грубых примесей из шлама перед центрифугированием решаются проблемы борьбы с засорением и преждевременным износом центрифуг и вспомогательного оборудования. В настоящее время фирма «Риотек» разработала восемь базовых типоразмеров решеток РС, технические характеристики которых приведены в таблице 1.

Таблица 1

Технические характеристики ступенчатых решеток фирмы «Риотек»

Индекс изделия	Ширина решетки - ширина камеры, мм	Ширина фильтрующей части, мм	Общая высота, мм	Длина, мм	Ширина прозора, мм	Номинальная производительность по сточной воде, м <sup>3</sup> /ч	Номинальная производительность по сырому осадку, м <sup>3</sup> /ч	Масса, кг
РС-240	240	125	1225	735	1	30	20	165
РС-500	500	350	1320	850	2	210	150	380
РС-630	630	440	1580	1160	2	280	200	790
РС-1000	1060	840	2530	1440	2	970	750	2380
РС-1000L	953	807	2950	1730	5	2000		1735
РС-1200L	1160	1005	2950	1735	5	2440		1950
РС-1560	1560	1270	4420	2420	4	2500		6640
РС-1900	1903	1720	4850	2310	6	5900		6300

При наличии в сточных водах волокнистых включений применяют ленточные или барабанные сита. Ленточное сито представляет собой ленту, сплетенную из бронзовой проволоки с размерами отверстий 0,5x0,5 мм и более, вращающуюся на двух блоках. Очистка сит от задержанных отбросов производится водой или при помощи щеток. Барабанные сита представляют собой цилиндры, поверхность которых покрыта металлической сеткой. Ось цилиндра устанавливается нормально или вдоль движущегося потока сточных вод. При окружной скорости вращающегося барабана, равной 1,5 м/с, уровень жидкости в нем повышается

под действием центробежной силы на 20 – 25 см над уровнем жидкости в канале, что способствует самоочищению барабана. Скорость процеживания составляет 40 – 50 м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup> в 1 ч. Расход промывной воды обычно составляет 1 – 2% от расхода очищенной воды. Потери напора не превышают 0,2 м. НПП «Биотехпрогресс» предлагает для очистки сточных вод и отделения твердых веществ барабанные фильтры РМТ. Характеристика барабанных фильтров приведена в табл. 2

**Барабанный микрофильтр** позволяет удалить взвешенные вещества, остатки корма, мусор и все крупные примеси, которые могут попасть в сточную воду. Модельный ряд барабанных микрофильтров разнообразен и по конструктивным особенностям, и по типоразмерному ряду. Следует помнить, что барабанные микрофильтры могут быть установлены как в начале технологической схемы, так и на завершающем этапе очистки сточных вод, что зависит от размеров частиц, подлежащих удалению и требований к составу сточных вод на том или ином этапе очистки. Выбор сооружения целесообразно производить по данным, представленным в интернете фирмами-разработчиками. Ниже представлены сведения о барабанных микрофильтрах, разработанных в Германии. Барабанный микрофильтр состоит из резервуара и вращающегося цилиндрического барабана. Вода попадает внутрь барабана и проходит через основной фильтрующий элемент – микросито с ячейкой 40-60 микрон (зависит от выбранной модели). Все частицы крупнее 40-60 микрон задерживаются на фильтрующем элементе. Очищенная вода отводится из фильтра и поступает на следующие ступени очистки. Промывка барабана осуществляется в автоматическом режиме с помощью специальных сопел под давлением. Модельный ряд микрофильтров представлен в табл. 3.

**Песколовки** – применяют для удаления крупных минеральных примесей (гидравлической крупностью 10 – 100 мм/сек: песок, бой стекла и пр.), снижение концентрации взвешенных веществ и БПК не предусматривается. Для предотвращения выпадения органических веществ в песколовках на промпредприятиях пищевой промышленности рекомендуется применять аэрируемые песколовки.

Таблица 2

## Технические характеристики барабанных фильтров РМТ

Модель	Диаметр, мм	Длина, мм	Пропускная способность м <sup>3</sup> /ч	Мощность, кВт	Масса, кг
РМТ 400/1300/3	400	1300	10	0,5	180
РМТ 400/1700/3	400	1700	20	0.5	200
РМТ 500/1300/3	500	1300	30	0.5	220
РМТ 600/1500/3	600	1500	40	1,1	280
РМТ 600/1300/3	600	2000	80	1,1	320
РМТ 600/2500/3	600	2500	160	1,1	360
РМТ 600/2500/3	800	2500	650	1,5	450
РМТ 800/3000/3	800	3000	900	1,5	500
РМТ1000/3000/3	1000	3000	1200	4,0	800

Таблица 3

## Модельный ряд микрофильтров «BaseDrum» (с одним барабаном)

Модель	Максимальный расход, м <sup>3</sup> /час	Размер сита, мкм
BaseDrum 15	15	60 (40 – по запросу)
BaseDrum 30	30	60 (40 – по запросу)
BaseDrum 70	70	60 (40 – по запросу)
BaseDrum X	Возможны варианты исполнения фильтра открытого типа (для установки в канал).	

Осадок в песколовке представлен песком и другими примесями, гидравлической крупностью более 10 мм/с (диапазон значения гидравлической крупности частиц, оседающих в песколовке из промстоков составляет 10- 100 мм/с), влажность песка в осадке составляет 60%.

Суточное количество песка, влажностью 60% из расчета на одного человека составляет 0,02 л (л/чел.·сут). Для расчета суточного объема осадка в данном случае определяют приведенное количество жителей  $N_{пр}$ :

$$N_{пр} = Q/0,25,$$

где 0,25 – суточное водоотведение на одного человека (л/чел.·сут). Суточное количество песка, уловленное в песколовке  $M_n = 0,02 \cdot N_{пр}$ , м<sup>3</sup>/сут. В данном случае  $M_n$  – это общее количество уловленного песка, содержащего 60% воды ( $q_p$ ). Удельный вес песка составляет 1,5 т/м<sup>3</sup>,  $q_p = 0,6 \cdot M_n/1000$ , м<sup>3</sup>/сут.

Расчет песколовки и подробное описание видов песколовок представлено в учебном пособии Ю.М. Ласкова с сотрудниками. При небольшой производительности очистных сооружений целесообразно применение песколовок, совмещенных с решетками. Возможен выбор типоразмера песколовок, предлагаемых различными компаниями, например, Марка SYG system объединяет ряд машиностроительных и механосборочных предприятий Австрии, Италии, Испании и Германии (рис.5). Далее представлена спецификация песколовки модели **ES** (табл. 4).



Рис. 5. Внешний вид песколовки модели ES

Таблица 4

## Спецификации песколовков модели ES

Модель	ES	MN-FW
Пропускная способность:	до 36 л/сек (130 м3/ч)	до 22 л/сек (80 м3/ч)
Материалы:	нержавеющая сталь AISI 304 или AISI 316	
Эффективность отделения песка при размерах частиц  > 200 мкм (0,2 мм)	> 80%	> 95%
Снижение содержания взвешенных органических веществ:	> 50%	> 97%
Эффективность осушения:	> 90% сухого остатка	

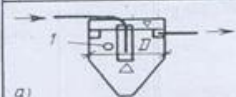
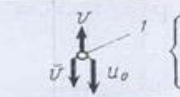
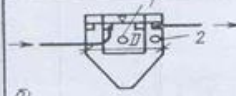
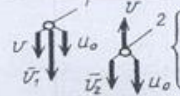
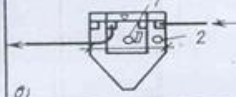
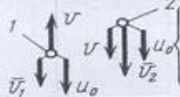
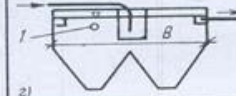
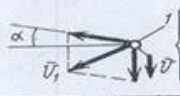
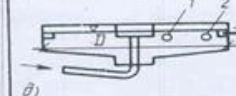
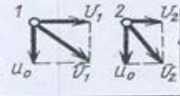
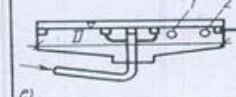
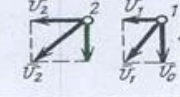
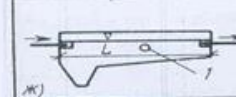
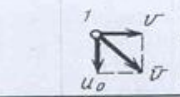
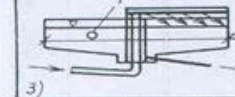
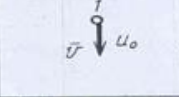
**Усреднители** – применяют для выравнивания концентрации загрязняющих веществ (преимущественно растворенных и коллоидной степени дисперсности) и (или) расхода сточных вод. Для предотвращения осаждения взвешенных веществ рекомендуется перемешивание содержимого усреднителя. Для предотвращения процессов брожения и гниения при экспозиции более 2,5 – 3 часов рекомендуется аэрирование сточных вод. Концентрация растворенных и коллоидной степени дисперсности веществ изменяется в соответствии с коэффициентом усреднения. Описание и принцип расчета усреднителей представлен в методических указаниях к курсовому проекту по курсу «Водоотведение промпредприятий» [9] и справочнике проектировщика.

**Отстойники** – предназначены для снижения нагрузки на биологические сооружения по взвешенным веществам и БПК. Расчет отстойников, кроме вторичных после биологической очистки, следует производить по кинетике выпадения взвешенных веществ с учетом необходимого эффекта осветления. Расчет отстойников следует производить с учетом рекомендации по п.п. 9.2.4.3 и 9.2.4.4 СП 32.13330.2012. «Канализация. Наружные сети и сооружения. Основным расчетным параметром сооружений от-

стойного типа является скорость осаждения частиц ( $u_0$ , мм/с), получившая название "гидравлическая крупность". Усредненную скорость осаждения частиц можно определить по формуле:

$$u_0 = 1000 H_p k_p / t_p (k_p H_p / h)^n$$
, мм/с, где  $H_p$  - глубина проточной части в отстойнике, м (назначается конструктивно или по табл. 31 СНиП 2.04.03-85);  $k_p$  - коэффициент использования объема проточной части отстойника;  $t_p$  - продолжительность отстаивания, соответствующая заданному эффекту очистки и полученная в лабораторном цилиндре в слое воды  $h$  (для производственных сточных вод близких по составу к хозяйственно-бытовым;  $n$  - показатель степени, зависящий от агломерации взвеси в процессе осаждения. Расчетные параметры следует принимать согласно в учебного пособия Ю.М. Ласкова с сотрудниками. Вертикальные и диагональные отстойники применяют на очистных станциях производительностью до 10 – 15 тыс. м<sup>3</sup>/сут. Горизонтальные отстойники применяют на станциях очистки вод производительностью 10 – 15 м<sup>3</sup>/сут. Радиальные отстойники применяют на станциях производительностью свыше 20 тыс. м<sup>3</sup>/сут. Во избежание повышенного прироста активной биомассы в сооружениях биологической очистки, концентрация взвешенных веществ в осветленной сточной воде не должна превышать 100-150 мг/дм<sup>3</sup>. Для очистки производственных сточных вод чаще всего применяют вертикальные отстойники. Обычные отстойники рассчитывают на снижение концентрации по взвешенным веществам на 45 – 60% (последнее при гидравлической крупности взвешенных веществ более 3 мм/с) и на снижение БПК на 10 – 15%. При использовании преаэрации БПК может быть снижено на 30%. На стадии механической очистки в зависимости от характеристики сточной воды применяется нейтрализация сточных вод (рН для биологической очистки 6,5 – 8,5). В таблице 5 представлены основные расчетные параметры отстойников.

Таблица 5  
Основные расчетные параметры первичных отстойников

Тип отстойника	Схема осаждения частицы взвеси	Основной линейный размер, м	h, м	к								
 <p>а)</p>	 $\left\{ \begin{array}{l} v = 0,5 \cdot Q / \text{мм/с} \\ \bar{v} < u_0 \end{array} \right.$	$D = \sqrt{\frac{4Q}{3,6\pi k \eta (u_0 - v)}}$	2,7...3,8	0,35								
 <p>б)</p>	 $\left\{ \begin{array}{l} v = 0,7 \cdot 1 \text{ мм/с} \\ \bar{v}_1 > u_0 \\ \bar{v}_2 < u_0 \end{array} \right.$	$D = \sqrt{\frac{4Q}{3,6\pi k \eta u_0}}$	2,7...3,8	0,6								
 <p>в)</p>	 $\left\{ \begin{array}{l} v = 0,7 \cdot 1 \text{ мм/с} \\ \bar{v}_1 < u_0 \\ \bar{v}_2 > u_0 \end{array} \right.$	$b = \frac{D}{2} - \sqrt{\frac{D^2}{4} - \frac{Q}{3,6\pi v}}$	2,7...3,8	0,65								
 <p>г)</p>	 $\left\{ \begin{array}{l} v = 1 \dots 2 \text{ мм/с} \\ \bar{v} < u_0 \end{array} \right.$	$B = \frac{2}{k} \cdot \frac{H \cdot v \cos \alpha}{u_0 - v \cos(90^\circ - \alpha)}$	2,0...3,5	0,4								
 <p>д)</p>	 $\left\{ \begin{array}{l} v_{cp} = 5 \dots 10 \text{ мм/с} \\ \bar{v}_1 > \bar{v}_2 \\ \bar{v}_1 > \bar{v}_2 \end{array} \right.$	$D = \sqrt{\frac{4Q}{3,6\pi k \eta (u_0 - \omega)}}$	1,5...5	0,45								
 <p>е)</p>	 $\left\{ \begin{array}{l} v_{cp} = 5 \dots 10 \text{ мм/с} \\ \bar{v}_1 < \bar{v}_2 \\ \bar{v}_1 < \bar{v}_2 \end{array} \right.$	<table border="1" style="display: inline-table;"> <tr> <td>v, мм/с</td> <td>5</td> <td>10</td> <td>15</td> </tr> <tr> <td>ω, мм/с</td> <td>0</td> <td>0,05</td> <td>0,1</td> </tr> </table>	v, мм/с	5	10	15	ω, мм/с	0	0,05	0,1	1,5...5	0,47
v, мм/с	5	10	15									
ω, мм/с	0	0,05	0,1									
 <p>ж)</p>	 $\left\{ \begin{array}{l} v = 5 \dots 10 \text{ мм/с} \end{array} \right.$	$L = \frac{1}{k} \cdot \frac{H \cdot v}{u_0 - \omega}$	1,5...4	0,5								
 <p>з)</p>	 $\left\{ \begin{array}{l} v = u_0 \end{array} \right.$	$D = \sqrt{\frac{4Q}{3,6\pi k \eta u_0}}$	0,8...1,2	0,85								

Условные обозначения: а – вертикальный с центральной трубой; б – вертикальный с центральной впускной камерой; в – вертикальный с периферийным впуском; г – диагональный; д – радиальный с центральным впуском; е – радиальный с периферийным впуском; ж – горизонтальный; з – с вращающимся сборно-распределительным устройством; 1,2 – характерные точки, v, v1, v2, vcp – скорости потока жидкости; u0 – скорость движения частицы взвеси; ω – турбулентная составляющая; b – ширина кольцевой зоны; H – рабочая глубина; k – коэффициент объемно-



го использования;  $\alpha$  - угол наклона потока жидкости к горизонту, град.

**Сооружения специального назначения** используют для извлечения из сточных вод специфических загрязняющих веществ, препятствующих эффективной биологической очистки. Это различные эфирорастворимые вещества – жиры (животные и растительные, ПАВ, нефтепродукты), взвешенные вещества, плотность которых близка к плотности воды. Для извлечения указанных веществ используют жироловки (обычные и аэрируемые), нефтеловушки. Эффективность удаления взвешенных веществ плотностью большей, чем плотность воды (т.е. осаждающихся) в отстойниках – 50- 65%; в жироловках – до 30%; в нефтеловушках – 55-65%. Эффективность удаления взвешенных веществ плотностью меньшей, чем плотность воды (т.е. всплывающих) в отстойниках – 10- 15%; в жироловках – до 70% (в обычных жироловках – 30%, в аэрируемых и при использовании коагулянтов – 50-70%); в нефтеловушках без специальных устройств – до 55%, в усовершенствованных – до 85%. БПК (ХПК) в этих сооружениях так же снижается: в жироловках до 15%, в первичных отстойниках до 15%, в первичных отстойниках с преаэрацией до 30%. Данные по эффективности снижения поллютантов могут быть скорректированы в соответствии с результатами исследований, приведенных в специальной литературе.

### **Жироуловители**

Сточные воды многих производств (предприятия пищевой промышленности – мясокомбинаты и молзаводы, сырзаводы, а также предприятия по переработки шерсти, кожевенные заводы) содержат большое количество жиров и масел, которые с одной стороны являются ценным вторичным продуктом, а с другой стороны осложняют последующие этапы очистки производственных сточных вод. Эмульгированные в воде продукты удаляются такими же методами, как и при удалении взвешенных веществ. Широкое применение в практике очистки жиросодержащих сточных вод получил метод отстаивания. Этот метод чаще всего осуществляется в горизонтальных или вертикальных отстойниках специального типа - жироуловителях, в общем случае представляющих собой приямок с погружной доской на глубину 1,5 – 2 м (при общей глубине сооружения 2 – 2,5 м). Всплывающая масса удаляется с помощью непрерывно или периодически действующих скребковых механизмов. Скорость протока в горизонтальных жироловках не должна превышать 0,5 мм/с, в вертикальных - 0,3 – 0,4 мм/с. Устанавливаются жироловки при содержании жировых

веществ более  $100 \text{ мг/дм}^3$ . Выделяют цеховые и общие жироловки. Цеховые - рассчитаны на время пребывания 5 – 7 минут. Эффективность изъятия жировых веществ в обычных жироловках не более 50%. Общезаводские сооружения устанавливаются для очистки смешанных сточных вод. Время пребывания сточных вод в общезаводских сооружениях - 20 минут. Расчет жироловок производится с учётом гидравлической крупности агломератов  $u_0$ , при их плотности  $\rho_{\text{ж}} = 0,9 \text{ г/см}^3$  и эквивалентном радиусе -  $r = 0,008 - 0,01 \text{ мм}$ . Линейные размеры основных элементов сооружений определяются по общим методам расчета отстойников, а также по литературным и справочным данным. Для повышения эффективности разделения сред используют предварительную коагуляцию примесей воды и аэрацию, эти процессы можно совмещать в одном сооружении. В этом случае эффективность разделения фаз может достигать 75 – 80%. Как правило, аэрируемая жироловка выполняется на базе вертикального отстойника. Продолжительность пребывания сточных вод в камере хлопьеобразования (или аэрации) составляет 20 мин. в отстойной зоне – 25 – 30 мин. Скорость восходящего потока принимается не более  $0,3 - 0,4 \text{ мм/с}$ . В настоящее время различными фирмами налажен выпуск типовых жироуловителей, например, жироуловитель типа ОТБ (рис.6). Типоразмеры жироуловителя и чертежи конструкции представлены на сайте разработчика: <http://uk-ka.ru/> и в табл.6

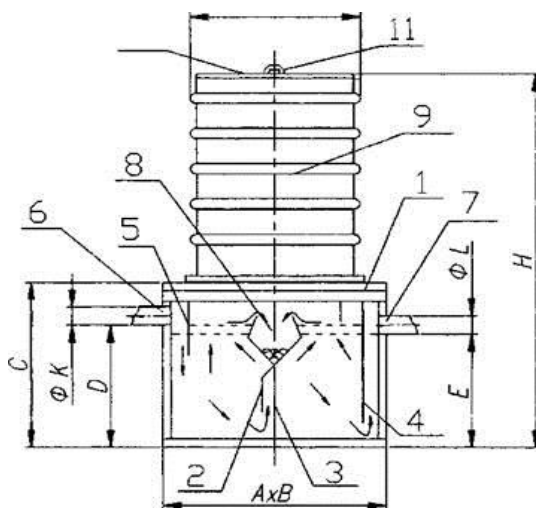


Рис. 6. Чертеж конструкции жиросепаратора типа ОТБ: 1 - корпус жиросепаратора; 2-4 - погружная перегородка; 5 - полупогружная перегородка; 6 - подводящий патрубок с уплотнительным кольцом; 7 - отводящий патрубок с уплотнительным кольцом; 8 - пространство для накопления жира; 9 - надстройка; 10 - крышка с люком для обслуживания; 11 - ручка люка.

Таблица 6

Технические характеристики жиросепаратора

Технические параметры	Ед. изм.	ОТБ1	ОТБ 2	ОТБ3	ОТБ 4	ОТБ 5
Размер «А»	мм	1030	1500	2000	1600	1800
Размер «В»	мм	800	1160	1160	1360	1360
Размер «С», (основное исполнение без надстройки и крышки)	мм	1095	1160	1160	1360	1360
Размер «D»	мм	855	920	920	1120	1120
Размер «Е»	мм	795	860	860	1060	1060
Расход	л/с	1	2	3	4	5
Количество блюд (ориентировочно)	шт/сут.	200	300	700	1100	1500
Объем накопителя жира	л	80	125	125	175	175
Продолжение таблицы 6						
Масса устройства (без надстройки)	кг	60	195	255	325	380
Диаметр трубопровода по умолчанию, L, К	мм	110x6.2	160x9.1	160x9.1	160x9.1	160x9.1

Расчет жиросепаратора типа ОТБ производится в следующей последовательности:

1. Определяют требуемый рабочий объем жиросепаратора ( $W$ , м<sup>3</sup>):

$W = Q \cdot t$ , л, где  $t$  = Продолжительность отстаивания как правило принимают от 5 до 20 минут;  $Q$  - расчетная производительность, м<sup>3</sup>/ч.

2. Определяют площадь центральной камеры жироловки ( $F_k$ , м<sup>2</sup>):

$F_k = Q_c / V_{вос}$ , где  $Q_c$  - расчетный расход сточных вод, м<sup>3</sup>/с;  $V_{вос}$  - скорость восходящего потока, м/с,  $V_{вос} = 0,005$  м/с.

3. Определяют диаметр центральной камеры ( $d_k$ , м):

$$d_k = \sqrt{4 F_k / \pi}$$

4. Определяют площадь зоны осветления жироловки ( $F_{зо}$ , м<sup>2</sup>):

$F_{зо} = W / h$ , где  $W$  - объем жироловки, м<sup>3</sup>;  $h$  - глубина проточной чаши жироловки, принимают обычно около двух метров.

Общая площадь жироловки:

$$F_o = F_k + F_{зо}$$

Диаметр жироловки равен:

$$D = \sqrt{4 F_o / \pi}$$

5. Объем осадка, выпавшего в жироловке определяется по формуле:

$V_{ос} = C_{ен} Q \varepsilon / (10^6 \cdot (100 - p) \cdot \gamma)$ , где  $V_{ос}$  - объем осадка, выпавшего в жироловке, м<sup>3</sup>/сут;  $C_{ен}$  - концентрация взвешенных веществ, мг/л;  $\varepsilon$  - эффект задержания взвешенных веществ (принимаем от 20-40%);  $Q$  - расчетный расход сточных вод, м<sup>3</sup>/сут;  $p$  - влажность осадка, %,  $p = 96\%$ ;  $\gamma$  - объемный вес осадка, т/м<sup>3</sup>,  $\gamma = 1,01$  т/м<sup>3</sup>;

6. Объем осадочной части жироловки составляет:

$V_o = V_{ос} T / 8$ , где  $V_o$  - объем осадочной части жироловки, м<sup>3</sup>;  $T$  - продолжительность хранения осадка в жироловке,  $T = 8$  ч

Глубина осадочной части жироловки равна:

$h_o = \sqrt[3]{3 V_o / \pi}$ , где  $h_o$  - глубина осадочной части жироловки, м;  $V_o$  - объем осадочной части жироловки, м<sup>3</sup>

7. Общая высота жироловки составит:

$H = h_o + h_n + h + h_b$ , где  $h_o$  - глубина осадочной части, м;  $h_n$  - глубина нейтрального слоя, м.  $h_n = 0,3$  м;  $h$  - высота зоны осветления, м;  $h_b$  - высота борта, м.  $h_b = 0,3$  м.

8. Количество всплывшей жиромассы равно 80% от общего количества задержанного жира и определяется по формуле:

$V_{\text{жм}}=0,8C_0Q100/10^6(100-p)\gamma$  где  $V_{\text{жм}}$  - объем всплывшей жиromассы, м<sup>3</sup>/сут;  $C_0$  - концентрация жира, задержанного в жиroleвке, мг/л;  $Q$  - расчетный расход сточных вод, м<sup>3</sup>/сут;  $p=95\%$  - влажность всплывшей жиromассы, %,  $\gamma$  - объемный вес жиromассы, т/м<sup>3</sup>,  $\gamma=0,887\text{т/м}^3$ .

В обычной жиroleвке эффективность задержания жира составляет 30-40%. При использовании жиroleуловителей в предприятиях пищевой промышленности (мясо- и рыбопереработка, молочная промышленность, кондитерские производства) снизить концентрации жиров до требуемых норм только отстаиванием невозможно. В этих случаях в жиroleуловители имеет смысл вводить дополнительные приемы очистки: - добавлять перед жиroleуловителем в сточные воды реагенты, это может быть деэмульгатор, который способствует более полному отстаиванию жиров за счет разрушения водно-жировых эмульсий; -использовать системы аэрации. Воздух, проходя сквозь слой сточных вод, захватывает частицы жиров и выносит их на поверхность. Насыщение кислородом стоков также способствует аэробному окислению органических веществ; - использовать биокультуры, гидролизующие жиры. Производят посев биокультур, для чего 600-800 г препарата из расчета на м<sup>3</sup> рабочего объема жиroleуловителя вносится непосредственно в жиroleуловитель.

В конце расчета жиroleуловителя необходимо указать эффективность очистки по загрязняющим веществам. Следует помнить, что в общем случае в жиroleуловителе помимо жиров снижается концентрация взвешенных веществ (в среднем на 30%), БПК снижается незначительно (не более 7%), концентрации азота аммонийного и фосфора не снижаются.

**Нефтеловушки** предназначены для удаления из сточных вод нефтепродуктов при их концентрации более 100 мг/дм<sup>3</sup>. Такой очистке подвергаются сточные воды нефтедобывающих, нефтехимических и нефтеперерабатывающих предприятий, а также поверхностный сток с производственных площадок любых производств, если на предприятии имеется автохозяйство. По движению очищаемых сточных вод в сооружении различают горизонтальные и радиальные нефтеловушки.

Интенсификация процесса очистки или уменьшение конструктивных параметров сооружений могут быть достигнуты при использовании тонкослойных модулей.

Для горизонтальных нефтеловушек расчётным параметром является длина сооружения:

$$L = \frac{a * H * v}{U_0}, \text{ м. где: } H = 2 - 3 \text{ м} - \text{высота рабочей зоны}$$

нефтеловушки;  $u_0 = 0,4 - 0,6$  мм/с – гидравлическая крупность

фракций нефтепродуктов, 
$$U_0 = \sqrt{\frac{2r^2(\rho_n - \rho_e)}{9\mu}} g, \text{ мм/с; } r =$$

0,008 – 0,01- радиус агломератов, мм;  $\rho_n = 0,87$  г/см<sup>3</sup> - плотность агломератов нефтепродуктов;  $u = 4 - 6$  мм/с – скорость протока очищаемой воды в нефтеловушке;  $\mu$  - вязкость воды, принимается по справочным данным в зависимости от температуры обрабатываемой воды;  $a$  – коэффициент, зависящий от соотношения  $u / u_0$ : при  $u / u_0 = 20$ ,  $a = 1,76$ ;  $u / u_0 = 15$ ,  $a = 1,65$ ;  $u / u_0 = 10$ ,  $a = 1,50$ .

Продолжительность пребывания сточной воды в горизонтальной нефтеловушке – 2 часа. Для удаления нефтепродуктов с поверхности отстойника и выпавших минеральных веществ применяется скребковый механизм, сгоняющий осадок в приямок, а нефтяную плёнку к щелевым трубам, находящимся на поверхности нефтеловушки. На рис. 7 представлена горизонтальная нефтеловушка.

В радиальных нефтеловушках происходит удаление нефтепродуктов с гидравлической крупностью  $u_0 > 2$  мм/с. Расчетным параметром радиальной нефтеловушки является ее диаметр  $D$ , м:

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4Qt}{\pi * H * k}}, \text{ м, Где } Q - \text{расход сточных вод,}$$

м<sup>3</sup>/ч;  $t = 6$  часов – продолжительность процесса разделения фаз;  $H = 3 - 3,5$  м – высота рабочей зоны;  $k$  – коэффициент объемного использования.

Для сгона нефти к нефтесборным трубам, сбора осадка, выпадающего в нефтеловушке, и перемещения его в приямок имеется скребковый транспортер, работающий от электропривода через редуктор и цепную передачу.

Осадок из приямка нефтеловушки удаляется один-два раза в сутки в илопровод при помощи гидроэлеваторов или через донные клапаны. Для защиты от снега и улучшения условий эксплуатации нефтеловушки перекрывают съемными плитами. Зимой в нефтеловушки подается пар для прогрева верхнего слоя жидкости, что способствует лучшему сбору и отведению уловленной нефти. Влажность нефтяной плёнки составляет 95 – 97%.

Собранная нефтяная плёнка помещается в специальные емкости, для дальнейшего разделения фаз, выделенная дисперсионная среда направляется в нефтеловушку. Дисперсная фаза либо используется, либо сжигается. Влажность осадка 96 – 98%.

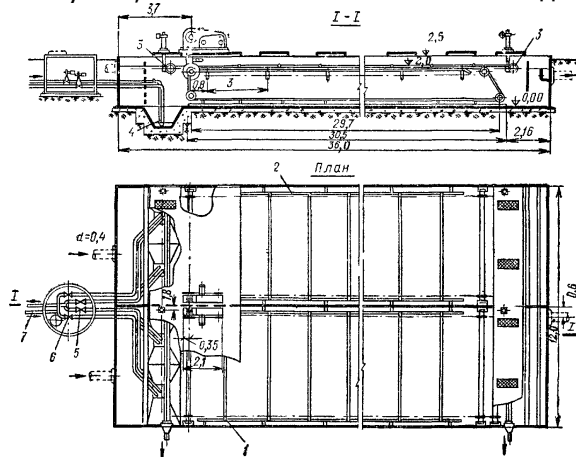


Рис. 7. Общий вид горизонтальной нефтеловушки пропускной способностью 400 м<sup>3</sup>/ч: 1 — скребковый транспортер правый; 2 — то же, левый; 3 — нефтесборная труба; 4 — гидроэлеватор; 5 и 6 — задвижки с электроприводом во взрывобезопасном исполнении; 7 — трубопровод для подачи воды к гидроэлеватору

**Нефтеловушки с тонкослойными модулями** применяются при необходимости извлечения нефтепродуктов с  $u_0 = 0,15$  мм/с. Блок тонкослойных модулей устанавливают в радиальных и горизонтальных нефтеловушках, для реализации противоточной схемы движения всплывающих нефтепродуктов, поток очищаемых сточных вод направляют сверху вниз. Высоту межполочного пространства принимают 50 мм, высоту блоков 1,5 – 2,5 м.

Блоки устанавливаются перед водосборным устройством, с таким расчетом, чтобы наиболее тяжелые фракции нефтепродуктов (с плотностью, превышающей плотность воды) и минеральные примеси выпали в приямок за 5 – 10 минут.

**Сооружения биологической очистки.** Биологическая очистка предназначена, прежде всего, для биodeградации органических веществ. При полной биологической очистке концентрация сточных вод после аэротенков может достигать 7 -5 мгО<sub>2</sub>/л. Достижение этих показателей возможно при использовании продленной аэрации, малых нагрузках на ил и низкой скорости окисления – 6 и менее мгБПК/г ила в сутки. Концентрация взвешенных веществ после вторичных отстойников при полной биологи-

ческой очистки – 10 – 5 мг/л.

При нагрузке на ил менее 0,1 гБПК на 1грамм ила в аэробных условиях протекает нитрификации. Нагрузку на ил можно регулировать объемом аэротенка, однако если объем аэротенка увеличивать экономически не выгодно, то следует рассмотреть целесообразность двухступенчатой биологической очистки, так как если нагрузка на ил по органическим веществам (БПК) более 0,2 гБПК на 1грамм ила, то нитрификация протекать не будет даже при наличии достаточной степени аэробности.

На первой ступени очистки целесообразно предусмотреть аэротенк-отстойник с высокой нагрузкой на ил, высокой скоростью окисления органических веществ и малой продолжительностью пребывания сточных вод в сооружении. На первой ступени целесообразно снизить БПК до 120 - 90 мг O<sub>2</sub>/л.

На второй ступени предусматривают, как правило, устройство аэротенка-вытеснителя в котором ил может находиться как в объёме, так и в прикрепленном состоянии, если в аэротенке предусмотреть устройство для иммобилизации ила. На второй ступени скорость окисления органических веществ не должна превышать – 6 мгБПК/г ила в сутки.

Если после нитрификации концентрация азота нитратов превышает 9,1 мг/л, то в системе биологической очистки следует предусмотреть денитрификацию.

Конструктивно реализацию нитри-денитрификации можно реализовать по нескольким альтернативным схемам [1,2,6,17].

При биологической дефосфотизации технологическая схема дополняется анаэробной зоной и если концентрация легкоразлагаемой органики не обеспечивает соотношение 1Р/7ЛЖК, то необходимо технологическую схему биологической очистки дополнить ацидофикатором.

Диапазоны нагрузок на активный ил для аэрационных сооружений по данным отечественных и зарубежных исследователей представлены в таблице 7.



Таблица 7

Диапазоны нагрузок на активный ил для аэрационных сооружений (по данным отечественных и зарубежных исследователей)

Сооружения и технологические процессы	Продолжительность аэрации, ч	Объемная нагрузка, БПК <sub>полн</sub> /м <sup>3</sup> сут	Доза ила, г/м <sup>3</sup>	Нагрузка на ил, кг БПК <sub>5</sub> на 1 кг ила в сутки	Возраст ила, сут./ Иловый индекс, см <sup>3</sup> /г
Низкие нагрузки по загрязнениям					
Аэротенки продленной аэрации	10-30	0,3-1,2	3-12	0,05-0,12	25-30
Циркуляционные окислительные каналы	48-60	0,1	1-2	0,04-0,08	25-50/40-80
Аэрируемые пруды	180-250	0,025	0,5	0,05	-/-
Аэротенки ИКС	5 - 10	0,1 – 0,5	3-6	0,05-0,1	15-30
Средние нагрузки по загрязнениям					
Аэротенки обычные	6-8	0,6	2-4	0,12-0,3	2-5/-
Аэротенки с реген.	5-6	1,5	2-4	0,5	
Аэротенки высокопроизводительные	3-5	2,5	3,5-8	0,3-0,5	-/-
Высокие нагрузки по загрязнениям					
Скоростная аэрация	3,2-4	1,5	1,5-3,5	2-5	-/-
Модифицированная аэрация	3,4-4	1,5	1,5-3,5	2-5	0,5-2/80-200
Супер-активация	0,8-1	6	1,5-2	3,5-5	-/-
Аэротенки ИКС	4-5	3 –4,8	3-6	2-5	

Ориентировочные дозы ила в аэротенках представлены в таблице 8.

Таблица 8

Ориентировочные значения дозы ила

БПК <sub>полн</sub> сточной воды, мг О <sub>2</sub> /дм <sup>3</sup>	Доза ила в г/дм <sup>3</sup> в зависимости от типа аэротенка		
	Аэротенки без регенератора	Аэротенки-отстойники	Аэротенки с регенераторами
До 100	1,2	3	-
100 – 150	1,5	3,4	-
150 – 200	1,8	3,7	a <sub>азр</sub> ≈ 1,5 г/л
Свыше 200	1,8 – 3	4 – 5	a <sub>пер</sub> ≈ 4 г/л

Принципы расчета сооружений биологической очистки подробно рассмотрены в специальной литературе [1-3, 9,11,13,17]. В данном учебном пособии ограничимся представлением расчетов при осуществлении процесса биодegradации органических веществ с одновременной нитрификацией, расчета процесса денитрификации и дефосфотизации.

**При осуществлении процесса нитрификации в присутствии биоразлагаемых веществ проводить расчет сооружений целесообразно в следующей последовательности:**

1. Определить возможность совместной реализации процесса биодegradации органических веществ и нитрификации в аэротенке, исходя из условия, что при полной нитрификации нагрузка на ил по органическому веществу, не должна превышать 0,1г БПК/г<sub>ила</sub> сут. и в наиболее благоприятном варианте - 0,05 г БПК/г<sub>ила</sub> сут. Соответствующее неравенство имеет вид:  $LenQ/a_iV < 0,1$ . Если  $LenQ/a_iV > 0,1$ , предусматривают двухступенчатую биологическую очистку или физико-химическую предочистку.

2. Определить скорость роста нитрифицирующих микроорганизмов с учетом влияющих на процесс факторов – температуры обрабатываемой воды, pH системы, концентрации растворенного кислорода. Определить возраст ила. Особые требования к возрасту ила в системе, где одновременно осуществляются процессы нитрификации и биодegradации органических веществ связаны и с тем, что нитрифицирующий ил является медленно растущим. Экспериментально определено, что при окислении 1мг/дм<sup>3</sup> азота аммонийного прирост для *Nitrosomonas* составляет 0,13 – 0,04

мг/л ила, а для Nitrobacter – 0,02-0,07 мг/л. Для того чтобы не происходил вынос нитрифицирующего ила из системы, его возраст должен быть достаточно высоким, не менее 5 суток (иногда необходимый возраст ила составляет 15 – 30 сут). Возраст ила в сооружениях принимают по необходимому возрасту нитрифицирующей – автотрофной составляющей.

3. Определить продолжительности аэрации для процесса биodeградации органических загрязнений. Скорость биodeградации органических веществ ( $\rho$ ) с учетом возраста ила находят по формуле:  $\rho = Kэ + 0,0417Kр/\Theta$ , мг/(г·ч), где  $Kэ$  – энергетический физиологический коэффициент, мг БПК<sub>полн</sub>/(г·ч) вод;  $Kр$  – физиологический коэффициент роста микроорганизмов активного ила, мгБПКп/г., для городских сточных и производственных близких к ним по составу,  $Kэ = 3,7$  мгБПКп/(г·ч),  $Kр = 864$  мгБПКп/г.

4. Определить при известной продолжительности аэрации остаточную концентрацию азота аммонийного в очищенной воде:  $C^0_{N-NH_4^+} = (C^1_{N-NH_4^+} + C^3_{N-NH_4^+}) - t_{эap}a_{iN}\rho_N$ , где:  $a_{iN}$  – рабочая доза нитрифицирующего ила, определяется с учетом скорости его отмирания-  $\beta_N = 0,12$  сут<sup>-1</sup> и скорости прироста нитрифицирующего ила  $-U_N$ ,

$a_i = U_N/\beta_N ((C^1_{N-NH_4^+} + C^3_{N-NH_4^+}) - C^0_{N-NH_4^+})$ . Если выражение во внутренних скобках обозначить через  $C^{общ}_{N-NH_4^+}$ , и с учетом того, что  $U_N = 1/\Theta\rho$ , то соответственно, необходимое время аэрации для осуществления процесса нитрификации ( $t_{эapN}$ ) определяется аналогичным образом:  $t_{эapN} = (N_{en} - N_{ex})\Theta U_N/a_{iN}$ , ч., где  $N_{en}$  и  $N_{ex}$  – концентрация азота аммонийного соответственно в исходной и очищенной воде, г/л;  $U_N$  – прирост ила  $g_{ила}/г_{НЧ}$ ;  $a_{iN}$  – доза нитрифицирующего ила по беззольному веществу, г/дм<sup>3</sup>.

5. Сравнить полученные значения  $L_{ex}$  и  $C^0_{N-NH_4^+}$  с ПДК для сброса в водоем, если остаточные концентрации по азоту аммонийному и БПК будут превышать установленные нормы предусмотреть сооружения доочистки или увеличить продолжительность аэрации относительно рассчитанной в п. 3.

6. Сравнить концентрацию азота нитратного в очищенной воде с соответствующим нормативным показателем. Если концентрация азота нитратного превышает ПДК, следует осуществить денитрификацию.

Удаление азота нитратов осуществляют в процессе диссимиляционного восстановления – денитрификации.

**Последовательность расчетных операций для определения объема денитрификатора может быть принята следующая:**

1. Определяют минимальный возраст ила, при котором реализуется процесс денитрификации в оптимальных условиях, при которых скорость денитрификации максимальная:  $1/\Theta_m^d = Y^d \rho_{\max}^d - K^d$ , сут<sup>-1</sup>;

2. определяют минимальный возраст ила -  $\Theta_m^d$  и расчетный возраст ила -  $\Theta_c^d = SF \Theta_m^d$  сут<sup>-1</sup>; SF = 2 – фактор надежности

3. Рассчитывают удельную скорость денитрификации:

$\rho^d = (1/\Theta_m^d + K^d) / Y^d$  мгN-NO<sub>3</sub>/(г·ч); Для инженерных расчетов рекомендуется использовать величину константы полунасыщения – 0,15 мг/дм<sup>3</sup> N-NO<sub>3</sub>; Y<sup>d</sup> – удельный прирост биомассы, г ила/г N-NO<sub>3</sub>; K<sup>d</sup> – коэффициент отмирания биомассы, сут<sup>-1</sup>, при 20°C: Y<sup>d</sup> = 0,9 г ила/г N-NO<sub>3</sub>; K<sup>d</sup> = 0,04.

В справочном пособии к СНиП 2.03.04-85, приводятся значения максимальной скорости денитрификации при применении метанола или этанола, которые соответственно равны 58,8 и 44,9 мгN-NO<sub>3</sub>/(г·ч). Так как максимальные скорости денитрификации относятся к оптимальному режиму процесса (температура около 30°C, pH = 7,0 – 7,5), который в реальных условиях, как правило, не воспроизводится, то скорость денитрификации понижается и изменяется для указанных видов субстратов в основном в диапазоне 6,0 – 11 мгN-NO<sub>3</sub>/(г·ч). Установлено, что скорость денитрификации составила 9,16 – 10,4 мгN-NO<sub>3</sub>/г·ч, при использовании в качестве углеродного субстрата сточных вод пивзавода и 7,5 мгN-NO<sub>3</sub>/г·ч, при использовании метанола. Christensen (штат Калифорния) установил, что в качестве альтернативного метанолу углеродного питания могут быть использованы органические кислоты, в частности очень эффективным для денитрификации является смесь летучих кислот в сточных водах фабрики промежуточных нейлонов. Скорость денитрификации достигала 15 мгN-NO<sub>3</sub>/г·ч при 20°C и 4,17 мгN-NO<sub>3</sub>/г·ч при 10 °C. Скорость процесса денитрификации при использовании в качестве углеродного питания исходных сточных вод при температуре сточных вод 21 °C, в среднем составила 2,9 мг N-NO<sub>3</sub>/Г<sub>ила</sub>ч

4. Определяют остаточную концентрацию азота нитратов (C<sub>N-NO3</sub>), которая может быть достигнута в данных условиях, по уравнению Михаэлиса-Ментен:

$$\rho^d = \rho_{\max}^d (C_{N-NO3} / (K^d + C_{N-NO3})) \text{ мгN-NO}_3\text{/(г·ч)}, \text{ откуда}$$

$$C_{N-NO3} = (\rho^d K^d / \rho_{\max}^d) / (1 - (\rho^d / \rho_{\max}^d)), \text{ мг/дм}^3;$$

5. Продолжительность процесса денитрификации (t, ч) рассчитывают по уравнению:  $t = \Delta C_{N-NO3} / \rho^d a^d$ , ч,

где:  $\Delta C_{N-NO3}$  – разность концентрации азота нитратного до и после процесса денитрификации; a<sup>d</sup> – доза денитрифицирующего

ила по беззольной части, г/дм<sup>3</sup>. Доза денитрифицирующего ила должна быть определена с учетом баланса скоростей прироста и отмирания ила. В справочном пособии к СНиП 2.04.03.-85, в табл. 22 приведены рекомендуемые значения дозы денитрифицирующего ила [19]. Средние значения денитрифицируемого ила, принимаемые для расчета при исходной концентрации нитратов 50 – 100 мг/дм<sup>3</sup>, составляют 1,0 – 2,0 г/дм<sup>3</sup>.

6. Объем сооружения ( $V$ , м<sup>3</sup>) определяют по формуле:  $V = Qt$ , м<sup>3</sup>, где:  $Q$  – производительность сооружений по сточным водам, м<sup>3</sup>/сут;  $t$  – продолжительность денитрификации, сут.

Наиболее распространенные схемы денитрификации представлены по данным «Справочника по современным технологиям очистки природных и сточных вод и оборудованию», выпущенному Отделом по Датскому Сотрудничеству в Области Окружающей Среды в Восточной Европе [17].

**- Симультанная денитрификация**, обычно осуществляется в сооружениях с внутренней циркуляцией, причем нитрификация так же, как и денитрификация, протекает в одном и том же резервуаре, одновременно или с переменной фаз аэрирования/перемешивания. Определенные зоны аэротенка эксплуатируются при низких концентрациях растворенного кислорода (0,1 – 0,3 мг/дм<sup>3</sup>). При использовании поверхностных аэраторов нитрификация осуществляется в аэробных зонах (после аэраторов), в то время как денитрификация – в аноксичных зонах (до аэраторов). Существенным недостатком этих сооружений являются ощутимые колебания эффективности процесса нитриденитрификации при значительной неравномерности поступления сточных вод. В подобных случаях в аэробных или анаэробных условиях может находиться весь объем резервуара, а не его определенная часть, что влечет за собой снижение эффективности удаления соединений азота. Возможным решением данной проблемы является регулирование интенсивности аэрирования окислительных каналов (аэротенков и пр.) в зависимости от концентрации соединений азота в иловой смеси, которая определяется соответствующей аналитической аппаратурой. В основе расчета сооружения лежит расчет объема нитрификатора с учетом необходимого возраста ила для полной нитрификации при минимально возможной температуре. При расчете объема денитрификатора учитывают скорость процесса при данном источнике органического углерода, требуемой степени удаления азота нитратов и температуры процесса. Эффективность удаления БПК более чем на 95%, содержание общего азота может быть снижено до 5 – 10

мгN/л. Эти сооружения могут быть укомплектованы оборудованием по химическому удалению фосфора, концентрация которого может быть в этом случае доведена до 1 мгP/л (и менее).

#### **-Постденитрификация в системах с активным илом.**

В этом процессе сточные воды сначала поступают в аэротенк, где происходит снижение БПК и азота аммонийного. Затем вода поступает в резервуар, работающий в аноксичных условиях, где нитраты, образовавшиеся в предыдущем сооружении, восстанавливаются в процессе денитрификации. Для предотвращения сброса очищенной сточной воды с высокой концентрацией азота аммонийного после денитрификатора, может возникнуть необходимость установки дополнительного аэрируемого резервуара. Согласно опыту эксплуатации эта схема используется много лет в западной Европе (особенно в Швеции). Эффективность удаления азота зависит от количества подаваемой органики. На удаление одного кг азота необходимо добавить от 4 до 6 кг ХПК. Удаление органических веществ составляет около 95% по БПК<sub>полн.</sub> В комбинации с химическим осаждением этот способ дает возможность добиться высокого качества очистки воды. В качестве недостатка следует отметить, что необходимость в дополнительном органическом субстрате и функционировании новой иловой системы приводит к увеличению прироста ила. 1 кг ХПК обуславливает прирост 0,25 кг биомассы (трудноокисляемая органика); 0,4 – 0,5 кг биомассы (легкоокисляемая органика). В качестве оборудования необходимы системы с активным илом, аэротенк, система аэрации, система перемешивания, отстойник, насосы возврата активного ила, насосы отвода избыточного активного ила, устройство дозирования реагента.

**-Предварительная денитрификация – рециркуляционный метод.** По данной технологии денитрификация происходит в первом резервуаре с аноксичными условиями, куда и подается исходная сточная вода и возвратный ил. Нитрификация происходит в следующем резервуаре, в котором поддерживаются аэробные условия. Для удаления азота нитратного, последний должен быть возвращен из нитрификатора (B + N) в денитрифицирующий резервуар (DN). При работе в данном режиме, концентрация нитратов в потоке, поступающем в DN невелика и равна концентрации данного вещества в очищенной сточной воде. Уравнение материального баланса аноксичного и анаэробного реактора показывает, что процент изъятия азота может быть подсчитан как функция рециркуляции R (коэффициент рециркуляции определяется как отношение объема сточной воды, поданной из

нитрификатора в денитрификатор к объему поступающей сточной воды). Эффективность работы сооружения может быть определена по формуле ( $\Theta$ , %):

$$\Theta = 100(N_N - N_{\text{выход}}) / N_N = 100N_{\text{DN}} / N_N = 100R / (R+1),$$

где  $N_N$  – количество азота, которое нитрифицировано в нитрификаторе, мг/л;  $N_{\text{выход}}$  – количество азота нитратного на выходе из сооружения, мг/л;  $N_{\text{DN}}$  – количество азота подлежащего денитрификации.

Данное уравнение показывает, что при  $R = 6$  азот может быть удален на 85%. Однако на практике степень рециркуляции может быть и меньше, так как часть азота удаляется одновременно при аэробных условиях в нитрификаторе и во вторичном отстойнике. Эта схема может быть более гибкой, если установить промежуточный резервуар, способный работать как в аэробном, так и в аноксичном режиме. На практике установлено, что коэффициент рециркуляции зависит от требуемой степени очистки по нитратам. 100% рециркуляция обеспечивает 50% денитрификацию, 200% рециркуляция – 67%. При соотношении ХПК/N на входе в денитрификатор более 7 – 8, можно достичь содержания общего азота в очищенной воде – 4 – 8 мг/л. При осуществлении этого процесса БПК снижается более чем на 95%. Показано, что при объединении биологического метода с химическим осаждением можно добиться полного удаления фосфора. Недостатком этого метода является необходимость обеспечения большой степени рециркуляции, что влечет за собой увеличение эксплуатационных затрат.

**- Альтернативная нитри-денитрификация – метод Био-Денитри.** При осуществлении данного метода в работе находятся два резервуара периодического действия: денитрификатор (резервуар работает в аноксичных условиях, осуществляя прием сточной воды) и нитрификатор (аэробный реактор, куда поступает сток из денитрификатора). Два резервуара, в которые может подаваться сточная вода, связаны между собой (трубопровод, водослив и пр.) и оснащены механическими водосливами, которые совместно с системой подачи воды определяют направление потока внутренней циркуляции. Рабочий цикл состоит из четырех (шести) фаз, продолжительностью от 2 до 4 часов каждая, в течение которых направление внутрициркуляционного потока, как и режим резервуаров (аэробный-аноксичный) регулируется автоматически. В фазе А сточная вода поступает в резервуар 1 (аноксичный режим), где азот нитратный накопленный за предыдущие аэробные фазы работы восстанавливается до моле-

кулярного азота. В фазе А иловая смесь поступает из резервуара 1 в резервуар 2, при этом возможны «проскоки» потоков как исходной сточной воды, так и возвратного ила. Резервуар 2 работает в аэробном режиме, то есть происходит окисление азота аммонийного и деструкция органических веществ, оставшихся от предыдущей (аноксичной фазы работы). Во время фазы А концентрация азотанитратного снижается в резервуаре 1 и увеличивается в резервуаре 2. Продолжительность данной фазы определяется скоростью денитрификации в резервуаре 1 и допустимой остаточной концентрацией нитратов. Так как сточная вода подается в резервуар 1, то концентрация азота аммонийного в этом сооружении увеличивается, таким образом возникает необходимость в окислении азота аммонийного, что и происходит в фазе В, во время которой оба сооружения работают как нитрификаторы, а сточная вода подается в резервуар 2. Продолжительность фазы В определяется скоростью нитрификации и концентрацией азота аммонийного в резервуаре 1. Фаза С – вторая основная фаза цикла. Направление внутрициркуляционного потока - из резервуара 2, работающего в режиме денитрификатора, в резервуар 1, работающего в режиме нитрификатора. Фаза D – вторая промежуточная фаза цикла, аналогична фазе В. Суммарная продолжительность описанных работ: 3 – 6 часов. Процесс Bio-Denitro легко управляем относительно распределения объемов между нитриденитрификаторами. Варьируя продолжительность фаз А и В, можно достичь 50 – 100% удаления азота. Если фазы В и D протекают в аноксичных условиях, то объем денитрификатора может достигать 60% от всего объема. При расчете объемов сооружений учитывают возраст ила при минимальной температуре, рассчитанный на полную нитрификацию. При расчете объема денитрификатора учитывают источник органического углерода, требуемую степень удаления азота нитратного. Данный метод получил широкое распространение с начала 70 г. 20 в. В мире работает большое количество установок, производительностью, соответствующей 500 – 1000 000 условных жителей. Работа сооружений может быть автоматизирована путем установки контролирующего «on line» оборудования, что дает возможность добиться очень высокого качества очистки. При реализации этой схемы удаление азота общего доводится до достижения концентрации 3 – 5 мг/л. удаление БПК более, чем на 95%.

**- Денитрификация в реакторах периодического действия.** При использовании реакторов SBR биоокисление и отстаивание активного ила осуществляется в одном и том же резерву-



аре, например, сначала резервуар эксплуатируется в режиме аэротенка, а затем отстойника. Схематично процесс представлен на рис. 8.5. При расчете объема резервуара определяется объем необходимый для протекания процесса нитрификации (с учетом необходимого возраста ила, обеспечивающего нитрификацию при наиболее низких температурах) и объем, необходимый для осуществления денитрификации (с учетом скорости процесса при данном виде органического субстрата, необходимой степени удаления азота нитратного и температуры процесса). Удаление органических загрязнений по БПК может быть осуществлено более чем на 95%, содержание общего азота может быть снижено до 3 – мг/л. Следует отметить, что для работы данных установок в режиме трансформации и удаления форм азота, требуется устройство усреднителя по расходу или, по крайней мере, два реактора SBR.

Реактор работает следующим образом: заполнение – 2,5 ч, сточная вода закачивается в резервуар, эксплуатируемый нитриденитрификации (попеременно); аэрация – 0,5 ч – деструкция органических соединений; отстаивание 0,5 – 1,5 ч, активный ил отстаивается и избыточный ил при необходимости может быть удален; опорожнение – 0,5 – 1,5 ч, очищенная вода отводится из сооружения; состояние покоя – 0,5 ч, эта фаза используется в случае значительного колебания в притоке сточных вод.

### **Биологическое удаление фосфора**

При концентрации БПК<sub>5</sub> в исходных стоках около 200 мг/л около 2 мг P/л переходит в состав клеточного вещества ила. Максимальное содержание фосфора в активном иле составляет около 3%. Таким образом, некоторое количество фосфора удаляется с избыточным илом. Однако при очистке сточных вод согласно отечественным нормативам и по Европейским правилам требуется более глубокое удаление фосфора. Это достигается при биологической очистке и при химическом осаждении фосфатов. При биологической очистке в составе активного ила культивируются путём создания благоприятных условий специальных типов микроорганизмов, способных к "жадному" поглощению фосфора, который впоследствии также выводится с избыточным илом, но его содержание в иле значительно превышает 3%, и составляет от 10% до 30% (последнее в редком случае). Микробиологам удалось выделить культуру *Acinetobacter* из полифосфатаккумулирующих микроорганизмов и еще около 60 типов микроорганизмов, которые способны поглощать фосфор. Условия культивирования указанных микроорганизмов требуют наличия легкобиораз-

лагаемой органики (летучих жирных кислот – ЛЖК). С этой целью органические растворенные углеродные соединения и взвешенные фракции должны быть переработаны анаэробными микроорганизмами в жирные кислоты с короткими цепочками. Для сохранения как можно большего числа фосфоропоглощающих бактерий в смешанном биоценозе, необходима отдельная рециркуляция иловой смеси через анаэробную ступень.

В настоящее время существует большое количество всевозможных схем биологического удаления фосфора одновременно с процессами нитриденитрификации (рис.8.) [11].

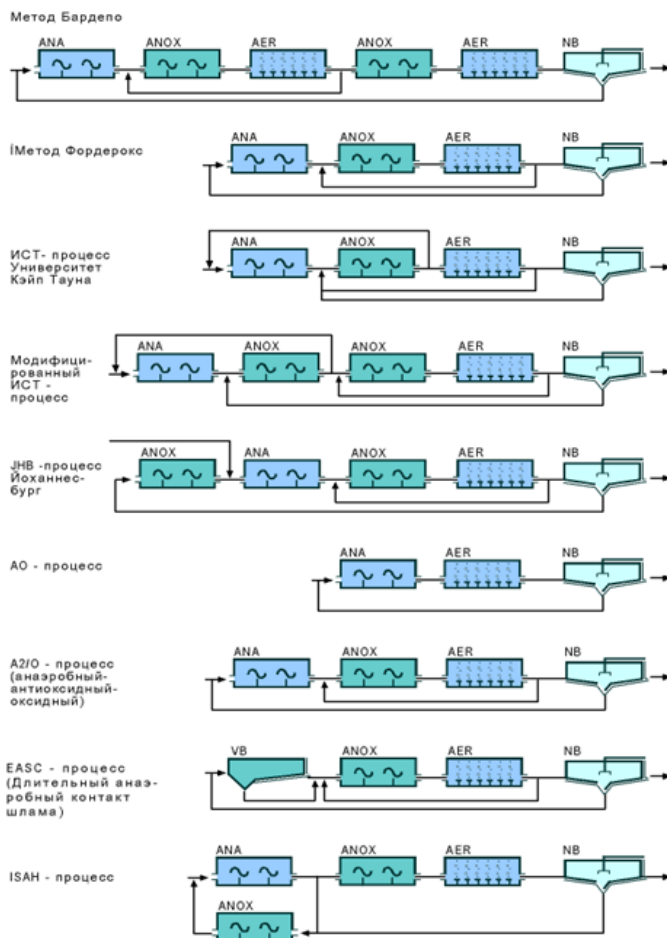


Рис.8 Процессы биологического удаления фосфора в основном потоке [11].

Представляет интерес и "процесс обходного потока" наиболее известен, как процесс Фострипа (рис. 9). Определяемая эмпирическим путем часть рециркуляционного АИ подается в сгуститель (фосфороотделитель). Время пребывания АИ установке должно составлять от 10 до 24 часов. Вследствие анаэробных условий рабочей среды происходит переход фосфора из иловой смеси в жидкую фазу, внутренняя рециркуляция АИ способствует вымыванию фосфора. Далее фосфоронасыщенный раствор поступает на ступень реагентного (кальциевого) осаждения. По этой технологии построены в США многочисленные установки без ступени глубокого удаления азота.

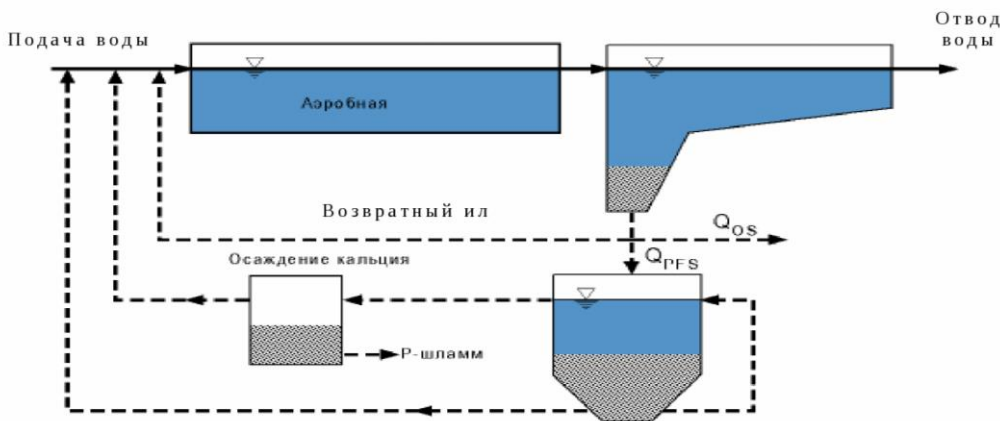


Рис. 9. Схематическое изображение процесса Фострипа

В соответствии с литературными данными отношение  $P:БПК_5$  равное 0,01-0,03 позволяет достичь высокой эффективности удаления фосфатов за счет возможности образования достаточного количества органических кислот. Объем анаэробной зоны можно рассчитать из условия, что продолжительность пребывания составляет 2 часа с учетом поступления на эту ступень и циркуляционного расхода  $(1+Q_{RS})$ . При благоприятных условиях объем зоны дефосфотизации составляет 25-35% общего объема аэротенка.

Возможность биологического извлечения фосфора оцениваются по фактору  $P_f$ , который рассчитывается по формуле:

$$P_f = \frac{C_{o,БПК5} \cdot a - C_{e,NOx} \cdot 2,9 \cdot RV}{1 + RV} \cdot f_{ха}$$

где  $C_{o, БПК5}$  - БПК<sub>5</sub> притока;  $C_{e,NOx}$  - содержание оксида  $N_2$  в стоке вторичного

отстойника;  $RV$  - обратная зависимость рециркуляции  $R$ ;  $a \approx 0,3$ -фактор для легкоразлагаемого ХПК;  $2,9$  - стехиометрическая величина для нахождения  $O_2$  в процессе денитрификации;  $f_{xa}$  – составляющая анаэробной части, содержащейся в активном иле.

$$f_{xa} = \frac{W_{ANA} \cdot C_{ANA}}{W_{FNA} \cdot C_{ANA} + W_{DN} \cdot C_{DN} + W_{BB} \cdot C_{BB}} \text{ (мг/л)}$$

Данный метод позволяет ориентировочно оценить эффективность удаления фосфора.

Одним из вариантов определения легко перерабатываемой доли субстрата является скорость поглощения по аэробному методу Батча.

$$S_s = \frac{1}{1 - Y_r} \cdot \text{Fläche} \cdot \frac{W_{al} + W_{cm.в}}{W_{cm.в}}$$

где  $S_s$  – легкоразлагаемые ХПК- фракции; *Fläche* – количество требуемого  $O_2$  для разложения легкоразлагаемых фракций (мг/л);  $W_{al}$  – объём поступающего активного ила;  $W_{ст.в}$  объём поступающей сточной воды;  $Y_r$  гетеротрофный коэффициент выхода (= 0,65 )

Данная методика позволяет определить приоритеты по извлечению из сточных вод каждого биогенного элемента в отдельности. Легкоокисляемые субстраты должны в первую очередь расходоваться на удаление соединений азота – нитриденитрификацию, и лишь затем, на биологическое удаление фосфора.

### Химическое выделение фосфора

Наряду с биологическим способом удаления фосфора применяются физико-химические методы. Наиболее распространены являются химические способы основу, которых составляют осаждение и флотация. Под осаждением понимается перевод растворенных в воде компонентов в частицы осадка. В этом процессе фосфор выступает лишь как ортофосфат ( $PO_4^{3-}$ ), а не как негидролизующийся полифосфат, органические фосфорные соединения или фосфорная кислота, когда растворенный ортофосфат вступает в фазовый переходный процесс.

На рис. 10. представлены различные технологические схемы химического удаления фосфора с указанием точек подачи коагулянтов. В режиме предварительного осаждения коагулянт по-

дается до первичного отстойника (п.о.). При этом, необходимо обеспечить хорошее смешение сточной воды с коагулянтom. Это достигается применением специальных устройств (барботажные устройства, смесители различных конструкций).

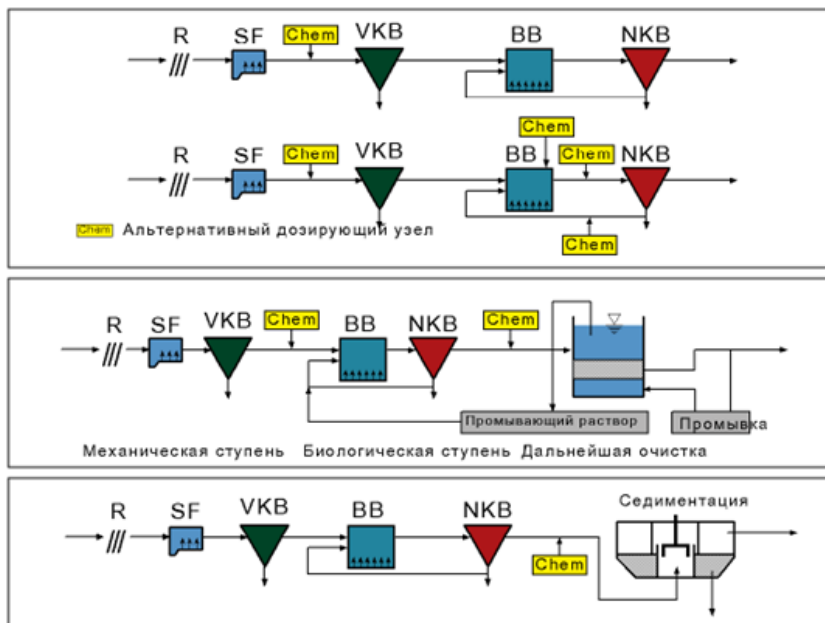


Рис. 10 Наиболее важные технологические схемы химического удаления фосфора

**Предварительное осаждение имеет следующие преимущества:** разгрузка биологической ступени, в зависимости от качественного состава сточной воды, достигает 50% по показателям БПК и ХПК; предварительное осаждение реализуемо в любой установке с первичным отстойником; сокращение количества воздуха на аэрацию. К недостаткам метода следует отнести: высокое илообразование; сокращение легкоокисляемых углеродосодержащих соединений, необходимых для биологического удаления фосфора и процессов нитри-денитрификации; повышенная потребность в коагулянте.

**При синхронном осаждении,** которое применяется наиболее часто, подачу коагулянта можно осуществлять одновременно перед первичным отстойником ( $\text{FeSO}_4$ ) и на стадии биологической очистки. Основное преимущество данной схемы: возможность использования  $\text{FeSO}_4$ ; достижение высокого буферного

эффекта благодаря присутствию солей металла в иле; улучшение илового индекса ила за счет солей металлов. **Недостатками метода являются:** опасность снижения показателя рН из-за применения кисло-реагирующих коагулянтов; уровень илообразования выше, чем при схеме вторичного осаждения; возможно разрушение макрохлопьев в рециркуляционных насосах. В схеме с флотационным илоудалением с предварительным или синхронным осаждением оставшуюся долю фосфатов удаляют добавкой коагулянта с последующей фильтрацией. Достижимая эффективность очистки воды составляет  $< 0,1$  мг/л фосфора. Это является основным преимуществом метода при достаточно высоких энергозатратах.

**Вторичное осаждение фосфатов** требует дополнительного оборудования после вторичного отстойника в виде специального реактора или других систем. **Основное преимущество вторичного осаждения:** Дозирование может осуществляться по условиям, независимым от биологической очистки. Фосфатный осадок отбирается отдельно, что дает возможность его вторичного использования. **К недостаткам** следует отнести высокие производственные затраты и инвестиции. Необходимо отметить, что непосредственные расходы на удаление фосфора по сравнению с общими вложениями, невелики. Большая доля инвестиции уходит на оборудование, узлы и ступени доставки, разгрузки, хранения, растворения и дозирования. При использовании ступеней флотации и дополнительного осаждения требуются большие дополнительные капитальные вложения. Наиболее затратными являются: коагулянты и дополнительные меры по обработке осадка, а также затраты по удалению и вывозу осадка.

**Вторичные отстойники** являются завершающим этапом стадии (ступени) биологической очистки и предназначены для декантации ила из биологически очищенных сточных вод. Вторичные отстойники всех типов после аэротенков надлежит рассчитывать по гидравлической нагрузке  $q_{ssa}, \text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ , с учетом концентрации активного ила в аэротенке  $a_i$ , г/л, его индекса  $J_i$ ,  $\text{см}^3 / \text{г}$ , и концентрации ила в осветленной воде  $a_t$ , мг/л, по формуле:

$$q_{ssa} = \frac{4,5K_{ss}H_{set}^{0,8}}{(0,1J_i a_i)^{0,5-0,01a_t}}$$

где  $K_{ss}$  - коэффициент использования объема зоны отстаивания, принимаемый для вертикальных отстойников - 0,35;  $H_{set}$  - глубина проточной части в отстойнике, равная 3,5 м;  $a_t$  - следует принимать не более 10 мг/л, а<sub>г</sub> - не более 15г/л.

Нагрузки на ил  $q_i$ , мг  $BPK_{полн}$  на 1 г беззольного вещества ила в сутки, надлежит рассчитывать по формуле

$$q_i = \frac{24(L_{en} - L_{ex})}{a_i(1-s)t_{at}}, \text{ где } t_{at} - \text{ период аэрации, ч. } L_{en} -$$

$BPK_{полн}$  поступающей в аэротенк сточной воды (с учетом снижения BPK при первичном отстаивании), мг/л;  $L_{ex} - BPK_{полн}$  очищенной воды, мг/л; Величину илового индекса необходимо определять экспериментально при разбавлении иловой смеси до 1г/л в зависимости от нагрузки на ил.

**Сооружения доочистки** в зависимости от назначения могут быть нескольких типов. Если очищенные воды планируется сбрасывать в водоем или повторно использовать, то завершающим этапом очистки является снижение концентрации взвешенных веществ до 3-5 мг/л, снижение BPK до 3 мгО<sub>2</sub>/л, снижение концентрации азота аммонийного до 0,39 мг/л, азота нитритов до 0,08 мг/л, азота нитратов до 9,1 мг/л, фосфора фосфатов до 0,2 мг/л. Если после биологической очистки концентрация взвешенных веществ и BPK не превышает 15 мг/л, а остальные показатели соответствуют ПДК, то для доочистки целесообразно применять фильтрование очищенных сточных вод через песчаную загрузку, для этих целей используют фильтры, загруженные песком или фильтрование через мембраны (ультрафильтрация) или возможно использовать микрофильтры. Если требуется снизить не только концентрацию взвешенных веществ, BPK но и азот аммонийный при его концентрации не более 5 мг/л достаточно эффективны в этом случае аэрируемые биореакторы с ершовой загрузкой. Если после биологической очистки наблюдаются высокие концентрации растворенной труднорастворимой органики, то устраивают двухступенчатую доочистку: например, на первой ступени используют биореакторы или фильтры с песчаной загрузкой, а на второй ступени применяют фильтры с загруженными активированным углем. Если в биологически очищенной воде остается высокое содержание азота аммонийного, и последующая

нитрификация нецелесообразна, так как ведет к увеличению концентрации азота нитратного, то для удаления из сточных вод азота аммонийного предусматривают ионный обмен с использованием селективной загрузки (целесообразно применение природных цеолитов). Как правило, иониты в технологической схеме доочистки устанавливают после фильтров, загруженных песком (или микрофильтров), и фильтров, загруженных активированным углем.

### Фильтрация

Сущность метода заключается в фильтрации обрабатываемой воды, содержащей примеси, через фильтрующий материал, проницаемый для жидкости и непроницаемый для твердых частиц. В системах доочистки сточных вод фильтрацией наиболее часто используют скорые безнапорные фильтры.

Фильтры и их коммуникации рассчитываем на работу при нормальном и форсированном режимах, когда часть фильтров находится на ремонте.

Выбираем конструкцию фильтра, материал загрузки и скорости фильтрации. Скорость фильтрации при нормальном режиме  $V_n = 5$  м/ч, при форсированном режиме  $V_f$  не более 7,5 м/ч. Высота слоя равна 0,8-2 м.

Общую площадь скорых фильтров определяем по формуле:

$F = Q_n / (T_{ст} \cdot V_n - n_{пр} \cdot q_{пр} - n_{пр} \cdot T_{пр} \cdot V_n)$ , м<sup>2</sup>, где  $Q_n$  – полезная производительность станции, м<sup>3</sup>/сут.;  $T_{ст}$  – продолжительность работы станции в течении суток, ч.  $V_n$  – расчетная скорость фильтрации при нормальном режиме, м/ч;  $n_{пр}$  – число промывок одного фильтра в сутки при нормальном режиме эксплуатации,  $n = 2$ ;  $q_{пр}$  – удельный расход воды на одну промывку одного фильтра, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>, определяем по формуле

$q_{пр} = 0,06 \cdot \omega \cdot t_n$ , м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>, где  $\omega$  – интенсивность промывки, в зависимости от размера частиц;  $t_n$  – время промывки.

Количество фильтров на станции определяют по формуле:

$$N_f = \sqrt{F_f / 2}$$

При этом скорость фильтрации при форсированном режиме:

$V_f = V_n \cdot N_f / (N_f - N_1)$ , м/ч, где  $N_1$  – число фильтров, находящихся на ремонте.

Площадь одного фильтра:

$$F_{1ф} = F_f / N_f = \text{м}^2$$

При доочистке сточных вод от органических загрязнений на зернах загрузки фильтров образуется биологическая пленка из полисахаридов и бактериального ила. Аэробные микроорганизмы



биологической пленки существуют в обычных фильтрах только благодаря кислороду, вносимому с биологически очищенной сточной водой, но этого кислорода бывает недостаточно для создания аэробных условий во всей толще фильтрующей загрузки. Из-за недостатка кислорода создаются неблагоприятные условия для жизнедеятельности аэробных микроорганизмов, в результате чего концентрация растворенных органических загрязнений снижается незначительно. Продолжающиеся в теле фильтра биохимические процессы могут быть эффективны только при достаточном количестве кислорода. Для более глубокого удаления органических загрязнений и насыщения воды кислородом предусматривается введение (и распределение) сжатого воздуха в толщу фильтрующей загрузки. На рис. 11 представлена схема компоновки аэрируемых зернистых фильтров для глубокой очистки биологически очищенных сточных вод, разработанная в Харьковском отделении ВНИИ ВОДГЕО.

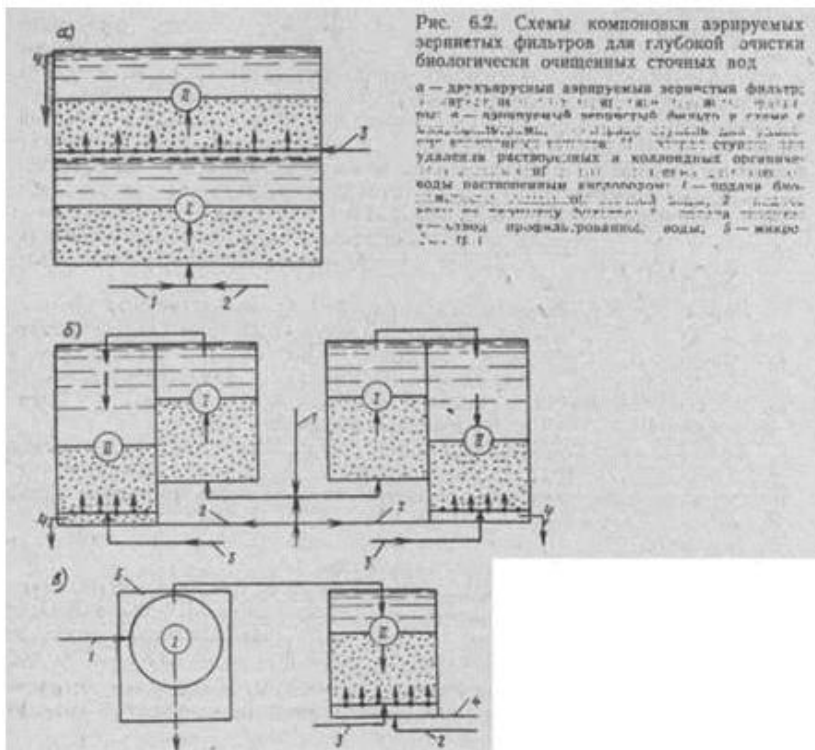


Рис. 11 Схемы компоновки аэрируемых зернистых фильтров для глубокой очистки биологически очищенных сточных вод: а — двухъярусный аэрируемый зернистый фильтр; б — двухступенчатые аэрируемые зернистые фильтры; в — аэрируемый зернистый фильтр в схеме с микрофильтрами; / — первая ступень для удаления взвешенных веществ; // — вторая ступень для удаления растворенных и коллоидных органических загрязнений и для насыщения доочищенной воды растворенным кислородом; 1 — подача биохимически очищенной сточной воды; 2 — подача воды на промывку фильтра; 3 — подача воздуха; 4 — отвод профильтрованной воды; 5 — микрофильтры

### Аэробный биореактор с насадкой из полимерных ершей

В последние годы в системах доочистки сточных вод стали широко применяться новые методы, которые сочетают в себе достоинства фильтров и предусматривают возможность биологической деструкции остаточных органических загрязнений по-

сле полной биологической очистки сточных вод при помощи прикрепленной биомассы. В качестве загрузочного материала, на котором происходят процессы глубокого изъятия загрязнений, используются ерши из супертонкого капронового волокна с удельной поверхностью 0,4 м<sup>2</sup>/г. Принцип работы биореакторов заключается в следующем. В резервуар с загрузочным материалом подается биологически очищенная вода, под загрузочным материалом установлена система аэрации, которая обеспечивает в резервуаре необходимую циркуляцию сточной воды через контейнеры с загрузкой. Этот поток вовлекает поступающую сточную воду в циркуляцию, снабжает биомассу гидробионтов, прикрепляющуюся на загрузке, кислородом и растворенными в воде органическими веществами. Путем простой обработки биологически очищенных сточных вод достигается снижение содержания взвешенных веществ, органических загрязнений и азота аммонийных солей до ПДК.

Снижение концентрации взвешенных веществ и органических веществ достигается в основном за счет механического удержания выносимых из вторичных отстойников хлопков ила. Снижение концентрации азота аммонийного достигается за счет процесса нитрификации иммобилизованной биомассой, формирующейся на поверхности ершовой загрузки. Расчетные параметры могут быть приняты следующие: средняя скорость окисления азота аммонийного  $\rho=0,05$  гN/(г сут); среднее количество биомассы, образующейся на 1 см<sup>2</sup> поверхности загрузки  $\sigma=0,002$  г/см<sup>2</sup>; удельная поверхность ершей  $S=0,4$  м<sup>2</sup>/г; вес 1 п.м. ерша равен 45 г; в 1 м<sup>3</sup> объема биореактора находится 80 погонных метров ершей; скорость фильтрования принимают от 2 до 10 м/ч.

Удельный расход воздуха, подаваемый в камеру насыщения определяется по формуле:

$$q_b = \frac{N_b}{K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \cdot K_T} \cdot \left[ \left( \frac{C_a - C_s}{C_a - C_{ex}} \right)^{1/N_b} - 1 \right],$$

где  $N_b$  – число ступеней аэрации,  $N_b=1$ шт;  $C_a$  – растворимость кислорода воздуха в воде при данной температуре, и давлении (принимается по справочным данным);  $C_s$  – концентрация кислорода в сточной жидкости перед блоком (принимается 2мг/л);  $C_{ex}$  – концентрация кислорода в очищенной сточной жидкости (принимается бмг/л);  $K_1$  – коэффициент, учитывающий тип аэратора, принят в зависимости от соотношения площадей аэрируемой зоны к площади камеры насыщения ;  $K_2$  – коэффи-

циент, зависящий от глубины погружения аэратора;  $K_3$  - коэффициент качества воды;  $K_T$  - коэффициент, учитывающий температуру сточных вод:  $K_T = 1 + 0,02 \cdot (T_w - 20)$ ;

Расход воздуха на регенерацию "ершовой загрузки" одного биореактора:

$$q_{Br} = J \cdot f, \text{ м}^3 / \text{ч},$$

где  $J$  – интенсивность продувки,  $\text{м}^3/\text{м}^3 \cdot \text{ч}$ .

Периодичность продувки – 1 раз в 6 дней; время продувки – 1 час.

Количество биореакторов, промываемых в сутки – 1 шт.

Пример расчета параметров ершовой загрузки для удаления 3 г/м<sup>3</sup> азота аммонийного при расходе сточных вод  $Q = 20528,6 \text{ м}^3/\text{сут}$ .

Определим количество биомассы необходимой для удаления 3,0 г/м<sup>3</sup> ( $20528,6 \cdot 3 = 61585,8 \text{ гN/сут}$ ) азота аммонийных солей, исходя из того, что средняя скорость окисления  $\rho = 0,05 \text{ гN/(г сут)}$ :

$$0,05 \text{ г} - 1 \text{ г ила}$$

$$61585,8 \text{ г} - X \text{ г ила}, X = 1231716 \text{ г ила}.$$

Определим поверхность загрузки исходя из того, что среднее количество биомассы, образующейся на 1 см<sup>2</sup> поверхности загрузки  $\sigma = 0,002 \text{ г/см}^2$ :

$$0,002 \text{ г} - 1 \text{ см}^2$$

$$1231716 \text{ г} - X \text{ см}^2, X = 61585,8 \text{ м}^2.$$

Определим вес ершей исходя из того, что удельная поверхность ершей  $S = 0,4 \text{ м}^2/\text{г}$ :

$$1 \text{ г} - 0,4 \text{ м}^2,$$

$$X \text{ г} - 61585,8 \text{ м}^2, X = 153964,5 \text{ г}.$$

Определим количество погонных метров ершей, зная, что 1 п.м. ерша равен 45 г:

$$1 \text{ п.м.} - 45 \text{ г},$$

$$X \text{ п.м.} - 153964,5 \text{ г}, X = 3421,4 \text{ п.м.}$$

Определим объем биореактора, зная количество погонных метров ершей в 1 м<sup>3</sup> объема биореактора:

$$1 \text{ м}^3 - 80 \text{ п.м.},$$

$$X \text{ м}^3 - 3421,4 \text{ п.м.}, X = 42,8 \text{ м}^3.$$

Скорость фильтрования  $v = 5 \text{ м/ч}$ ;

Площадь одного биореактора определим по формуле:

$$F = \frac{Q}{n * 24 * v}, \text{ м}^2,$$

$$F = \frac{20528,6}{2 * 24 * 5} = 85,5 \text{ м}^2.$$

Принимаем 2 биореактора, с размерами одного биореактора в плане:

9 x 9,5 м. С учетом удобства эксплуатации и обслуживания биореактора, размеры сооружения принимаются больше размеров загрузки на 10 см с каждой стороны

Время контакта принимаем 40 минут, тогда высота биореактора

$$H = \frac{40 * 5}{60} = 3,35 \text{ м}.$$

Принимаем биореактор доочистки высотой:

$$H = 0,5 + 3,35 + 0,5 = 4,35 \text{ м}.$$

После аэробного биореактора сточные воды имеют следующие показатели:

БПК<sub>полн</sub> менее 3мгО<sub>2</sub>/л;

Взвешенные вещества – менее 3 мг/л

Азот аммонийный 0,3 мг/л

### **Адсорбция**

Для глубокой очистки промышленных сточных вод, от веществ молекулярной степени дисперсности, механически слабо извлекаемых и недостаточно окисляемых или не окисляемых при биологической очистке используют сорбционные процессы. Ориентировочно эффективность очистки сточных вод сорбцией для различных производств следующая: нефтехимических – 92%; пищевых – 90%; текстильных – 93%; целлюлозно-бумажных – 90%. К преимуществам сорбционной очистки следует отнести возможность удаления загрязнений чрезвычайно широкой природы, практически до любой остаточной концентрации независимо от их химической устойчивости, отсутствие вторичных загрязнений и возможность автоматизации процесса. Наиболее часто адсорбцию используют для очистки вод от органических веществ: фенолов, красителей, бензола, толуола, ПАВ (так БПК<sub>п</sub>/ХПК для бензина и керосина 0,03 – 0,12, для нефти 0,04 – 0,1, для фенолов 0,5 -0,15). Для сорбции органических веществ следует применять неполярные гидрофобные сорбенты – активированные угли.

Эффективную скорость фильтрования сточной воды, при которой адсорбция будет осуществляться в оптимальном режиме определяют экспериментально, в лабораторных условиях.

Показателем, характеризующим целесообразность применения адсорбции, является удельная адсорбция вещества ( $a$ , ммоль/кг; г/г) равновесная с исходной концентрацией очищаемых сточных вод ( $C_0$ , ммоль/м<sup>3</sup>; мг/л). Удельную адсорбцию определяют в каждом конкретном случае в лабораторных условиях, так как эта величина зависит от многих факторов и, прежде всего от вида сточных вод, характеристики адсорбента, в частности преимущественном размере пор, дисперсном составе адсорбента и технологического приема извлечения загрязняющих веществ. С каждым циклом «сорбция – регенерация» значение удельной адсорбции уменьшается в среднем на 10 –15%, поэтому при проектировании сорберов следует учитывать дополнительные (резервные) объемы.

В зависимости от дисперсного состава адсорбента принципиальные конструкции адсорбентов можно подразделить на следующие типы: - адсорбенты – смесители. Фракции зерен сорбента 0,05 – 0,5 мм, их эффективно используют для очистки сточных вод небольших объемов высококонцентрированных сточных вод; - адсорбенты с плотным слоем неподвижной или движущейся загрузки. Фракции зерен сорбента - 0,8 – 5 мм. Они могут применяться для очистки сточных вод самого широкого спектра концентраций и химического строения извлекаемых примесей; - адсорбенты с псевдоожиженной загрузкой. Фракции зерен сорбента - 0,25 – 2,5 мм, их используют в основном для очистки небольших объемов сточных вод с хорошо сорбируемыми загрязнениями, расширение слоя осуществляется не менее чем на 50% восходящим потоком воды со скоростью 10 – 40 м/ч; - патронные адсорбенты. Фракции зерен сорбента - 0,02-0,1 мм, используются для очистки небольших объемов низкоконцентрированных сточных вод. В практике доочистки производственных сточных вод наиболее часто используют технологию извлечения растворенных примесей фильтрованием через слой активированного угля (плотный слой неподвижной загрузки). Эта схема предназначена для очистки любых объемов сточных вод с самым широким спектром концентраций и химическим строением извлекаемых растворенных примесей.

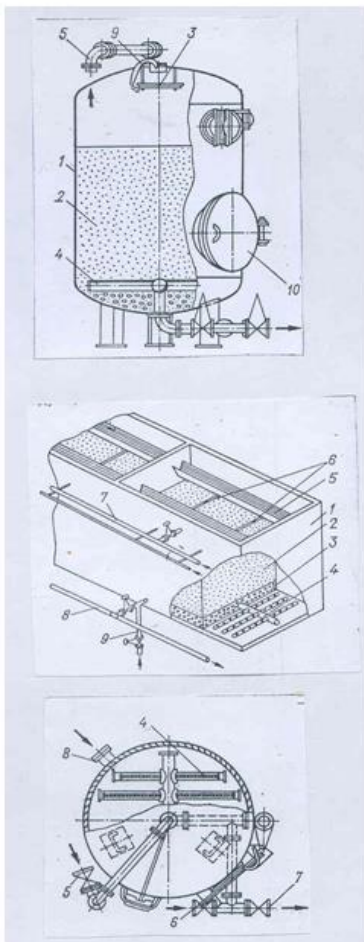


Рис. 12 Схема вертикального напорного адсорбера: 1 – корпус; 2 – неподвижный слой активного угля; 3- распределительное устройство; 4 – дренажная система; 5 – трубопровод подачи очищаемой сточной воды; 6 – штуцер подачи взрыхляющей воды; 7 – штуцер для отвода очищенной воды; 8 – штуцер для гидровыгрузки активного угля; 9 – трубка для сброса воздуха; 10 – люк.

Рис. 13. Схема безнапорного железобетонного адсорбера: 1 – корпус; 2 – активный уголь; 3 – поддерживающие гравийные слои; 4 – дренажная система; 5 – желоб; 6 – трубопроводы поверхностной промывки слоя адсорбента; 7 – трубопроводы подачи очищаемой сточной воды; 8 – трубопровод отвода очищенной воды; 9 – трубопровод подачи взрыхляющей сточной воды.

Наиболее часто осуществляется адсорбция растворенных веществ фильтрованием жидкости через плотный слой гранулированного сорбента с эквивалентным диаметром зерен 0,8 - 4 мм. Осуществление этого способа адсорбции заключается в следующем: фильтровальную колонну, представляющую собой круглый или прямоугольный в плане резервуар высотой от 1,5 до 10 метров загружают гранулированным активированным углем, сверху подают очищаемую воду со скоростью от 1 до 20 м/ч (наиболее оптимальная область скоростей фильтрования). Аппараты могут быть использованы открытые или напорные (рис. 12,13).

В результате движение воды, концентрация вещества

вдоль сорбента изменяется от исходной  $C_0$  до конечной  $C$  ( $C = \text{ПДК}$ ). Так как скорость адсорбции определяется скоростью массопереноса, процесс поглощения вещества из потока протекает не мгновенно, а требует времени в течение которого концентрация адсорбтива падает от  $C_0$  до  $C=0$ , а сам элемент потока перемещается на расстояние  $H_0$ , этот участок получил название "работающего слоя". При поступлении последующих порций воды удельная сорбционная емкость работающего слоя уменьшается и соответственно снижение концентрации адсорбтива от  $C_0$  до  $C=0$  заканчивается на большем расстоянии от начала слоя. Изменение длины участка слоя будет продолжаться до тех пор, пока начальный участок слоя (лобовой слой) не насытится адсорбтивом до равновесия с его концентрацией в потоке  $C_0$ . Далее этот участок слоя в процессе адсорбции участия принимать не будет, и начало поглощения адсорбтива переместится далее по слою, где зерна адсорбента еще не полностью насыщены. С этого момента все условия адсорбции вещества из потока воспроизводятся. Высота работающего слоя становится постоянной, но его положение все время изменяется, перемещаясь по длине слоя адсорбента. После насыщения всего слоя адсорбента растворенным веществом возникает так называемый проскок растворенных веществ в фильтрат, ( $C_{ex} > \text{ПДК}$ ), тогда фильтр останавливают на регенерацию.

В адсорбционной установке - фильтре всегда есть слой сорбента с высотой  $H_1$ , в котором за некоторый период времени  $t_{ads}$  адсорбционная емкость исчерпывается до степени  $K$ :

$$H_1 = \frac{D^{\min} * Q * t_{ads}}{F * \gamma}, \text{ м, где: } D^{\min} = (C^{\text{en}} - C^{\text{ex}}) / K_{sb} a_{sb}^{\max} - \text{ми-}$$

нимальная доза сорбента,  $\text{г/м}^3$ ;  $Q$  – среднечасовой расход сточных вод,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $t_{ads}$  – период времени за который адсорбционная емкость исчерпывается до степени  $K_{sb}$ , которая принимается равным  $0,6 - 0,8$ ;  $F$  – площадь загрузки адсорбционной установки,

$\text{м}^2, F = \frac{Q}{v}, \text{ м}^2$ ;  $\gamma$  – насыпной вес для активированного угля -  $0,45$

$\text{г/м}^3$ ;  $C^{\text{en}}$ ,  $C^{\text{ex}}$  – концентрация сорбата до и после очистке в слое сорбента соответственно;  $a_{sb}^{\max}$  – максимальная адсорбционная емкость сорбента,  $\text{мг/г}$ , рассчитывается по формуле:  $a_{sb}^{\max} = (C^{\text{en}} - C^{\text{ex}})V / H F_m \gamma$ ,  $\text{мг/г}$ , определяется экспериментально: в модельную колонку загружается несколько граммов вещества сорбента и с установленной скоростью через загрузку фильтруют очищаемую воду. Через некоторое время, определяемое по секундомеру, от-



бирают пробы фильтрата. Когда в пробе обнаружится проскок вещества концентрацией, превышающей допустимую, вычисляют объем воды прошедшей через загрузку и определяют «а».

Таких исследований делают несколько, определяя зависимость «а<sub>0</sub>» от скорости фильтрования:  $a_0 = f(v)$ . Для открытых фильтров скорость фильтрования колеблется от 1 до 10 м/час. V – Количество сточных вод, прошедших через слой адсорбента Н в модельной колонне, м<sup>3</sup> до появления в фильтрате концентрации C<sup>ex</sup>; F<sub>m</sub> – площадь сечения слоя адсорбента в модельной колонне, м<sup>2</sup>.

Слой сорбента высотой Н<sub>2</sub> обеспечивает работу установки до проскока в фильтрат адсорбата в концентрации, не превышающей C<sub>ex</sub> в течение времени t<sub>ads</sub>, назначаемого по условиям эксплуатации:

$$H_2 = D^{\max} Q t_{ads} / F \gamma,$$

где  $D^{\max} = (C^{en} - C_{ex}) / a_{sb}^{\min}$ , г/м<sup>3</sup> – максимальная доза сорбента; a<sub>sb</sub><sup>max</sup> – минимальная сорбционная емкость сорбента при исходной концентрации сорбата КС<sup>en</sup>, мг/г, определяется экспериментально.

Слой сорбента высотой Н<sub>3</sub> представляет собой резервный слой рассчитанный на продолжительность работы установки в течение времени перегрузки или регенерации слоя сорбента высотой Н<sub>1</sub> и составляет в среднем 2 – 2,5 м. Таким образом общая высота слоя сорбента (Н<sub>об</sub>) составляет:

$$H_{об} = H_1 + H_2 + H_3, \text{ м.}$$

Число последовательно работающих адсорбентов N определяют по формуле:

$$N = H_{об} / H_{ads},$$

где: H<sub>ads</sub> – высота сорбционной загрузки одного фильтра, м, принимаемая конструктивно.

Сорбционные установки с плотным слоем загрузки используются при концентрации взвешенных веществ в исходной воде не более 5 мг/дм<sup>3</sup>. В табл. 9 приведены характеристики некоторых отечественных активированных углей.

Таблица 9

## Характеристики некоторых отечественных активированных углей

Марка	Площадь поверхности, м <sup>2</sup> /г		Крупность основной фракции, мм	Насыпная плотность, г/дм <sup>3</sup>
	Суммарная	переходных пор		
ОУ – А	805	138		
ОУ – Б		138		
Продолжение таблицы 9				
КАД-молотый		64		
АГ-2		33	1,5 – 2,0	600
АГ-3			1,5 – 2,8	450 (400 – 500)
АГ-5			1,0 – 1,5	450
КАД-иодный	977	110	2,0 – 5,0	380 – 450
СКТ		108	1,5 – 2,0	420
СКТ-3			2,0 – 3,5	420 – 470
АР-3		48	2,7 – 5,5	550
БАУ	915	50-60	1,0 – 5,0	220-350
ДАК		30	0,5 – 1,5	230

**Реагентные методы доочистки сточных вод от азота**

При доочистки небольших количеств производственных сточных вод, сталкиваются с проблемой нецелесообразности устройства сооружений биологической очистки с системами нитри-денитрификации.

Существуют различные методы снижения концентрации форм азота в очищаемой воде (таблица 10).

*Отдувка аммиака воздухом* представляет собой модификацию процесса аэрации, используемого для удаления из воды газов.

Ионы аммония в сточной воде находятся в равновесном

состоянии с аммиаком (летучее соединение) при повышении значения рН до 11,5 равновесие смещается в сторону образования аммиака:  $\text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NH}_4\text{OH} \rightarrow \text{NH}_4^+ + \text{OH}^-$ , который на станции очистки воды отдувается воздухом при температуре более 15°C.

Технологически этот способ реализуется следующим образом: в сточную воду добавляют известь, в количестве при котором рН сточных вод составит 10,5 – 11,5, далее воду подают в башенные градирни, куда направляют и воздух. Аммиак переходит в воздух и поступает в атмосферу. Эффект удаления азота может составить 95%.

Этот способ прост и надежен, однако он имеет высокую стоимость, эффект понижается при низких температурах, возможны отложения карбоната кальция в трубопроводах, необходимо последующее снижение рН, есть опасность загрязнения атмосферы.

Таблица 10

Основные методы и данные по эффективности существующих различных способов удаления из сточных вод органического, нитратного и аммонийного азота

Методы	Удаление азота в %			
	органический	аммонийный	нитратный	общий
Отдувка воздухом	не удаляется	60-98	не удаляется	50-90
Хлорирование	не удаляется	80-100	не удаляется	80-95
Адсорбция активированным углем	50-90	не удаляется	не удаляется	10-20
Адсорбция активированным углем с предварительным хлорированием	50-90	80-100	не удаляется	80-95
Ионный обмен с помощью: -синтетических смол -цеолитов	80-95 удаляется незначительно	85-98 85-98	75-90 не удаляется	70-95 80-95
Электролиз	-//-	70-95	-//-	80-95
Озонирование	-//-	80-95	-//-	-//-
Химическое восстановление	-//-	-//-	50-90	-//-
Химическая коагуляция	30-70	5-15*	не удаляется	20-30

**Хлорирование.** При хлорировании воды, содержащей аммонийный азот, в зависимости от значения pH системы, концентрации  $\text{Cl}_2$  и азота аммонийного, образуется смесь монохлорамина, дихлорамина, треххлористого и молекулярного азота. Наиболее полное удаление азота аммонийного достигается при соотношении  $\text{Cl} : \text{NH}_{4(\text{N})} = 7, 6:1$  и  $10:1$  при pH 5 – 8 (продукты реакции – свободный азот и дихлорамин). При  $\text{Cl} : \text{NH}_{4(\text{N})} = (4-5):1$  и высоком pH образуются в основном монохлорамины, при pH менее 4 и больших дозах хлора образуется токсичный треххлористый азот. Однако, так как все соединения хлора с азотом в той или иной степени токсичны, то процесс хлорирования доводят до образования молекул  $\text{N}_2$ . Избыточный хлор удаляют через гранулированный активированный уголь. *Адсорбция активированным углем с предварительным хлорированием.* Активированный уголь используют для удаления органических веществ, в том числе и содержащих азот. Активированный уголь не сорбирует аммиак и соли аммония, однако он проявляет достаточно высокую сорбционную способность по отношению к хлораминам (следует отметить, что в данном случае речь идет о хемосорбции):  $2\text{NHCl}_2 + \text{C}^* + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{N}_2\uparrow + 4\text{HCl} + \text{CO}^*$ ,  $2\text{NH}_2\text{Cl} + \text{CO}^* \rightarrow \text{N}_2\uparrow + \text{H}_2\text{O} + 2\text{HCl} + \text{C}^*$

$\text{C}^* + \text{Cl}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{HCl} + \text{CO}^*$ , где  $\text{C}^*$  - активированный уголь;  $\text{CO}^*$  - поверхностные оксиды на угле.

Хлор следует вводить в воду непосредственно перед поступлением на загрузку, что способствует образованию  $\text{CO}^*$  и адсорбции хлораминов. Согласно приведенным уравнениям реакции, видно, что в среду поступает кислота, pH обрабатываемой воды понижается, следовательно, перед выпуском воды ее необходимо подщелачивать и доводить значение pH до минимально допустимого значения – 6,5. В процессе хлорирования-адсорбции удаляется в среднем 85 – 91% аммонийного азота со снижением его концентрации в воде с 12 до 0,7 – 1,8 мг/л. При этом удаляется свободный хлор и все хлорамины. Максимальная скорость фильтрования – 15 м/ч. Необходимое время контакта с хлором – 25 минут. Ориентировочная доза хлора – 110 – 150 мг/л. Преимуществом этого метода является полное превращение аммиака в летучие формы азота, довольно низкие капитальные затраты, одновременное обеззараживание воды. Однако в очищенной воде наблюдается повышение концентрации хлоридов. *Электролиз.* Для удаления азота аммонийного электролизом сточная вода, прошедшая предварительную очистку от взвешенных веществ, смешивается с морской водой и подвергается

ется электролизу в ячейке с графитовыми электродами. В результате на катоде образуется  $H_2$  и в растворе  $Mg(OH)_2$ , который используется для коагулирования примесей и связывания азота и фосфора в двойную соль  $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ , образующейся на аноде  $Cl_2$  обеззараживает воду. Осаждение аммонийного азота в виде металламмонийфосфата может быть осуществлено и при введении в обрабатываемую воду солей магния, кальция, меди, железа, марганца. Этот метод целесообразно использовать при наличии в воде фосфатов. При использовании солей магния полезно помнить, что наименьшая растворимость  $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$  при pH 10,7. Химическое восстановление применяют для удаления нитритов и нитратов, в качестве восстановителя используют железный купорос:  $NO_3^- + 2Fe^{2+} + H_2O \rightarrow NO_2^- + 2Fe^{3+} + 2OH^-$   
 $NO_2^- + 6Fe^{2+} + 5H_2O \rightarrow NH_3 + 6Fe^{3+} + 7OH^-$ , в качестве катализатора используют медь.

**Ионный обмен** Использование ионитов позволяет осуществлять непосредственную очистку сточных вод от соединений азота. Нитраты удаляются с помощью синтетических анионообменных смол, например, дуалита АЛО2-Д, амберлита ИР-45, АВ-17, Эдэ-10П в  $OH^-$  и  $Cl^-$ -формах. Присутствие в сточных водах хлорид и сульфат-ионов снижает избирательность ионитов в отношении к нитрат-ионам. Для указанных анионитов в  $Cl^-$ -форме при сорбции из нейтральных растворов ряд селективности имеет следующий вид:  $Cl^- < NO_2^- < NO_3^- < SO_4^{2-}$ . Таким образом, селективное извлечение нитрат-ионов возможно на сульфатной форме анионитов. При наличие органических веществ в сточных водах происходит их сорбция, и концентрация (по ХПК) снижается с 33 – 40 мгО/л до 18 – 25 мгО/л. Рабочая емкость анионита, достигаемая при пропускании  $360 \text{ м}^3/\text{м}^3$  (до проскока нитрат-иона в фильтрат в концентрации ПД) составляет  $580 \text{ экв}/\text{м}^3$ , содержание нитрат-ионов в очищенной воде 5 – 10 мг/л. В реальных условиях возможно подвергать очистке от нитратов не все сточные воды, а только их часть. В этом случае продолжительность фильтрацикла возрастает. Скорость фильтрования может быть достаточно высокой и составлять 50 – 70 м/ч при продолжительности фильтроцикла 12 часов. Аниониты легко регенерируются растворами сульфата натрия, калия или аммония. Регенерационный раствор, насыщенный при рециркуляции нитратом калия или аммония является ценным удобрением. Эффективность метода достаточно высока, например, ионный обмен позволяет снизить концентрацию нитратов с 30 – 70 мг/л до 0,1 – 0,5 мг/л. Для извлечения нитрата аммония из

сточных вод используют последовательное фильтрование через сильнокислотный катионит и анионит.

Для очистки сточных вод от аммонийного азота применяют синтетические органические катионообменные смолы. Селективным по отношению к ионам аммония является природный минерал – цеолит. Цеолиты – алюмосиликаты щелочных и щелочноземельных металлов с общей формулой  $Me_{2/n}OAl_2O_3 \cdot xSiO_2 \cdot yH_2O$  (Me – катион щелочного или щелочноземельного металла; n – его валентность). Для удаления азота аммонийного перспективно использование цеолита, содержащего до 80% кремнезема, например, клиноптилолита, в этом случае оптимальное значение pH сточных вод составляет 4 – 8. Наличие органических соединений в сточных водах снижают адсорбционную емкость цеолитов на 25%, поэтому ионный обмен производится после предварительного осветления, фильтрования, биологической очистки. Ионный обмен осуществляется путем фильтрования через ионообменный материал. Скорость фильтрования подбирают из расчета взаимодействия загрузочного материала со сточными водами в течение 6 – 10 мин, обычно скорость фильтрования составляет 5 – 10 м/ч. Регенерацию клиноптилолита осуществляют 8% раствором поваренной соли в сочетании с известью. Ионообменная способность цеолитов по  $NH_4-N$  достигает 500-700 мг-экв/кг. Степень удаления аммонийного азота составляет 90-97 %. На рис. 14 представлена схема глубокой очистки сточных вод с применением цеолитовых фильтров.

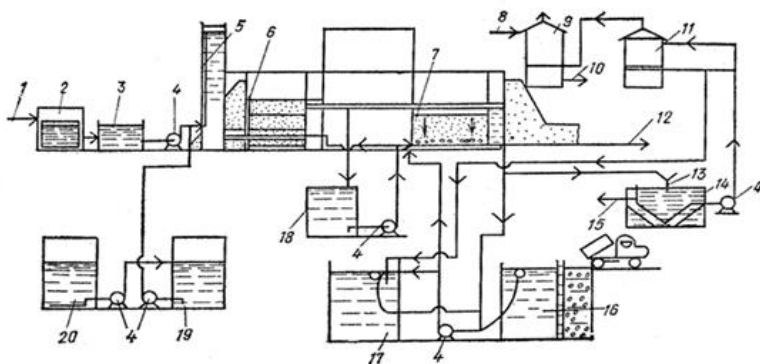


Рис. 14. Схема глубокой очистки сточных вод с применением цеолитовых фильтров

1 - подача биологически очищенной воды; 2 - барабанная сетка; 3 - приемный резервуар; 4 - насос; 5-входная камера; 6, 7-соответственно песчаный и цеолитовый фильтр; 8-подача раствора серной кислоты; 9, 11 - градирня соответственно для отдувки и нейтрализации аммиака; 10, 15 - удаление осадка на обработку; 12 - отвод воды в систему производственного водоснабжения; 13 - смеситель; 14-отстойник промывочного раствора; 16-затворный и растворный резервуары поваренной соли; 17 - расходный резервуар поваренной соли; 18 - резервуар промывной воды; 19-расходный резервуар коагулянта; 20-затворный резервуар коагулянта.

Технологическая схема реализуется следующим образом: Сточная вода после биологической очистки приходит барабанные сетки и приемный резервуар, а далее насосом подается во входную камеру, откуда поступает на песчаные фильтры. Перед входной камерой в сточную воду подается коагулянт (соли железа). Профильтрованная вода самотеком поступает на цеолитовые фильтры с нисходящим потоком движения воды. Очищенная от азота вода отводится в систему производственного водоснабжения.

Расчетные параметры ионообменной установки: скорость фильтрования 5-7 м/ч, высота фильтрующего слоя 2 м, продолжительность фильтроцикла 5-7 сут. Загрузка цеолитовых фильтров периодически взрыхляется водой и регенерируется раствором поваренной соли. Скорость движения раствора при регенерации загрузки 2 м/ч, а продолжительность регенерации 2 ч. Соль загружается в затворный бак из автотранспорта и заливается водой до 25 %-ной концентрации, затем раствор разбавляется в расходном баке до 10%-ной концентрации, откуда подается на фильтры. Требуемое количество 10 %-ного раствора соли: 40 частей на 1 часть по объему цеолита. После регенерации загрузка промывается водой. Промывочный раствор отстаивается, осадок в виде карбоната кальция удаляется, а жидкость подается на градирню, где отдувается аммиак, который направляется затем для нейтрализации в градирню, орошаемую раствором серной кислоты. Применение цеолитовых фильтров обеспечивает более глубокую степень и надежность очистки сточных вод от азота по сравнению с другими способами при равных или несколько больших капитальных расходах и эксплуатационных затратах.

**Пример расчета цеолитового фильтра.** Расчет цеолитового фильтра (ионита) проводят по общим формулам. Рас-

смотрим пример определения параметров цеолитового ионита, предназначенного для удаления 5 мг/л ионов аммония при расходе сточных вод - 915,5 м<sup>3</sup>/сут.

Необходимый объем ионита  $W$ , м<sup>3</sup>, определяется по формуле:

$$W = \frac{24q_r * \sum U}{E_p * n}, \text{ м}^3. \text{ где } \sum U - \text{ суммарная концентрация}$$

извлекаемых ионов, мг-экв/дм<sup>3</sup>; если в исходной сточной воде концентрации ионов представлены в мг/дм<sup>3</sup>, то соответствующий перевод из одного вида представления концентрации в другой

может быть произведен по следующей формулам:  $n_{ex} = \frac{m * \mathcal{E}}{M}$ ,

мг-экв;  $n_{ex}$  – количество мг-эквивалентов;  $m$ - количество мг вещества;  $\mathcal{E}$  – эквивалент данного вещества,  $M$  – масса моля вещества;

$$n_{ex} = 5 \cdot 1/18 = 0,27 \text{ мг-экв}; W = 915,5 \cdot 0,27/540 \cdot 1 = 0,5 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Площадь рабочих фильтров определяют по формуле:

$$F = \frac{q_2}{n v}, \text{ м}^2. \text{ где } v - \text{ скорость фильтрования сточной воды}$$

определяется по данным эксперимента, ориентировочно принимается от 2 до 30 м/ч. В данном случае принята 8 м/ч;  $q_2$ - расчетный расход м<sup>3</sup>/ч;  $n$  – количество параллельно работающих ионитовых фильтров (принимают не менее двух), в данном случае принимаем 2.

$$F = 38,12 / (8 \cdot 2) = 2,4 \text{ м}^2.$$

Достаточный объем ионита для загрузки одного фильтра составит 0,25 м<sup>3</sup>

Определяем диаметр одного фильтра:

$$d = \sqrt{F \cdot 4 / \pi}, \quad d = 2,4 \cdot 4 / 3,14 = 1,75 \text{ м}$$

Высоту рабочего слоя одного фильтра определяем с учетом объема и площади загрузки, в данном случае принимаем  $h = 1,0$  м., тогда реальный объем загрузки составит 2,4 м<sup>3</sup>. Количество ионита определяем по формуле:

$m = W \cdot \gamma$ , кг, где  $\gamma$ - объемный вес ионита, равный 1,8 т/м<sup>3</sup>,  $m = 2,4 \cdot 1,8 = 4,32$ т, необходимая масса ионита составит

$m = 0,25 \cdot 1,8 = 0,45$  т. Следовательно срок службы одного ионита до регенерации – 9,6 сут. Число рабочих фильтров каждой ступени должно быть не менее двух. Число резервных фильтров определяется продолжительностью фильтроцикла, временем регенерации и требованием непрерывной работы установки.



## 5.4. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «2»

Этот тип сточных вод характеризуется значительными концентрациями органических загрязнений, что приводит к высокой нагрузке на активный ил и нестабильной работе сооружений биологической очистки. В данном случае подготовку сточных вод к биологической очистке следует проводить с использованием физико-химических методов, позволяющих повысить степень удаления органики как растворенной, так и коллоидной степени дисперсности. Технологическая схема очистки сточных вод по блоку 2 представлена на рис.15.

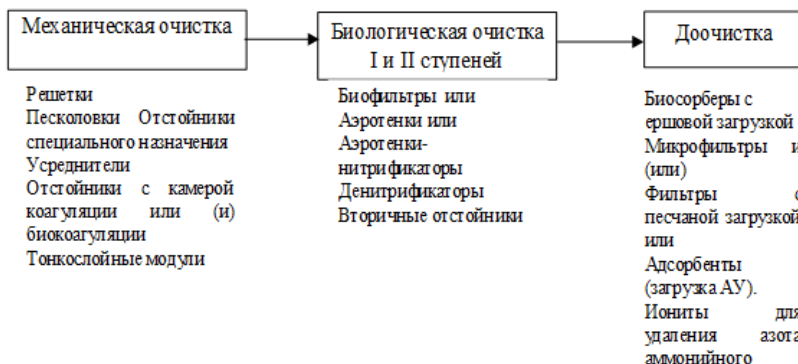


Рис. 15. Схема очистки и сооружения соответствующие блоку "2"

Назначение и расчет сооружений, совпадающих с сооружениями, представленными в блоке 1 принимается по соответствующим рекомендациям для блока 1. Назначение и расчет сооружений характерных только для блока 2 представлены ниже.

### **Отстойники со встроенной камерой коагуляции и биокоагуляции**

Интенсификация работы отстойников достигается в результате использования коагуляции и флокуляции, которые приводят к астабилизации загрязняющих взвешенных частиц за счет снижения значения дзета-потенциала частиц. Коагуляция или флокуляция могут оказаться целесообразными и для более глубокой очистки не только от взвешенных веществ, плотность которых больше плотности воды, но и от плавающих эфирорастворимых веществ (жиров и нефтерпродуктов), особенно их эмульгированной части.

Количество коагулянтов, разрешенных к применению все возрастает, поэтому нет необходимости воспроизводить их назва-

ния. Достаточно сказать, что наиболее распространенные – это коагулянты на основе трехвалентных металлов – алюминия и железа. При необходимости поддерживать высокие концентрации коагулянтов и возможности понижения значения рН сточной воды, преимущественно используют основные соли металлов, в которых сульфат или хлорид ионы частично замещены на гидроксид-ионы. Флокулянты целесообразно применять катионного типа, диссоциирующие на поливалентный положительно заряженный ион, способный нейтрализовать заряд взвешенных веществ производственных сточных вод, имеющих, как правило, отрицательный заряд. Определение необходимой дозы вводимого коагулянта или флокулянта осуществляют экспериментально по методике пробного коагулирования. Тип реагента определяют также методом пробной коагуляции, сравнивая полученные результаты по эффективности осветления производственных сточных вод при равных дозах коагулянта по активной части. Учитывают также стоимость реагента и его технологичность.

Помимо реагентных методов флокуляции загрязняющих веществ возможно использование флокуляции активным избыточным илом. В последнем случае сооружение называют биокоагуляторов. Биокоагулятор это сооружение отстойного типа с встроенной камерой флокуляции, в которую добавляют избыточный активный ил. Конструктивно биокоагулятор может выполняться на базе вертикальных отстойников (рис. 15). Доза вводимого активного ила может колебаться в достаточно широких пределах от 100 до 600 мг/л. Подаваемый ил должен быть регенерирован. Продолжительность пребывания избыточного ила в камере биокоагуляции 20 минут.

Возможно одновременное использование и реагентов, и избыточного активного ила. Эффект очистки при использовании коагуляции или (и) биокоагуляции составляет по взвешенным веществам – 70 – 80%, по БПК – 45 – 65%.

Очистка сточных вод коагуляцией и флокуляцией включает следующие процессы: приготовление водных растворов коагулянтов или флокулянтов; дозирование; смешение растворов реагентов со сточной водой; хлопьеобразование и выделение хлопьев из воды.

Существующие схемы очистки сточных вод с применением коагулянтов и флокулянтов различаются способами дозирования коагулянтов (сухое и мокрое), а, следовательно, и аппаратами для приготовления и дозирования коагулянтов. Флокулянты дозируются только в виде водных растворов.

При расчете реагентного хозяйства следует руководствоваться рекомендациями компаний-разработчиков коагулянтов по методам приготовления и дозирования растворов коагулянтов. Наиболее общие представления расчета коагуляционного (реагентного) хозяйства представлены ниже. Однако следует помнить, что на современном этапе развития химической промышленности, выпускаемые коагулянты характеризуются меньшим содержанием шлама и более высоким содержанием активной части реагента, и, следовательно, часто отпадает необходимость в устройстве расходных баков. Комплектация реагентного хозяйства представлена на рис. 16.

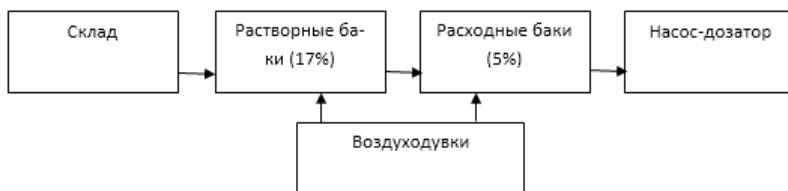


Рис. 16. Комплектация реагентного хозяйства

Общий принцип расчета реагентного хозяйства следующий: принимаем сухое хранение коагулянта. Для приготовления раствора коагулянта применяют специальные установки, в состав которых обычно входят растворные и расходные баки, а также воздуходувки для перемешивания раствора реагентов. Емкость растворных баков, м<sup>3</sup> определяем по формуле:

$$W_{расм} = \frac{Q_{ч} \cdot n \cdot D_{к}}{10000 \cdot B_{р} \cdot \gamma}, \text{ м}^3 \text{ где } Q_{ч} - \text{ часовая расход воды;}$$

$D_{к}$  - максимальная доза коагулянта в пересчете на безводный продукт, т/м<sup>3</sup>;  $B_{р}$  - концентрация раствора коагулянта в растворных баках, принимаемая 17 %;  $\gamma$  - плотность раствора коагулянта, г/м<sup>3</sup>;  $n$  - время, на которое заготавливают раствор коагулянта, ч.

Время полного цикла приготовления коагулянта при температуре воды до 10<sup>0</sup>С принимается 10-12 ч. Для ускорения цикла приготовления коагулянта до 6-8 ч. воду подогревают до 40<sup>0</sup>С. Конструктивные параметры растворных баков подбирают, исходя из наличия готовой продукции. Емкость расходных баков, м<sup>3</sup> определяют по формуле:

$$W_{расх} = \frac{W_{расм} \cdot B_{р}}{B}, \text{ м}^3$$

где  $B_{р}$  - концентрация раствора коагулянта в расходных баках,

принимаемая 5% в пересчете на безводный продукт. Конструктивные параметры расходных баков подбирают, исходя из наличия готовой продукции. Раствор коагулянта пропускают самотеком из растворных в расходные баки и разбавляют водой до соответствующих концентраций. Раствор коагулянта (флокулянта) необходимо перемешивать. Производятся мешалки гидравлические, с механическим приводом и эрлифтом, которые предназначены для растворения твердых реагентов и приготовления рабочего раствора коагулянтов. Принцип действия гидравлической мешалки основан на том, что рабочая среда с помощью специально установленного циркуляционного насоса поступает на рабочее сопло струйного насоса, который в свою очередь захватывает рабочую среду, находящуюся в емкости и приводит ее в движение. Таким образом, создается два контура циркуляции рабочего раствора: первый - внешний - струйный насос - циркуляционный насос. Второй - внутренний - циркуляция рабочего раствора в емкости за счет инъекции струйного насоса. Мешалки для приготовления раствора флокулянта аналогичны конструктивно аппарату для растворения твердых реагентов, но при этом имеют отличия, позволяющие добиться более эффективного перемешивания высокомолекулярного реагента с водой. Из мешалки вода с помощью циркуляционного насоса подается на рабочее сопло струйного насоса, что обеспечивает создание двух контуров циркуляции и более активного перемешивания реагента. При перемешивании раствора коагулянта путем барботирования сжатым воздухом диаметр воздухораспределительных труб принимается по скорости движения в них воздуха 10-15 м/с, а число отверстий ( $d = 3-4$  мм) - по скорости выхода из них воздуха 20-30 м/с.

$Q_{\text{возд}} = n \cdot F \cdot W_{\text{в}}$ , м<sup>3</sup>/мин, где  $n$ -количество одновременно работающих баков;  $F$ - площадь бака, м<sup>2</sup>;  $W_{\text{в}}$ -интенсивность подачи воздуха, принимаемая для растворных баков 10 л/(с·м<sup>2</sup>), для расходных баков- 5 л/(с·м<sup>2</sup>).

Для подачи воздуха применяют воздуходувки. Забор, отводящий готовый раствор из расходного бака осуществляется с верхнего уровня с помощью поплавковых устройств. Дозирование приготовленного раствора реагента осуществляется дозирующими насосами различного типа.

В качестве примера представлены мембранные дозирующие насосы DLX & DLXB. Общий вид насоса DLH PH-RX/MBV с настенным креплением и внешними размерами 190x120x150 мм и насоса типа AG SELECT-R горизонтального крепления и внешними размерами 221x127x192 мм представлен на рис. 17. Технические характеристики представлены в табл. 11.

Таблица 11

Технические характеристики мембранных дозирующих насосов DLX

Тип насоса	MAX поток, л/ч	Объем импульса, мл	Высота забора, м	Потр мощность, Вт	Потр мощность, А	Вес кг (нетто)
1-15	1	0.14	2.0	37	0.16	2.3
2-10	2	0.28	2.0	37	0.16	2.3
2-20	2	0.28	2.0	58	0.16	2.3
5-7	5	0.69	2.0	58	0.16	2.3
5-12	5	0.69	2.0	58	0.25	2.9
8-10	8	1.11	2.0	58	0.25	2.9
15-4	15	2.08	2.0	58	0.25	2.9
20-3	20	2.60	2.0	58	0.25	2.9

Для интенсификации процесса образования крупных агрегатов, обрабатываемую воду после смесителя направляют в камеру хлопьеобразования. Часто конструктивно совмещают отстойники и камеры хлопьеобразования. На рис.18 приведена схема водоворотной камеры хлопьеобразования, совмещенной с вертикальным отстойником. При использовании процесса биокоагуляции активный ил после регенерации можно непосредственно подавать в камеру хлопьеобразования.

Альтернативным биокоагулятору сооружением может служить флотатор (Расчет флотатора см. пояснения к блоку 4).



DLX - настенное крепление AG SELECT-R горизонтальное крепление - DLXB

Рис. 17. Общий вид насосов-дозаторов

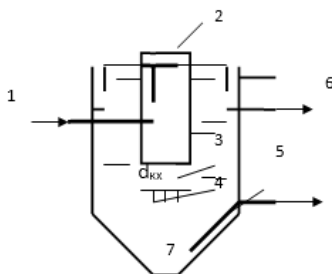


Рис.18. Схема водоворотной камеры хлопьеобразования, совмещенной с вертикальным отстойником: 1 – подача сточных вод; 2 – впускные сопла; 3 – Встроенная водоворотная камера; 4 – успокоительные решетки; 5 – зона осаждения отстойника; 6 – выпуск осветленных сточных вод; 7 – осадочная зона; 8 – выпуск осадка.

### Расчет коагуляторов и биокоагуляторов на базе вторичного отстойника

Количество камер хлопьеобразования соответствует расчетному количеству отстойников (первичных – не менее двух, при условии, что все отстойники являются рабочими). Диаметр отстойника ( $D_{отс}$ ) рассчитывается по уравнению:

$$D_{отс} = 1,13 \sqrt{(V_{ос} + V_{к.х})/H_{ос}}, \text{ м},$$

где  $V_{ос}$  – объем зоны осаждения отстойника, определяется из условия времени пребывания сточной воде в зоне осаждения  $t_{ос} = 1$  ч.  $V_{ос} = (q_{max}/n_{к.х})t_{ос}$ ,  $\text{м}^3$ ,  $q_{max}$  и  $n_{к.х}$  соответственно максимальный часовой расход сточных вод ( $\text{м}^3/\text{ч}$ ) и принятое количество камер хлопьеобразования;  $V_{к.х} = (q_{max}/n_{к.х})t_{к.х}$ ,  $\text{м}^3$ , продолжительность пребывания сточных вод в такой камере хлопьеобразования 5 – 10 мин;  $H_{ос}$  – высота зоны осаждения рассчитывается из условия  $H_{ос} = H_{к.х} + 0,5$ , м.  $H_{к.х}$  – высота камеры хлопьеобразования принимается 3,6 – 4 м.

Площадь ( $f_{к.х}$ ) и диаметр ( $d_{к.х}$ ) камеры хлопьеобразования определяются соответственно:

$$f_{к.х} = q_{max}t_{к.х}/(60 H_{к.х} n_{к.х}), \text{ м}^2;$$

$$d_{к.х} = \sqrt{4 f_{к.х}/\pi}, \text{ м}; u_{к.х} = 0,8 \div 1 \text{ м/с}.$$

Площадь отстойной части:

$$F = q / u, \text{ м}^2; u \leq u_0;$$

Гидравлическую крупность для производственных сточных вод, состава близкого к хозяйственно-бытовым ( $u_0$ ) принимают  $\approx 1,5 - 3$  мм/сек или определяют аналитически.

Интенсификация процесса очистки или уменьшение конструктивных параметров сооружений могут быть достигнуты при использовании тонкослойных модулей [19]. Отстаивание в полочном пространстве тонкослойных модулей повышает эффект очистки по взвешенным веществам на 20 – 35% и может достигать 65%, по органическим веществам колебания эффективности очистки значительны, в каждом конкретном случае уточня-

ются, ориентировочно можно принять эффект очистки по БПК<sub>5</sub> – 15 %. Гидравлическая крупность удаляемых загрязняющих веществ составляет 0,4 – 0,6 мм/с.

Следует отметить, что одновременное использование флокуляции (коагуляции) и осветления в тонкослойных модулях не дает суммирующего эффекта очистки. Максимальный эффект, которого можно достигнуть на стадии механической и физико-химической очистки: 80% по взвешенным веществам и 60% по БПК.

**Биологическая очистка по схеме** блок 2 (в отличие от блока «1») часто осуществляется двухступенчатая. Первая ступень – высоконагружаемая или высокопроизводительная применяется для интенсивного снижения органических веществ, вторая ступень биологической очистки реализуется при низких нагрузках на активный ил, ее используют для нитрификации в присутствии биоразлагаемых веществ.

### 5.5. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «3»

Тип сточных вод, очищаемых в соответствии со схемой «Блока 3», отличается высокой концентрацией органических веществ – несколько тысяч мгО<sub>2</sub>/л по БПКполн. Использование физико-химических методов предочистки в этом случае, как правило, недостаточно эффективно для реализации аэробных методов биodeградации. Специфическим звеном очистки сточных вод данной схемы является анаэробный биореактор, в который направляются сточные воды с концентрацией органических веществ 2000 и более (по БПКполн). Предварительная обработка сточных вод включает в себя удаление грубодисперсных и всплывающих примесей, песка, а также усреднение расхода и (или) концентрации сточных вод. В анаэробном биореакторе можно проводить как преацидофикацию сточных вод, так и реализацию обеих ступеней брожения. Схема очистки и сооружения, соответствующие блоку "3" представлена на рис. 19.

Водоснабжение и водоотведение

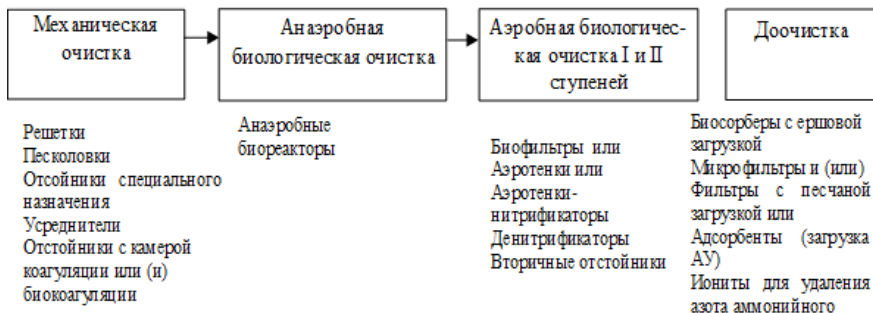


Рис. 19. Схема очистки и сооружения, соответствующие блоку "3"

Назначение и расчет сооружений, совпадающих с сооружениями, представленными в блоке 1и 2 принимается по соответствующим рекомендациям для блока 1и блока 2. Назначение и расчет сооружений характерных только для блока 3 (анаэробные биореакторы) представлены ниже.

**Анаэробные биореакторы** применяют для очистки сточных вод следующих производств: спиртодрожжевого, свеклосахарного, крахмала (картофельного, кукурузного), пивоваренного, целлюлозно-бумажного, переработки картофеля, кукурузы, гороха, молочно-сыроваренного, молочного, мясных продуктов, антибиотиков, фенола, сточных вод маслоэкстракционных заводов. По своим свойствам анаэробная очистка является методом, предшествующим биологическую доочистку в аэробных условиях. Анаэробные биореакторы для очистки сточных вод конструктивно отличаются от традиционных метантенков, предназначенных для сбраживания осадка. Прежде всего, отличаются способы удержания высоких концентраций ила, который в определенном режиме гранулируется. В метантенках время обработки осадков исчисляется сутками, в современных конструкциях анаэробных биореакторов предназначенных для очистки производственных сточных вод продолжительность пребывания сточных вод составляет от 0,5 до 24 часов. В анаэробных биореакторах осуществляют биодеградацию органических веществ с помощью специфических сообществ микроорганизмов, способных выдерживать высокие нагрузки по субстрату. В анаэробных реакторах могут обрабатываться без разбавления сточные воды с ХПК до 120000 мг/дм<sup>3</sup>. Сточные воды с концентрацией органических веществ по ХПК 1000 – 5000 мг/дм<sup>3</sup>



относятся к категории относительно низкоконцентрированных, с ХПК 5000-20000 мг/дм<sup>3</sup> концентрированных, с ХПК более 20000 мг/дм<sup>3</sup> – высококонцентрированных. Прирост биомассы по сухому веществу в 5 – 10 раз меньше чем при аэробной очистке, биомасса стабильна (не загнивает). Биогаз можно использовать в котельных. Перед анаэробной очисткой из сточных вод следует удалить грубые примеси и плавающие вещества. Добавления биогенных веществ как правило, не требуется, так как потребность в них незначительна вследствие малого прироста биомассы. Соотношение C/N варьируют от 20/1 до 100/1. Предельно-допустимые концентрации токсичных веществ (мг/дм<sup>3</sup>) следующие: ацетон – 800; бензол – 200; толуол – 200; амиловый спирт – 100; свинец – 50; медь – 25; хром(Ш) – 25; хром(У1) – 3. При высоких концентрациях обладают токсичностью ионы аммония (свыше 1500 – 3000 мг/дм<sup>3</sup>), сульфат-ионы (свыше 1000 мг/дм<sup>3</sup>), ионы натрия, калия, кальция (свыше 2500 – 5500 мг/дм<sup>3</sup>), нитрат-ион токсичен при концентрации свыше 50 мг/дм<sup>3</sup>.

В данном учебном пособии рассмотрен UASB-реактор (Upflow anaerobic sludge blanket reactor), т.е. **реактор с восходящим потоком сточной воды через слой анаэробного ила, как наиболее часто используемый в технологиях очистки производственных сточных вод.** Удержание ила в этом реакторе производится за счет двух факторов: высокой седиментационной способности гранул ила и применения специально встроенного газоилоотделительного устройства, расположенного в верхней части реактора (дополнительного отдельного стоящего отстойника не требуется). Схема реактора приведена на рис.20.

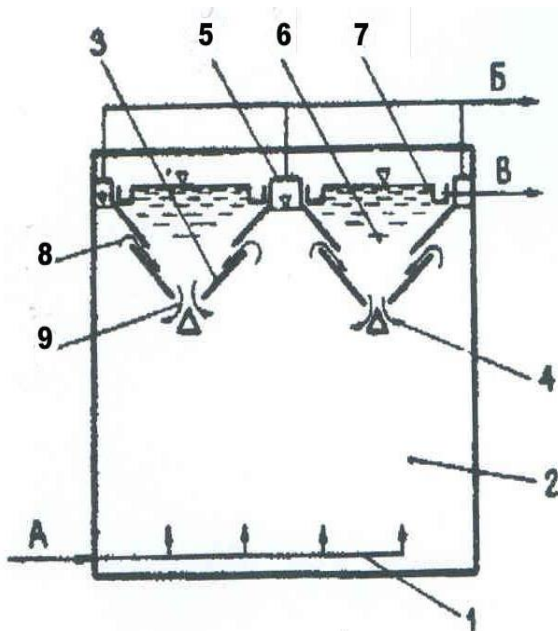


Рис. 20. Схема UASB-реактора: 1 – распределительная система; 2 – зона сбраживания; 3 – газонаправляющая перегородка; 4 – дефлектор позволяющий лучше распределяться выпавшему осадку; 5 – газосборный короб, собирающий газ, отводимый по системе Б; 7 – отстойная зона; 8 – водосборный лоток; 8 – отдельный вход в отстойную зону; 9 – отдельный выход из отстойной зоны; А – исходная сточная вода; Б – биогаз; В – очищенная сточная вода

В зоне сбраживания работающего UASB-реактора выделяют две области, различающиеся свойствами и концентрацией ила, а также гидродинамическими условиями. Первая – лежащий на дне плотный слой частиц ила с концентрацией сухого вещества  $50 - 100 \text{ г/дм}^3$ . В этом слое происходит очистка сточной воды, поступающей по распределительной системе со дна реактора. Образующиеся пузырьки биогаза проходят через слой ила, обеспечивая тем самым его перемешивание. Над нижним слоем располагается область интенсивного турбулентного движения трехфазной системы: жидкости, ила и биогаза. Концентрация ила в ней составляет  $3 - 10 \text{ г/дм}^3$ . Между верхним и нижним слоями существует интенсивный обмен частицами ила. Переход частиц ила из нижнего слоя в верхний происходит в основном в результате газолифтного эффекта, вызванного восходящими потоками биогаза, а также в результате флотации

ила. Восходящий поток эффективно разделяется в газоотделительном устройстве, которое состоит из конических колпаков газосборников и направляющих перегородок-дефлекторов, отделяющих зону сбраживания от зоны осветления. На поверхности раздела фаз под газосборным колпаком происходит отделение пузырьков биогаза от восходящего потока иловой смеси. Дегазированный ил в основном возвращается в зону сбраживания. Сточная вода проходит в щели между газосборными колпаками и дефлекторами и попадает во встроенные отстойники, образованные наружными поверхностями газосборных колпаков.

Объем анаэробного реактора определяется исходя из продолжительности процесса сбраживания и расхода сточных вод по формуле:

$$V = Qt, \text{ м}^3,$$

Продолжительность процесса биodeградации определяется самой медленной стадией метаногенеза и составом сточных вод. Из общих кинетических уравнений находят возраст ила по формуле:

$\Theta = \mu - K_p$ , сут, где  $K_p = 0,02 \text{ сут}^{-1}$  – константа разложения биомассы, характеризующая процесс ее отмирания;  $\mu = dC/dt(Y/x)$ ,  $\text{сут}^{-1}$ ;  $Y$  – коэффициент выхода биомассы – количество биомассы (кг), образовавшейся на 1 кг потребленного субстрата, кг/кг (табл. 7.4);  $\mu = \mu_{\max} [C/(K_c+C)]$ ,  $\text{сут}^{-1}$ ,  $\mu_{\max}$  – максимальная скорость роста (для метановых бактерий данные приведены в табл. 12),  $C$  – концентрация субстрата по ацетату,  $\text{мг/дм}^3$ ,  $K_c$  – константа Моно, концентрация субстрата при которой скорость реакции составляет 0,5 от максимальной (значения константы Моно приведены в табл. 12). Продолжительность удержания биомассы (возраст ила) таким образом составляет:  $\Theta = [\mu_{\max} Y C / (K_c + C)] - 0,02$ , сут.

Продолжительность пребывания сточных вод в биореакторе можно определить по формуле:

$t = \Delta C_b / a_i \rho$ , сут, где  $\Delta C_b$  – количество образовавшегося биогаза (в мг ХПК с 1  $\text{дм}^3$  сточной вод) или количество окисленных в биореакторе органических веществ  $\text{мгO}_2/\text{дм}^3$ ;  $a_i$  – доза анаэробного ила, принимается 10 – 20  $\text{г/дм}^3$ ,  $\rho$  – скорость окисления органического субстрата метаногенами (см. табл. 12).

При анаэробных процессах общее значение ХПК в системе остается практически постоянным, так как идет конверсия одних органических веществ в другие вещества. Снижение ХПК в сточной воде наблюдается за счет реализации процесса метанового брожения, при котором конечным продуктом биodeгра-

дании являются биогазы – метан и диоксид углерода в соотношении 70 и 30%. Выход биогаза можно принять 0,5 м<sup>3</sup> метана = 1кг ХПК.

Таблица 12

Значения кинетических констант для метаногенных бактерий

Субстрат	T, °C	У, кг/кг	ρ, кг/кг сут	K <sub>c</sub> , мг/дм <sup>3</sup>	b, сут <sup>-1</sup>
Уксусная кислота	35	0,040	8,1	154	0,019
	30	0,054	4,8	333	0,037
	25	0,050	4,7	869	0,011
Пропионовая кислота	35	0,042	9,8	32	0,01
	25	0,051	15,6	613	0,04
Масляная кислота	35	0,047	15,6	5	0,027
Высшие жирные кислоты	35	0,120	6,67	680	0,015
	25	0,120	4,65	1270	0,015
	20	0,120	3,85	1580	0,015
Глюкоза	37	0,173	30,0	23	0,800

Предварительная обработка производственных сточных вод перед анаэробными биореакторами включает в себя удаление грубодисперсных и плавающих примесей, песка, а также усреднение расхода сточных вод и (или) их концентраций. В зависимости от состава сточных вод, используют также отстаивание, нейтрализацию, введение биогенных компонентов, подогрев, биологическое кондиционирование (преацидификацию) или физико-химическую обработку. Иногда может потребоваться снижение бионеразлагаемых органических загрязнений с помощью физико-химических методов. Удаление невысоких концентраций растворенных в воде сульфидов при необходимости производится с помощью аэрации при подщелачивании.

Обезвоживание анаэробного ила возможно без применения реагентов с помощью центрифуг, ленточных фильтр-прессов и других устройств. Анаэробный ил, образующийся при очистке сточных вод пищевых и подобных им производств, представляет собой высококачественное удобрение, которое можно использовать без особых ограничений. Сам по себе анаэробный ил не содержит патогенов, а при попадании со сточной водой они обез-

вреживаются через 10 – 20 сут пребывания в реакторе (или в емкости для хранения ила). Высококачественный гранулированный ил многих установок успешно реализуется в качестве инокулята для запуска новых установок на аналогичных сточных водах.

## 5.6. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «4»

Этот блок включает в себя тип сточных вод, содержащих высокие концентрации нефтепродуктов, жиров или моющих средств, концентрация которых идентифицируется по ПАВ. Специфика этих сточных вод в том, что они должны пройти тщательную очистку, включающую в себя физико-химические методы. После такой очистки сточные воды могут быть использованы на предприятии повторно, направлены в городской коллектор или подвергнуты дальнейшей биологической очистке. В каждом конкретном случае в зависимости от требований, предъявляемых к очищенным водам, уточняется технологическая схема их очистки (рис.21).

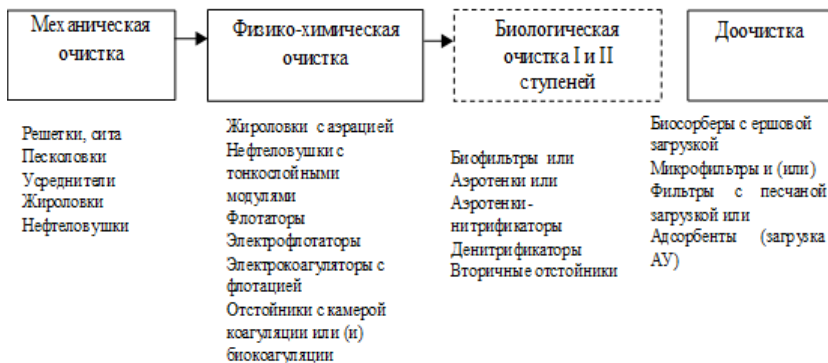


Рис. 21. Схема очистки и сооружения, соответствующие блоку "4"

Назначение и расчет сооружений, совпадающих с сооружениями, представленными в блоке 1- 3 принимается по соответствующим рекомендациям для блоков 1-3. Назначение и расчет сооружений характерных только для блока 4(флотаторы, жлектрофлотаторы, электрокоагуляторы) представлены ниже.

### Флотация

При очистке сточных вод флотацию применяют в случае, когда значение плотности дисперсионной среды и дисперсной фазы близки и нерастворимые диспергированные примеси из

системы самопроизвольно слабо выделяются. Размер частиц, которые хорошо флотируют равен 0,2 - 1,5 мм. В некоторых случаях флотацию используют и для удаления растворенных высокомолекулярных веществ, например, ПАВ, в этом случае процесс называют пенной сепарацией или концентрированием. Наиболее эффективен процесс флотации при очистке сточных вод следующих производств: кожевенного, пищевого, целлюлозно-бумажного, химического, нефтеперерабатывающего, искусственного волокна, машиностроительного. Методом флотации из очищаемых производственных сточных вод удаляют: масла, нефтепродукты, жиры, латексы, смолы, гидроксиды, продукты органического синтеза, ПАВы и взвешенные вещества коллоидной степени дисперсности. Ее используют также для выделения активного ила после биохимической очистки сточных вод. Следует отметить, что процессу флотации, как правило, предшествует процесс гравитационного отделения эфирорастворимых веществ в жироловках или нефтеловушках. Достоинствами флотации являются: непрерывность процесса; широкий диапазон применения; высокий эффект разделения дисперсионной среды и дисперсной фазы (85 - 95 %); селективность выделения примесей; большая скорость процесса по сравнению с отстаиванием (20 мин. и 1,5 ч соответственно); возможность получения шлама более низкой влажности (90 - 95%); небольшие капитальные и эксплуатационные затраты. При использовании в качестве флотационного газа воздуха, флотация сопровождается аэрацией сточных вод, снижением концентрации легко окисляемых веществ, ПАВ, бактерий и других микроорганизмов. Все это способствует успешному проведению последующих стадий очистки сточных вод.

Различают следующие способы флотационной обработки воды: с выделением воздуха из раствора; с механическим диспергированием воздуха; с подачей воздуха через пористые материалы; электрохимическую флотацию; химическую флотацию; биологическую флотацию, ионную флотацию.

В схемах очистки сточных вод подавляющего количества производств используют метод напорной флотации. При напорной флотации воздух под давлением (0,15 - 0,4 МПа) в течение 4 мин. растворяют в исходной воде, используя для этого специальный напорный бак (сатуратор). Водо-воздушная смесь из сатуратора поступает в открытую флотационную камеру, при атмосферном давлении растворимость воздуха в воде уменьшается, и газовые пузырьки равномерно выделяются по всему объему. Время пребывания во флотационной камере 10-30 мин. Образовавшаяся

пену удаляют с поверхности скребковыми механизмами. Напорные флотационные установки имеют производительность от 5-10 до 1000-2000 м<sup>3</sup>/ч. При рециркуляционной системе в сатуратор подают 20 – 50% осветленной сточной воды. Такая схема позволяет уменьшить расход подаваемого воздуха. При рециркуляционной флотации требуется увеличение объема флотационной камеры. При частично-прямоточной флотации в сатуратор направляется около 30 – 70% неочищенной сточной воды, а остальная часть подается непосредственно во флотационную камеру. На рис.22 представлен многокамерный флотатор с рециркуляцией сточных вод.

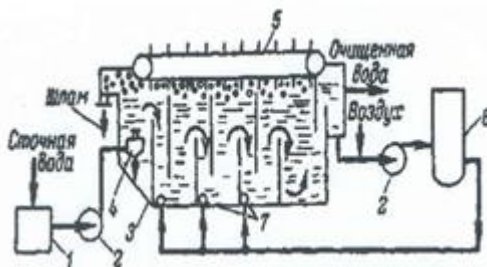


Рис. 22. Схема многокамерной флотационной установки с рециркуляцией: 1 – емкость; 2 – насос; 3 – флотационная камера; 4 – гидроциклон; 5 – пеносъемник; 6- напорный бак; 7 – аэратор.

Объем сатуратора  $V_c$ , определяют с учетом продолжительности пребывания в нем сточной воды насыщенной воздухом в течение  $t_c = 3-5$  минут:

$V_c = Q_c t_c / 60$ , м<sup>3</sup>, где  $Q_c$  – количество насыщаемых воздухом сточных вод, м<sup>3</sup>/ч.

Объем засасываемого воздуха составляет 1,5 – 5% от объема очищаемой воды. Давление в сатураторе поддерживается 0,17 – 0,5 МПа. Высота сатуратора составляет 1,5 м. Объем флотационной камеры  $W$ , назначается с учетом циркуляционного расхода  $Q_c$  и продолжительности флотации  $t_{\phi}$ :

$$W = \frac{(Q + Q_u) * t_{\phi}}{60 * \Theta}, \text{ м}^3, \text{ и где } t_{\phi} \text{ – продолжительность пре-}$$

бывания сточной воды во флотационной камере, если к расчету принимают одну рабочую камеру, то  $t_{\phi}$  составляет 15-20 мин., если флотация сочетается с коагуляцией, то продолжительность процесса может быть сокращена до 10 мин., если к расчету принимают несколько камер фло- тации, то продолжительность

пребывания в каждой определяется исходя из общей продолжительности процесса 20 мин., но с учетом необходимости флотации в каждой не менее 5 мин;  $\Theta$  – эффективность использования объема сооружения 0,4 – 0,6, при сочетании флотации с коагуляцией  $\Theta$  повышается до 0,8.

Глубина рабочей зоны флотационной камеры-  $H_{\phi}$ , обычно принимают 1-1,5 м или определяют расчетом:

$$H_{\phi} = 0,06 * u * t_{\phi}, \text{ м,}$$

где  $u$  – скорость вертикального движения жидкости 8 – 12 мм/с.; общая глубина флотационной камеры  $H_{\text{общ}} = H_{\phi} + 100 \text{ мм.}$

Площадь флотационной камеры следует принимать исходя из гидравлической нагрузки  $q$ , составляющей 6 - 10 м<sup>3</sup>/ч на 1м<sup>2</sup> поверхности камеры.

При наличии реагентной обработки сточных вод для интенсификации процесса флотации, введение растворов коагулянтов и смешение их с обрабатываемой водой осуществляется в смесителе, объем смесителя рассчитывают исходя из времени пребывания в нем сточных вод 20-50 с., глубину смесителя принимают равной половине глубины рабочей зоны флотатора:  $H_{\text{см}} = 0,5 H_{\phi}$ . Смеситель устанавливают выше флотационной камеры на 20-30 см. Концентрацию рабочего раствора по активной части принимают 0,5 – 2%; диаметр смесителя можно определить согласно уравнению:

$$D = 70\sqrt{Q}, \text{ м.}$$

При использовании круглых в плане (радиальных флотаторов) глубину флотационной зоны принимают  $H_{\text{фк}} = 1 - 1,5 \text{ м,}$  общую высоту флотатора – до 3 м, продолжительность пребывания во флотационной камере 4 – 6 мин. Суммарная продолжительность пребывания во флотационной зоне и зоне отстаивания  $t_{\phi} + t_{\text{отс}}$  составляет 20 мин, диаметр флотационной камеры определяют исходя из скорости флотирующего потока  $u_{\text{в}} = 6 \text{ мм/с:}$

$$D_{\text{фк}} = 0,6\sqrt{\frac{Q_{\phi}}{u}}, \text{ м.}$$

Диаметр флотатора определяют по формуле:

$$D_{\phi} = \sqrt{\frac{4Qt_0}{\pi H_{\text{отсм}} 60}}, \text{ м.}$$

Влажность пены 95%, плотность осадка 1,05 г/м<sup>3</sup>.

**Электрофлотация и электрокоагуляция.** Электрокоагуляция и электрофлотация находят применение в пищевой, хими-



ческой и целлюлозно-бумажной промышленности при очистки сточных вод от минеральных и органических примесей коллоидной степени дисперсности, можно использовать для очистки сточных вод от эмульсий нефтепродуктов, масел, жиров. Эффективность водоочистки от нефтепродуктов составляет 54 – 68%, от жиров 92 – 99% при удельном расходе электроэнергии 0,2 – 3,0 Вт ч/м<sup>3</sup>.

**Электрофлотацию** применяют для очистки сточных вод и растворов от взвешенных веществ, нефтепродуктов, ПАВ, масел, жиров, белков и других эмульгированных частиц загрязнений при их исходной концентрации в воде до 500 мг/л в диапазоне значений pH 6-11, как правило электрофлотация используется после методов гравитационного отделения эфирорастворимых веществ и при небольших расходах сточных вод (ориентировочно до 200 м<sup>3</sup>/ч).

В электрофлотационных установках обрабатываемую воду пропускают через камеру, в которой установлены нерастворимые электроды. Вода ионизируется с образованием ионов водорода и гидроксид-ионов:  $\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}^+ + \text{OH}^-$ . Положительно заряженные ионы водорода (более корректно говорить о ионах гидроксония) движутся к катоду. На катоде происходят процессы восстановления ионов до молекулярного газообразного водорода:

$\text{K}^-: 2\text{H}^+ + 2\text{e} \rightarrow \text{H}_2 \uparrow$ . На аноде протекают процессы окисления гидроксид-ионов с образованием молекулярного кислорода:  $\text{A}^+: 4\text{OH}^- - 4\text{e} \rightarrow \text{O}_2 \uparrow + 2\text{H}_2\text{O}$ . Имеющиеся в воде катионы и анионы (гидрокарбонаты, хлориды, сульфаты, натрий, кальций и др.) также под действием электрического тока перемещаются к поверхности противоположного им по знаку электрода, на котором происходит восстановление или окисление компонентов электролита, например на аноде происходит окисление хлор-иона до молекулярного хлора. Газообразные продукты электрохимических окислительно-восстановительных процессов на электродах поступают в объем флотационной камеры при десорбции с поверхности электродов, адсорбируются на загрязняющих веществах и флоатируют их на поверхность воды, в пенный слой. Для улучшения процесса в электрофлотатор можно добавлять коагулянты. Конструкция установки представлена на рис. 23.

Водоснабжение и водоотведение

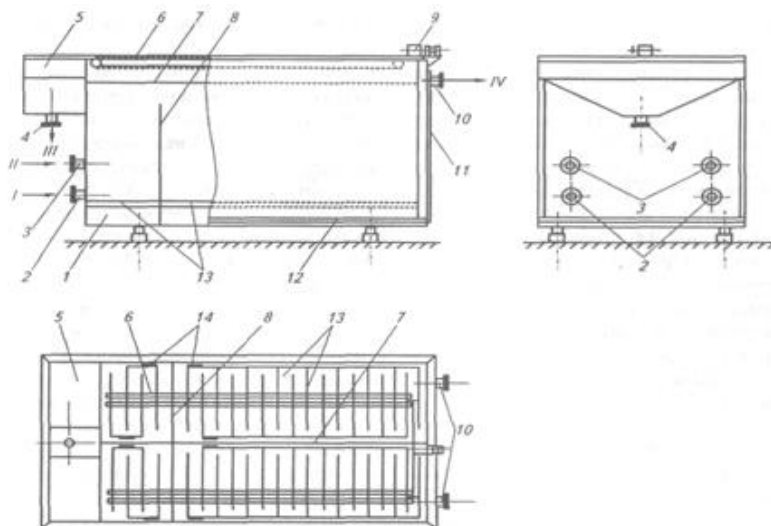


Рис. 23. Электрофлотатор: 1- камера флокуляции; 2 - патрубки для подачи воды; 3 - патрубки для подачи раствора реагентов; 4 - патрубков для отвода флотошлама; 5 - камера для сбора пены; 6 - пеносборное устройство; 7,8- перегородки; 9 - мотор-редуктор; 10 - патрубки для отвода воды; 11 - водосборник; 12 - камера флотации; 13 - электроды; 14 - токоподводы; I - исходная вода; II - раствор реагента; III - флотошлам; IV - очищенная вода

Электрофлотатор представляет собой емкость прямоугольного сечения. Для возможности регулировки производительности установки в процессе эксплуатации емкость разделена перегородкой 8 высотой 0,6 м на две камеры: флокуляции 1 и флотации 12. Каждая камера, в свою очередь, разделена перегородкой 7 на две секции. Объем секций флокуляции составляет 20% объема установки, флотосекций - 80%. Высота рабочей зоны аппарата составляет 0,8 м. В секциях установки размещены пакеты электродов 13 (катодов и анодов). Соединение электродов предусмотрено таким образом, чтобы обеспечить автономную работу секций (в пределах четырех). Электрофлотатор работает следующим образом. Очищаемая вода 1 поступает через патрубки 2 в нижнюю часть камеры флокуляции /, переливается через перегородку 8 в камеру флотации 12 и через отверстие в нижней части поступает в водосборник II, обеспечивающий контроль уровня в аппарате. После наполнения установки жидкостью включают источник постоянного тока и на токоподводы 14

электродов 13 подают напряжение. В результате электролиза воды на поверхности электродов идет выделение газовых пузырьков, которые, поднимаясь вверх, взаимодействуют с частицами загрязнений, образуя флотокомплексы частица-пузырек. Плотность образующихся агрегатов меньше плотности воды, что обуславливает их подъем на поверхность сточной воды и образование пенного слоя (флотошлама), состоящего из газовых пузырьков, водных прослоек и твердых частиц загрязнений. Очищенная вода IV через патрубки 10 вытекает из аппарата. Пенный слой периодически или непрерывно сдвигают с поверхности раствора аппарата скребковым транспортером в направлении против его течения в камеру 5 с конусным днищем, расположенную в торце аппарата со стороны входа в него сточной жидкости. Удаление флотошлама III происходит через патрубок 4. Выделяющиеся газы отводятся вентиляционным зонтом, помещенным над аппаратом. Интенсификация процесса флотации осуществляется путем дополнительного применения реагентов коагулянтов и (или) флокулянтов. Ввод рабочего раствора реагента II в электрофлотатор осуществляется через патрубки 3 в камеру флокуляции 1.

Величину ширины флотационной камеры А принимают в зависимости от производительности,  $A = 2\text{ м}$  ( $Q < 90\text{ м}^3/\text{час}$ );  $A = 2,5 - 3\text{ м}$  ( $90 < Q < 180\text{ м}^3/\text{час}$ ). Площадь поверхности 1 пластины,  $f_3 = f/(n-1)$ , м.

Общая площадь пластин:

$$f = \frac{EQ}{i}, \text{ м, где: } E - \text{ удельное количество электричества, } A$$

$\text{ч}/\text{м}^2$ ;  $j$  – плотность тока,  $\text{А}/\text{м}^2$  (эти величины определяются экспериментально или по справочной литературе), для некоторых производств значение указанных величин приведены в табл. 13.

Таблица 13

Значения удельного количества электричества и плотности тока для некоторых видов производственных сточных вод

Сточные воды	$E, \text{ А ч/м}^2$	$j, \text{ А/м}^2$
Кожевенного завода	300-600	50-100
Меховых фабрик	200-300	50-100
Продолжение таблицы 13		
Мясокомбинатов	100-270	100-200
Фабрик искусственной кожи	15-20	40-80

Количество электродов:

$n = (a - 2A - C) / \Delta + C$ , где:  $a$  – расстояние от стены камеры до первой пластины;  $C$  – расстояние между пластинами;  $\Delta$  – толщина электрода пластины.

Длину электрода пластины можно определить, зная площадь одной пластины:

$l \varepsilon = f \varepsilon / h, \text{ м}; \quad h = 1 - 1,5 \text{ м};$  длина электродной камеры  $L \varepsilon = l \varepsilon + 2a1$ .

В последнее время достаточно широкое распространение получило применение электрофлотатора с электрокорректором pH.

На рис. 24 представлена технологическая схема для очистки сточных вод от белка.

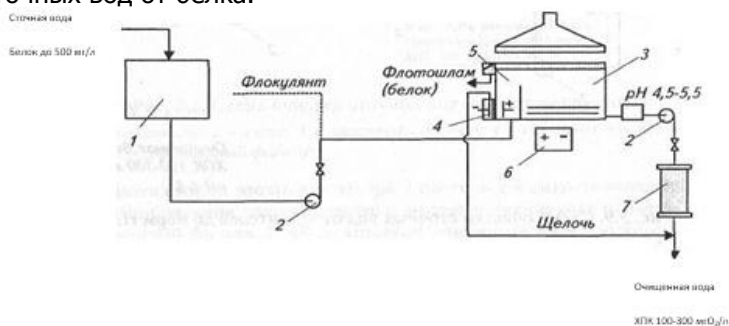


Рис. 24. Схема очистки сточных вод пищевых производств от белка: 1 - усреднитель; 2 - насос; 3 - электрофлотокорректор; 4 - катодная камера; 5 - анодная камера; 6 - источник постоянного тока; 7 - сорбционный фильтр

Сточные воды с содержанием общего белка до 500 мг/л поступают в усреднитель 1, после чего с помощью насоса 2 подаются в анодную камеру 5 электрофлотокорректора 3. Скорость подачи определяется концентрацией белка и токовой нагрузкой на аппарате. Анодная камера 5 расположена между двумя катодными камерами 4 и отделена от них ионообменными мембранами или диафрагмами. В анодной камере 5 вода электрохимически подкисляется до величины рН 4,5-5,5, соответствующей изоэлектрической точке белка, при которой протекает процесс обратной денатурации белка и потери его растворимости в воде. Одновременно происходит флотация образовавшейся дисперсной фазы белка пузырьками электролитического кислорода, выделяющегося на анодах. Католит (щелочной раствор в катодной камере), используется для обратной коррекции очищенной воды до величины рН 6-8. Для интенсификации процесса извлечения белка в сточную воду может быть введен флокулянт. Вода из анодной камеры 5 поступает в секцию электрофлотационной очистки 3, где осуществляется доочистка взвесей белка. Сточная вода, очищенная от дисперсного белка, подается на сорбционный фильтр 7 для удаления растворимых фракций белковых веществ и других органических веществ. После сорбционной очистки вода соответствует значениям ПДК по органическим веществам. Затем очищенная вода смешивается с щелочью из катодных камер электрофлотокорректора 3 для нейтрализации до величины рН 6-8 и сбрасывается для дальнейшего использования. Всплывшая в процессе электрофлотации в электрофлотокорректоре 3 на поверхность раствора дисперсная фаза белка формирует пенный слой, который скребковым механизмом сдвигается с поверхности жидкости в сборный карман и далее через патрубок самотеком поступает в сборники флотошлама, после чего утилизируется известными способами. Электропитание электрофлотатора осуществляется с помощью источника постоянного тока 4 типа ТЕ или ТВ. Удельные затраты электроэнергии составляют 3,5-5 кВт·ч/м<sup>3</sup>. Контроль величины рН на входе и выходе может осуществляться как непрерывно (промышленным рН-метром), так и периодически (лабораторным прибором и индикаторной бумагой).

### **Электрокоагуляция**

Укрупнение примесей может производиться методами электрокоагуляции. Электрокоагуляция применяется для удаления из сточных вод мелкодисперсных и органических примесей, эмульсий, масел, нефтепродуктов. Применение электрокоагуляции предпочтительно при обработке сточных вод, расход которых не

превышает 50-80 м<sup>3</sup>/ч, в условиях недостатка производственных площадей, а также на предприятиях, расположенных в отдаленных районах. Электрокоагулятор представляет собой ванну с электродами. Очистка сточных вод методом электрокоагуляции основана на их электролизе с использованием стальных или алюминиевых анодов, подвергающихся электролитическому растворению. В результате растворения стальных анодов вода обогащается ионами железа (II) по реакции:  $Fe - 2e^- \rightarrow Fe^{2+}$ , образующимися затем при pH > 5,5 гидроксид железа (II):  $Fe^{2+} + 2OH^- \rightarrow Fe(OH)_2 \downarrow$ , который под действием растворенного в воде кислорода переходит в гидроксид железа (III):  $2Fe(OH)_2 + 1/2O_2 + H_2O \rightarrow 2Fe(OH)_3 \downarrow$ . Растворение алюминиевого анода протекает по реакции:  $Al - 3e^- \rightarrow Al^{3+}$ , с последующей гидратацией ионов  $Al^{3+}$ :  $Al^{3+} + 3OH^- \rightarrow Al(OH)_3 \downarrow$ . Кроме того, при катодной поляризации алюминия возможно протекание химической реакции взаимодействия алюминия с водой:  $Al + 6H_2O \rightarrow 2Al(OH)_3 \downarrow + 3H_2$ , в результате осуществляется процесс коагуляции, аналогичный обработке сточной воды соответствующими солями железа или алюминия. Однако по сравнению с реагентным коагулированием при электрохимическом растворении металлов не происходит обогащения воды сульфатами и хлоридами, содержание которых в воде лимитируется как при сбросе в открытые водоемы, так и при повторном использовании в системах промышленного водоснабжения. При электрокоагуляции сточных вод протекают и другие электрохимические, физико-химические и химические процессы: электрофорез; катодное восстановление растворенных в воде органических и неорганических веществ или их химическое восстановление, а также образование катодных осадков металлов; химические реакции между ионами  $Al^{3+}$  или  $Fe^{2+}$ , образующимися при электролитическом растворении металлических анодов, и не содержащимися в воде ионами ( $S^{2-}$ ,  $PO_4^{3-}$  и др.) с образованием труднорастворимых соединений, выпадающих в осадок; флотация твердых и эмульгированных частиц пузырьками газообразного водорода, выделяющегося на катоде; сорбция ионов и молекул растворенных примесей, а также частиц эмульгированных в воде примесей на поверхности гидроксидов железа и алюминия, которые обладают значительной сорбционной способностью, особенно в момент образования. Основными преимуществами электрокоагуляционного метода по сравнению с реагентными являются компактность установки, относительная простота ее эксплуатации и резкое сокращение реагентного хозяйства. Недостатком является расход металла (алюминия и железа) и электр

троэнергии.

Теоретически для растворения 1 г железа и 1 г алюминия расходуется соответственно 3 и 12 Вт·ч. Фактический же расход электроэнергии оказывается более высоким вследствие затрат на нагревание воды, поляризацию электродов, преодоление электрического сопротивления оксидных пленок, образующихся на поверхности растворяемых чистовых анодов, и т. п. С уменьшением расстояния между электродами расход электроэнергии на анодное растворение металла уменьшается. Электрокоагуляцию рекомендуют проводить в нейтральной или слабощелочной среде при плотности тока не более 10 А/м<sup>2</sup>, расстоянии между электродами не более 20 мм и скорости движения воды не менее 0,5 м/с. С повышением концентрации взвешенных веществ более 100 мг/дм<sup>3</sup> эффективность коагуляции снижается. Достоинства метода электрокоагуляции: компактность установок и простота управления, отсутствие потребности в реагентах, малая чувствительность к изменениям условий проведения процесса очистки (температура, pH среды, присутствие токсичных веществ), получение шлама с хорошими структурно-механическими свойствами. Недостатком метода является повышенный расход металла и электроэнергии. Схема электрокоагулятора, наиболее часто применяющегося при очистке сточных вод, представлена на рис. 25.

Электродная система электрокоагулятора выполнена в виде железных или алюминиевых цилиндров, расположенных вертикально и размещенных вокруг эжекторной циркуляционной системы. Вода через подающую трубу 9 поступает в эжектор 2 и циркулирует в межэлектродном пространстве.

При проектировании электрокоагуляторов принимают: анодную плотность тока 150-250 А/м<sup>2</sup>; время пребывания сточных вод в электрокоагуляторе до 3 мин, расстояние между соседними электродами 5-20 мм; скорость движения сточных вод в межэлектродном пространстве не менее 0,03 м/с.

Удельный расход металлического железа и расход электричества для удаления из сточных вод ионов металлов приведены в табл. 14. При наличии в сточных водах одного удаляемого компонента величина силы тока  $I(A)$  вычисляется по формуле:

$$I = Q_{ЭК} \cdot C_{исх} \cdot q$$

где  $Q_{ЭК}$  - производительность аппарата (электрокоагулятора), м<sup>3</sup>/ч;  $C_{исх}$  - исходная концентрация удаляемого компонента в сточных водах, г/м<sup>3</sup>;  $q$  - удельный расход электричества, необходимый для удаления из сточных вод 1 г-иона металла, Ач/г.

Водоснабжение и водоотведение

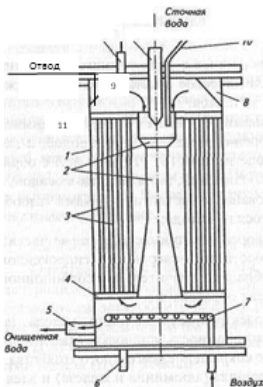


Рис. 25. Схема электрокоагулятора: 1- корпус; 2 - эжекторная система; 3 - цилиндрические электроды; 4 —опоры; 5 - трубы для слива воды; 6 - патрубок для опорожнения аппарата; 7 - труба для подачи воздуха; 8 - конус для отвода газов; 9 - труба для подачи воды; 10 - труба для подачи реагента; 11 -труба для отвода газов

Таблица 14

Удельные расходы железа и электричества  
для удаления из сточных вод ионов металлов

Металл (ион)	Расход железа, г/г удаляемого металла	Расход электричества, А·ч/г удаляемого металла
$Cr^{2+}$	2-2,5	3,1
$Zn^{2+}$	2,5-3	2-2,5
$Ni^{2+}$	5,5-6	4,5-5
$Cd^{2+}$	4-4,5	6-6,5
$Cu^{2+}$	3-3,5	3-3,5

Полезный объем ванны электрокоагулятора (объем сточных вод постоянно находящихся в аппарате) определяют по формуле:

$$V = Qt, \text{ м}^3.$$

Расход железа на процесс определяется по формуле:

$$G_{Fe} = dcV,$$

Ток, обеспечивающий растворение железа за время  $t$ , равен :

$$I = 100G_{Fe}/kt\eta.$$

Рабочую поверхность анодов и общее их число определяют из соотношений:

$$S = I/i, n = S/S_1.$$

Общее число электродов (катодов и анодов) составляет:

$$n_{\Sigma} = 2n_a + 1.$$

Общий объем ванны электролизера находят по формуле



$$V_{эл} = V_{п} + V_{э}$$

где  $Q$  – расход сточных вод,  $м^3/ч$ ;  $t$  – продолжительность процесса, ч;  $d$  – удельный расход железа на удаление определенного загрязняющего вещества;  $c$  – исходная концентрация иона металла, загрязняющего воду,  $г/м^3$ ;  $k$  – электрохимический эквивалент железа, равный  $1,042 г/(А ч)$ ;  $\eta$  – выход железа по току, % (при обработке воды с  $pH = 3 - 5$  близок к 100%);  $i$  – оптимальная плотность тока,  $А/м^2$ ;  $S_1$  – площадь одного анода,  $м^2$ ;  $V_э$  – объем всех электродов,  $м^3$ .

Типовая аппаратурно-техническая схема очистки сточных вод с применением электрокоагулятора (рис. 26) включает сборник-усреднитель стоков 1, электрокоагулятор 2 в комплекте с источником постоянного тока 3, бак 4 для приготовления раствора поваренной соли, отстойник 5 для отделения гидроксидов металлов от очищаемой воды, аппарат для механического обезвоживания осадка 6, насос 7.

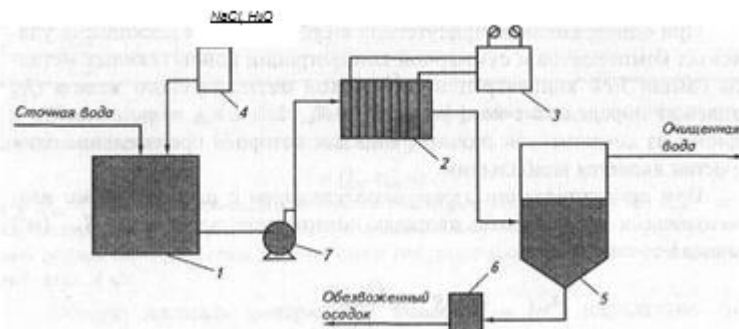


Рис. 26. Схема электрокоагуляционной очистки сточных вод: 1 - сборник-усреднитель стоков; 2 - электролизер (электрокоагулятор); 3 - выпрямитель; 4 - бак; 5 - отстойник; 6 - аппарат для механического обезвоживания осадка; 7 - насос

В качестве примера рассмотрим вариант электрохимической очистки сточных вод, который является альтернативным биологическому методу по очистке от органических загрязнений. Этот метод целесообразно использовать в случае, если нет необходимости в глубокой очистке от азота аммонийного. В данном случае представлен расчет сооружения ЭКФ – совмещающего электрофлотацию и электрокоагуляцию. Обычно продолжительность обработки сточных вод принимают 15 мин, из них 5 мин или 0,08 ч - в камере электрокоагуляции, 10 мин или

0,17 ч – в камере электрофлотации. Плотность тока в электрокоагуляторе  $i_{\phi} = 60 \text{ А/м}^2$ , в электрофлотаторе  $i_{\phi} = 80 \text{ А/м}^2$ . Напряжение постоянного тока 6В. Количество электричества на обработку воды  $K_3 = 100 \text{ Ач/м}^2$ . Межэлектродное пространство в камере электрокоагуляции 20 мм. Расчетный расход сточных вод,  $Q = 5,14 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Объем ЭКФ-установки определяется по формуле:

$$W = Q \cdot t$$

где  $W$  - объем ЭКФ-установки,  $\text{м}^3$ ;  $Q$  - расчетный расход сточных вод,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $t$  - продолжительность обработки воды, ч.

Объем камеры электрокоагуляции равен;

$$W_k = 5,14 \cdot 0,08 = 0,41 \text{ м}^3$$

Объем камеры электрофлотации равен:

$$W_{\phi} = 5,14 \cdot 0,17 = 0,87 \text{ м}^3$$

Высота установки определяется по формуле:

$$H = h_1 + h_2 + h_3$$

где  $H$  - полная высота установки, м;  $h_1$  - высота слоя жидкости, считая от нижней кромки электродного блока до слоя пены, м.  $h_1 = 0,8 \text{ м}$ ;  $h_2$  - высота слоя пены,  $h_2 = 0,2 \text{ м}$ ;  $h_3$  - высота борта установки, м.  $h_3 = 0,3 \text{ м}$ ;

$$H = 0,8 + 0,2 + 0,3 = 1,3 \text{ м}$$

Площадь зеркала воды в каждой камере определяется по формуле:

$$F = W/h_1$$

где  $F$  - площадь зеркала воды,  $\text{м}^2$ ;  $W$  - объем камеры,  $\text{м}^3$ ;  $h_1$  - высота слоя жидкости, м.

$$F_k = 0,41/0,8 = 0,51 \text{ м}^2$$

$$F_{\phi} = 0,87/0,8 = 1,09 \text{ м}^2$$

Ширина установки принята 0,9 м. Тогда длина каждой камеры определяется:

$$L = F/B$$

где  $L$  - длина камеры, м;  $F$  - площадь зеркала воды, м;  $B$  - ширина установки, м.

$$L_k = 0,51/0,9 = 0,57 \text{ м}$$

$$L_{\phi} = 1,09/0,9 = 1,21 \text{ м}$$

Общая длина установки составляет:

$$L = L_k + L_{\phi} + L_1$$

где  $L$  - общая длина установки, м;  $L_k$  - длина камеры электрокоагуляции, м;  $L_{\phi}$  - длина камеры электрофлотации, м;

$L_1$  - длина распределительной и сборной камер, м.  $L = 0,57 + 1,21 + 0,3 = 2,08 \text{ м}$

Сила тока в камере электрокоагуляции определяется по

формуле:

$$J_k = K_3 Q$$

где  $J_k$  - сила тока в камере электрокоагуляции, А;  $K_3$  - количество электричества, Ач/м<sup>3</sup>;  $Q$  - расход сточных вод, м<sup>3</sup>/ч.

$$J_k = 100 \cdot 5,14 = 514 \text{ А}$$

Количество электродов в камере электрокоагуляции определяется по формуле:

$$n_k = (B - 2a + C) / (B_1 + C)$$

где  $n_k$  - количество электродов, шт;  $B$  - ширина установки, м;  $a$  - расстояние от стенки камеры до крайнего электрода, м.  $a = 0,04$  м;  $C$  - межэлектродное пространство, м;  $B_1$  - толщина электродов, м.  $B_1 = 0,005$  м.

$$n_k = (0,9 - 2 \cdot 0,04 + 0,02) / (0,005 + 0,02) = 34 \text{ шт}$$

Активная площадь одного электрода в камере электрокоагуляции вычисляется по формуле:

$$f_1 = 2 \cdot l_1 \cdot h_1$$

где  $l_1$  - длина электродов, м.  $l_1 = L_k - 0,1 = 0,57 - 0,1 = 0,47$  м.  $h_1$  - высота электрода, м.

$$f_1 = 2 \cdot 0,47 \cdot 0,8 = 0,75 \text{ м}^2$$

Активная площадь всех анодов (катодов) в камере электрокоагуляции составит:

$$\sum f_a = \sum f_k = 0,75 \cdot 34 / 2 = 12,75 \text{ м}^2$$

Расход материала электродов определяется по формуле:

$$q = K_b A J_k / Q$$

где  $q$  - расход материала электродов, г/м<sup>3</sup>;  $K_b$  - коэффициент выхода по току,  $K_b = 0,4$ ;  $A$  - электрохимический эквивалент железа, г/Ач  $A = 0,606$  г/Ач;  $Q$  - расход сточных вод, м<sup>3</sup>/ч

$$q = 0,4 \cdot 0,606 \cdot 514 / 5,14 = 24,24 \text{ г/м}^3$$

Сила тока в камере электрофлотации равна:

$$J_\phi = j_\phi \cdot f_{a2}$$

где  $J_\phi$  - сила тока в камере электрофлотации, А;  $j_\phi$  - плотность тока в камере электрофлотации, А/м<sup>2</sup>;  $f_{a2}$  - активная площадь горизонтальных электродов в камере электрофлотации, м<sup>2</sup>

$$f_{a2} = f_{k2} = (L_\phi - 0,1) \cdot (B - 0,1)$$

где  $L_\phi$  - длина камеры электрофлотации, м;  $B$  - ширина установки, м.

$$f_{a2} = f_{k2} = (1,21 - 0,1) \cdot (0,9 - 0,1) = 0,89 \text{ м}^2$$

$$J_\phi = 80 \cdot 0,89 = 71,2 \text{ А}$$

Вес блока электродов в камере электрокоагуляции определяется по формуле:

$$M_k = \gamma_1 \cdot f_1 \cdot n_k \cdot B_1$$

где  $M_k$  - общая масса электродной системы, т;  $\gamma_1$  - плотность

## Водоснабжение и водоотведение

материала электродов,  $\text{т/м}^3$ ,  $\gamma_1=7,86\text{т/м}^3$ ;  $f_1$  - активная площадь одного электрода,  $\text{м}^2$ ;  $n_k$  - количество электродов, шт;  $B_1$  - толщина электродов, м.

$$M_k=7,86 \cdot 0,75 \cdot 34 \cdot 0,005=1,002\text{т}$$

Вес электродов в камере электрофлотации определяется по формуле:

$$M_\phi=\gamma_2' \cdot f_{a2} \cdot B_2+\gamma_2 \cdot f_{k2} \cdot B_3$$

где  $M_\phi$  - общий вес электродов в камере электрофлотации, т;  $\gamma_2'$  - удельный вес железа,  $\text{т/м}^3$   $\gamma_2'=7,86 \text{ т/м}^3$ ;  $B_2$  - толщина катодной сетки, м.  $B_2=0,001\text{м}$ ;  $\gamma_2$  - удельный вес графита,  $\text{т/м}^3$ ,  $\gamma_2=1,5\text{т/м}^3$ ;  $B_3$  - толщина анода, м.  $B_3=0,04 \text{ м}$ .

$$M_\phi=7,86 \cdot 0,89 \cdot 0,001+1,5 \cdot 0,89 \cdot 0,04=0,0604\text{т}=60,4\text{кг}$$

Продолжительность работы электродной системы в камере электрокоагуляции определяется по формуле:

$$T=K \cdot M_k / Q \cdot q$$

где  $T$  - продолжительность работы электродной системы, сут;  $K$  - коэффициент использования электродов,  $K=0,8$ ;  $M_k$  - масса электродной системы, г;  $Q$  - расход сточных вод,  $\text{м}^3/\text{сут}$ ;  $q$  - расход материала электродов,  $\text{г/м}^3$

$$T=0,8 \cdot 1002000 / 41,12 \cdot 24,24=804,21\text{сут}=36,5\text{мес}$$

Общий расход электроэнергии составляет:

$$W_\Sigma=\Sigma J \cdot U / 1000 \cdot Q \cdot \eta$$

где  $W_\Sigma$  - расход электроэнергии,  $\text{кВтч/м}^3$ ;  $\Sigma J$  - суммарное количество силы тока в установке, А;  $U$  - напряжение постоянного тока, В;  $Q$  - расход сточных вод,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $\eta$  - коэффициент полезного действия,  $\eta=0,7$

$$W_\Sigma=(514+71,2) \cdot 6 / 100 \cdot 5,14 \cdot 0,7=0,98\text{кВтч/м}^3$$

Расход электроэнергии за сутки составит:

$$W_{\Sigma \text{сут}}=0,98 \cdot 41,12=40,3 \text{ кВт/сут}$$

Расход электроэнергии за год составит:

$$W_{\Sigma \text{год}}=40,3 \cdot 260=10478 \text{ кВт/год}$$

Количество водорода, выделенного в процессе очистки, определяется по формуле:

$$Z=A_B \cdot \Sigma J / Q$$

где  $Z$  - количество водорода, выделенного в процессе очистки,  $\text{г/Ач}$ ;  $\Sigma J$  - суммарная сила тока, А;  $Q$  - расход сточных вод,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;

$A_B$  - электрохимический эквивалент водорода,  $\text{г/Ач}$

$$Z=0,037664 \cdot 585,2 / 5,14=4,29\text{гH}_2/\text{м}^3$$

Объем пены, выделившейся в процессе очистки в соответствии с балансом загрязнений, составляет 1,2336  $\text{м}^3/\text{сут}$  или 0,1542  $\text{м}^3/\text{ч}$ , объем пенного продукта после гашения составляет

0,5757 м<sup>3</sup>/сут или 0,072 м<sup>3</sup>/ч.

На основании расчетов запроектировано два ЭКФ-аппарата (1 рабочий и 1 резервный). Объем аппарата составляет 1,285 м<sup>3</sup>, длина – 2,08 м., ширина – 0,9 м., рабочая глубина – 0,8 м. Напряжение постоянного тока – 6В, сила тока 585,2А, продолжительность работы электродной системы в камере электрокоагуляции 36,5 месяцев, годовой расход электроэнергии 10478 кВт. Подобран выпрямительный агрегат ВАКГ-12/6-1600 с размерами Н=1717мм, L=758мм, В=910мм и массой 650 кг.

#### **Особенности биологической очистки, применяемой в блоке 4**

К особенностям биологической очистки сточных вод, по своему типу относящихся к блоку 4 следует отнести недостаток биогенных элементов, в частности азота и фосфора. В первом приближении достаточность этих элементов может быть оценена по соотношению 100БПК:5N:1P, если содержание азота или фосфора не обеспечивает (в меньшую сторону) требуемое соотношение, то следует вводить соответствующие реагенты. Для определения вида и количества реагентов возможно воспользоваться данными таблицы 16.8 [3].

### **5.7. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «5»**

Сточные воды данного типа характеризуются наличием бионеоокисляемых загрязняющих веществ коллоидной степени дисперсности: различные эмульсии, красители, гидроксиды металлов, латексы, смолы, синтетические ПАВ и др. Схема очистки и сооружения, соответствующие блоку "5" представлена на рис.27.

## Водоснабжение и водоотведение

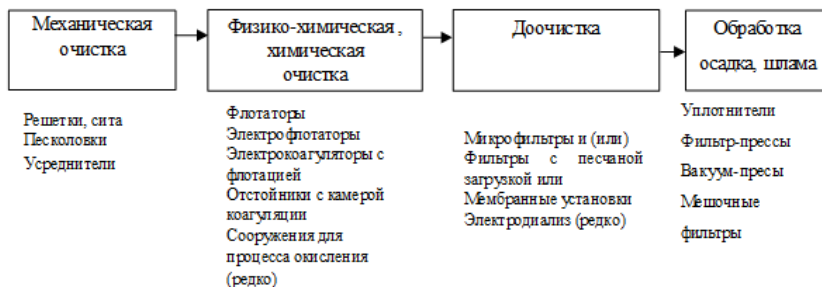


Рис. 27. Схема очистки и сооружения, соответствующие блоку "5"

В технологической схеме по данному блоку основными являются сооружения физико-химической или электрохимической очистки, предназначенные для укрупнения частиц коллоидной степени дисперсности и их выделения из системы. При использовании физико-химических методов в сточную воду вводят коагулянты или катионные флокулянты. Возможно совместное применение коагулянтов и анионных флокулянтов. Следовательно, в схеме необходимо предусмотреть реагентное хозяйство, оборудованное емкостями для хранения и дозирования раствора реагента, насосы-дозаторы, смесительные устройства (см. описание блока 2). На малых очистных сооружениях, как правило, смешение реагентов с обрабатываемой водой предусматривают либо в трубопроводах, либо в специальных смесительных устройствах (лоток Паршаля) На достаточно крупных очистных сооружениях (более 6000 м<sup>3</sup>/сут) целесообразно в качестве смесительного устройства использовать сооружения-смесители различных конструкций. Для процесса хлопьеобразования можно осуществлять как в отдельно стоящем сооружении, так и в камере, встроенной в отстойник. После осветления сточные воды характеризуются остаточным содержанием взвешенных веществ 15 – 20 мг/л, возможно превышение остаточных концентраций по металлу, используемого реагента, следовательно, после физико-химической или электрохимической очистки требуется доочистка производственных сточных вод. Доочистку проектируют в том случае, если качество очистки сточных вод по взвешенным веществам или другим параметрам не удовлетворяет требованиям повторного использования вод либо выпуска их в водоем или в городской коллектор. Сооружения доочистки предназначены для задерживания мелкодисперсной фазы, не удаленной в отстойнике. Чаще всего используют песчаные фильтры и предусматривают емкости для сбора промывных вод, которые направляют в голову соору-

жений.

Назначение и расчет сооружений, совпадающих с сооружениями, представленными в блоке 1- 4 принимается по соответствующим рекомендациям для этих блоков (флотаторы, электрофлотаторы, электрокоагуляторы, отстойники с камерами коагуляции). Сооружения для процессов окисления и сооружения для реализации мембранных технологий представлены в описании к блоку 6.

### **5.8 Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «6»**

Сточные воды данного типа характеризуются наличием в них основного загрязняющего компонента молекулярной степени дисперсности. Это могут быть низкомолекулярные органические кислоты (например, уксусная), фенол, бензол, газы, растворенные в воде, металлорганические соединения и др. вещества. Методы очистки сточных вод этого типа достаточно разнообразны и включают в себя как методы выделения вещества из раствора (адсорбция, обратный осмос и ультрафильтрация, экстракция), так и методы деградациии - окисление. В адсорберах, реализуется процесс концентрации загрязняющего вещества на поверхности адсорбента, как правило, в качестве адсорбента используют различные марки активированных углей. Окисление используют для деструкции органических веществ, окисление реализуют как реакгентным методом, так и электрохимически. В установках обратного осмоса и ультрафильтрации осуществляют процессы мембранного разделения веществ. Вода проходит сквозь поры мембран, а загрязняющие вещества концентрируются в межмембранном пространстве. Метод очистки от конкретного вида загрязняющего вещества зависит также от его концентрации. Например, сточные воды, загрязненные фенолом в низких концентрациях (ед. и десятки мг/л) выделяются адсорбцией, если концентрации велики, более 1000 мг/л, то целесообразно использовать экстракцию. Извлечение растворенных веществ из сточных вод целесообразно проводить при низких концентрациях взвешенных веществ различной степени дисперсности, поэтому технологическая схема очистки сточных вод от растворенных примесей включает в себя и сооружения, в которых происходит выделение грубодисперсных частиц. Вид технологической схемы очистки таких сточных вод зависит, прежде всего, от концентрации загрязняющих веществ. Схема очистки и сооружения, соответствующие блоку "6" представлена на рис.28.

Водоснабжение и водоотведение

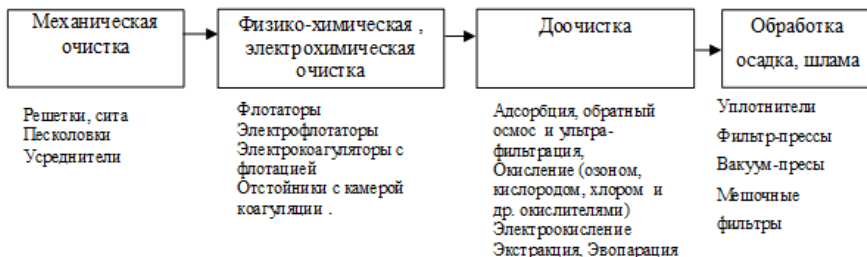


Рис. 28. Схема очистки и сооружения, соответствующие блоку "б"

Назначение и расчет сооружений, совпадающих с сооружениями, представленными в блоке 1- 5 принимается по соответствующим рекомендациям для этих блоков (флотаторы, электрофлотаторы, электрокоагуляторы, отстойники с камерами коагуляции). В данном блоке представлены описания процессов химической деструкции (окисления), а так же процессов мембранных технологий.

**Методы деструкции загрязняющих веществ**

К деструктивным методам относят нейтрализацию, окисление или восстановление веществ, производимое с помощью химических реагентов, электрического тока или микроорганизмов.

**Методы окисления и восстановления**

Деструктивный метод окисления используют для обезвреживания сточных вод, содержащих токсичные примеси, (такие как цианиды, радониды), для дезодорации дурнопахнущих сточных вод, например, сернисто-щелочных) или для дегродации высоких концентраций органических веществ – фенолов, красителей и др. Используют следующие окислители: хлор, диоксид хлора, хлорат кальция, гипохлорит кальция и натрия, перманганат калия, бихромат калия, пероксид водорода, кислород воздуха, озон, пиролюзит и др. Очистка сточных вод окислителями связана с большим расходом реагентов. Введение сильных окислителей вызывает протекание окислительно-восстановительных процессов, при которых окисляемое вещество отдает электроны и является восстановителем. Активность вещества как окислителя определяется величиной его нормального окислительного потенциала. Чем выше нормальный окислительный потенциал, тем выше его окислительная способность. Вещества, имеющие отрицательное значение нормального окислительного потенциала, склонны не принимать электроны, а отдавать их, т.е. являются восстановителями. При изменении концентрации, температуры или pH потенциалы изменяются и при равновесии выражаются формулой Нернста:



$$E_{\text{ме}} = E_{\text{ме}}^0 + (RT/nf) \ln a,$$

где:  $E_{\text{ме}}^0$  – электродный нормальный окислительно-восстановительный потенциал; R – универсальная газовая постоянная, равная 8,314 Дж/град-моль; T – температура по шкале Кельвина; n – валентность металла; f – константа Фарадея, равная 96494 Кл; a – активность ионов металлов (для разбавленных растворов активность можно принимать равной концентрации – C, г ион/дм<sup>3</sup>). Подставив в формулу Нернста, константы и заменив натуральный логарифм десятичным, получим для температуры 25°C (298<sup>0</sup>K) следующее уравнение:

$$E_{\text{ме}} = E_{\text{ме}}^0 + 0,059 \lg C/n.$$

В данном методическом пособии в качестве примера использования окислительного агента рассмотрено применение хлора. Хлор и вещества, содержащие «активный хлор» являются наиболее распространенными окислителями. Их используют для очистки сточных вод от сероводорода, гидросульфида, метилсернистых соединений, фенолов, цианидов и пр.

Растворенный в воде хлор подвергается гидролизу:  $\text{Cl}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{HCl} + \text{HOCl} \rightleftharpoons 2\text{H}^+ + \text{Cl}^- + \text{OCl}^-$ , процесс гидролиза протекает за 1 – 2 секунды. Раствор хлора в воде называют хлорной водой. Активность продуктов гидролиза определяется величиной нормального окислительно-восстановительного потенциала:  $E_{\text{ме}}^0(\text{Cl}_2) = 1,36$ ;  $E_{\text{ме}}^0(\text{HOCl}) = 1,63$ ;  $E_{\text{ме}}^0(\text{OCl}^-) = 0,40$ . Наиболее сильным окислителем является хлорноватистая кислота, высокую окислительную способность которой объясняют способностью разлагаться с выделением атомарного кислорода, который является очень сильным окислителем:  $\text{HOCl} = \text{HCl} + \text{O}$ . Сумма концентраций ( $\text{Cl}_2 + \text{HOCl} + \text{OCl}^-$ ) называется свободным активным хлором. Равновесие процесса гидролиза зависит от значения pH среды. Свободный молекулярно растворенный хлор в воде существует только при  $\text{pH} < 4$ . Соотношение форм хлора при различных pH приведено в табл. 15

Таблица 15

Содержание форм хлора в % от суммарной концентрации

Формы хлора	Величина pH воды						
	4	5	6	7	8	9	10
HOCl, %	99,95	99,50	97,50	79,00	25,00	3,00	0,500
OCl <sup>-</sup> , %	0,05	0,50	2,50	21,00	75,00	97,00	99,50

В присутствии аммонийных соединений в воде образуется хлорноватистая кислота, хлорамин  $\text{NH}_2\text{Cl}$  и дихлорамин  $\text{NHCl}_2$ . Хлор в виде хлорамина называется связанным активным хлором.

Процесс хлорирования проводят в хлораторах непрерывного и периодического действия, напорных и вакуумных. Принципиальная схема очистки вод хлорированием показана на рис. 29. Хлорирование проводят в емкости включенной в систему циркуляции. В инжекторе газообразный хлор захватывается сточной водой, циркулирующей в системе до тех пор, пока не будет достигнута заданная степень окисления, после чего вода выводится.

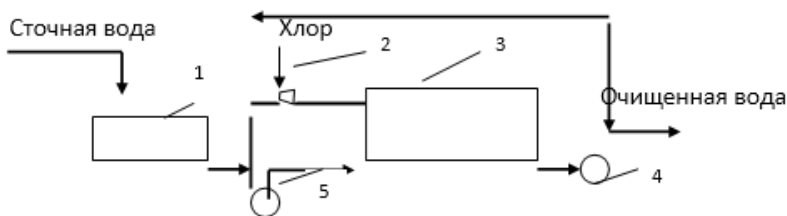
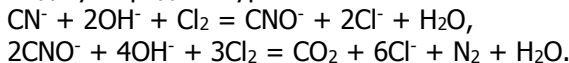


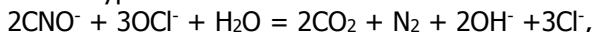
Рис. 29. Схема установки для очистки воды хлорированием: 1 – усреднитель; 2 - инжектор; 3 – емкость; 4,5 – насосы.

При обезвреживании цианидов процесс проводят в щелочной среде ( $\text{pH} > 9$ ). Цианиды можно окислять до элементарного азота и диоксида углерода по уравнениям:



При окислении цианидов “активным” хлором процесс можно проводить в одну ступень до получения цианатов:  $\text{CN}^- + \text{OCl}^- = \text{CNO}^- + \text{Cl}^-$ . Окисление цианидов до цианатов происходит за счет атомарного кислорода в момент его выделения из окислителя. Образующиеся цианаты легко гидролизуются до карбонатов:  $\text{CNO}^- + 2\text{H}_2\text{O} = \text{CO}_3^{2-} + \text{NH}_4^+$ .

Скорость гидролиза зависит от pH среды. При  $\text{pH} = 5,3$  за сутки гидролизуется около 80% цианатов. В двухступенчатом процессе цианиды окисляются до  $\text{N}_2$  и  $\text{CO}_2$ . На первой ступени процесс протекает по реакции:  $\text{CN}^- + \text{OCl}^- = \text{CNO}^- + \text{Cl}^-$ . На второй ступени вводят дополнительное количество окислителя и реакция протекает по уравнению:



Во время реакции pH поддерживают в пределах 8 – 11. Контроль полноты окисления проводят по остаточному “активно-му” хлору, концентрация которого должна быть не менее 5

мг/дм<sup>3</sup>. Источниками активного хлора могут быть также хлорат кальция, гипохлориты, хлораты, диоксид хлора. Хлорат кальция (хлорную известь) получают согласно реакции:  $\text{Ca(OH)}_2 + \text{Cl}_2 = \text{CaOCl}_2 + \text{H}_2\text{O}$ . Гипохлорит (оксохлорат) натрия образуется при пропускании газообразного хлора через раствор щелочи:  $\text{Cl}_2 + 2\text{NaOH} = \text{NaClO} + \text{NaCl}$ . Гипохлорит кальция готовят хлорированием гидроксида кальция при температуре 25 – 30°C:  $\text{Ca(OH)}_2 + 2\text{Cl}_2 = \text{Ca(ClO)}_2 + \text{CaCl}_2 + \text{H}_2\text{O}$ . Сильным окислителем является хлорат натрия  $\text{NaClO}_2$ , который разлагается с выделением  $\text{ClO}_2$ . Товарный хлорат кальция содержит до 33% «активного» хлора, а гипохлорит кальция – до 60%.

Потребность реагентов  $X_1$  (в кг/сут) для окисления рассчитывают по формуле:

$$X_1 = X_{\text{Cl}} Q n / a,$$

где:  $X_{\text{Cl}}$  – расход «активного» хлора, необходимого для окисления цианидов, кг/м<sup>3</sup>;  $Q$  – расход сточной воды, м<sup>3</sup>/сут;  $n$  – коэффициент избытка реагента ( $n = 1,2 - 1,3$ );  $a$  – содержание «активного» хлора в реагенте, в долях единицы.

### **Анодное окисление и катодное восстановление**

Эти процессы являются эффективными для обезвреживания производственных сточных вод, содержащих токсичные примеси (цианиды, роданиды, комплексные соединения меди и цинка) или соединения, которые нецелесообразно извлекать из сточных вод или окислять другими методами (сероводород, сульфиды, амины, альдегиды, меркаптаны и др.). Такие виды сточных вод встречаются в машиностроительной (цехи гальванических покрытий), горнодобывающей (обоготительные фабрики свинцово-цинковых и медных руд), нефтехимической (нефтеперерабатывающие и нефтехимические заводы), целлюлозно-бумажной (цехи варки целлюлозы) и в других отраслях промышленности. В процессе электрохимического окисления вещества, находящиеся в сточных водах полностью распадаются с образованием  $\text{CO}_2$ ,  $\text{NH}_3$  и воды или образуются более простые и нетоксичные соединения, которые можно удалять осаждением, флотацией, фильтрованием или другими методами.

Электрохимические процессы протекают на электродах при пропускании через сточную воду постоянного электрического тока в аппаратах электролизерах и позволяют трансформировать вещества без введения химических реагентов, однако, как правило, требуют значительного расхода электроэнергии. Электролизеры для обработки сточных вод, относящиеся к нестандартному оборудованию, представляют собой открытые или со съемной

крышкой прямоугольные стальные резервуары, разделенные с помощью перегородок из синтетических материалов на несколько отсеков. В перегородках проделываются несколько рядов отверстий, суммарная площадь которых составляет 20 - 30 % площади находящейся в воде чисти перегородки, высота которой соответствует высоте погруженных в воду электродов. Движение потока сточных вод в электролизере происходит вдоль поверхности электродов в горизонтальном направлении. Электролизер снабжается приемной и сборной камерами, также отделенными от его рабочего пространства дырчатыми перегородками. На дно электролизера (в каждом из отсеков) укладывают дырчатые трубки из синтетических материалов, через которые поступает сжатый воздух, который, барботируя через жидкость, способствует ее перемешиванию. Расстояние между соседними электродами (катодом и анодом) следует принимать в пределах 40-50 мм. Конструкция электролизера должна обеспечивать равномерное распределение тока по поверхности электродов и малые омические потери на всех участках электрической цепи. Для изготовления корпусов электролизеров применяют сталь, пластмассу, стекло, керамику и другие материалы. Электролизер может быть снабжен устройствами для охлаждения или теплоизоляции. Для характеристики электролизеров используют экономические и энергетические показатели.

Важнейшими элементами любой конструкции электролизера, являются электроды, определяющие эффективность процесса окисления или восстановления. Электроды подразделяют по следующим признакам: - по конструкции — плоские, сплошные, сетчатые, перфорированные, объемно-насыпные, неподвижные, вращающиеся, псевдооживленные; - по материалу - растворимые, нерастворимые, малоизнашиваемые; - по пространственной ориентации относительно друг друга - вертикальные, горизонтальные, наклонные; - по взаимному расположению в электролизере - параллельные, перпендикулярные, угловые; - по соединению - монополярные, биполярные и комбинированные; - по конфигурации - плоские, цилиндрические, сферические, игольчатые. Катоды изготавливают из графита, стали, никеля, платины и других материалов, аноды - из платины, никеля, нержавеющей стали, а также из титана, покрытого оксидами металлов.

На рис. 30 представлена схема электролизера.

Водоснабжение и водоотведение

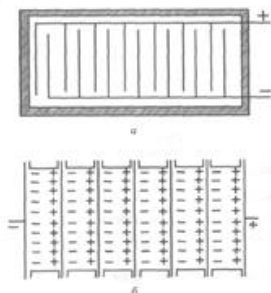


Рис. 30 Схема электролизера монополярного (а) и биполярного (б) типа

При монополярном включении электродов все катоды присоединены к отрицательной, а все аноды к положительной шинам источника постоянного тока (рис. .30а). В этом случае обе стороны электрода поляризованы либо катодно, либо анодно. Общее напряжение на таком электролизере равно напряжению между одной парой электродов, а общая сила тока равняется силе тока, проходящей через пару электродов, умноженной на число таких пар в электролизере. При биполярном включении электродов постоянный ток подводится лишь к крайним электродам, которые являются монополярными (рис. 30 б). Остальные электроды, расположенные между крайними электродами, являются биполярными. Одна сторона таких электродов поляризована анодно, а другая катодно. В этом случае общее напряжение на электролизере равняется произведению напряжения между одной парой электродов и общим количеством пар, а общая сила тока, равняется силе тока, проходящей через пару электродов. На положительном электроде – аноде ионы отдают электроны, т. е. протекает процесс электрохимического окисления; на отрицательном электроде – катоде происходит присоединение электронов, т.е. протекает реакция восстановления. Электрохимическое окисление простых и комплексных цианидов, протекает по реакциям:  $CN^- + 2OH^- - 2e \rightarrow CNO^- + H_2O$ ;  $CNO^- + 2 H_2O \rightarrow NH_4^+ + CO_3^{2-}$ . Также в небольшой степени идут процессы:  $2CNO^- + 4OH^- - 6e \rightarrow N_2 + 2H_2O + 2CO_2$ ,  $4OH^- - 4e \rightarrow 2H_2O + O_2$ . Основным недостатком этих процессов заключается в малом выходе по току. Согласно литературным данным (В.А. Проскуряков; Л.И. Шмидт, 1977г) снижение плотности тока до 10 – 50 А/м<sup>2</sup> позволило увеличить выход по току до 30 – 40%, причем удельный расход электроэнергии составил 0,01 – 0,02 кВт ч на 1 г цианидов. Снижение концентрации цианидов в растворе приводит к уменьшению скорости окисления. Добавление хлорида натрия в

сточную воду повышает выход по току до 60 – 80%. По-видимому, цианиды разрушаются в этом случае и под действием выделяющегося на аноде хлора:  $2\text{Cl}^- - 2e \rightarrow \text{Cl}_2$ ;  $\text{CN}^- + \text{Cl}_2 + 2\text{OH}^- \rightarrow \text{CNO}^- + \text{H}_2\text{O} + 2\text{Cl}^-$ ;  $2\text{CNO}^- + 3\text{Cl}_2 + 4\text{OH}^- \rightarrow 2\text{CO}_2 + \text{N}_2 + 6\text{Cl}^- + 2\text{H}_2\text{O}$ . Продолжительность обработки раствора содержащего  $200 \text{ мг/дм}^3$  цианидов при плотности тока  $10 \text{ А/м}^2$  и использовании графитового электрода составляет 3 – 3,5 часа. Количество хлоридов должно превышать количество цианидов в 3 – 5 раз. При концентрации  $\text{CN}^-$  1 г/л добавляют 20–30 г/л NaCl. В этом процессе используют графитовый анод и стальной катод. Оптимальные условия окисления: анодная плотность тока 3–4  $\text{А/дм}^2$ , меж-электродное пространство 3 см, скорость воды  $30 \text{ дм}^3/\text{ч}$ , pH 8–9. Степень очистки приближается к 100%. Рекомендуется добавлять в раствор цианидов смесь хлорида натрия и гидроксида натрия для доведения pH сточных вод до 9 – 10 и более. При содержании NaCl и NaOH соответственно 120 и 10 мг на 1 г цианидов концентрация цианидов в растворе при плотности тока  $130 \text{ А/м}^2$  за 1 – 2 мин снижается с 60 до  $0,04 - 0,05 \text{ мг/дм}^3$ . Комплексные цианиды (например, меди, серебра) полностью разрушаются. Расход электроэнергии при этом составляет  $0,007 - 0,01 \text{ кВт/ч}$  на 1 г цианидов. Цианат-ионы в дальнейшем подвергаются гидролизу. Стоимость электрохимической очистки от цианидов вдвое дешевле обработки хлорной известью.

Присутствующие в сточных водах родониды также разрушаются:  $\text{CNS}^- + 10\text{OH}^- - 8e \rightarrow \text{CNO}^- + 5\text{H}_2\text{O} + \text{SO}_4^{2-}$ . При электролизе воды, содержащей  $145 - 170 \text{ мг/дм}^3$  роданид-ионов, анодной плотности тока  $10 \text{ А/м}^2$ , концентрация роданидов в течение 5 ч снизилась до  $14 - 19 \text{ мг/дм}^3$ . В случае совместного присутствия цианидов и родонидов примерно в равных концентрациях окисление цианидов на аноде происходит более эффективно, и концентрация CN-ионов снижается быстрее, чем концентрация CNS-ионов. Сульфид-ионы при pH = 7 окисляются до сульфат-ионов. При меньших значениях pH может образоваться элементарная сера. Окисление фенолов в присутствии хлоридов в сточной воде протекает по следующим реакциям (этот процесс выгоден при низких концентрациях фенолов в сточных водах):

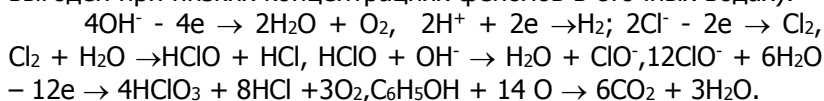


Схема установки электрохимической очистки сточных вод от цианидов приведена на рис.31.

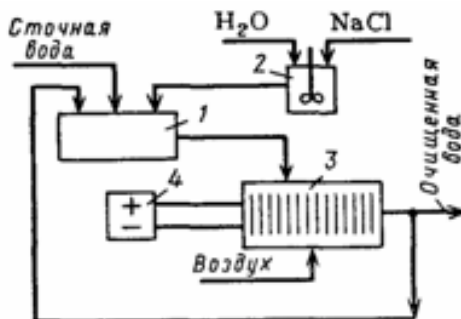


Рис. 31. Схема установки электрохимической очистки сточных вод от цианидовсоединений: 1 - усреднитель; 2 — бак для приготовления раствора хлорида натрия; 3 — электролизер, источник электропитания

Технологическая схема электрохимической очистки цианосодержащих сточных вод включает: двухсекционный резервуар-усреднитель (каждая секция усреднителя рассчитана на часовой расход сточных вод); электролизеров; источник постоянного электрического тока (выпрямитель из ременного электрического тока - типа ВАКГ или ВАКР); бак для приготовления раствора поваренной соли; бак, для приготовления раствора щелочного реагента (едкий натр, сода), используемого для корректировки исходной величины pH обрабатываемой воды (в случае необходимости); сборный бак для очищенной воды.

К сточным водам, находящимся в резервуаре-усреднителе, добавляют насыщенный раствор поваренной соли для достижения ее концентрации в воде в пределах 5-10 г/л и раствор щелочного реагента (в случае необходимости) до величины  $\text{pH} \geq 10$ . При наличии высококонцентрированных цианосодержащих сточных вод (отработанных технологических растворов) следует предусмотреть дополнительный бак для их сбора с последующим равномерным добавлением к сточным водам, поступающим в резервуар-усреднитель, до достижения расчетной концентрации цианидов не более 1 г/л. В лабораторных условиях исследовали эффективность процесса электроокисления для снижения ХПК сточных вод мебельных производств, загрязненных красителями и пропиточными растворами. ХПК таких сточных вод составляла 4100 мгО/дм<sup>3</sup>. Процесс электроокисления проводили в присутствии NaCl, концентрацией 1г/дм<sup>3</sup>. Было установлено, что при температуре раствора 60 – 70<sup>0</sup>С, плотности тока 1 – 1,5 А/м<sup>2</sup> и продолжительности процесса 1 час, снижение ХПК не происходило, однако

в растворе появлялась опалесценция, а после фильтрования раствор становился прозрачным. При увеличении плотности тока до  $4,5 - 5,3 \text{ А/м}^2$ , и температуре  $85^\circ\text{С}$ , ХПК сточной воды снижалось на 50%, при этом первые 15 минут процесс сопровождался обильным выделением пены. При повышении плотности тока до  $10 \text{ А/м}^2$ , ХПК снижалась на 70%.

### **Пример расчета электролизера для очистки цианосодержащих сточных вод.**

**Исходные данные для расчета:** производительность электролизера  $2,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; исходная концентрация цианидов в очищаемой воде  $200 \text{ мг/л}$ ; время электрохимической обработки сточных вод  $0,5 \text{ ч}$ .

Необходимая величина тока в электрической цепи электролизера

$$I_{\text{сум}} = \frac{2,06 C_{\text{сн}} q_w}{\eta_{\text{сум}}} = \frac{2,06 \cdot 200 \cdot 2,5}{0,7} = 1470 \text{ А.}$$

Принимается к установке один выпрямитель переменного электрического тока, вырабатывающий постоянный электрический ток величиной  $1600 \text{ А}$ . Объем сточных вод в электролизере составляет:

$$W_{\text{el}} = q_{\text{wtel}} = 2,5 \cdot 0,5 = 1,25 \text{ м}^3.$$

Общая поверхность анодов:

$$f_{\text{ан}} = \frac{I_{\text{сум}}}{I_{\text{ан}}} = \frac{1470}{150} \approx 10 \text{ м}^2.$$

При использовании в качестве анодов плит из графитированного угля размером  $1000 \times 180 \times 50 \text{ мм}$  общая поверхность одной плиты составляет:

$$f'_{\text{ан}} = 2 \cdot 0,18 \cdot 1 = 0,36 \text{ м}^2.$$

Общее количество плит (анодов) из графитированного угля, помещаемых в один электролизер:

$$N_{\text{ан}} = f_{\text{ан}} / f'_{\text{ан}} = 10 / 0,36 = 28 \text{ шт.}$$

Общая поверхность катодов равна общей поверхности анодов. Размеры электролизера выбираются исходя из объема находящихся в нем сточных вод с учетом общего объема погруженных в воду электродов.

### **Мембранные технологии**

На сегодняшний день отдельно выделяют мембранную очистку сточных вод. Она является наиболее продуктивной и представляет собой комплекс из особых полупроницаемых мембран, отделяющих фильтрат от очищаемой суспензии. Мембраны



пропускают молекулы растворителя, задерживая растворенные вещества. Системы очистки сточных вод могут включать в себя следующие процессы: обратный осмос (основан на принципе полупроницаемых мембран); микрофльтрация (разделение взвесей, коллоидных смесей под реакцией давления); ультрафльтрация (происходит за счет различия молекулярных масс и размеров молекул); диализ (использует градиент концентрации); электродиализ (осуществляется за счет влияния электрического тока на ионы растворенных смесей). Ультрафльтрационные мембраны с размером пор от 0,01 до 0,1 мкм удаляют крупные органические молекулы (молекулярный вес больше 10 000), коллоидные частицы, бактерии и вирусы, не задерживая при этом растворенные соли. Область применения: в промышленности и в быту обеспечивают высокое качество очистки от перечисленных веществ, не меняя при этом минеральный состав воды. Нанофльтрационные мембраны характеризуются размером пор от 0,001 до 0,01 мкм. Они задерживают органические соединения с молекулярной массой выше 300 и пропускают 15-90 % солей в зависимости от структуры мембраны. Область применения: очистка сточных вод от гидроксидов и фосфатов тяжелых металлов в гальванотехнике, от поверхностно активных веществ в прачечных и при производстве лекарственных препаратов и моющих средств. Обратноосмотические мембраны имеют поры самого малого диаметра, и, следовательно, являются наиболее селективными. Они задерживают большую часть растворенных солей, низкомолекулярные органические вещества, все вирусы и бактерии, гумусовые соединения, и пропускают только молекулы воды и 1-3% легких минеральных солей. В среднем обратноосмотические мембраны задерживают 97-99 % всех растворимых соединений, растворенных газов и легких минеральных солей.

Принципиально существуют два способа проведения процессов мембранного разделения – тупиковый и проточный (рис. 32).

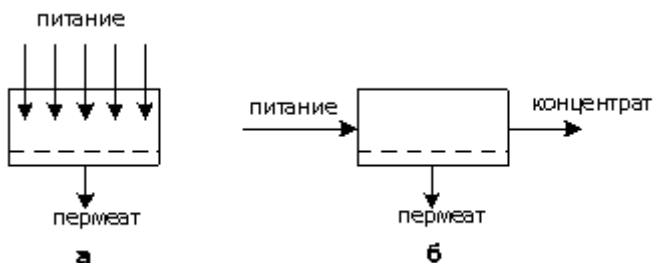


Рис. 32. Два способа мембранного разделения – тупиковый (а) и проточный (б)

Тупиковый используют редко, в основном на патронных мембранных элементах. При организации проточного процесса необходимо учитывать следующие обстоятельства: 1 – по длине аппарата объемный расход разделяемого потока уменьшается за счет оттока пермеата. Пропорционально уменьшается линейная скорость жидкости вдоль мембраны и усиливается влияние КП; 2 – по длине аппарата концентрация задерживаемых мембраной компонентов растет, пропорционально повышается и концентрация их в пермеате; 3 – по длине аппарата давление над мембраной падает из-за гидравлического сопротивления в напорном канале, соответственно снижается движущая сила процесса; 4 – глубокое концентрирование раствора требует каскадной схемы соединения аппаратов; 5 – глубокая очистка раствора требует многоступенчатой схемы соединения аппаратов. В проточных схемах используют две конфигурации потоков – прямоточную и циркуляционную (рис. 33).



Рис. 33. Принципиальная схема прямоточной (а) и циркуляционной (б) установок

Эффективность процесса зависит от свойств мембран. Они должны обладать высокой разделяющей способностью (селективностью), большой удельной производительностью (проницаемостью), устойчивостью к воздействию среды, неизменностью характеристик в процессе эксплуатации, достаточной механической прочностью, низкой стоимостью. Выделяются следующие группы в мембранной очистке воды: материалы биологического происхождения (стенки внутренних органов, клеточные оболочки); полимеры растительного происхождения (целлюлоза, продукты ее переработки); полимеры синтетические; силикатные стекла; металлы (чистые и сплавы); углеродные материалы (графит, сажа); керамические материалы (оксиды, карбиды, нитриды и другие соединения металлов); водонерастворимые жидкости (углеводороды, липиды, с добавками комплексонов, ПАВ и др.); комбинированные или композиционные материалы (полимер - полимер, керамика - графит, керамика - металл, жидкость - полимер). Схема ультрафильтрационной установки для разделения маслоэмульсионных сточных вод с концентрацией масел менее 10 % показана на рис 34.

Водоснабжение и водоотведение

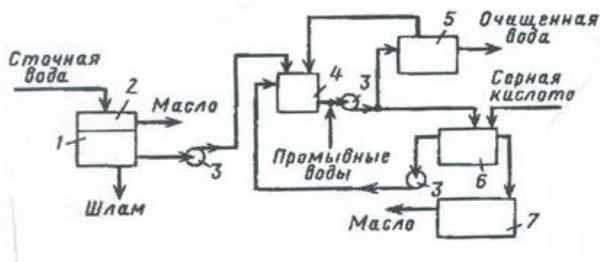


Рис. 34. Схема установки для разделения маслоэмульсионных сточных вод ультрафильтрацией: 1, 4 – емкость; 2 – слой нерастворенных масел; 3 – насос; 5 – установка ультрафильтрации; 6 – бак для дополнительного отделения воды; 7 – емкость для масла.

В баке при подогреве и добавлении серной кислоты происходит дополнительное разделение масел и воды. После этого воду возвращают в емкость, а масло используют в качестве топлива или добавляют на рафинирование. Очищенная вода поступает на доочистку, а затем в производство. В зависимости от состава исходной воды и требований к качеству очищенной воды установки комплектуются дополнительным оборудованием: осветлителями, фильтрами с загрузкой кварцевым песком, активированным углем, ионообменными фильтрами, устройствами обеззараживания (рис. 35)

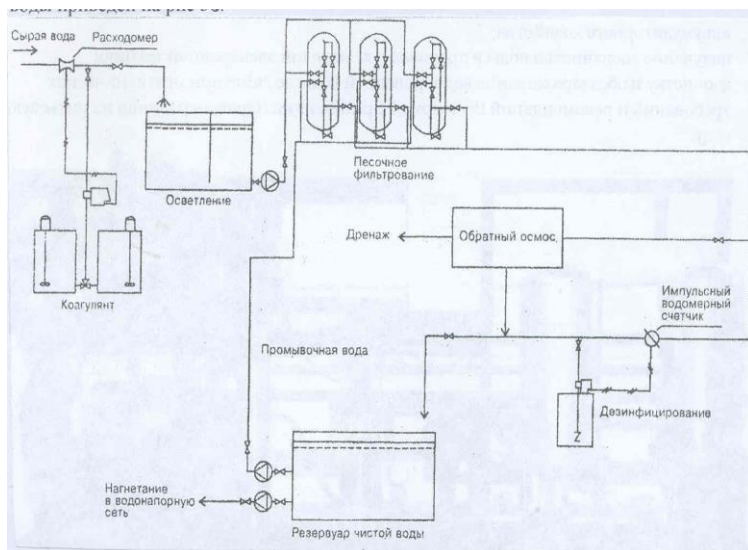


Рис. 35. Технологическая схема очистки сточной воды обратным осмосом

Используя обратный осмос и ультрафильтрацию, можно концентрировать и разделять растворенные совместно в сточной воде органические и минеральные примеси. Например, в процессе ультрафильтрации получают концентрат, содержащий органические вещества, а в процессе обратного осмоса – концентрат неорганических веществ и чистую воду (рис.36)

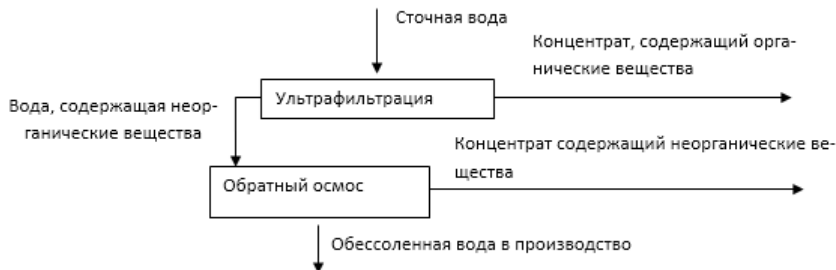


Рис. 36. Блок-схема установки разделения органических и неорганических веществ

*Расчет мембранной установки* проводится, когда выбраны, установлены или приняты следующие исходные данные: - тип мембран; - влияние внешних воздействий на технологические параметры мембран, прежде всего – давления, температуры, концентрации и скорости раствора – на удельную производительность по целевому компоненту; - тип мембранного аппарата; - технологическая схема установки. Цель расчета: - определить требуемую площадь мембран и, соответственно, потребное количество мембранных модулей и аппаратов для обеспечения заданной производительности; - провести секционирование установки (при необходимости); - определить гидравлические потери напора и, соответственно, расход энергии на проведение процесса разделения. Расчет первого приближения проводим в следующем порядке.

Из уравнений материального баланса определяем общий расход пермеата:

$$W_{II} = W_0 - W_K = W_0 \cdot \left[ 1 - \left( \frac{c_K}{c_0} \right)^{-\frac{1}{K}} \right],$$

где  $W_0$  – расход раствора на разделение,  $c_0$  – концентрация этого раствора,  $W_K$  – расход концентрата,  $c_K$  – концентрация кон-

центра,  $R$  – задерживающая способность мембраны по целевому компоненту.

Затем определяют потребную рабочую площадь мембран, считая в первом приближении удельную производительность как среднюю арифметическую величину между ее значениями при начальной и конечной концентрациях:

$$F_p = \frac{W_{II}}{G_{ср}}$$

Далее определяем число выбранных мембранных модулей, зная площадь мембран в каждом, и число мембранных аппаратов, зная или задавшись количеством модулей в аппарате:

$$n_{мод} = \frac{F_p}{F_{мод}}$$

$$N_{апп} = \frac{n_{мод}}{n_{апп}}$$

где  $F_{мод}$  – площадь мембран в одном модуле;  $N_{апп}$  – количество модулей в аппарате.

После этого проводится уточненный расчет установки в зависимости от выбранной ее технологической схемы: - прямоточные каскадные установки с секционированием; - установки с циркуляционным контуром; - установки многоступенчатые; - установки с диафильтрацией. Для выбора мембранных модулей обращаются к каталогу доступных мембранных модулей.

### **Рекомендации по подбору емкостного оборудования:**

1. Выбирают тип емкости. Они могут быть различной формы: - цилиндрические вертикальные с плоским дном (используются для длительного хранения жидкостей без избыточного давления); - цилиндрические вертикальные с коническим дном (используются для хранения вязких жидкостей, суспензий, обеспечивают быстрое и полное опорожнение); - прямоугольные (квадратные) вертикальные с плоским или трапециидальным дном (используются для хранения чистых жидкостей при необходимости экономии производственных площадей). Емкости снабжены: нижними сливами, штуцерами для заполнения, воздушниками, люками-лазами для осмотра и чистки, штуцерами для размещения приборов – уровнемеров, манометров, термометров и т.д., иногда встроенными теплообменниками. Для установки емкостей в цехах используют: - ровные площадки для плоскостонных емкостей; - приваренные к емкости ноги-подставки или юбки – для агрегатов

с коническим и эллиптическим днищем; - специальные ложементы – для цилиндрических горизонтальных емкостей. 2. Расчет емкостей проводится по уравнению:

$$V_{\text{раб}} = W \cdot \tau,$$

где  $W$  – объемный расход жидкости,  $\tau$  – время пребывания жидкости в емкости.

Геометрический объем емкости больше рабочего на 10-15%, из чего и производят выбор подходящей емкости из имеющихся в распоряжении.

### 5.9. Описание технологических схем очистки сточных вод по Блоку «7»

Сточные воды этого типа загрязнены растворенными веществами, находящимися в ионном состоянии (металлы, основания, кислоты, фториды, фосфаты, аммоний, нитраты, т.е. различные катионы и анионы). Вид технологической схемы очистки таких сточных вод зависит, прежде всего, от концентрации загрязняющих веществ (рис.37.).

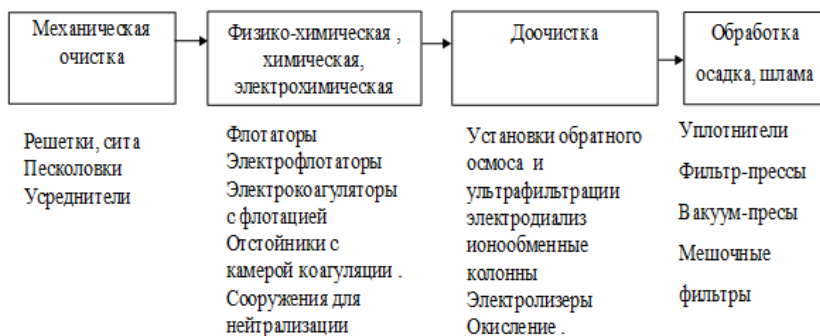


Рис. 37. Схема очистки и сооружения, соответствующие блоку "7"

Назначение сооружений представлено в описаниях к блокам 1-6.

Специфические приемы очистки сточных вод от тяжелых металлов представлены ниже.

#### Нейтрализация

Одним из основных методов химической очистки производственных сточных вод является их нейтрализация. Сточные воды многих производств являются кислыми или щелочными. В большинстве кислых сточных вод содержатся ионы тяжелых металлов. С целью предотвращения коррозионных процессов, наруше-

ния или ингибирования процессов биодegradации органических веществ, используют метод нейтрализации. Большую опасность представляют кислые сточные воды, и они наиболее часто встречаются. В основном кислые сточные воды содержат серную, соляную или азотную кислоты, или их смеси, реже - сернистую, фосфорную, плавиковую, угольную, уксусную, салициловую. При химической очистке применяются следующие виды нейтрализации: взаимная нейтрализация; нейтрализация реагентами; нейтрализация путем фильтрования вод через специальные фильтрующие материалы.

**Метод взаимной нейтрализации** используют в основном на предприятиях химической промышленности, где образуются одновременно и кислые и щелочные сточные воды, не загрязненные другими компонентами. Кислые и щелочные воды смешивают в емкости с мешалкой и без мешалки. В последнем случае перемешивание ведут воздухом при его скорости в линии подачи 20 – 40 м/с. При переменной концентрации сточных вод в схеме предусматривают установку усреднителя или обеспечивают автоматическое регулирование подачи сточных вод в камеру смешения. Как правило, кислые сточные воды поступают равномерно, а щелочные периодически. Поэтому последние собирают в резервуар и по мере необходимости дозируют, при этом протекает реакция:  $H^+ + OH^- = H_2O$ . Необходимое количество щелочных сточных вод, дозируемых в кислые для нейтрализации последних, можно рассчитать по стехиометрическим уравнениям, зная исходные и конечные значения pH.

**Метод нейтрализации реагентами** применим, если на производстве образуются только кислые или только щелочные сточные воды. Нейтрализация кислых сточных вод может быть произведена любыми щелочными реагентами (NaOH, KOH,  $Na_2CO_3$ ,  $NH_4OH$ ,  $CaCO_3$ ,  $MgCO_3$ , доломитом –  $CaCO_3 \cdot MgCO_3$ , цементом), но чаще всего используют известь (гашенную и негашенную), с содержанием активной части извести 5 – 10% и карбонат кальция. Соду и гидроксид натрия следует использовать, если они являются отходами производства. Технологические схемы нейтрализации сточных вод реагентами должны предусматривать устройство реагентного хозяйства, которое включает в себя: затворные и смесительные баки, склад хранения реагента, смесители и отстойники, оборудование для обезвоживания осадка, трубопроводы и насосы (специальные). Количество реагента для нейтрализации (G) определяют по формуле:



$$G = K \frac{100}{B} QaA, \text{ кг/сут,}$$

где  $K$  - коэффициент запаса реагента, обычно принимают 1.1-1.3;  $B$  - содержание активной части в реагенте в %, на предприятии определяется экспериментально (для извести  $B \approx 30$  %);  $Q$  - расход сточных вод,  $\text{дм}^3/\text{сут}$ ;  $a$  - стехиометрическое соотношение кислоты, определяемое по уравнению реакции, т.е. потребность в реагенте единицы массы кислоты;  $\text{кг/кг}$ ;  $A$  - концентрация кислоты или щелочи,  $\text{кг/дм}^3$ . В кислых и щелочных производственных сточных водах, как правило, присутствуют ионы тяжелых металлов, которые при взаимодействии с гидроксогруппой системы при определенных значениях pH выделяются в осадок. Таким образом, если в сточных водах содержатся ионы тяжелых металлов, то доза реагента увеличивается, поскольку реагент взаимодействует с ионами тяжелых металлов. В этом случае необходимое количество реагента определяют по формуле:

$$G = K \frac{100}{B} Q(aA + c_1 C_1 + \dots + c_n C_n), \text{ кг/сут, где: } c - \text{сте-}$$

хиометрический коэффициент, найденный по уравнению реакции взаимодействия реагента с ионами тяжелых металлов;  $C$  - концентрация ионов металлов в сточных водах,  $\text{г/м}^3$ .

**Нейтрализацию сточных вод фильтрованием через нейтрализующие материалы** осуществляют пропуская сточных вод через слой специального загрузочного материала. Как правило, этот метод используют для нейтрализации кислых сточных вод. В качестве нейтрализующих материалов применяют известняк, мел, доломит, мраморную крошку, магнезит, твердые отходы (шлак, зола). Диаметр зерен загрузки составляет 3-5 мм. Скорость фильтрования принимают обычно не более 10 м в час и уточняют экспериментально, исходя из расчета времени контакта сточной воды с загрузкой не менее 10 минут. Этот метод можно применить при концентрации взвешенных веществ в сточных водах менее 10-15  $\text{мг/дм}^3$ . Кроме того, при использовании в качестве нейтрализующей загрузки известняка, мела и других материалов в состав которых входит кальций, следует учитывать концентрацию сульфат-ионов в сточных водах, так как взаимодействие сульфат-ионов с кальцием загрузочного материала фильтров приводит к образованию гипса и кальматации загрузки, образовавшийся гипс выделяясь в осадок покрывает поверхность загрузки, затрудняя к ней доступ и понижая эффективность кондиционирования обрабатываемых вод. Поэтому концентрация

сульфата должна быть менее  $1,5 \text{ г/дм}^3$ . Если в качестве фильтрующего материала применяют карбонат магния, ограничения по концентрации сульфат ионов в сточных водах снимаются, так как сульфаты магния являются хорошо растворимыми соединениями. Суточная потребность в фильтрующем материале  $G$  определяется по формуле:

$G = kaAQ$ , кг/сут, где  $k$  - коэффициент запаса, обычно принимают  $1,1 - 1,5$ ;  $a$  - удельный расход щелочного реагента, кг/кг, определяется с учетом стехиометрических коэффициентов по уравнению реакции нейтрализации;  $A$  - концентрация кислоты в исходных сточных водах, кг/м<sup>3</sup>;  $Q$  - расход нейтрализующих сточных вод, м<sup>3</sup>/сут.

Продолжительность фильтроцикла,  $t$  - зависит от суточного расхода реагента и массы загрузки  $p$  и определяют согласно следующему уравнению:

$t = p/G$ , сут;  $p = Hf\gamma$ , кг, где  $H$  - высота нейтрализующей загрузки, м;  $\gamma$  - плотность нейтрализующей загрузки, кг/дм<sup>3</sup>, для доломита, известняка и мрамора  $\gamma$  можно принять  $2,8 \text{ кг/дм}^3$ ; для карбоната магния -  $3 \text{ кг/дм}^3$ ; для мела -  $2,7 \text{ кг/дм}^3$ ;  $f$  - площадь фильтра, определяется отношением расхода сточных вод к скорости фильтрования, м<sup>2</sup>.

**Специфика применения электрокоагуляции для удаления тяжелых металлов.** Электрокоагуляторы со стальными электродами следует применять для очистки сточных вод предприятий различных отраслей промышленности от шестивалентного хрома и других металлов при расходе сточных вод не более  $50 \text{ м}^3/\text{ч}$ , концентрации  $\text{Cr}^{6+}$  до  $100 \text{ мг/л}$ , исходном общем содержании ионов цветных металлов (цинка, меди, никеля, кадмия, трехвалентного хрома) до  $100 \text{ мг/л}$ , при концентрации каждого из ионов металлов до  $30 \text{ мг/л}$ , минимальном общем солесодержании сточной воды  $300 \text{ мг/л}$ , концентрации взвешенных веществ до  $50 \text{ мг/л}$ . Оптимальные значения pH при обезвреживании хромсодержащих сточных вод в зависимости от исходной концентрации  $\text{Cr}^{6+}$  и присутствия ионов меди, цинка, никеля и кадмия приведены в табл. 16.

Таблица 16

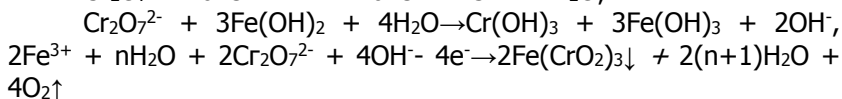
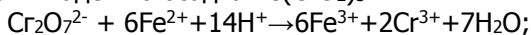
Значения pH при обезвреживании хромсодержащих сточных вод

Концентрация $\text{Cr}^{6+}$ , мг/л	pH	
	в присутствии $\text{Zn}^{2+}$ , $\text{Cu}^{2+}$	в присутствии $\text{Ni}^{2+}$ , $\text{Cd}^{2+}$
менее 20	6-7	6-7
20-50	5-6	6-7
50-100	4-6	5-6

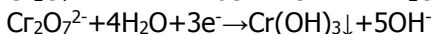
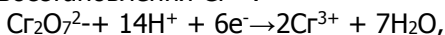
Электрокоагуляционный метод с растворимыми железными анодами применяется при обезвреживании хромосодержащих сточных вод при расходе до 10 м /ч и концентрации  $\text{Cr}^{6+}$  или суммарной концентрации ионов тяжелых металлов до 100 мг/л, а также при регенерации отработанных растворов после процессов хромовокислого анодирования и нанесения хромовых гальванических покрытий.

В результате растворения железных анодов вода обогащается ионами железа (II) по реакции:  $\text{Fe}-2\text{e}^- \rightarrow \text{Fe}^{2+}$ , образующими затем в нейтральной и слабощелочной среде гидроксид железа ( $2^+$ ):

$\text{Fe}^{2+} + 2\text{OH}^- \rightarrow \text{Fe}(\text{OH})_2 \downarrow$  Ионы  $\text{Fe}^{2+}$  способствуют химическому восстановлению  $\text{Cr}^{6+}$  до  $\text{Cr}^{3+}$  в бихромат-ионах и хромат-ионах, а также выпадению осадка  $\text{Fe}(\text{CrO}_2)_3$ :



Дополнительно происходят катодные электрохимические процессы восстановления  $\text{Cr}^{6+}$ :



При электролизе вода подщелачивается, что благоприятствует коагуляции рыхлых хлопьев  $\text{Fe}(\text{OH})_2$  с развернутой сорбционной поверхностью, способствующей соосаждению ионов тяжелых металлов. На катоде образуется газообразный  $\text{H}_2$ :  $\text{Fe} + 2\text{H}^+ - > \text{Fe}^{2+} + \text{H}_2 \uparrow$ .

Оптимальная среда имеет pH 3-7 и корректируется в зависимости от соотношения  $\text{Cr}^{6+}$  и ионов тяжелых металлов в сточных водах. В оптимальных условиях происходит практически одновременное восстановление  $\text{Cr}^{6+}$  до  $\text{Cr}^{3+}$  и осаждение  $\text{Cr}^{3+}$  в виде  $\text{Cr}(\text{OH})_3$ . Необходимое время контакта раствора с электродами - несколько десятков секунд. Материал электродов - низкоуглеродистые стали. Плотность тока на аноде - 0,8-1,2 А/дм<sup>2</sup>. Для поддержания оптимальной электропроводности раствора минимальное общее солесодержание не должно превышать 300 мг/л. При исходных концентрациях в сточных водах  $\text{Cr}^{6+}$  более 100 мг/л возрастают удельный расход металла и электроэнергии, время обработки, выделение газообразного водорода. Для предотвращения пассивации в обрабатываемые сточные воды вводят некоторый избыток NaCl (депассивирующую добавку). Образующийся объемный осадок отстаивают и уплотняют в течение

суток. Добавление флокулянта (1-2 мг/л полиакриламида) ускоряет коагуляцию частиц осадка. Остаточные концентрации  $\text{Cr}^{3+}$ ,  $\text{Fe}^{2+}$  и других ионов тяжелых металлов в сточной воде не должно превышать ПДК. Осадок  $\text{Cr}(\text{OH})_3$ ,  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  и других тяжелых металлов после обезвоживания может быть использован в качестве металлургического сырья.

### Пример расчета электрокоагуляторов со стальными электродами для очистки хромосодержащих сточных вод

*Исходные данные для расчета:* расход сточных вод составляет  $10 \text{ м}^3/\text{ч}$  (при круглосуточной работе установки), исходные концентрации шестивалентного хрома и цинка соответственно 50 и 20 мг/л; величина тока в электрической цепи

$$I_{\text{cur}} = 3,1 C_{\text{en}} q_w = 10 \cdot 50 \cdot 3,1 = 1550 \text{ А.}$$

К установке принимается один выпрямитель переменного тока, вырабатывающий ток величиной до 1000 А при максимальном напряжении до 12 В. Общая поверхность анодов составит:

$$f_{\text{pl}} = I_{\text{cur}} / i_{\text{an}} = 1550 / 150 = 10,3 \text{ м}^2.$$

Размеры одной электродной пластины принимаются следующими: ширина  $b_{\text{pl}} = 300 \text{ мм}$ , рабочая высота  $h_{\text{pl}} = 600 \text{ мм}$ . Рабочая поверхность одного электрода будет равна:

$$f_{\text{pl}} = 2 b_{\text{pl}} h_{\text{pl}} = 2 \cdot 0,3 \cdot 0,6 = 0,36 \text{ м}^2.$$

Общее количество электродных пластин составит

$$N_{\text{pl}} = 2 \frac{f_{\text{pl}}}{f'_{\text{pl}}} + 1 = 2 \frac{10,3}{0,36} + 1 = 57 + 1 = 58$$

Принимаются к установке два электродных блока, каждый из которых состоит из 30 стальных пластин. Рабочий объем электрокоагулятора будет равен:

$$W_{\text{ek}} = f_{\text{pl}} b = 10,3 \cdot 0,008 = 0,082 \text{ м}^3,$$

(расстояние между двумя соседними электродами  $b$  принято равным 0,008 м). Время обработки сточных вод (время пребывания сточных вод в межэлектродном пространстве электрокоагулятора) составит

$$t = W_{\text{ek}} / q_w = 0,082 / 10 = 0,008 \text{ ч} = 0,008 \cdot 3600 = 28,8 \text{ с.}$$

Удельный расход металлического железа для обработки сточных вод определяем по формуле

$$Q_{\text{Fe}} = \frac{q_{\text{Fe}} C_{\text{ek}} q_w \cdot 24}{1000 K_{\text{ek}}} = \frac{2,5 \cdot 50 \cdot 10 \cdot 24}{1000 \cdot 0,8} = 37,6 \text{ кг/сут.}$$

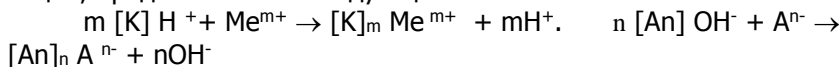
Ширина одного электродного блока при толщине одной электродной пластины 5 мм будет равна:

$$B = N, \delta + b(N, - 1) = 30 \cdot 0,005 + 0,008(30 - 1) = 0,38 \text{ м.}$$

### Ионный обмен

Одним из перспективных способов очистки воды от примесей, находящихся в растворенной форме в виде ионов является ионный обмен, осуществляемый с применением ионообменных материалов - иоаннитов. Очищаемые сточные воды пропускают через фильтры, загруженные ионитами (рис. 12) С помощью этого метода производят обессоливание воды, умягчение, извлечение ионов ценных металлов, удаление из сточных вод ионов токсичных веществ. Имеется опыт по извлечению из сточных вод анилина, фенола, поверхностно-активных веществ, формальдегида и других органических веществ. Широкому распространению ионитов способствуют и неоспоримые преимущества этого метода: обеспечение высокой степени очистки воды практически от любых ионогенных соединений, простота аппаратурного оформления процесса, высокая надежность, селективность. Содержание взвешенных веществ в воде, поступающей на ионообменные фильтры, не должно превышать 8 мг/дм<sup>3</sup>. Величина ХПК не должна быть более 8 мгО/дм<sup>3</sup>. При необходимости обеспечения указанных концентраций, перед ионитами устанавливают сооружения предварительной очистки (например, механические и сорбционные фильтры).

При ионообменной очистке осуществляются химические реакции, представленные следующими схемами:



где [K] - матрица катионита; H<sup>+</sup> - обменный противоион катионита; Me<sup>m+</sup> - обменный ион раствора, извлекаемый катион; [An] - матрица анионита; OH<sup>-</sup> - обменный ион анионита; A<sup>n-</sup> - обменный (извлекаемый) анион.

Выбор схемы ионообменной очистки сточных вод зависит от назначения установки, качественного состава и расхода исходных сточных вод (табл.17). Характеристики ионитов, наиболее часто используемых в процессе водоочистки, приведены в табл. 18.

Таблица 17

Методы ионообменной очистки в зависимости от состава производственных сточных вод

<b>Методы предварительной очистки</b>	<b>Методы ионообменной очистки</b>	<b>Марки применяемых ионитов</b>
Продувочные слабоминерализованные воды (отработанная охлаждающая вода, подвергшаяся нагреванию, концентрированию при испарении и дополнительному загрязнению). Основные загрязнения – химическое (неорганическое и тепловое). Основные примеси, – взвешенные вещества, растворимые соли (Na, Mg, Ca и др.) Солеосодержание 1,2 мг/дм <sup>3</sup> .		
Механический (фильтрование через зернистую загрузку), реагентный (известкование с коагуляцией)	Двух- или трехступенчатое обессоливание, в том числе со ступенчатопротивоточным ионированием	Катиониты КБ-12П и КУ-2 в Н-форме, аниониты типа АН-22, АН-31 или ЭДЭ-10П в ОН-форме
Технологические сточные воды различных производств. Основные примеси – взвешенные, коллоидные и растворенные вещества, растворимые летучие неорганические соединения (солеосодержание 1 – 8 г/м <sup>3</sup> )		
Механический (фильтрование через зернистую загрузку)	Одноступенчатое обессоливание	Катиониты КУ-2 в Н-форме, аниониты типа АН-31 в ОН-форме
Промывные воды слабоминерализованные. Образуются в процессе промывки твердых продуктов и изделий. Основные загрязнения – механические и химическое (неорганическое). Основные примеси – взвешенные вещества и растворенные органические соединения, в том числе токсические (тяжелые металлы, хроматы, цианиды и пр.)		
Механический (отстаивание; фильтрование через зернистую загрузку)	Селективное извлечение токсичных и ценных примесей	Иониты с комплексообразующими свойствами (фосфорно-кислотные и карбоксильные катиониты, аниониты пиридиневого ряда, полиамфолиты), неорганические синтетические иониты, иониты типа КУ-2 и АВ-17
Технологические сточные воды органических производств. Основные загрязнения: механическое, химическое, тепловое. Основные примеси – взвешенные, коллоидные и растворенные органические соединения, в том числе токсичные.		

## Водоснабжение и водоотведение

Механический и биологический	Адсорбционная очистка на ионитах и опреснение	Иониты типа ИА-1, АВ-17П, а также катиониты типа КУ-2, КУ-1, сульфоуголь в Н-форме и аниониты типа АН-31, АН-22, АВ-17 в ОН-форме.
Поверхностные (дождевые, талые) сточные воды, слабоминерализованные. Образуются при выпадении осадков на загрязненную территорию. Основные загрязнения – механическое, химическое (органическое и неорганическое). Основные примеси – взвешенные, коллоидные и растворенные органические и неорганические соединения, в том числе нефтепродукты.		
Механический (отстаивание в прудах-накопителях и фильтрование через зернистую загрузку)	Одноступенчатое обессоливание	Катиониты КУ-2 в Н-форме, аниониты типа АН-22, АН-31 или в ОН-форме
Сельскохозяйственные сточные воды, слабоминерализованные, слабосоленые. Основные загрязнения – механическое, химическое (органическое и неорганическое). Основные примеси – взвешенные, коллоидные и растворимые соли (хлориды и сульфаты натрия, магния и др.), органические соединения (пестициды, продукты неполного разложения растений), биогенные соединения. Солесодержание от 1 до 10 г/м <sup>3</sup> .		
Механический (отстаивание), реагентный (коагуляция, известкование), биологический и реагентный (хлорирование, озонирование)	Ионообменное глубокое умягчение с последующим опреснением до солесодержания 0,3–1,0 г/м <sup>3</sup> электролизом	катиониты типа КУ-2 в Na-форме и сиротермиониты или ионообменные мембраны
Рудничные воды, слабоминерализованные. Образуются в результате подъема и загрязнения грунтовых вод, а также накопления атмосферных осадков. Основные примеси – взвешенные и коллоидные вещества, растворимые соли (в том числе тяжелых металлов), биогенные соединения, нефтепродукты. Солесодержание 0,4 – 2,0 г/м <sup>3</sup> .		

## Водоснабжение и водоотведение

Механический (отстаивание и фильтрование через зернистую загрузку)	Одноступенчатое обессоливание и селективное извлечение биогенных элементов и тяжелых металлов	Иониты типа КУ-2, АН-31, АН-22, АВ-17, а также иониты с комплексообразующими свойствами
Механический и реагентный (известкование с целью удаления тяжелых металлов и фосфатов)	Глубокая ионообменная очистка от катионов двух и трехвалентных металлов и последующее опреснение до остаточного содержания $0,3 - 0,6 \text{ г/м}^3$	Катиониты типа КУ-2 или комплексообразующие иониты и сиротермиониты



## Водоснабжение и водоотведение

Таблица 18

## Характеристика отечественных ионитов

Марка ионита	Фракционный состав набухшего ионита, мм	Удельный объем набухшего ионита, м <sup>3</sup> /т	Средняя рабочая обменная емкость, г-экв/м <sup>3</sup> (для катионитов); Полная обменная емкость, г-экв/м <sup>3</sup> (для анионитов)		Полная обменная емкость, г- экв/м <sup>3</sup>
<b>характеристика катионитов</b>					
Сульфуголь СМ-1	0,3 – 0,8		250 (при Н-катионировании)	400 (при Na-катионировании)	
Сульфуголь СК-1	0,5 – 1,1		200(то же)	350 (то же)	
КУ-1	0,4 – 2,0	2,9 – 3,2	300 (то же)	300 (то же)	550
КУ-2-8	0,315- 1,25	2,9	800 (то же)	800 (то же)	1850
Продолжение таблицы 18					
КБ-4	0,355-1,5	3,0			2000
<b>Характеристика анионитов</b>					
АН-22	0,315-1,25	2,3	1800 (по Cl <sup>-</sup> )		1000 (в динам. условиях)
АН-31	0,4 – 1,2	3,2	1500 (по Cl <sup>-</sup> )		1260 (то же)
АН-221	0,315 –1,25	3,9	1200 (по Cl <sup>-</sup> )		860 (то же)
ЭДЭ-10П	0,4 –1,8	3,45	800 (по Cl <sup>-</sup> )	1000 (по SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> )	1020 - 1160 (то же)

Необходимый объем ионита  $W$ , м<sup>3</sup>, определяется по формуле:

$$W = \frac{24q_r * \sum U}{E_p * n}, \text{ м}^3, \text{ где } \sum U - \text{ суммарная концентрация}$$

извлекаемых ионов, мг-экв/дм<sup>3</sup>; если в исходной сточной воде концентрации ионов представлены в мг/дм<sup>3</sup>, то соответствующий перевод из одного вида представления концентрации в другой

может быть произведен по следующим формулам:  $C_{ex} = \frac{n_{ex}}{V}$ , мг-

$$\text{экв/дм}^3; n_{ex} = \frac{m}{\mathcal{E}_m}, \text{ мг-экв}; \mathcal{E}_m = \frac{M}{\mathcal{E}}, n_{ex} = \frac{m * \mathcal{E}}{M}, \text{ мг-экв}; n_{ex}$$

– количество мг-эквивалентов; m- количество мг вещества;  $\mathcal{E}$  – эквивалент данного вещества, M – масса моля вещества;  $E_p$  – рабочая обменная ёмкость ионита, г-экв на 1 м<sup>3</sup> ионита;  $E_p = \alpha E_{\text{полн}} - d g \Sigma U$ ,  $\alpha$  принимается в пределе: 0,6 – 0,8 – коэффициент восстановления обменной ёмкости после регенерации, зависит от типа ионита; d = коэффициент зависящий от типа ионита, для катионитов принимается равным 0,5, для анионитов – равным 0,8;  $q_r$  – удельный расход отмывочной воды, принимается 3 – 4 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>3</sup> ионита;  $E_{\text{полн}}$  – полная динамическая обменная емкость ионита, г-экв на 1 м<sup>3</sup> ионита.

Площадь рабочих фильтров определяют по формуле:

$$F = \frac{Q_c}{v}, \text{ м}^2, \text{ Где } v - \text{ скорость фильтрования сточной воды,}$$

м/ч; принимается в зависимости от содержания обрабатываемой воды: не более 20, 15, 10 и 8 м/ч при содержании соответственно до 5; 5 – 15; 15 – 20; более 20 мг-экв/дм<sup>3</sup>. Если кинетика ионного обмена обуславливает внутридиффузионным переносом, то  $v$  может достигать 40 м/с. Число резервных фильтров определяется продолжительностью фильтроцикла, временем регенерации и требованием непрерывной работы установки. Число рабочих фильтров каждой ступени должно быть не менее двух. Выбор схемы ионообменной очистки и обессоливания сточных вод производится в зависимости от назначения установки, состава и расходов сточных вод, требований к качеству очищенной воды (табл 17).

### **Пример расчета ионообменной установки по очистке и обессоливаю сточных вод цеха гальванических покрытий**

Назначение ионообменной установки: на ионообменную установку подаются промывные кислотнo-щелочные сточные воды цеха в смеси с хромосодержащими (после их предочистки электрокоагуляцией) и цианосодержащими (после каталитического окисления цианидов кислородом) сточными водами. Смесь сточных вод перед подачей на ионообменную установку подвергается отстаиванию для выделения труднорастворимых соединений, образующихся в результате взаимодействия компонентов при смешении указанных категорий стоков.

Результатом ионообменной обработки сточных вод является организация системы оборотного технического водоснабжения

цеха, получение обессоленной воды. Расход воды на собственные нужды установки после ее запуска и вывода на режим принимается 10-15 % ее производительности. Характеристика обрабатываемых сточных вод: количество сточных вод с учетом пополнения воды на потери и на собственные нужды установки на данном объекте составляет 820 м<sup>3</sup>/сут, в среднем 51 м<sup>3</sup>/ч при непрерывной 2-сменной работе. Основные показатели смеси сточных вод, поступающих на ионообменную установку, приведены в табл. 19.

В состав установки входят; усреднитель сточных вод, отстойник, механические фильтры, сорбционные фильтры, Н-катионитовые фильтры, ОН-анионитовые фильтры, узел приготовления регенерирующих растворов, емкости для сбора обессоленной воды алюатов от регенерации ионов и промывочных вод, узел обезвреживания алюатов.

#### **Описание технологической схемы ионообменной очистки и подготовки воды**

Сточные воды после усреднения и отделения ГДП в отстойнике поступают в сборник, из которого насосом подаются последовательно на механические, сорбционные, катионитовые и анионитовые фильтры. Обессоленная вода поступает в сборник, из которого направляется затем потребителям.

#### **Расчет ионообменной установки.**

Накопитель-усреднитель сточных вод рассчитывается из условия 3-4-часового усреднения. Емкость его принимается равной 150-200 м<sup>3</sup>. Отстойник (вертикальный или тонкослойный) рассчитывается согласно пп. 6.57-6.70 СНиП 2.04.03-85.

**Исходные данные для расчета:** средний часовой расход сточных вод  $q_w = 51 \text{ м}^3$ ; концентрация взвешенных частиц образующихся из труднорастворимых соединений (фосфатов и гидроксидов металлов) 250-300 мг/л (в расчете на сухое вещество); гидравлическая крупность частиц  $U_b = 0,2 \text{ мм/с}$ ; сборник осветленной воды рассчитывается на 20-30 минутный расход сточных вод и подпиточной воды. Его емкость составит 17-25 м<sup>3</sup>.

Механические фильтры проектируются согласно соответствующему разделу СНиП 2.04.03-85, на производительность 51 м<sup>3</sup>/ч; скорость фильтрования принимается 8-10 м/ч.

Для подготовки фильтра к работе в следующем фильтроцикле загрузка после опорожнения фильтра отмывается противотоком воды [13-15 л/(с·м<sup>2</sup>)] в течение 7-8 мин. Отмывочная вода подается в усреднитель сточных вод перед отстаиванием. Необходимая площадь фильтрования должна быть в пределах

## Водоснабжение и водоотведение

$$\frac{51}{10} - \frac{51}{8} = 5,1 - 6,4 \text{ м}^2.$$

Количество фильтров принимается в соответствии с их характеристиками. Рекомендуется применять 2 рабочих фильтра диаметром 2 м и площадью 3,14 м<sup>2</sup> каждый.

Таблица 19

Основные показатели смеси сточных вод, поступающих на ионообменную установку

Ингредиенты	Концентрация	
	мг/л	Мг-экв/л
Общее солесодержание	570	7,77
Катионы:		
натрия	164,28	7,135
калия	2,5	0,06
аммония	1	0,055
Итого одновалентных катионов:	167,78	7,250
меди	4,4	0,136
цинка	0,84	0,026
кадмия	0,25	0,004
никеля	3,78	0,128
алюминия	0,94	0,105
свинца	1,32	0,013
магния	0,11	0,009
висмута	0,008	-
Итого катионов поливалентных металлов	11,62	0,40
Всего катионов	179,4	7,68
Анионы		
хлориды	36,7	1,034
нитраты	182,9	2,951
нитриты	3,12	0,068
фториды	5,32	0,28
сульфаты	147,19	3,066
тарtratoы	0,09	0,001
оксалаты	0,28	0,006
Итого анионов сильных кислот:	375,6	7,406
фторобораты	4,83	0,056
ацетаты	0,1	0,002
силикаты	1,53	0,04
бораты	2,09	0,10
карбонаты	5,1	0,17
Итого анионов слабых кислот:	13,65	0,369
в том числе без карбонатов	8,55	0,199
Всего анионов	389,25	7,775
Органические примеси	8,4	-

Солесодержание поступающих сточных вод ~570 мг/л (7,7- 7,8 мг-экв/л), pH = 6,5-7.

**Сорбционные фильтры** проектируются согласно СНиП 2.04.03-85 пп. 6.283-6.289. Фильтры рассчитываются на производительность 51 м<sup>3</sup>/ч, скорость фильтрования 8-10 м/ч, интенсивность взрыхления активированного угля 3-4 л/(с·м<sup>2</sup>), высота загрузки 2,2-2,8 м. Необходимая площадь фильтрования 5,1-6,4

м<sup>2</sup>. Количество фильтров определяется в соответствии с основными их характеристиками. Загрузка - уголь БАУ, АГ-3, АГ-5, АР-3. Рекомендуется принять 2 рабочих фильтра диаметром 2 м и сечением 3,14 м<sup>2</sup> каждый. Возможно совмещение механической и сорбционной предочистки в одном 2-слойном фильтре.

Н-катионитовые фильтры рассчитываются на производительность 51 м<sup>3</sup>/ч. Содержание катионов металлов 7,7 г-экв/м<sup>3</sup> при эксплуатации и 8,3 г-экв/м<sup>3</sup> при запуске (работа без оборота).

Объем катионита  $W_{кат}$ , м<sup>3</sup>, в водород-катионитовых фильтрах определяется по формуле

$$W_{кат} = \frac{16q_w (\sum C_{ен}^k - C_{ен}^k)}{n_{рег} E_{wc}^k}$$

где

$$E_{wc}^k = \alpha_k E_{ген}^k - K_{ион} q_k \sum C_w^k$$

Подставив цифровое обозначение в формулы, получим

$$W_{кат} = \frac{16 \cdot 51 (7,7 - 1,2)}{0,5 \cdot 800} = 13,26 \text{ м}^3;$$

$$E_{wc}^k = 0,8 \cdot 1000 - 0,5 \cdot 4 \cdot 1,7 = 796,7 \approx 800 \text{ г-экв/м}^3.$$

Площадь катионитовых фильтров определяется по формуле

$$F_x = W_k / H_x,$$

$$F_x = \frac{13,26}{2} : \frac{13,26}{3} = 6,63 - 4,42 \text{ м}^2.$$

Предлагается к установке один рабочий и один резервный фильтр диаметром 2,6 м и сечением 5,3 м<sup>2</sup> каждый. При этом скорость фильтрования составит 51/5,3 = 9,6 м/ч (скорость фильтрования должна быть в пределах 8-15 м/ч).

Длительность рабочего цикла фильтра принята 2 сут по 16 ч. Она может быть рассчитана по формуле

$$t_f = \frac{W_k E_{wc}^k - q_k W_x \sum C_w^k 0,5}{q_w (\sum C_{ен}^k - \sum C_{ен}^k)}$$

Подставив цифровое обозначение в формулу (123), получим

$$t_j = \frac{13,25 \cdot 800 - 4 \cdot 13,25 \cdot 1,2 \cdot 0,5}{51(7,7 - 1,2)} = 32 \text{ ч.}$$

**Регенерация катионитовых фильтров** производится 7- 10 %-ным раствором соляной кислоты в количестве 2,5-3 г-экв на 1 г-экв сорбированных катионов (на 1 г-экв РОЕ катионита).

Расход реагента на регенерацию одного фильтра в одном цикле определяется по формуле

$$P_k = W_k E_{wc}^k q_r N100/m \cdot 10^3$$

Подставив цифровые обозначения, получим

$$P_k = \frac{13,25 \cdot 800 \cdot 3 \cdot 36,5 \cdot 100}{31 \cdot 10^3} = 3744 \text{ кг.}$$

При повторном использовании части элюатов на регенерацию расход кислоты может быть сокращен на 30-40 %.

Расход воды на регенерацию катионитовых фильтров.

На взрыхление смолы при интенсивности 3 л/(с·м<sup>2</sup>) в течение 20 мин,

$$5,3 \cdot 3 \cdot 60 \cdot 20 \cdot 0,001 = 19 \text{ м}^3;$$

на приготовление 10 %-ной соляной кислоты:

$$\frac{3744 \cdot 31}{10 \cdot 1000} = 11,6 \text{ м}^3;$$

на после регенерационную отмывку - 3-4 объема на 1 объем ионита, т.е. 13,25·3,5 = 46,4 м<sup>3</sup>. Общий объем воды на один фильтр в цикле 77,1 м<sup>3</sup>, средний часовой расход 77,1/32 = 2,4 м<sup>3</sup>.

**Анионитовые фильтры.** Загрузка - слабоосновный анионит АН-31, производительность 51 м<sup>3</sup>/ч.

На анионитовые фильтры поступает Н-катионированная вода с содержанием анионов сильных кислот 7,4 г-экв/м .

Объем анионита  $W_{an}$ , м<sup>3</sup>, определяется по формуле:

$$W_{kaz} = \frac{16q_w (\sum C_{en}^k - C_{en}^k)}{n_{reg} E_{wc}^k}$$

где вместо  $\sum C_{en}^k$ , и  $\sum C_{en}^k$  ставятся величины  $\sum C_{en}^{ан}$  и  $\sum C_{en}^{ок}$  - концентрации суммы анионов в обрабатываемой и анионированной воде.

Рабочая емкость анионита  $E_{wc}^{ан}$  рассчитывается по формуле:

$$E_{wc}^k = \alpha_k E_{ген}^k - K_{ion} a_k \sum C_w^k$$

где  $a$  для слабоосновных анионитов = 0,9;  $E_{ген}^{ан} = 1120$ ;  
 $q_{ан} = 3-4 \text{ м}^3$ ;  $K_{ion} = 0,8$ ;  $E_{ген}^{ан} = 0,9 \cdot 1120 - 0,8 \cdot 4 \cdot 1,7 = 1000$ ;  
 $\Pi_{рег}$  - число регенерации анионитовых фильтров в сутки  
 (принимается 1 раз в 3 сут.)

$$W_{ан} = \frac{16 \cdot 51(7,4 - 1,7)}{0,33 \cdot 1000} = 14 \text{ м}^3.$$

По аналогии с Н-катионитовыми фильтрами принимается один рабочий и один резервный анионитовые фильтры с объемом загрузки  $13,25 \text{ м}^3$ , сечением  $5,3 \text{ м}^2$  и диаметром  $2,6 \text{ м}$ . Площадь фильтрования анионитовых фильтров может быть проверена по формулам

$$F_{ан} = 16q_w/n_{рег}t_{ф}v_f;$$

$$t_{ф} = 16/n_{рег} - t_1 - t_2 - t_3.$$

Регенерация анионита производится 4 %-ным раствором гидроксида натрия в количестве 2,5 экв на 1 экв рабочей емкости. Расход 100 %-ного гидроксида натрия рассчитывается по формуле

$$P_{\phi} = \frac{13,25 \cdot 1000 \cdot 2,5 \cdot 40}{10^3} = 1325 \text{ кг},$$

где 40 - эквивалентная масса гидроксида натрия.

Расход реагента может быть сокращен на 30-40 % при повторном использовании части элюатов.

Расход воды на регенерацию анионитовых фильтров:

на взрыхление смолы

$$5,3 \cdot 3 \cdot 60 \cdot 20 \cdot 0,001 = 19,1 \text{ м}^3;$$

на приготовление 4 %-ного раствора гидроксида натрия  
 $1325/40 = 33,1 \text{ м}^3$ ;

на после регенерационную отмывку фильтра  $13,25 \cdot 5 = 66,2 \text{ м}^3$ . Общий расход воды на регенерацию составил  $118,4 \text{ м}^3$ , а продолжительность регенерации  $33,1/5,3 \cdot 2 = 3,12 \text{ ч}$ , продолжительность отмывки  $66,2/5,3 \cdot 6 = 2,08 \text{ ч}$  продолжительность работы фильтра между регенерациями

$$\frac{16}{0,33} - 0,33 - 3,12 - 2,08 = 48,48 - 5,53 = 42,95 \text{ ч (43 ч)}.$$

Площадь фильтрования

$$F_a = (16 \cdot 51) / (0,33 \cdot 43 \cdot 12) = 4,79 \text{ м}^2,$$

что укладывается в сечение выбранного фильтра 5,3 м<sup>2</sup>, диаметром 2,6 м.

Часовой расход воды на регенерацию составит  $118,4/43 = 2,75 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Часть отмывочной воды может использоваться для приготовления регенерационного раствора.

Общий расход очищенной воды на собственные нужды ионообменной установки (на взрыхление, регенерацию, отмывку ионитов всех фильтров) без учета повторного использования составит  $2,4 + 2,75 = 5,15 \text{ м}^3/\text{ч}$ , или 10 % производительности установки.

### **Выбор оборудования**

Для ионообменной установки выбирается серийно выпускаемое оборудование заводского изготовления в кислотостойком исполнении.

Выбор ионообменных фильтров производится с учетом непрерывной работы и возможности регенерации одного из них без прекращения работы всей установки.

В табл. 20 приводится техническая характеристика ионообменной установки.

Технологические показатели эксплуатации механических, сорбционных (табл. 21) и ионообменных (табл. 22) фильтров, а также перечень и расход основных материалов для загрузки фильтров (табл. 23) и реагентов на их регенерацию (табл. 24).



## Водоснабжение и водоотведение

Таблица 20

Техническая характеристика ионообменной установки

Показатель работы установки	Величина
Производительность установки, м <sup>3</sup> /ч	50-52
Содержание взвешенных веществ в воде, поступающей на установку, мг/л	10-15
Солесодержание поступающей воды, г-экв/м <sup>3</sup>	7,7
Содержание катионов 2- и 3-валентных металлов, г-экв/м <sup>3</sup>	0,42
Содержание катионов натрия, калия и аммония, г-экв/м <sup>3</sup>	7,25
Содержание анионов сильных кислот, г-экв/м <sup>3</sup>	7,4
Содержание анионов слабых кислот, г-экв/м <sup>3</sup>	0,37
Удельная электропроводимость обессоленной воды, мк-См/см	50-100
Годовой расход реагентов (с учетом повторного использования 30 % элюатов)	
соляной кислоты (ГОСТ 857-88)	346
гидроксида натрия (ГОСТ 2263-79*)	81,2
Установочная мощность одновременно работающих двигателей, кВт	95
Расход сжатого воздуха, м <sup>3</sup> /ч:	
среднесуточный	20
максимальный	50
Давление подаваемого сжатого воздуха, МПа	0,25-0,4
Расход воды на собственные нужды установки, %	10
Потребность в ионообменных смолах (на 1 загрузку всех фильтров) т.	
катионит КУ-2-8 (ГОСТ 20298-74*)	10,2
анионит АН-31 (ГОСТ 20301-74*)	10,8
Годовая потребность ионитов на пополнение износа, % от первоначальной загрузки:	
катионит КУ-2-8	10
анионит АН-31	15

Таблица 21

Технологические показатели эксплуатации механических, сорбционных фильтров

Технологические показатели	Фильтры	
	механические	сорбционные
Производительность одного фильтра, м <sup>3</sup> /ч	25-26	25-26
Скорость фильтрования, м/ч	8-10	8-10
Расход воды на промывку фильтра, м <sup>3</sup>	17-20	-
Продолжительность подготовки фильтра к работе, ч	0,3-0,5	-
Интенсивность подачи на промывку, л/(с·м <sup>2</sup> );		
воды	13-15	-
воздуха	15-20	-

Элюаты от регенерации катионитовых и анионитовых фильтров подвергаются реагентной обработке вместе с отработанными концентрированными технологическими растворами. Количество сбрасываемых кислых элюатов от регенерации катионитовых фильтров 5,8 м<sup>3</sup>/сут. Количество сбрасываемых щелочных элюатов от регенерации анионитовых фильтров 11 м<sup>3</sup>/сут. Сброс кислоты с элюатами 10,59 кг-экв/сут. Сброс щелочей с элюатами 7,24 кг-экв/сут. Из-

## Водоснабжение и водоотведение

быток кислот составляет 3,35 кг-экв/суч. Расход активного СаО на нейтрализацию избытка кислоты 3,35 кг-экв/сут, или  $3,35 \cdot 28 = 93,8$  кг/сут. В расчете на товарную 50 %-ную известь с учетом 5 % избытка расход ее составит 197 кг/сут. При дозировании 5 %-ного по активному СаО известкового молока расход ее составит приблизительно 2 м<sup>3</sup>/сут.

Таблица 22  
Технологические показатели эксплуатации ионообменных фильтров,

Технологические показатели	Фильтры	
	катионитовые	анионитовые
Производительность одного фильтра м <sup>3</sup> /ч	50-52	50-52
Материал загрузки	Катионит КУ-2-8	Анионит АН-31
Скорость фильтрования сточной воды, м/ч	8-15	8-15
Продолжительность фильтроцикла, ч	32	45
Межрегенерационный период работы фильтров, ч	32	45
Регенерационный раствор и его концентрация, %	HCl 7-10	NaOH 4-6
Расход товарного реагента на 1 регенерацию, кг	3744	1325
Расход воды на 1 фильтр, м <sup>3</sup> в 1 цикле	77,1	118,4
в том числе на:		
взрыхление	19,1	19,1
приготовление регенерационного раствора	11,6	33,1
отмывку	46,4	66,2
Скорость подачи воды и растворов, м/ч, при:		
взрыхлении	9-10	7-8
регенерации	2-3	2
отмывке	6-7	5-6

Таблица 23  
Перечень и расход основных материалов для загрузки фильтров

Наименование материалов	Марка ГОСТ	Кол-во необходимое для загрузки 1 фильтра, т	Общая масса, т	Оптовая цена за 1 т, руб.	Суммарная стоимость загрузки, тыс. руб.	Завод изготовитель
Гравий диаметром гранул 5-15 мм		2,8	8,4	8,2	0,07	Местные материалы
Песок кварцевый диаметром 0,5-1,5 мм		7	21	11,9	0,25	Карьер
Уголь активированный	АГ-3; АГ-5; КАД	3,6	10,8	560	6,05	-
Антроцит-крошка	-	5,68	17,1	27,1	0,46	-
Катионит	КУ-2-8 ГОСТ 20298-74*	5,1	10,2	1800	18,36	Завод «Карболит», Химкомбинат г. Черкассы
Анионит	АН-31 ГОСТ 20301-74*	5,4	10,8	2300	24,84	То же

Элюаты от регенерации катионитовых и анионитовых фильтров подвергаются реагентной обработке вместе с отработанными концентрированными технологическими растворами. Количество сбрасываемых кислых элюатов от регенерации катионитовых фильтров  $5,8 \text{ м}^3/\text{сут}$ . Количество сбрасываемых щелочных элюатов от регенерации анионитовых фильтров  $11 \text{ м}^3/\text{сут}$ . Сброс кислоты с элюатами  $10,59 \text{ кг-экв/сут}$ .

Сброс щелочей с элюатами  $7,24 \text{ кг-экв/сут}$ .

Избыток кислот составляет  $3,35 \text{ кг-экв/сут}$ .

Расход активного CaO на нейтрализацию избытка кислоты  $3,35 \text{ кг-экв/сут}$ , или  $3,35 \cdot 28 = 93,8 \text{ кг/сут}$ . В расчете на товарную 50 %-ную известь с учетом 5 % избытка расход ее составит  $197 \text{ кг/сут}$ .

При дозировании 5 %-ного по активному CaO известкового молока расход ее составит приблизительно  $2 \text{ м}^3/\text{сут}$ . На рис. 38 представлен габаритный чертеж фильтров.

## **6. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ОЧИЩЕННОЙ ВОДЫ**

Обеззараживание очищенной воды следует предусматривать в соответствии с указаниями СНиП 2.04.03-85 п. 6.221 - 6.231.

## 7. ОБРАБОТКА ОСАДКОВ ПРОИЗВОДСТВЕННЫХ СТОЧНЫХ ВОД

При очистке производственных сточных вод образуются осадки, как правило, сильно обводненные. Влажность осадков колеблется в широких пределах – от 60 % в песколовках до 99, 6% во вторичных отстойниках. В общем случае обработка осадков сточных вод состоит из следующих стадий: уплотнение или сгущение, стабилизация, кондиционирование, обезвоживание, утилизация, ликвидация. Методы реализации стадий представлены на рис. 39.

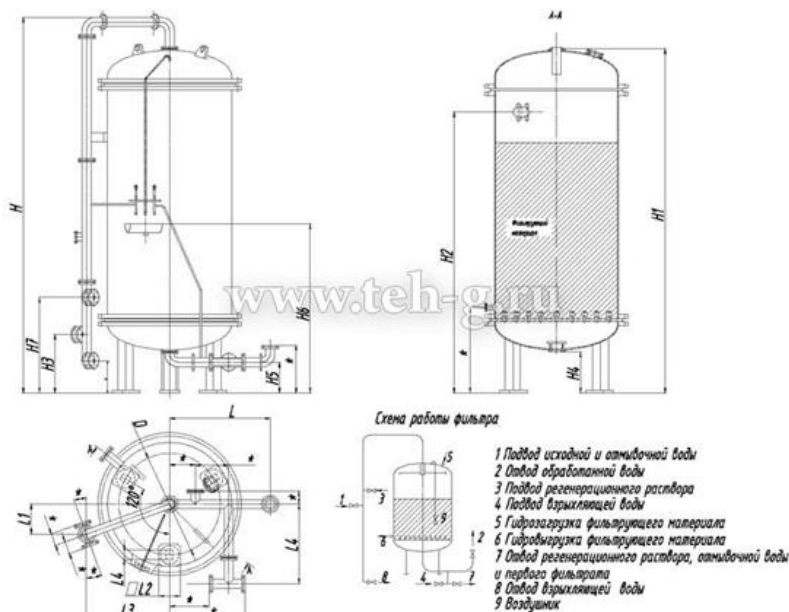


Рис. 38. Габаритный чертеж фильтров

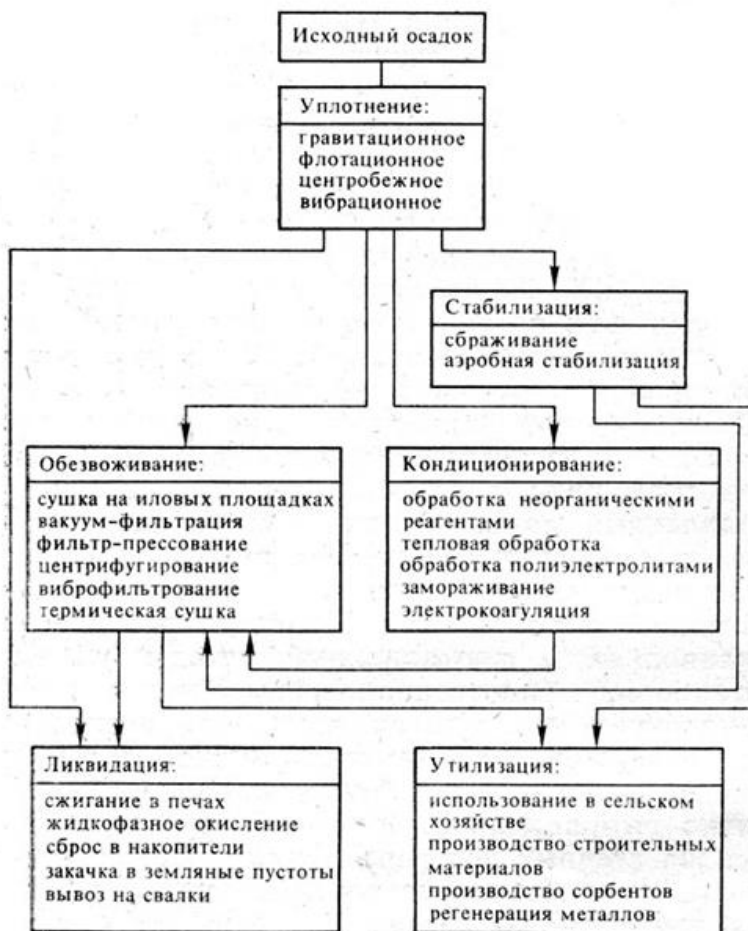


Рис.39 Методы реализации стадий обработки осадка производственных сточных вод

Стадия уплотнения (сгущения) осадков является, как правило, неотъемлемой частью любой технологической схемы их обработки. Стабилизация осадков сточных вод проводится с целью предотвращения их загнивания. Наиболее распространенный прием стабилизации. Для успешного обезвоживания осадков проводится их предварительная подготовка — кондиционирование, цель которого — улучшение водоотдающих свойств осадков путем изменения их структуры и форм связи воды. К приемам кондиционирования осадков относятся реагентная обработка, тепловая

обработка, жидкофазное окисление, замораживание и оттаивание. Обезвоживание осадков производится в естественных условиях (на иловых площадках или в иловых прудах) и в искусственных (на вакуум-фильтрах, фильтр-прессах, центрифугах, вибро-фильтрах, сепараторах и пр.).

После механического обезвоживания осадков часто применяют их термическую сушку, которая кроме обеззараживания осадков обеспечивает снижение их массы и уменьшение объема. Осадки после термической сушки представляют собой незагнивающие, свободные от гельминтов и патогенных микроорганизмов, внешне сухие (влажностью 5— 40%) и сыпучие материалы, что облегчает их транспортирование и утилизацию. Для термической сушки осадков применяют барабанные, ленточные, пневматические и вальцовые сушилки, а также сушилки со взвешенным слоем и сушилки со встречными струями. Сжигание осадков применяют в случаях, когда утилизация их невозможна или экономически нецелесообразна, и с целью их обезвреживания и уменьшения объема. Сжигание осадков также необходимо, если в них содержатся токсичные примеси. Для сжигания применяют камерные, многоподовые, барабанные, распылительные и циклонные печи, а также печи с псевдоожиженным слоем.

Обеззараживают осадки, в которых могут находиться яйца гельминтов и патогенная микрофлора (осадки предприятий пищевой промышленности) обезвреживают осадки, содержащие токсичные или радиоактивные элементы. Обезвреживание достигается уменьшением степени подвижности отходов. В таблице 24 представлены часто используемые способы обработки биоразлагаемых осадков сточных вод.

Методы обработки осадков сточных вод

Метод	Результаты обработки		
	обезвожива- ние	стабилизация	Обеззаражи- вание
1. Гравитационное уплотнение	+	-	-
2. Флотация	+	-	-
3. Анаэробное сбраживание:			
А) мезофильный	-	+	-
Б) термофильный	-	+	+
4. Аэробная стабилизация	-	+	-
5. Сушка на иловых площадках	+	-	-
6. Вакуумная фильтрация	+	-	-
продолжение таблицы 24			
7. фильтр. Прессы	+	-	-
8. центрифугирование	+	-	-
9. компостирование	-	+	+
10. термическая сушка	+	+	+
11. инсигерация (окисление в присутствии O <sub>2</sub> при высокой темп.)	+	+	+
12. пиролиз (разложение в бескислородных усл-ях)	+	+	+

Технологические схемы обработки осадков могут быть весьма разнообразны: 1) уплотнение и утилизация или ликвидация; 2) уплотнение, обезвоживание и утилизация или ликвидация; 3) уплотнение, кондиционирование, обезвоживание и утилизация или ликвидация; 4) уплотнение, стабилизация, кондиционирование, обезвоживание, утилизация или ликвидация; 5) уплотнение, стабилизация и утилизация или ликвидация. Возможны и другие технологические схемы обработки осадков. Выбор оптимальной технологической схемы обработки осадков производственных сточных вод зависит от многих факторов: свойств осадков, их количества, климатических условий, наличия земельных площадей и пр. Для окончательного выбора схемы необходим тщательный технико-экономический анализ.

Во все технологические схемы обработки осадка входят сооружения по его уплотнению. Следует помнить, что количество осадков, образующихся при очистке производственных сточных



вод во многих случаях значительно меньше, чем количество осадков, образующихся при очистке хозяйственно-бытовых сточных вод. Большинство осадков, образующихся в процессе очистки промышленных и городских сточных вод, гальванические шламы и пр. представляют собой трудноразделяемые суспензии. Для их успешного обезвоживания необходима предварительная подготовка – кондиционирование, цель которого – улучшение водоотдающих свойств осадков путем изменения их структуры и форм связи воды. Кондиционирование может осуществляться несколькими способами, различающимися по своему физико-химическому воздействию на структуру обрабатываемого осадка. Наибольшее распространение из них получили: химическая (реагентная) обработка; тепловая обработка; жидкофазное окисление; замораживание и оттаивание.

На очистных станциях малой производительности для обезвоживания осадков достаточно эффективно применение **мешочных фильтров**. Например, Мешочные фильтры СОКОЛ-Ф(М) (рис. 40). Обезвоживание осадков в мешочных фильтрах происходит за счет фильтрования под влиянием напорного трубопровода, через слой осадка, образующегося в мешочном фильтре. Сам мешочный фильтр изготавливается из тканей на основе полиамидных, полипропиленовых и капроновых нитей, обеспечивающих пропуск осветленной воды.

Перед направлением осадка в установку для обезвоживания, его подвергают концентрированию и кондиционированию. В настоящее время на основе мешочного фильтра СОКОЛ-Ф(М) наибольшее распространение получают установки для обезвоживания сырых или уплотненных осадков. В виду особой специфики сточных вод и высоких требований к качеству обезвоживания осадков, комплекс установок действующий на базе фильтров СОКОЛ-Ф(М) может включать в себя мембранные дозирующие насосы; пластиковые емкости с миксерами для реагента; шкафы управления дозированием реагента.

Бесперебойность работы мешочного фильтра СОКОЛ-Ф(М) заключена в элементарности технологического процесса, а именно: напорные трубопроводы продвигают сырой осадок сначала в приемные камеры, а затем в мешки фильтра. По мере наполнения мешки удаляются для утилизации. После того, как отфильтрованная вода слита в придонные резервуары, фильтрат самотеком движется в сборники или же откачивается смонтированным в нем дренажным насосом.

Производительность мешочных фильтров марки СОКОЛ-

Ф(М) в немалой степени обусловлена надежной конструкцией аппарата. В частности, корпус, внутренние детали и штуцеры выполнены из нержавеющей стали. Визуальный производственный контроль обеспечивает передняя панель в виде смотрового окна из оргстекла.



Рис 40 Общий вид установки фильтра «Сокол-Ф(М)-2»

Технико-технологические характеристики базового фильтра «Сокол-Ф(М)-2» приведены в табл. 25. **Шнековый дисковый обезвоживатель Volute Dehydrator** – высокоэффективное оборудование для обезвоживания осадка разработанное японскими инженерами фирмы "Amcon". Он отличается высокой производительностью и эффективностью в обезвоживании шлама сточных вод различных промпредприятий, предназначен для обезвоживания любых видов осадка с концентрацией взвешенных частиц от 2000мг/л до 35000мг/л. Обезвоженный осадок имеет влажность 81% и меньше. Установка имеет встроенную зону сгущения, что предотвращает необходимость дополнительного оборудования для сгущения осадка (илоуплотнитель) и позволяет обезвоживать осадок с низкой концентрацией взвешенных частиц (от 2000мг/л). Установка работает в автоматическом режиме и не требует постоянного присутствия обслуживающего персонала. Устройство и общий вид обезвоживателя представлены на рис. 41.

Водоснабжение и водоотведение

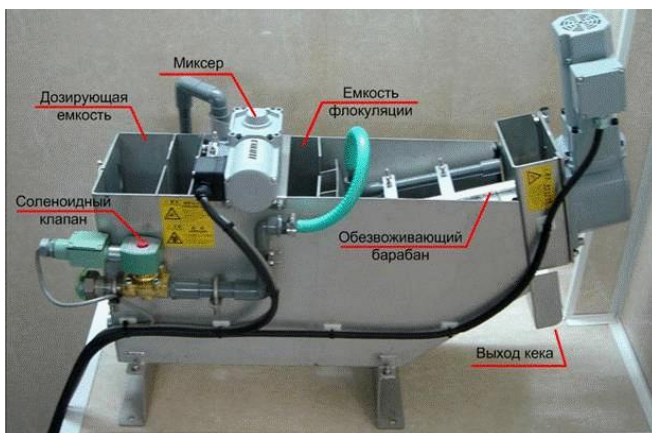


Рис. 41 Шнековый обезвоживатель осадка Amson: Обезвоживающий барабан – сгущает и обезвоживает осадок; дозирующая емкость - осадок из отстойника подается в дозирующую емкость насосом, далее необходимое количество осадка поступает через V-образный переток в емкость флокуляции; ёмкость флокуляции – здесь осадок смешивается с реагентом, далее связанный реагентом осадок попадает в обезвоживающий барабан.

Технико-технологические характеристики базового фильтра «Сокол-Ф(М)-2»

Показатель, параметр.	Значение
1. Объём осадка влажностью 96+99% обрабатываемого в фильтре	500+2000 л/сут
2. Объёмный расход осадка подаваемого в фильтр	0,2+1,4 м <sup>3</sup> /час
3. Влажность обезвоженного осадка при ежесуточном фильтровании	70+80%
4. Влажность осадка при фильтровании 1 раз в 2+4 суток	55+70%
5. Объём обезвоженного осадка в заполненном мешке	34+45 л
Продолжение таблицы 25	
6. Длина/ширина/высота фильтра	560/480/1530 мм
7. Вес фильтра	48 кг.
8. Диаметр штуцеров входа осадка и слива фильтрата, переливной трубы.	Ду 50, 2"
9. Количество мешков в комплекте поставки одного фильтра.	4

Принцип обезвоживания осадка: Осадок автоматически, с помощью встроенного в шнековый обезвоживатель таймера, подается насосом из аэротенка в емкость для приготовления флокулянта. Здесь осадок перемешивается с реагентом (коагулянтом), затем перетекает в обезвоживающий барабан. В процессе обезвоживания фильтрат вытекает из зазоров между кольцами. Ширина зазоров уменьшается в направлении выхода кека, от 0,5 мм в зоне сгущения до 0,3 мм в зоне обезвоживания и в конце до 0,15 мм. Шаг витков шнека так же уменьшается, создавая давление в зоне обезвоживания, в то время как объем уменьшается. На конце шнека установлена прижимная пластина, которая регулирует внутреннее давление в барабане (рис 42).

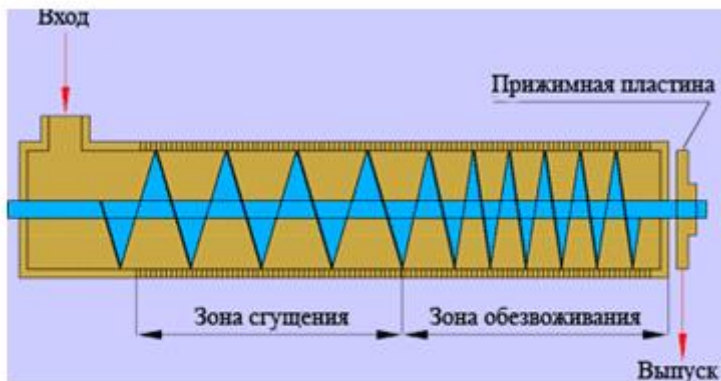


Рис. 42 Принцип работы шнека

В таблице 26 представлены сравнительные характеристики обезвоживающих установок.

Таблица 26

Сравнительная таблица обезвоживающих установок

Характеристики	VOLUTE	Ленточный пресс	Винтовой пресс	Центрифуга	Фильтр пресс
Обезвоживание осадка с низкой концентрацией	+	Нежелат.	Нежелат.	Возможно	-
Присутствие масла	+	-	-	Нежелат.	-
Промывочная вода	<b>Минимум</b>	Много	Средне	Мало	Средне
Энергопотребление	<b>Низкое</b>	Средне	Средне	Высокое	Высокое
Непрерывный процесс (24 ч)	+	-	Нежелат.	-	-
Шум	<b>Очень низкий</b>	Высокий	Высокий	Высокий	Средне
Вибрация	<b>Низкая</b>	Большая	Высокий	Большая	Средне
Илоуплотнитель	<b>Не нужен</b>	Обязательно	Возможно	Обязательно	Возможно
Место инсталляции	<b>Мало</b>	Большое	Большое	Среднее	Среднее
Обслуживание / Стоимость	<b>Простое / Дешевое</b>	Сложное / Дорогое	Сложное / Дорогое	Сложное / Дорогое	Сложное / Дорогое

## Водоснабжение и водоотведение

В табл. 27 представлены технические характеристики и стоимость шнекового обезживателя осадка Amson

Таблица 27

Технические характеристики и стоимость Amson

Мод.	Производительность		Размеры, мм			Эл. мощ, кВт	Вес, кг	Цена, у.е.
	Концентрация 2000-4000 мг/л	Концентрация 6000-35000 мг/л	Д	Ш	В			
ES-50	1 кг·с.в./час ~0,5м/час	1-3 кг·с.в./час 0,5~0,3м/час	1270	400	788	0,1	65	по запросу
ES-101	2-3 кг·с.в./час 0,75~1,5м/час	3-5 кг·с.в./час 0,15~0,5м/час	1840	675	1140	0,25	200	по запросу
ES-131	4-5 кг·с.в./час 1,0~2,5м/час	6-9 кг·с.в./час 0,17~1,5м/час	1840	675	1140	0,3	220	по запросу
Продолжение табл. 27								
ES-132	8-10 кг·с.в./час 2,0~5,0м/час	12-18 кг·с.в./час 0,34~3,0м/час	2000	795	1140	0,4	300	по запросу
ES-202	12-18 кг·с.в./час 3,0~9,0м/час	18-30 кг·с.в./час 0,86~3,0 м /час	2565	990	1450	0,8	750	по запросу
ES-301	18-27 кг·с.в./час 4,5~13,5м/час	36-50 кг·с.в./час 1,5~6,0м/час	3295	995	1850	0,8	750	по запросу
ES-302	36-54 кг·с.в./час 9,0~27,0м/час	72-100 кг·с.в./час 3,0~12,0м/час	3695	1395	1850	1,2	1200	по запросу
ES-303	54-81 кг·с.в./час 13,5~40,5м/час	108-150 кг·с.в./час 4,5~18,0м/час	3695	1610	1850	1,6	1700	по запросу

Одним из основных типов типом промышленных хранилищ являются **шламонакопители**, которые строят по одно- и многокаскадному принципу с созданием плотины, берегов и чаши шламонакопителя. Для того чтобы сливаемые промышленные стоки не фильтровались через стенки и дно прудов-отстойников, применяются экраны из различных материалов. Экраны из суглинка являются наиболее распространенными. Однако этот способ защиты имеет ряд существенных недостатков - при экранировании

больших площадей он трудоемок: послойная укладка, смачивание, укатка дорог требуют сотен тысяч кубических метров грунта. Кроме того, он недостаточно эффективен, так как не исключает полностью фильтрации и с течением времени подвергается разуплотнению. **Экраны из полиэтиленовой пленки** являются более эффективными, так как практически полностью исключают фильтрацию, при этом способе не требуется разработки карьеров качественного грунта, он дешевле, чем суглинистый экран. **Экран из битумно-латексных покрытий** делают так: по выровненному и уплотненному гладкими катками основанию укладывают слой крупнозернистого асфальтобетона толщиной 5 см, который покрывают битумно-латексной эмульсией в 3 слоя по 2 мм. Поверх битумно-латексной эмульсии укладывают рулонную металлическую сетку из проволоки диаметром 3 мм с ячейками 100X100 мм, которую покрывают слоем мелкозернистого асфальта толщиной 3 см. Перед укладкой первого слоя асфальтобетона всю поверхность обрабатывают гербицидами для предупреждения прорастания семян растений, способных нарушить целостность экрана.

**Для отходов органического происхождения** (не подлежащих биодegradации) используют метод сжигания – способ термического обезвреживания ПО. **Сжигание** осуществляется в печах и топках различных конструкций. Промышленные печи (топки) – это технологические или энерготехнологические агрегаты, в которых тепло сожженного твердого, жидкого или газообразного топлива используется для технологических или отопительных целей. Если полученное при сжигании материалов тепло утилизируется, то аппараты называют топками, если же происходит процесс обезвреживания негорючих или токсичных отходов, тогда аппараты называют печами. Наибольшее распространение получили факельно-слоевые топки (комбинированный метод слоевого и камерного методов). Различают три основных периода – подготовка топлива (отходов) к горению, собственно горение (окислительная и восстановительная зоны), дожигание горючих и очаговых остатков. В зоне подготовки отходы прогреваются, из них выделяются влага и летучие вещества. В кислородной зоне происходит сгорание с образованием диоксида углерода и частично оксида углерода (здесь выделяется максимальное количество тепла) В восстановительной зоне происходит восстановление диоксида и оксида углерода. Заканчивается процесс горение выжиганием озолонного кокса. Используют печи многоподовые, барабанные, с псевдоожиженным (кипящим) слоем.

**Пиролиз** представляет собой разложение органических соединений под действием высоких температур при отсутствии или недостатке кислорода, в результате чего происходит процесс взаимодействия и уплотнения остаточных фрагментов, исходных молекул, происходит разложение органической массы, рекомбинация продуктов расщепления с получением термодинамически стабильных веществ: твердого остатка, смолы, газа. Таким образом, при пиролизе протекает процесс не только распада, но и синтеза новых продуктов. Эти процессы протекают одновременно, с тем различием, что каждая стадия преобладает в определенном интервале температур. Пиролизу подвергаются бытовые и близкие к ним по составу ПО, отходы пластмасс, резины (в т.ч. автомобильные покрышки) и др. органические отходы. С санитарной точки зрения пиролиз обладает лучшими показателями, чем сжигание.

**Сушка** – представляет собой удаление влаги из твердого или пастообразного материала путем испарения содержащейся в нем жидкости за счет подведенного к материалу тепла. Это термический метод, требующих значительных затрат тепла. Сушка широко применяется в химической, химико-фармацевтической, пищевой и других отраслях промышленности. Эффективно удалять влагу таким методом из гальванических шламов. Процесс сушки осуществляют за счет тепловой энергии, вырабатываемой в генераторе тепла. Генератором пепла могут служить паровые или газовые калориферы, топки, работающие на жидком, твердом или газообразном топливе, инфракрасные излучатели.

### **Пример расчета сооружений для обработки осадка и пены**

Пена, образующаяся при ЭКФ-очистке на поверхности воды, сгребается специальным скребковым механизмом в лоток, куда поступает и жиромасса из жироловки. Из лотка образовавшаяся масса отводится в пеногаситель, оборудованный мешалкой, предназначенной для ускорения гашения пены. Количество образующейся пены составляет  $1,2336 \text{ м}^3/\text{сут}$ , жиромассы –  $0,0579 \text{ м}^3/\text{сут}$ . Тогда общий объем –  $1,2915 \text{ м}^3/\text{сут}$  или  $0,161 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Продолжительность гашения пены принята 30 минут. Запроектирован один пеногаситель рабочим объемом  $0,183 \text{ м}^3$ , высотой  $0,8 \text{ м}$ ., диаметром  $0,54 \text{ м}$ . Резервуар оборудован мешалкой ПМТ-16, частота вращения мешалки  $48 \text{ об/мин}$ , электродвигатель марки АО2-22-4, мощность электродвигателя –  $1,5 \text{ кВт}$ , масса –  $303,5 \text{ кг}$ . Для сбора пенного продукта из пеногасителя принят вакуум-сборник рабочей емкостью  $0,09 \text{ м}^3$ , диаметром –  $0,34 \text{ м}$ ., высотой  $1 \text{ м}$ . Создание вакуума в вакуум-сборнике обеспечивается вакуум-насосом. Ве-



личина вакуума, потребного для засасывания пенного продукта принята 70% от барометрического. Потери напора в трубопроводе приняты 10% от величины вакуума, тогда максимальная геометрическая высота подъема составит 6,3м. К установке принят насос марки ВВН-1,5 производительностью при 70% вакуума 1,55 м<sup>3</sup>/мин, с электродвигателем АО2-41-4 мощностью 4 кВт. Объем воздуха, отводимого из вакуум-сборника для создания 70% вакуума, определяется по формуле:

$$W=1.204 \cdot K \cdot V$$

где  $W$  - объем отводимого воздуха, м<sup>3</sup>; 1,204 – натуральный логарифм от остаточного давления в сборнике;  $K$  - коэффициент, учитывающий негерметичность вакуум-сборника и трубопроводов;  $V$  - объем вакуум-сборника, м<sup>3</sup>

$$W=1.204 \cdot 1.4 \cdot 0.09=0.152 \text{ м}^3$$

При производительности вакуум-насоса 1,55, продолжительность откачки воздуха составит  $0,152/1,55=0,098$  мин=5,88сек

Продолжительность заполнения вакуум-сборника при максимальном поступлении пенного продукта определяется

$$t=W_{\text{пп.ж}}/(d^2 \cdot V \cdot \pi/4)$$

где  $t$  - продолжительность заполнения сборника, мин.,  $d$  - диаметр вакуумного трубопровода, м.,  $d=0.2$ м.,  $V$  - скорость движения пенного продукта, м/с,  $V=0.3$ м/с.,  $W_{\text{пп.ж}}$  - объем пенного продукта и жиромассы, м<sup>3</sup>

$t=0.079 \cdot 4/0.2^2 \cdot 0.3 \cdot 3.14=8.39$  мин, таким образом, общее время откачки воздуха из вакуум-сборника и его заполнение составит  $8,39+0,1=8,49$ мин

Пенный продукт и жиромасса из вакуум-сборника поступают в резервуар осадка, сюда же под гидростатическим давлением перекачивается осадок из жироловки. Из сборника осадок поступает для обезвоживания на емкостные фильтры, после чего обезвоженный осадок (кек) собирается в контейнеры и вывозится, а фугат направляется на повторную очистку в голову сооружений. В соответствии с балансом загрязнений суточное количество осадка из жироловки составляет 0,7802м<sup>3</sup>/сут. Принято удаление осадка из жироловки 1раз в смену. Общее количество пенного продукта жиромассы и осадка из жироловки, образовавшихся в течении суток составляет  $0,7802+0,6336=1,4138$ м<sup>3</sup>/сут. Для сбора осадка принимается резервуар объемом 1,66м<sup>3</sup>, длиной 1,1м., шириной 1,1м., высотой 1,4м. Для перекачки осадка на емкостные фильтры принимается 2 насоса марки К8/18 (1рабочий и 1 резервный) с электродвигателем типа 4А80А-2 мощностью 1,5 кВт.

Водоснабжение и водоотведение

Для обработки осадка приняты фильтры СЭО,4-11-12-0,1 ОКП 361664901003 объемом 0,25м<sup>2</sup>, площадью поверхности фильтрации 0,4м<sup>2</sup>, диаметром 700мм, высотой 1020мм, массой 600кг.

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Воронов Ю.В. Водоотведение и очистка сточных вод/Учебное издание. –М.: Издательство Ассоциации строительных вузов, 2009-760 с.

2. Вильсон Е.В. Методы очистки производственных сточных вод: Учебное пособие. - Ростов-на-Дону: Рост. гос. Строит. Ун-т, 2003. - 250 с.

3. Канализация населенных мест и промышленных предприятий /Н.И. Лихачев, И.И. Ларин, С.А. Хаскин и др. /. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Стройиздат, 1981.– (Справочник проектировщика).

4. Карюхина Т.А., Чурбанова И.Н. Контроль качества воды – 2-е издание – М.: Стройиздат, 1986. – 158 с.

5. Калужный С.В., Данилович Д.А., Ножевникова А.Н. Анаэробная биологическая очистка сточных вод //Итоги науки и техники . Сер. Биотехнология, М.:ВИНИТИ, 1991. Т.29. –155 с.

6. Колесников В.П. Вильсон Е.В. Современное развитие технологических процессов очистки сточных вод в комбинированных сооружениях. Ростов-на-Дону: «Изд-во «Юг», 2005.-212 с.

7. Ласков Ю.М., Воронов Ю.В., Калицун В.И. «Примеры расчетов канализационных сооружений». – М.: Стройиздат,1987.-215 с.

8. Мацнев А.И.Водоотведение на промышленных предприятиях. -М.: Высшая школа, 1986. -187 с.

9. Методические указания к курсовому проекту по курсу «Водоотведение промпредприятий» для студентов по специальности «Водоснабжение и водоотведение» дневной и заочной форм обучения; часть 1,3,4/Составители: Вильсон Е.В., Бутко Д.А - Ростов-н/Д: РГСУ,2006.- 20 с.

10. МУ 2.1.5.732-99 «Методические указания Санитарно-эпидемиологический надзор за обеззараживанием сточных вод ультрафиолетовым излучением».

11. Методические рекомендации для расчета сооружений биологической очистки сточных вод. М., 2009.

12. Очистка производственных сточных вод: Учеб. пособие для вузов /С.В. Яковлев, Я.А. Карелин, Ю.М. Ласков, Ю.В. Воронов; Под ред. С.В. Яковлева. –2-е изд., перераб. и доп. – М.: Стройиздат, 1985.

13 Очистка сточных вод /Хенце М., Армюес П., Ля-Кур-Янсен Й., Арван Э.-М.:Мир, 2004.- 480 с.

14. Пааль Л.Л., Кару Я.Я., Мельдер Х.А., Репин Б.Н. Спра-

вочник по очистке природных и сточных вод. – М.: Высшая школа.1994.-160 с.

15 Примеры расчетов канализационных сооружений: Учеб. пособие для вузов /Ю.М. Ласков, Ю.В. Воронов, В.И. Калицун. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Стройиздат, 1987.

16. «Правила охраны поверхностных вод от загрязнений сточными водами». - М.: Медиздат,1975. N 1166-74) Текст документа с изменениями и дополнениями на 12 октября 2006 года "Правила приема производственных сточных вод в системы канализации населенных пунктов (издание 5-е, дополненное)" (утв. приказом минжилкомхоза рсфср от 02.03.1984 п 107)

17. Справочник по современным технологиям очистки природных и сточных вод и оборудованию. Отдел по Датскому сотрудничеству в Области Окружающей Среды в Восточной Европе в сотрудничестве с Министерством Природных Ресурсов РФ и Федеральным Экологическим Фондом РФ, 2001. – 254 с.

18. СП 32.13330.2012. «Канализация. Наружные сети и сооружения».- М.: Стройиздат, 2012.-85 с.

19. Справочное пособие к СНиП. «Проектирование сооружений для очистки сточных вод». /ВНИИ ВОДГЕО.-М.:Стройиздат, 1990 – 190 с.

20.Укрупненные нормы водопотребления и водоотведения для различных отраслей промышленности /СЭВ. ВНИИ водоснабжения, канализации, гидротехн. сооруж. и инж. гидрогеологии/. – 2-е изд., пере раб. – М.: Стройиздат, 1982.

21. Яковлев СВ., Карелин Я.А., Ласков Ю.М., Воронов Ю.В. Очистка производственных сточных вод. М., Стройиздат, 1985г.- 233 с.