



ПРОЦЕССЫ, АППАРАТЫ И ТЕХНИКА ЗАЩИТЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

Часть I

Очистка промышленных сточных вод

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

ФГБОУ ВО «УРАЛЬСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ЛЕСОТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

**ПРОЦЕССЫ, АППАРАТЫ
И ТЕХНИКА ЗАЩИТЫ
ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ**

Часть I

**Очистка промышленных
сточных вод**

Электронное издание

Екатеринбург
2016

УДК 502.3
ББК 28.088
Л38

Рецензенты:

кафедра процессов и аппаратов химических производств Уральского федерального университета имени первого Президента России Б.Н. Ельцина;

Галкин Ю.А. – доктор технических наук, профессор, Президент Группы компаний ЭКО-ПРОЕКТ;

Асонов А.М. – доктор биологических наук, профессор кафедры «Техносферная безопасность» Уральского государственного университета путей сообщения

Легкий, В.И.

Л38

Процессы, аппараты и техника защиты окружающей среды. Ч. I. Очистка промышленных сточных вод: учебное пособие / В.И. Легкий, И.Н. Липунов, А.Ф. Никифоров, И.Г. Первова – Екатеринбург: Урал. гос. лесотехн. университет, 2016. – 234 с. – 76,4 Мб.

ISBN 978-5-94984-569-1

Рассмотрены основные процессы и аппараты для защиты гидросферы от вредного воздействия промышленных сточных вод. Дано описание физических, химических, физико-химических и биологических методов очистки и обезвреживания сточных вод, использование которых обеспечит надежную инженерную защиту гидросферы от антропогенного воздействия.

Приведено описание и принцип работы типового и нестандартного высокотехнологичного оборудования, позволяющего обеспечивать глубокую комплексную очистку сточных вод перед сбросом их в водоприемный объект.

Изложены методы расчета основных аппаратов и приведены технические характеристики типового стандартного оборудования, позволяющие осуществлять его выбор при решении инженерных задач по обеспечению безопасного сброса стоков в водоём. Рассмотрены процессы и аппараты для термической обработки и обезвреживания осадков сточных вод.

Учебное пособие предназначено для студентов направлений подготовки бакалавров и магистров 18.03.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» и 20.03.01 «Техносферная безопасность».

Издается по решению Редакционно-издательского совета Уральского государственного лесотехнического университета и Уральского отделения международной академии наук экологии и безопасности жизнедеятельности.

УДК 502.3
ББК 28.088

ISBN 978-5-94984-569-1

© ФГБОУ ВО «Уральский государственный лесотехнический университет», 2016
© Легкий В.И., Липунов И.Н.,
Никифоров А.Ф., Первова И.Г. 2016

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение	5
Глава 1. Очистка сточных вод от взвешенных веществ физическими методами	7
1.1. Процеживание и отстаивание	7
1.1.1. Процеживание	7
1.1.2. Отстаивание	9
1.2. Удаление всплывающих примесей	34
1.3. Удаление взвешенных частиц под действием центробежных сил	40
1.3.1. Осаждение взвешенных частиц в гидроциклонах	40
1.3.2. Удаление твердых взвешенных частиц в центрифугах	47
1.4. Удаление твердых взвешенных веществ фильтрованием	50
1.4.1. Фильтрация через зернистый слой	51
1.4.2. Удаление твердых взвешенных веществ через физические перегородки	58
1.5. Техника очистки производственных сточных вод	72
Глава 2. Химические методы очистки	77
2.1. Нейтрализация сточных вод и перевод ионов тяжелых металлов в малорастворимое состояние	77
2.1.1. Реагентная нейтрализация сточных вод	78
2.1.2. Перевод ионов тяжелых металлов в малорастворимое состояние	86
2.1.3. Фильтрация кислых сточных вод через нейтрализующие материалы	88
2.1.4. Нейтрализация смешением сточных вод	90
2.2. Окисление и восстановление примесей сточных вод	90
2.2.1. Окисление хлором и хлорсодержащими веществами	91
2.2.2. Окисление кислородом воздуха	93
2.2.3. Окисление сточных вод озоном	94
2.2.4. Очистка сточных вод методом восстановления	99

Глава 3. Физико-химические методы очистки сточных вод ...	102
3.1. Коагуляция и флокуляция	102
3.2. Флотация	109
3.3. Адсорбция и ионный обмен	118
3.3.1. Адсорбция	118
3.3.2. Ионный обмен	125
3.4. Экстракция и экстракционное оборудование.....	128
3.5. Термические методы очистки и обезвреживания сточных вод	134
3.5.1. Концентрирование сточных вод выпариванием	134
3.5.2. Огневое обезвреживание сточных вод	146
Глава 4. Электрохимические методы очистки сточных вод	152
4.1. Электрохимическое окисление и восстановление примесей сточных вод.....	153
4.2. Электрокоагуляция	156
4.3. Электрофлотация	160
4.4. Электродиализ	166
Глава 5. Биологические методы очистки сточных вод	169
5.1. Аэрационная очистка сточных вод в биологических реакторах с активным илом	170
5.2. Очистка сточных вод на биофильтрах	189
Глава 6. Обработка и обезвреживание осадков сточных вод ...	198
6.1. Анаэробное сбраживание осадков сточных вод	198
6.2. Тепловая обработка осадков в автоклавах и реакторах жидкофазного окисления	200
6.3. Сушка осадков	202
Список использованных источников	209
Приложение	211

ВВЕДЕНИЕ

Масштабы производственной деятельности человека постоянно расширяются: создаются новые технологические процессы, разнообразное оборудование, вовлекаются в оборот новые ресурсы. Вместе с тем получение продукции, создание комфорта и услуг при современном уровне технологии переработки природных ресурсов приводит к их истощению и образованию большого количества различных отходов производства и потребления.

Дальнейшее ухудшение окружающей среды требует проведения организационных, технических и технологических мероприятий по минимизации отрицательного воздействия промышленных производств на природные среды. Проблема охраны и инженерной защиты окружающей среды становится приоритетным направлением в жизни человеческого общества. Предстоит большая работа по оснащению технологических процессов современными средствами защиты биосферы от воздействия техногенной среды вплоть до создания безотходных технологий.

В связи с этим возникает практическая необходимость подготовки и создания курса лекций по технике защиты окружающей среды от техногенного воздействия, в котором рассматриваются эффективные процессы и аппараты, используемые в технологических процессах очистки промышленных сточных вод и рекуперации газовых выбросов.

В промышленности вода используется в качестве сырья, источника энергии, хладагента, растворителя, экстрагента и других целей. В процессе использования в промышленном производстве вода изменяет свой химический состав и свойства, превращаясь в загрязненные сточные воды. В зависимости от характера производства промышленные сточные воды могут содержать в своем составе примеси различной степени дисперсности и химические вещества различного фазового состояния.

Промышленные сточные воды, отводимые в систему городской канализации или в водные экологические системы, предварительно

подвергаются глубокой очистке от загрязняющих веществ до установленных нормативов санитарно-гигиенического или производственного видов нормирования.

Все вещества, загрязняющие сточные воды по степени дисперсности и фазовому состоянию, подразделяются на 4 группы: грубодисперсные примеси, примеси коллоидной, молекулярной и ионной степени дисперсности [1]. Для очистки промышленных сточных вод от загрязняющих веществ различной степени дисперсности разработаны и предложены физические, химические и физико-химические методы, которые разделяются на две группы – деструктивные и регенеративные.

Регенеративные методы основаны на процессах рекуперации и последующей утилизации ценных компонентов сточных вод. Эти методы позволяют обезвреживать сточные воды от высокотоксичных и радиоактивных химических веществ путем их выделения и последующего отверждения для перевода в экологически безопасную форму для длительного хранения.

Деструктивные методы основаны на процессах полной деструкции опасных примесей сточных вод с использованием процессов химического, термического и биологического окисления, высокотемпературного сжигания и плазмохимических процессов с образованием экологически безопасных продуктов.

Первая часть учебного пособия посвящена методам очистки промышленных сточных вод от примесей различной степени дисперсности и разного фазового состояния и расчета технологических аппаратов. Текстовый материал содержит большой массив методов, аппаратов и технологических схем очистки промышленных сточных вод. Материал располагается в порядке усложнения технологических схем и конструкций аппаратов и, следовательно, повышения эффективности очистки промышленных сбросов.

Глава 1

ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД ОТ ВЗВЕШЕННЫХ ВЕЩЕСТВ ФИЗИЧЕСКИМИ МЕТОДАМИ

Промышленные сточные воды это практически всегда дисперсные системы, содержащие взвешенные твёрдые или жидкие растворимые или нерастворимые вещества. В зависимости от размера частиц дисперсные системы делят на три группы: грубодисперсные системы (с размером частиц более 0,1 мкм), коллоидные (частицы от 0,1 мкм–0,001мкм), истинные растворы (размеры частиц соответствуют размерам отдельных молекул или ионов).

Для удаления взвешенных веществ из сточных вод используют гидромеханические процессы (периодические и непрерывные) процеживания, отстаивания (гравитационное и центробежное), фильтрования, а примеси коллоидной степени дисперсности – методами сорбции и агрегации с помощью коагулянтов и флокулянтов. Выбор метода зависит от размера взвешенных частиц, их концентрации и физико-химических свойств, расхода сточных вод и эффективности очистки.

1.1. Процеживание и отстаивание

Процессы процеживания и отстаивания являются методами предварительной очистки сточных вод от грубодисперсных загрязняющих веществ с целью подготовки воды для последующих стадий глубокой очистки.

1.1.1. Процеживание используется перед стадией тонкой очистки сточных вод с целью извлечения из них крупных примесей для предотвращения засорения труб и каналов. Для этого используют решетки, сита, фракционаторы.

Решетки бывают подвижными, неподвижными, совмещенными с дробилками, которые изготавливают из металлических стержней

(круглого или прямоугольного сечения) и устанавливают на пути движения сточной воды под углом $60 \div 75^\circ$. Стержни круглого сечения имеют меньшее сопротивление по сравнению с прямоугольными стержнями, но быстрее забиваются. В связи с этим чаще применяют прямоугольные стержни, закругленные со стороны входа воды в решетку. Решетки от забивания очищают граблями, которые могут быть установлены по-разному (рис. 1) [2].

Основными технологическими характеристиками работы решеток являются скорость движения воды (W , м/с) и гидравлическое сопротивление (h_p , м).

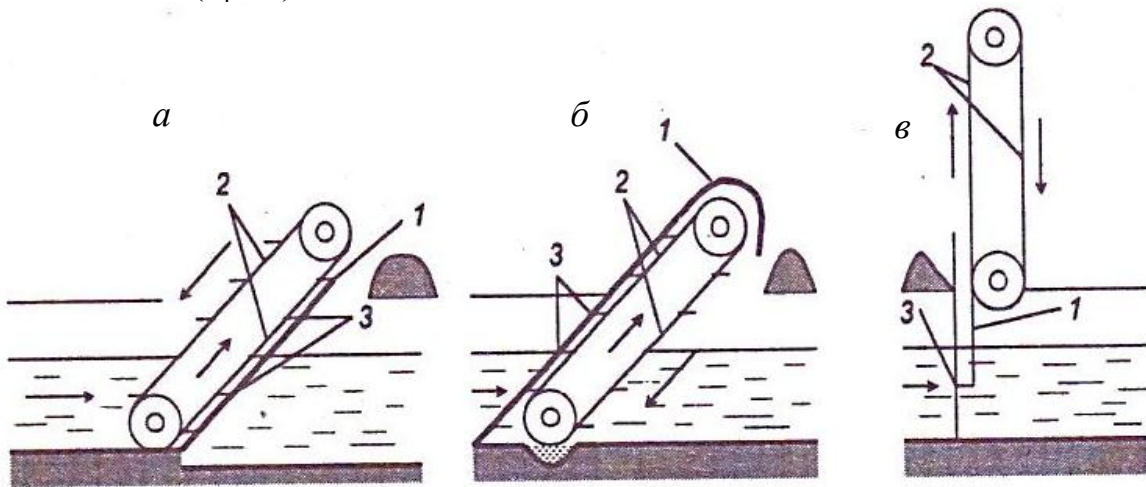


Рис. 1. Виды (а, б, в) решеток с граблями для очистки:
1 – решетка; 2 – бесконечная цепь; 3 – грабли

Скорость сточной воды принимается $0,8-1,0$ м/с [3], потеря напора рассчитывается по формуле

$$h_p = \xi \frac{w_k^2 P}{2g}, \text{ м}, \quad (1)$$

где w_k – скорость движения воды в решетке, м/с; P – коэффициент, учитывающий потери напора (принимается равный 3); ξ – коэффициент местного сопротивления решетки, который зависит от конструктивного исполнения ее элементов и способа установки решетки и рассчитывается по формуле

$$\xi = \beta \left(\frac{s}{b} \right)^3 \sin \alpha, \quad (2)$$

где s – толщина стержня, мм; b – ширина зазора, мм; β – коэффициент формы стержня (для прямоугольных $\beta = 2,42$, для закругленных – $1,83$ и для круглых – $1,79$); α – угол наклона решетки [4].

Ширину прозоров между стержнями решетки принимают равной 15–20 мм. Загрязнения, задержанные на решетках, подвергаются обезвоживанию, измельчению, брикетированию с последующим размещением на полигоне бытовых отходов.

Для предотвращения увеличения гидравлического сопротивления при фильтрации воды на последующих стадиях очистки предусматривают фракционирование оставшихся взвешенных веществ на грубую (размер частиц > 100 мкм) и тонкую (размер частиц < 100 мкм) фракции. Процесс фракционирования осуществляют в технологических аппаратах – *фракционаторах* (рис. 2).

Основной частью этого аппарата является корпус, разделенный вертикальной сеткой на две части. Диаметр отверстий сетки 60–100 мкм. Сточная вода через сопло поступает внутрь фракционатора, где происходит разделение взвешенных веществ на грубую фракцию (80 %) и тонкую фракцию (20 % по массе). На последующих стадиях выделения из воды взвешенных веществ тонкая фракция извлекается фильтрованием, а грубая фракция – отстаиванием.

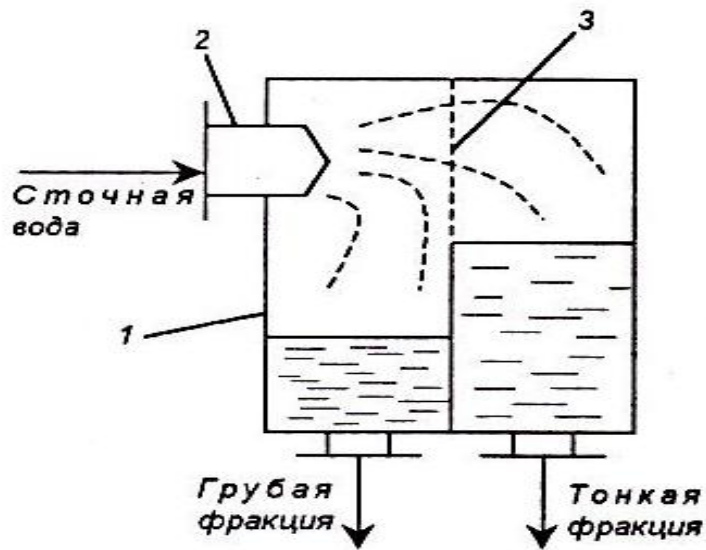


Рис. 2. Фракционатор:
1 – корпус; 2 – сопло; 3 – сетка

1.1.2. Отстаивание применяют для осаждения из сточных вод грубодисперсных примесей. Движущей силой процесса отстаивания является сила тяжести. Для процесса отстаивания используют *песколовки, отстойники* (вертикальные, горизонтальные, тонкослойные), *отстойники-осветлители*.

Основным технологическим параметром процесса отстаивания является скорость осаждения частиц в поле гравитации (гидравлическая крупность, мм/с), время пребывания и время осаждения частицы в реакционной зоне аппарата ($\tau_{\text{реб}}$ и $\tau_{\text{ос}}$, с).

Скорость осаждения взвешенной частицы при любом режиме ее осаждения (турбулентный, ламинарный, смешанный) рассчитывают

по обобщенному методу с использованием критерия Архимеда [5]. Критерий Архимеда определяют по формуле

$$Ar = \frac{d^3(\rho_r - \rho_c)g\rho_c}{\mu_c^2}, \quad (3)$$

где d – диаметр шарообразной твердой частицы, м; ρ_r, ρ_c – плотность твердой частицы и среды соответственно, кг/м³; μ_c – динамический коэффициент вязкости, Па·с.

По рассчитанному значению критерия Архимеда определяют значение критериев Рейнольдса (для ламинарного режима) и/или Лященко (для смешанного режима) по графику (рис. 3) [5]. Скорость осаждения взвешенных частиц рассчитывается с учетом определенных значений критериев по формуле

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{W_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu \rho_r - \rho_c g}, \quad (4)$$

где Ly – критерий Лященко; Re – критерий Рейнольдса; W_{oc} – скорость осаждения частицы, м/с.

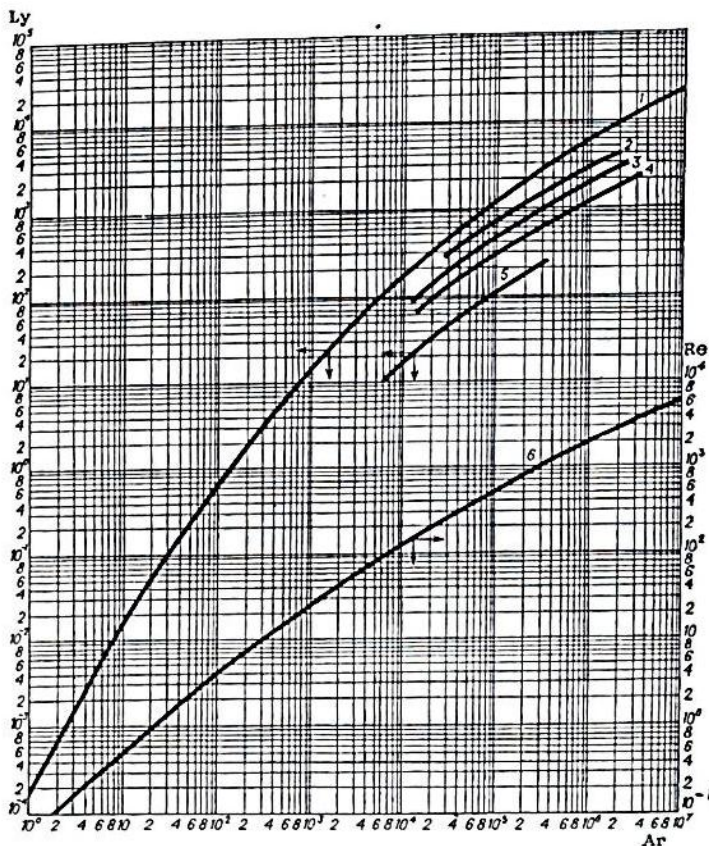


Рис. 3. Зависимость критериев Re и Ly от критерия Ar для осаждения одной частицы в неподвижной среде

По найденному значению скорости осаждения частиц рассчитывают длину отстойника или глубину его проточной части по формуле

$$L = \frac{UH}{W_{oc}}, \text{ м}, \quad (5)$$

где L – длина отстойника, м; U – скорость движения жидкости в отстойнике, м/с; H – глубина отстойника, м.

Песколовки применяют для выделения из сточных вод взвешенных частиц дисперсностью 0,25–2,0 мм, которые под действием силы тяжести осаждаются с высокой скоростью. Песколовки подразделяются на *горизонтальные, с круговым движением воды, тангенциальные, вертикальные и аэрируемые*.

Горизонтальные и аэрируемые песколовки применяют для очистки сточных вод с расчетным расходом воды более 625 м³/ч. Песколовки с круговым движением воды являются разновидностью горизонтальных песколовок, но в плане имеют круглую форму. Такой тип песколовки рекомендуется применять для расчетного расхода воды до 850 м³/ч. Эффективность песколовок такого типа по взвешенным веществам составляет 60 %.

Схема горизонтальной песколовки приведена на рис. 4. Глубина такой песколовки выбирается в пределах 0,25÷1,0 м, время пребывания воды не менее 30 с при скорости движения жидкости в пределах 0,15÷0,3 м/с. Скорость осаждения зависит в основном от размера частиц и их плотности.

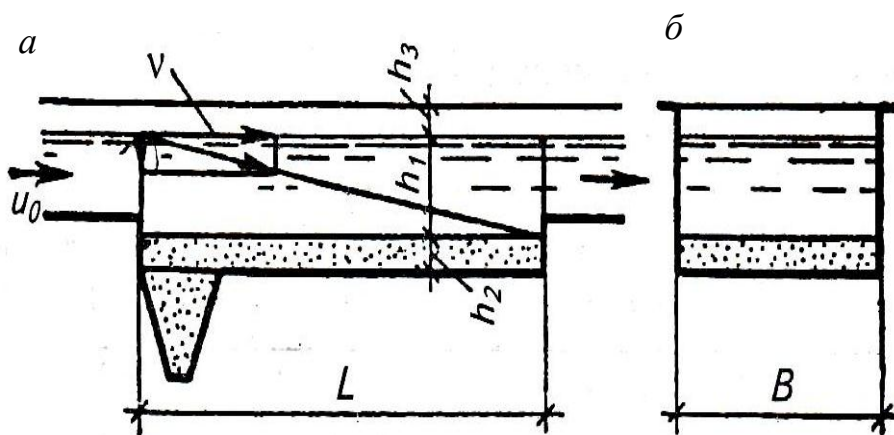


Рис. 4. Схема горизонтальной песколовки:
а – продольный разрез аппарата; б – поперечное сечение

Расчет горизонтальных песколовок начинают с определения площади живого сечения одного отделения песколовки:

$$F = \frac{q}{u \cdot n}, \text{ м}^2, \quad (6)$$

где q – максимальный расход сточных вод, м³/ч; u – средняя скорость движения воды, м/с; n – количество отделений в песколовке.

Длину песколовки вычисляют по формуле

$$L = k \cdot \frac{H}{w_{oc}} \cdot u, \text{ м}, \quad (7)$$

где k – коэффициент, учитывающий влияние турбулентности потока в зонах заполнения и слива из аппарата (табл. 1).

Таблица 1

Значение коэффициента k [6, табл. 1.3, с. 396]

Диаметр частиц песка	Гидравлическая крупность W_{oc} , мм/с	Значения k в зависимости от типа песколовок			
		горизонтальные песколовки	аэрируемые песколовки		
			$B/H = 1$	$B/H = 1,25$	$B/H = 1,5$
0,15	13,2	–	2,62	2,5	2,39
0,2	18,7	1,7	2,43	2,25	2,08
0,25	24,2	1,3	–	–	–

Повышение эффективности удаления грубодисперсных примесей можно достичь, применяя аэрируемые песколовки. На рис. 5 представлена схема аэрируемой песколовки, выполненной в виде горизонтального резервуара. Вдоль длинной стены песколовки на расстоянии 45–60 мм от дна устанавливают дырчатые трубы с отверстиями 3–5 мм, через которые происходит аэрация воздухом. Воздух способствует вращению воды в песколовке, в результате повышается эффективность работы песколовки. Под дырчатыми трубами установлены лотки для сбора песка, а в поперечном сечении днищу придают уклон к лотку для сползания в него песка.

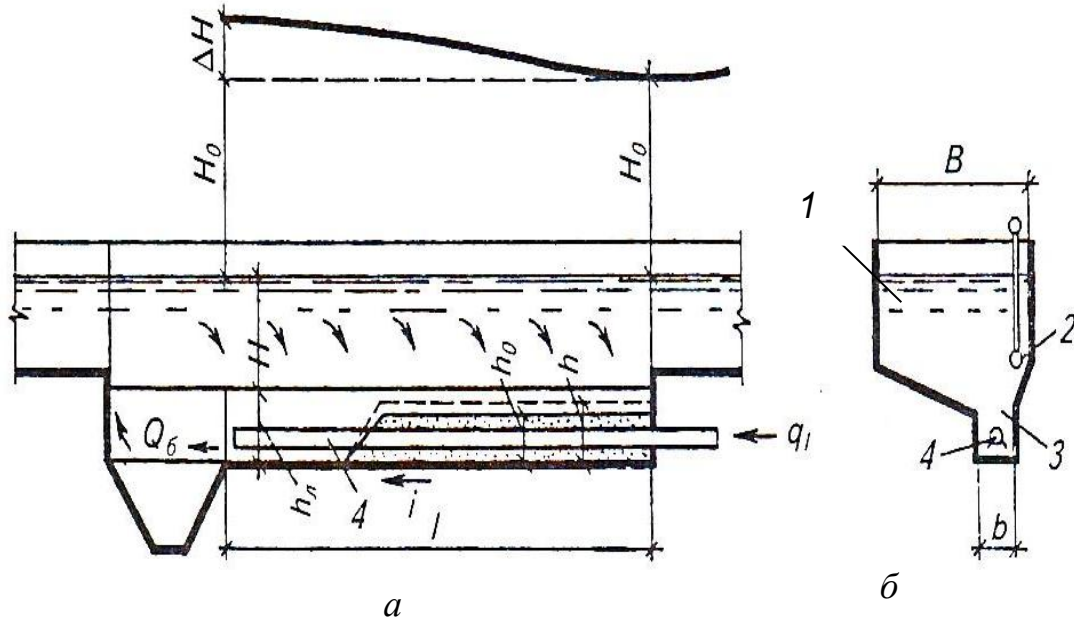


Рис. 5. Схема аэрируемой песколовки:
а – продольный разрез; *б* – поперечный разрез.
 1 – рабочая зона; 2 – аэратор; 3 – лоток для сбора песка;
 4 – смывной трубопровод

Аэрируемые песколовки рассчитывают с учетом поступательной скорости движения сточной жидкости при максимальном притоке 0,08–0,12 м/с, отношения ширины к глубине песколовки $B : H = 1–1,5$, общей глубине песколовок 0,7–3,5 м и интенсивности аэрации 3–5 м³/(м²·ч). При расчете используют те же формулы, что и для горизонтальной неаэрируемой песколовки.

В практике очистки сточных вод используются *аэрируемые песколовки с круговым движением воды*. Такие песколовки представляют собой в плане круглый резервуар с коническим днищем (рис. 6). Внутри резервуара расположен цилиндр с усеченным конусом 2, который с корпусом песколовки образует кольцевой лоток 5, который в нижней части имеет кольцевой зазор для отвода осадка 6. Сточные воды поступают в песколовку по открытому лотку, а затем направляются в кольцевой зазор по тангенциальному вводу. Для поддержания в песколовке постоянного уровня на выходе из нее установлен водослив 8. Всплывающие частицы задерживаются в лотке полупогруженной перегородкой 9. Накопившиеся всплывающие частицы удаляются из песколовки через отверстие 10 с помощью погружной воронки 4.

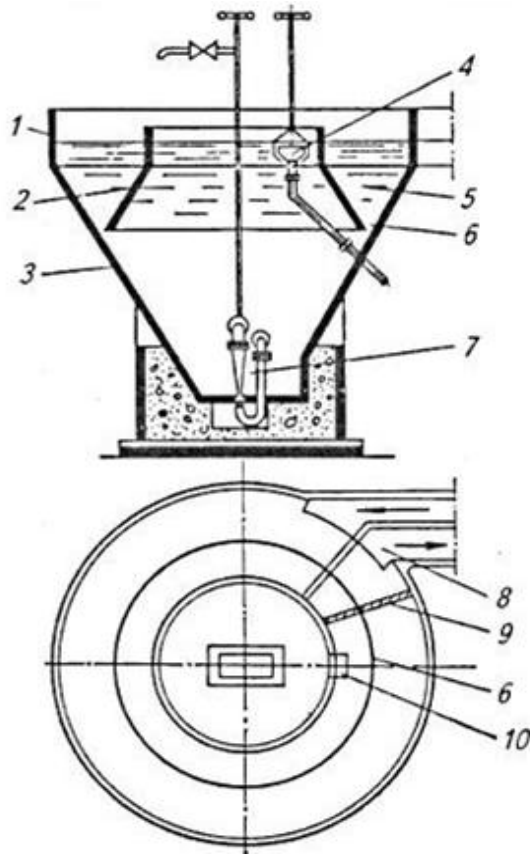


Рис. 6. Песколовка с круговым движением воды

Выделенный песок из песколовки удаляется гидроэлеватором 7. Расчет песколовки с круговым движением воды принципиально не отличается от расчета горизонтальных песколовки. Однако площадь зоны осаждения взвешенных частиц в песколовке с круговым движением воды рассчитывается по среднему диаметру кругового лотка.

Нагрузку на песколовку принимают равной $110 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ при максимальном притоке, диаметр песколовки – 6 м, глубину – равной половине диаметра. Эффективность работы песколовки при скоростях течения воды в главном лотке $0,6\text{--}0,8 \text{ м/с}$ составляет 90 % [7].

Для выгрузки из песколовки задержанного песка применяются различные механизмы его удаления. Для сокращения объема песковой камеры и сокращения объема сырого осадка удаление задержанного песка рекомендуется производить с помощью шнека (рис. 7).

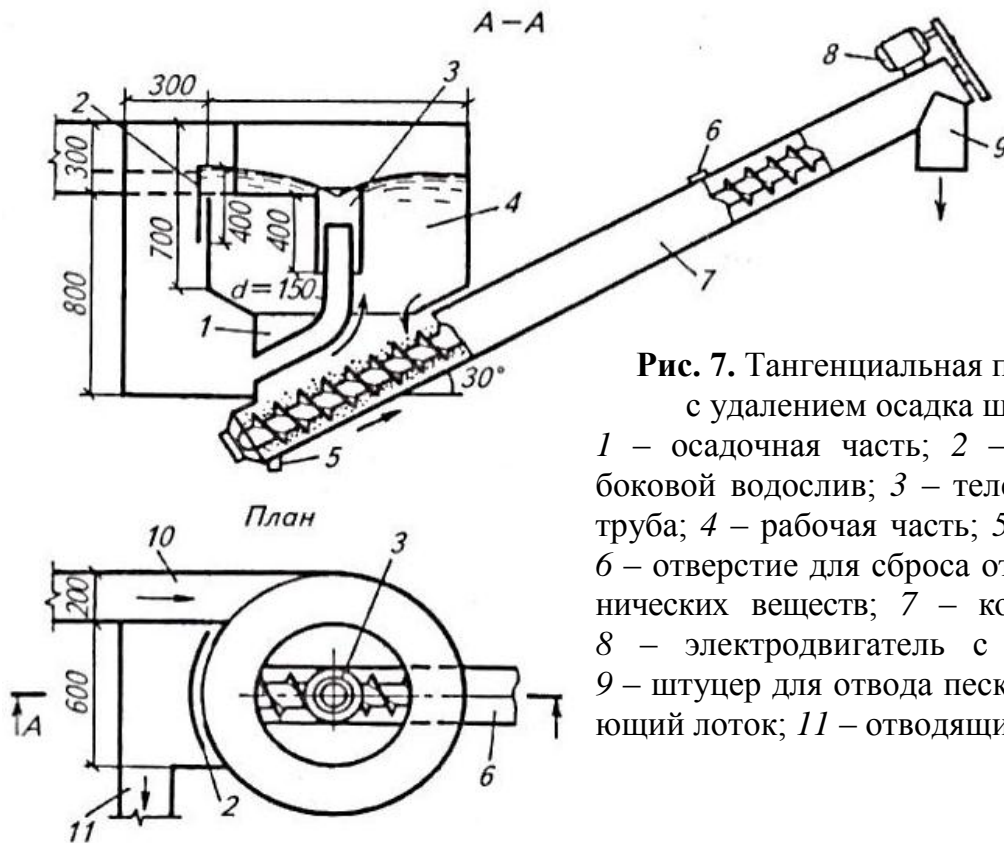
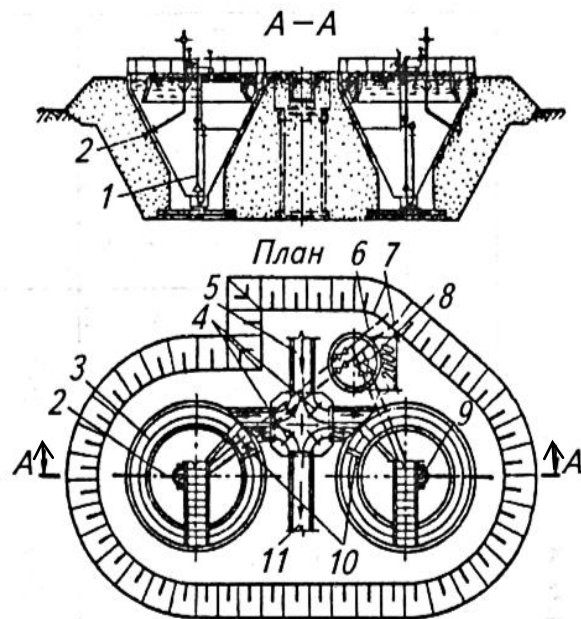


Рис. 7. Тангенциальная песколовка с удалением осадка шнеком:
 1 – осадочная часть; 2 – подвижный боковой водослив; 3 – телескопическая труба; 4 – рабочая часть; 5 – заглушка; 6 – отверстие для сброса отмытых органических веществ; 7 – корпус шнека; 8 – электродвигатель с редуктором; 9 – штуцер для отвода песка; 10 – подающий лоток; 11 – отводящий лоток

Песколовки с круговым движением воды совмещают в себе функции песколовки и нефтеловушки и находят широкое применение для очистки сточных вод предприятий нефтепереработки. Типовая конструкция песколовки с круговым движением воды приведена на рис. 8, а техническая характеристика таких аппаратов дана в прил. – табл. 1.

Рис. 8. Песколовки с круговым движением воды пропускной способностью 1400–6400 м³/сут.:
 1 – гидроэлеватор; 2 – трубопровод для отвода всплывающих примесей; 3 – желоб; 4 – поверхностные затворы с ручным приводом; 5 – подводящий лоток; 6 – пульпопровод; 7 – трубопровод рабочей жидкости; 8 – камера переключения; 9 – устройство для сбора всплывающих примесей; 10 – полупогружные щиты; 11 – отводящий лоток



Отстойники являются основными сооружениями механической очистки сточных вод и используются для удаления оседающих или всплывающих грубодисперсных примесей. В зависимости от направления движения потока воды отстойники подразделяются на горизонтальные, вертикальные и радиальные.

Горизонтальные отстойники применяют при расходах сточных вод более 15000 м³/сут., обеспечивая при этом горизонтальную скорость движения воды в отстойной зоне не выше 0,01 м/с. Продолжительность отстаивания составляет 1–3 ч. Глубина отстойников достигает 4 м, отношение длины к глубине принимают равным 12. Ширина отстойника зависит от способа удаления осадка и находится в пределах 6–9 м. Для удаления сырого осадка из отстойников применяют различные механизмы: скребковые, илососы, гидроэлеваторы, а также самотечное удаление. Днище отстойника выполняется с уклоном к приемку из расчета 5 мм на 1 м длины днища, высота нейтрального слоя принимается равной 0,3 м над поверхностью осадка. Длину отстойника рассчитывают по формуле (7), принимая поправочный коэффициент, равный 0,5.

Конструкция типового горизонтального отстойника приведена на рис. 9, а техническая характеристика отстойников дана в прил. – табл. 2.

Радиальные отстойники представляют собой круглые в плане резервуары со слабонаклонным к центру аппарата днищем и используются для очистки сточных вод при расходах более 20 000 м³/сут. Существуют отстойники данного типа как с нижним, так и с верхним вводом сточной воды. Наибольшее распространение в практике нашли радиальные отстойники с нижним подводом сточных вод через успокоительную камеру, а осветленная вода отводится в круговой периферийный лоток через зубчатый водослив (рис. 10).

Образующийся на дне осадок сдвигается медленно вращающимся скребковым механизмом к иловому приемку, расположенному в центре аппарата. Далее из приемка осадок удаляется насосами или под гидростатическим давлением. Радиальные отстойники, в сравнении с горизонтальными отстойниками, занимают меньшие площади и надежнее в эксплуатации.

В отечественной практике очистки сточных вод используется три типовых модификации радиальных отстойников с нижним вводом воды, разработанных ОАО «МосводоканалНИИпроект»: с центральным впуском воды, с периферийным впуском и с вращающимся сборно-распределительным устройством.

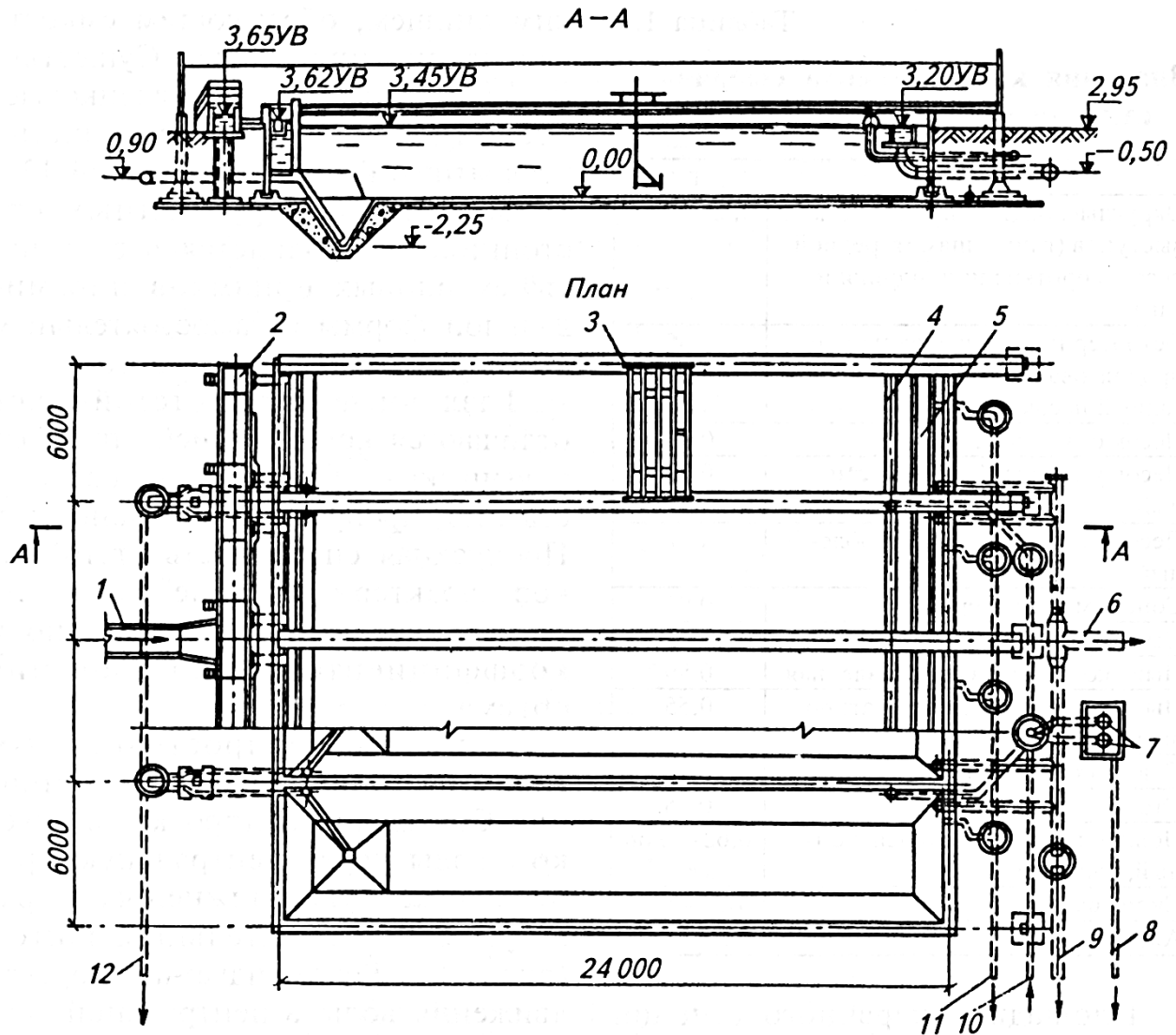


Рис. 9. Горизонтальный отстойник: 1 – лоток, подводящий воду; 2 – распределительный лоток; 3 – скребковый механизм; 4 – поворотная труба с щелевидными прорезями для удаления плавающих веществ; 5 – сборный лоток; 6 – отводящий трубопровод осветленной воды; 7 – камера плунжерных насосов; 8 – трубопровод для удаления плавающих веществ; 9 – трубопровод для аварийного сброса; 10 – трубопровод подачи жидкости для разбавления плавающих веществ; 11 – трубопровод для опорожнения; 12 – трубопровод сырого осадка

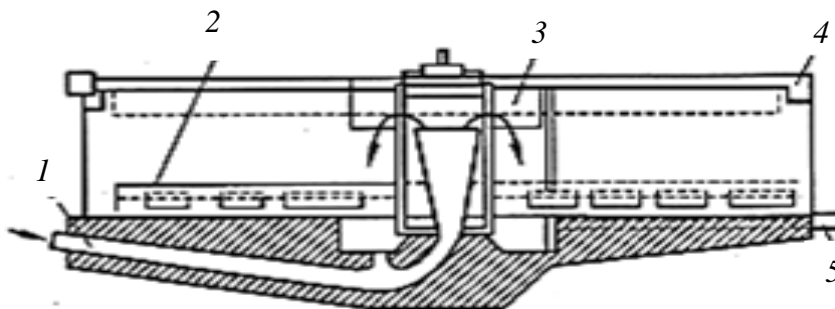


Рис. 10. Радиальный отстойник:

- 1 – труба для подачи воды;
- 2 – скребки;
- 3 – распределительная чаша;
- 4 – водослив;
- 5 – отвод осадка

Радиальные отстойники с центральным впуском воды в технологических схемах очистки используются в виде модулей, состоящих из четырех и более аппаратов, каждый из которых связан инженерными сетями с распределительной чашей. С помощью распределительной чаши сточная вода направляется в соответствующий отстойник. Оседающие в каждом из них твердые частицы илоскребами медленно перемещаются к приямку, откуда по трубопроводу сырого осадка поступают в общую для всех насосную станцию. Осветленная вода переливается через периферийную зубчатую перегородку в кольцевой лоток, а затем в общий отводящий трубопровод, а всплывающие вещества через приемную чашу поплавкового устройства отводятся в жироборник (рис. 11).

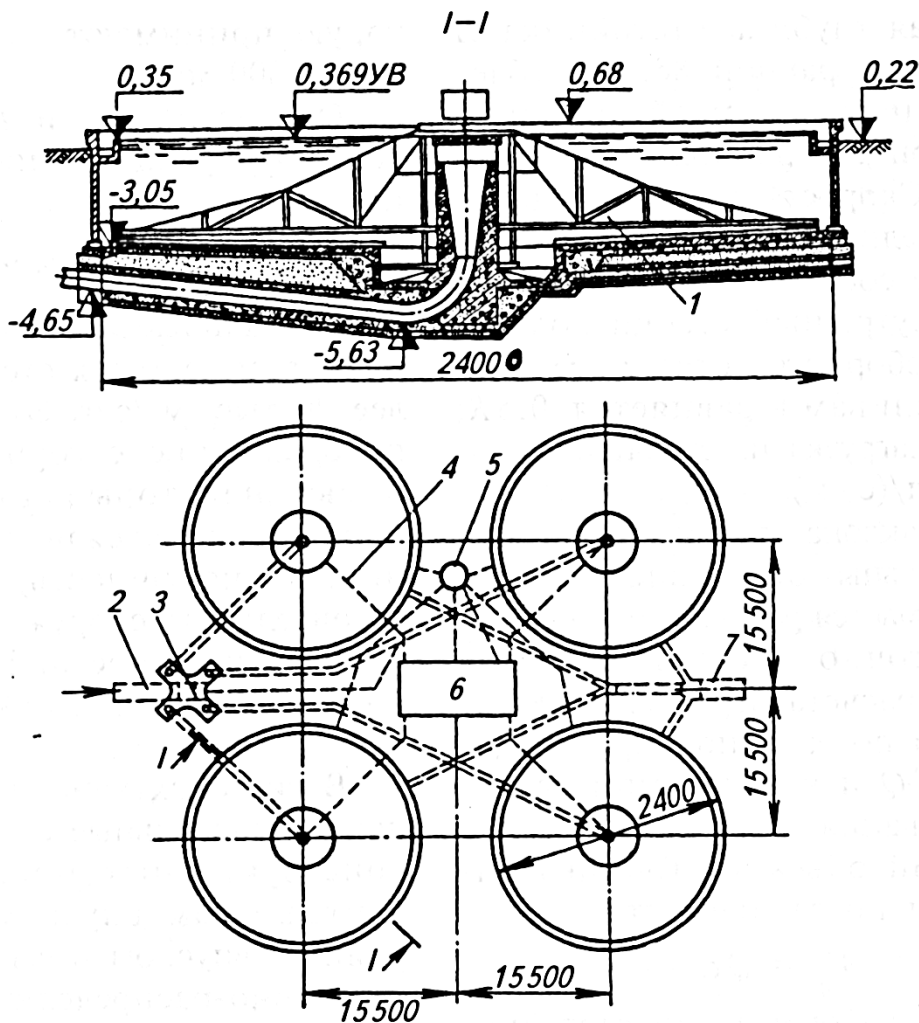


Рис. 11. Группа радиальных отстойников с центральным впуском воды:
 1 – илоскреб; 2 – подводящий трубопровод; 3 – распределительная чаша;
 4 – трубопровод сырого осадка; 5 – жироборник; 6 – насосная станция
 сырого осадка; 7 – отводящий трубопровод

Радиус радиального отстойника определяется по формуле

$$R = \sqrt{\frac{Q}{3,6 \cdot \pi \cdot k \cdot W_{oc}}}, \text{ м}, \quad (8)$$

где Q – расход сточных вод, м³/ч; k – коэффициент объемного использования, принимаемый для отстойников с центральным впуском воды, равным 0,35 (для других модификаций радиальных отстойников данный коэффициент принимается равным 0,65–0,7); W_{oc} – скорость осаждения (мм/с) для частиц произвольной формы и любого режима осаждения рассчитывается по формуле (3).

Диаметр радиальных отстойников принимается не менее 18 м, глубина проточной части – 1,5–5,0 м, продолжительность отстаивания не менее 60 мин., частота вращения илоскребов – 0,8–3,0 об./мин. [8]. Технические данные типовых радиальных отстойников приведены в прил. – табл. 3.

Эффективность радиальных отстойников с центральным впуском воды составляет 60 %, при нагрузке на водосливный фронт зубчатого водослива не более 10 л/(с·м).

Радиальные отстойники с периферийным впуском сточной воды при такой же эффективности очистки имеют пропускную способность в 1,3–1,6 раза выше [9]. При периферийном вводе сточная вода входит в рабочую зону аппарата через кольцевое пространство, образованное лотком с зубчатым водосливом и полупогружной перегородкой. В кольцевом пространстве происходит быстрое гашение энергии входящих струй, выделение и удержание основной массы всплывающих загрязняющих веществ (рис. 19).

Для удовлетворительной и эффективной работы распределительного устройства нагрузка по сточной воде не должна превышать 20 м³/ч на 1 м² поверхности кольцевой зоны. Уловленные загрязняющие вещества выводятся из кольцевой зоны с помощью приемной чаши с поплавковым устройством.

При движении воды от периферии к центру происходит осаждение твердых частиц, а осветленная вода отводится через центральную трубу со щелевыми отверстиями. Расчетная продолжительность пребывания сточной воды в отстойнике должна быть больше времени осаждения загрязняющих частиц и принимается не менее 1 часа. На практике применяется два типоразмера таких отстойников с диаметром 24 и 30 м.

Радиальные отстойники с вращающимся сборно-распределительным устройством применяются для сильно загрязненных промышленных сточных вод (до 500 мг/л). Пропускная способность таких радиальных отстойников в среднем на 40 % выше, чем у рассмотренных выше модификаций [10]. Это связано с тем, что применение такого способа подачи воды в отстойник не нарушает динамические условия осаждения взвешенных твердых частиц. Принципиальная схема радиального отстойника с вращающимся сборно-распределительным устройством показана на рис. 12.

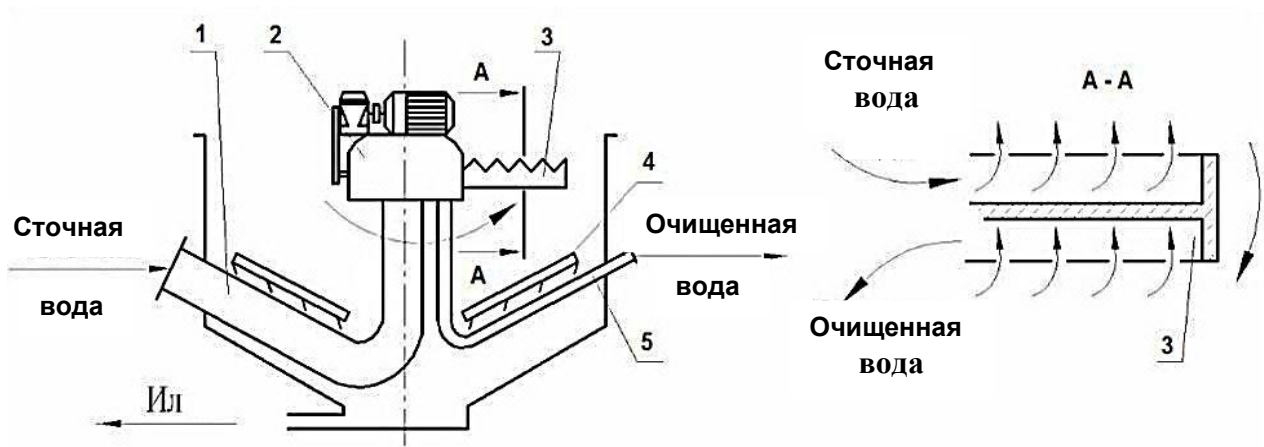


Рис. 12. Принципиальная схема радиального отстойника с вращающимся сборно-распределительным устройством:
 1 – трубопровод для подачи воды; 2 – центральная чаша;
 3 – сборно-распределительное устройство; 4 – скребки;
 5 – трубопровод для очищенной воды

Сточная вода поступает снизу вверх в центральную чашу, жестко соединенную с радиальным сборно-распределительным устройством (лотком). Лоток по всей длине разделен сплошной продольной перегородкой на 2 канала. В один канал при медленном вращении центральной чаши совместно с лотком поступает сточная вода и через струенаправляющие лопатки полузатопленного распределительного устройства сливается в отстойную зону.

Очищенная вода с противоположной стороны лотка переливается во второй канал лотка и через центральную чашу отводится из отстойника. Удаление плавающих веществ из отстойника производится с помощью полупогружной доски, установленной перед водосливом. Осадок из отстойника удаляется илоскребом, укрепленным на ферме вращающегося устройства, который приводится в движение

периферийным приводом. Конструкция радиального отстойника представлена на рис. 13.

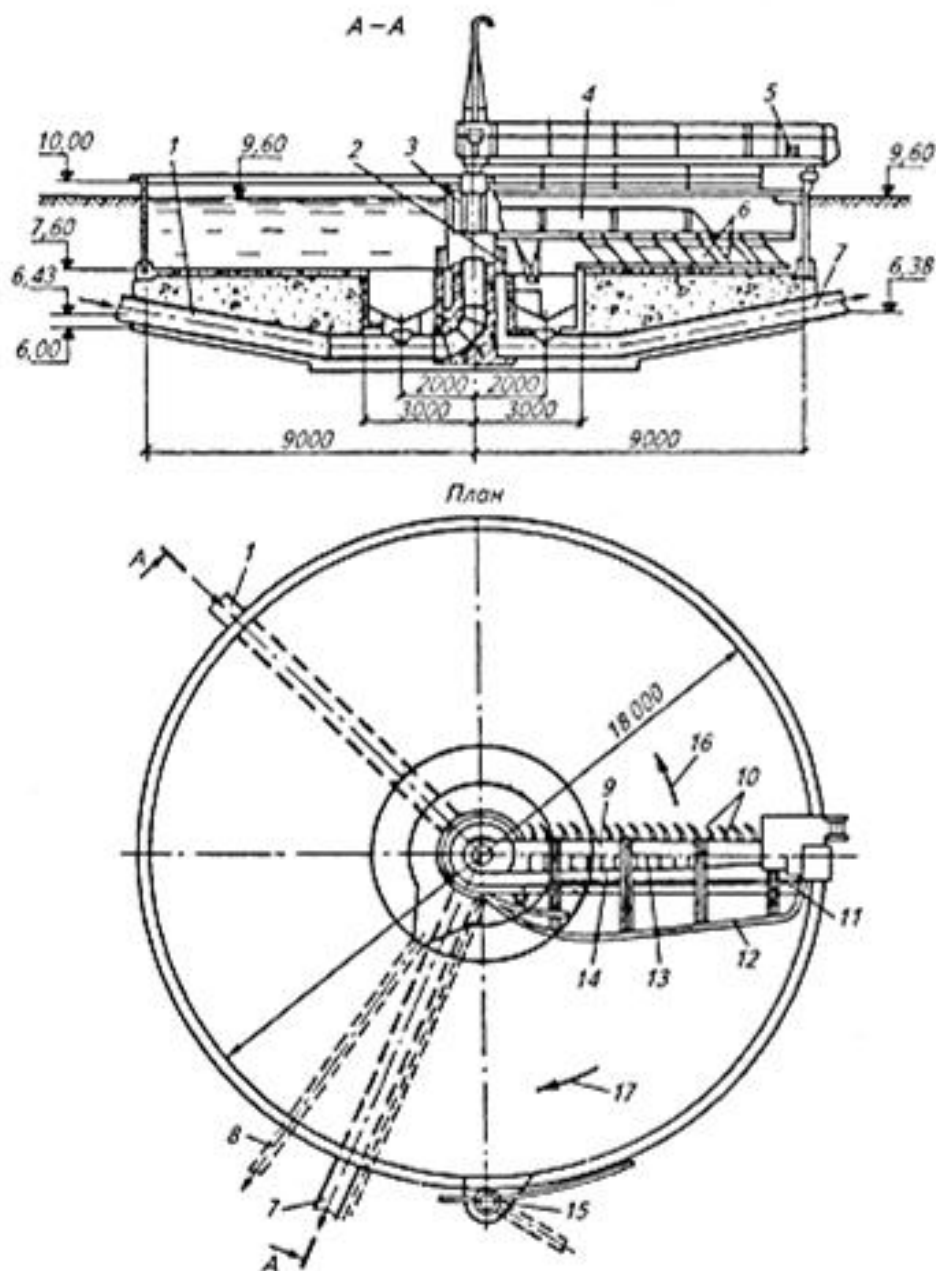


Рис. 13. Отстойник с вращающимся сборно-распределительным устройством: 1 – подводящий трубопровод; 2 – воздушные затворы; 3 – центральная чаша; 4 – сборно-распределительное устройство; 5 – периферийный привод; 6 – скребки; 7 – отводящий трубопровод осветленной воды; 8 – илопровод; 9 – затопленный лоток; 10 – вертикально подвешенные лопатки; 11 – водослив; 12 – полупогружная доска; 13 – щелевое днище; 14 – криволинейная перегородка; 15 – камера жиросборника; 16 – направление впуска сточной воды; 17 – направление движения сборно-распределительного устройства

Основными конструктивными элементами данного аппарата являются центральная чаша (3), сборно-распределительное устройство (4), скребковый механизм (6), полупогружная доска (12). Центральная чаша осуществляет прием и раздачу сточной и очищенной воды в лоток. Сборно-распределительное устройство делит поток сточной воды на струи для равномерного заполнения отстойной зоны аппарата и собирает осветленную воду в центральную чашу. Полупогружная доска обеспечивает отвод всплывающих загрязняющих веществ в камеру жиросборника. Скребковый механизм предназначен для перемещения осадка сточных вод в приямок.

Глубина отстойной зоны принимается 0,8–1,2 м, высота нейтрального слоя воды – 0,7 м, высота слоя осадка – не более 0,3 м.

Радиус отстойника с вращающимся сборно-распределительным устройством определяется по формуле (8), где коэффициент объемного использования (k) принимается равным 0,85 [11]. Продолжительность отстаивания определяется по формуле

$$t = \frac{h_0}{W_{oc}}, \text{ ч}, \quad (9)$$

где h_0 – высота зоны отстаивания принимается 0,85 глубины погружения лотка.

Объем зоны отстаивания рассчитывается по формуле

$$V_{от} = q \cdot t, \text{ м}^3, \quad (10)$$

где q – приток сточной воды в отстойник, м³/ч.

В ряде отраслей промышленности находят применение радиальные одноярусные отстойники с верхним центральным подводом сточной воды (рис. 14). Такие отстойники представляют собой цилиндрический в плане резервуар с плоским или слабонаклонным к центру аппарата днищем.

По оси резервуара располагается вал, на нижнем конце которого закрепляется и удерживается с помощью тяг мешалка (3). Сточная вода непрерывно подается сверху через заглубленную в жидкость трубу (4), а осветленная вода удаляется через кольцевой периферийный желоб (2) верхнего края резервуара. Данный принцип ввода воды способствует повышению степени уплотнения осадка в самом аппарате. В связи с этим такие отстойники получили название «отстойники-сгустители». Медленно вращающаяся мешалка перемещает осадок в разгрузочный конус (5).

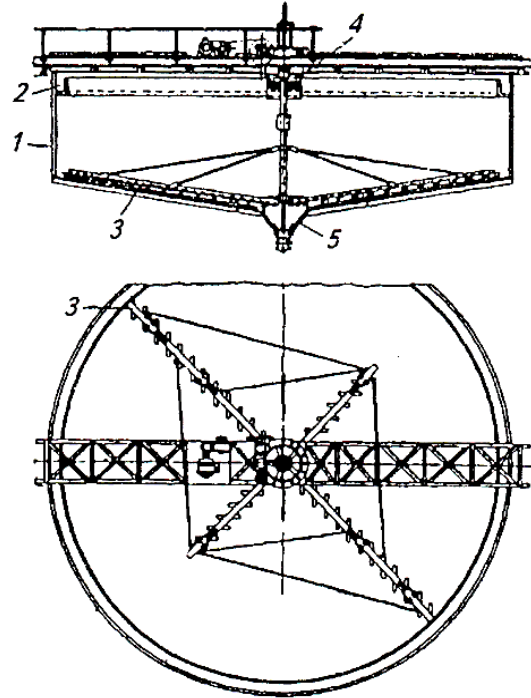


Рис. 14. Радиальный одноярусный гребковый отстойник непрерывного действия:

- 1 – цилиндрический резервуар;
- 2 – кольцевой желоб;
- 3 – мешалка;
- 4 – труба для подачи суспензии;
- 5 – разгрузочный конус

Наряду с одноярусными отстойниками на практике применяются и многоярусные радиальные отстойники-сгустители (рис. 15).

Многоярусный отстойник представляет собой комбинацию нескольких одноярусных отстойников, расположенных друг над другом в общем корпусе. Образующийся осадок перетекает последовательно с верхнего яруса на нижний ярус, постепенно уплотняясь и достигая высокой степени сгущения. Для выгрузки более уплотненного осадка в отстойнике-сгустителе на нижнем ярусе предусмотрен конусный скребок.

Поверхность осаждения радиального отстойника-сгустителя находят по формуле

$$F = K \cdot \frac{G_{см}}{\rho_{ос} \cdot W_{ос}} \cdot \left(\frac{X_{ос} - X_{см}}{X_{ос} - X_{осв}} \right), \text{ м}^2, \quad (11)$$

где K – коэффициент запаса поверхности, учитывающий неравномерность поступления сточной воды в зону отстаивания (принимают $K = 1,3 \div 1,35$); $G_{см}$ – массовый расход сточной воды, кг/с; $\rho_{ос}$ – плотность осветленной воды, кг/м³; $X_{ос}$, $X_{см}$ и $X_{осв}$ – содержание твердых частиц в осадке, исходной и осветленной воде соответственно, массовая доля.

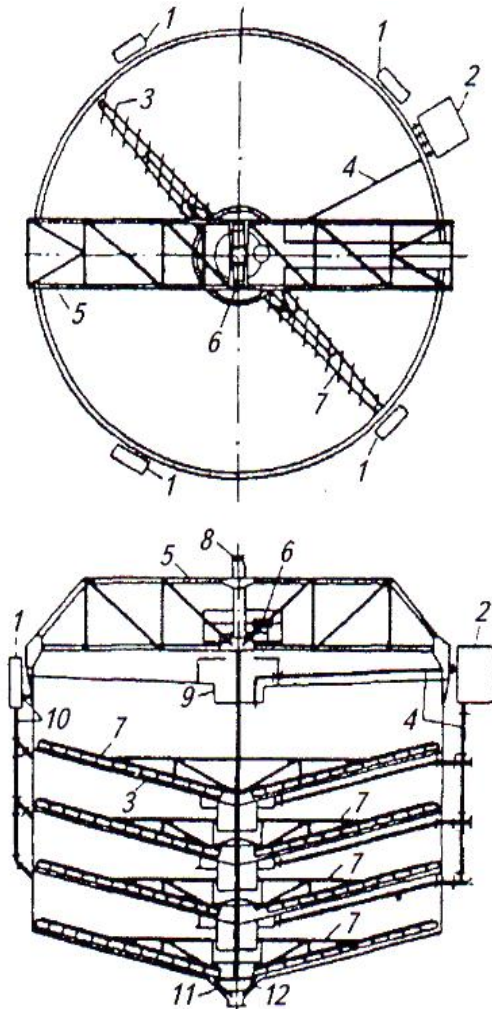


Рис. 15. Многоярусный отстойник-сгуститель:

- 1 – коллекторы осветленной жидкости;
- 2 – приемник сточной воды;
- 3 – скребки;
- 4 – труба подачи сточной воды;
- 5 – несущая ферма;
- 6 – привод;
- 7 – лопасть;
- 8 – подъемное устройство;
- 9 – горловина сточной воды;
- 10 – труба верхнего потока;
- 11 – разгрузочный конус;
- 12 – конусный скребок

При непрерывной работе отстойника-осветлителя формируется три зоны: зона свободного осаждения, зона сгущения и зона перемещения образующегося осадка. Высоту зоны свободного осаждения (h_0) во избежание перемешивания поверхностного слоя принимают равной 0,45–0,7 м. Большее значение h_0 принимают для сильно загрязненных сточных вод.

Высота зоны сгущения ($h_{сг}$) определяется количеством твердой фазы, выпадающей на 1 м^2 поверхности дна за время осаждения ($\tau_{ос}$) и рассчитывается по формуле

$$h_{сг} = \frac{q_{ТВ}}{C_{ос}}, \text{ м}, \quad (12)$$

где $C_{ос}$ – концентрация твердой фазы в осадке, кг/м^3 .

Высота зоны перемещения осадка ($h_{\text{п}}$) зависит от наклона лопастей, который принимается $\sim 0,15$ м на 1 метр длины лопасти, и рассчитывается по формуле

$$h_{\text{п}} = 0,15 \cdot \frac{D}{2}, \text{ м}, \quad (13)$$

где D – диаметр отстойника, м.

Таким образом, общая высота рабочего объема отстойника равна

$$H = h_o + h_{\text{ст}} + h_{\text{п}}, \text{ м}. \quad (14)$$

Технические характеристики отстойников-сгустителей приведены в прил. – табл. 4. Отстойники такого типа имеют диаметр до 100 м, а в закрытых помещениях до 20 м. Основным недостатком радиальных отстойников является наличие подвижной фермы со скребками, что усложняет конструкцию и эксплуатацию аппаратов.

Вертикальные отстойники представляют собой в плане круглые резервуары с коническим днищем, имеющим угол наклона 45° – 60° , который является сборником осадка. Такие отстойники предназначены для осветления бытовых и производственных сточных вод, расход которых достигает 20 тыс. м³/сут. Большое разнообразие конструкций вертикальных отстойников определяется различиями в устройстве впускных и выпускных узлов, мест ввода и направлений движения потока жидкости.

Наиболее распространенным типом является отстойник с впуском воды через центральную трубу, снабженную в нижней части рас­трубом и отражательным щитом. Принципиальная схема такого отстойника представлена на рис. 16, а общий вид аппарата – на рис. 17.

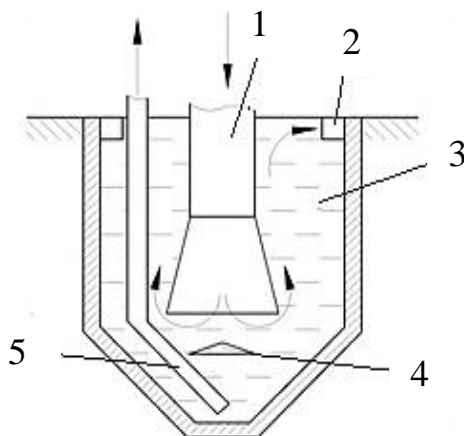


Рис. 16. Схема вертикального отстойника с центральным вводом сточной воды:

- 1 – центральная труба;
- 2 – водослив;
- 3 – отстойная часть;
- 4 – отражательный щит;
- 5 – илопровод

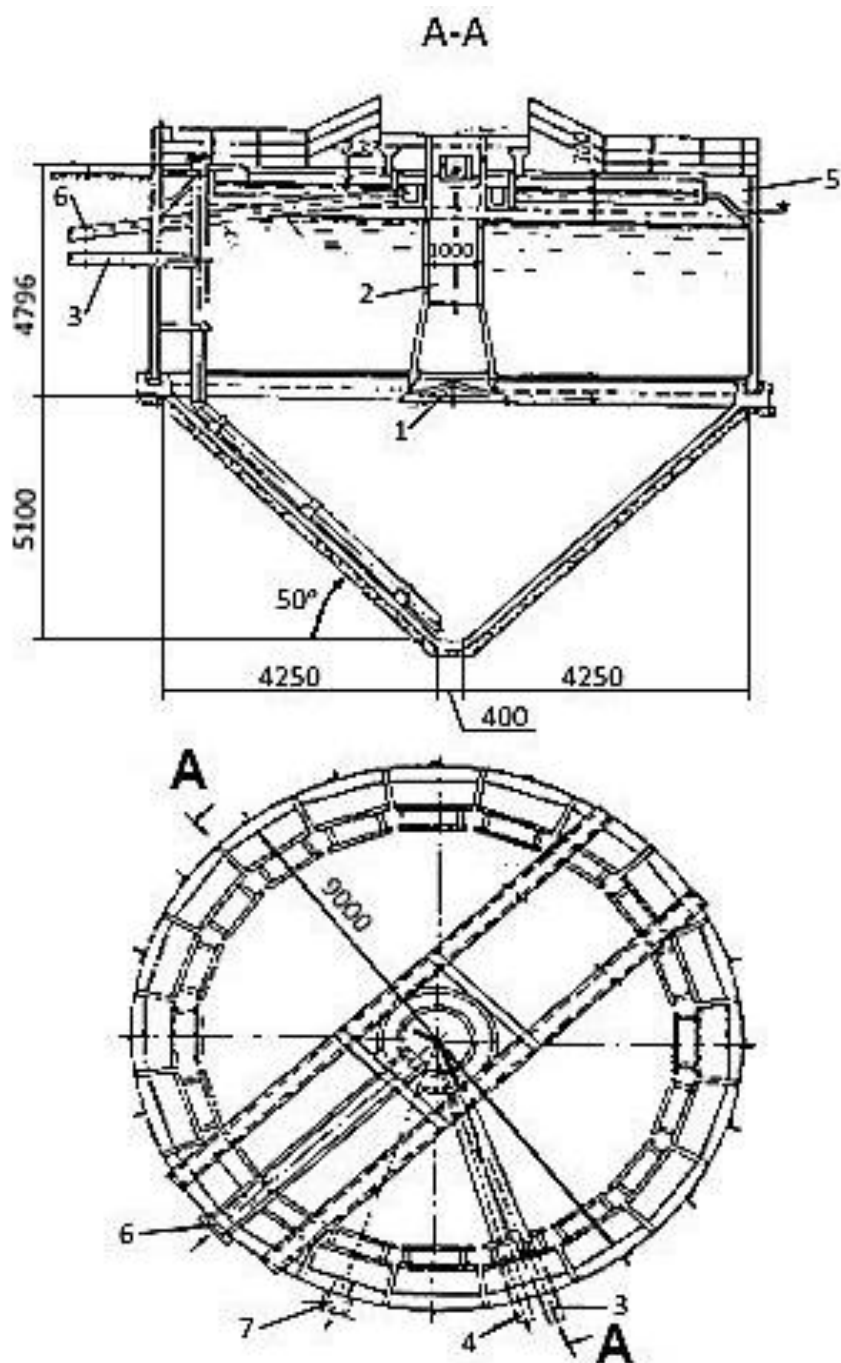


Рис. 17. Общий вид вертикального первичного отстойника:

- 1 – отражательный щит;
- 2 – центральная труба;
- 3 – труба для выпуска осадка;
- 4 – труба для выпуска плавающих веществ;
- 5 – водосборный лоток;
- 6 – подводящий лоток;
- 7 – отводящий лоток

Линейная скорость воды в центральной трубе принимается не более 30 мм/с. Зазор между раструбом и отражательным щитом должен обеспечить скорость поступления воды в отстойную зону не более 20 мм/с. Диаметр раструба и его высоту рекомендуется принимать равным 1,35 диаметра центральной трубы. Диаметр отражательного щита составляет 1,3 диаметра раструба [3].

Вода внутри отстойника движется снизу вверх к водосборному лотку, при этом осаждение взвешенных частиц происходит в восходящем потоке, скорость которого может составлять до 0,6 м/с. Размер зоны осаждения таких отстойников составляет 4–5 м, что способствует взвешенным частицам разной степени дисперсности занимать разные уровни в зоне отстаивания. Крупные частицы будут оседать с высокой скоростью, а мелкие – подниматься вверх.

Унос мелких частиц с потоком осветленной воды приводит к снижению эффективности работы вертикальных отстойников с центральным впуском воды на 10–20 % по сравнению с отстойниками горизонтального типа. Техническая характеристика вертикальных отстойников приведена в прил. – табл. 5.

Вертикальные отстойники с нисходяще-восходящим потоком как с центральным (рис. 18), так и с периферийным (рис. 19) впуском воды отличаются от вертикальных отстойников предыдущего типа значительно большей производительностью.

В отстойниках с нисходяще-восходящим потоком интенсивное разделение гетерогенной системы происходит на повороте потока в нижней части аппарата. Оба типа отстойников имеют в отстойной зоне полупогружную кольцевую перегородку, разделяющую площади нисходящего и восходящего потоков в соотношении 1 : 1. Высота полупогружной перегородки принимается равной $2/3$ рабочей высоты проточной части отстойника, а верхняя ее кромка находится на уровне стенки отстойника.

Основное различие указанных типов отстойников заключается в способах впуска воды.

В отстойнике с восходяще-нисходящим потоком (рис. 18) впускное устройство находится в центре полупогружной перегородки, с помощью которой поток направляется сверху вниз, а затем после поворота движется вверх.

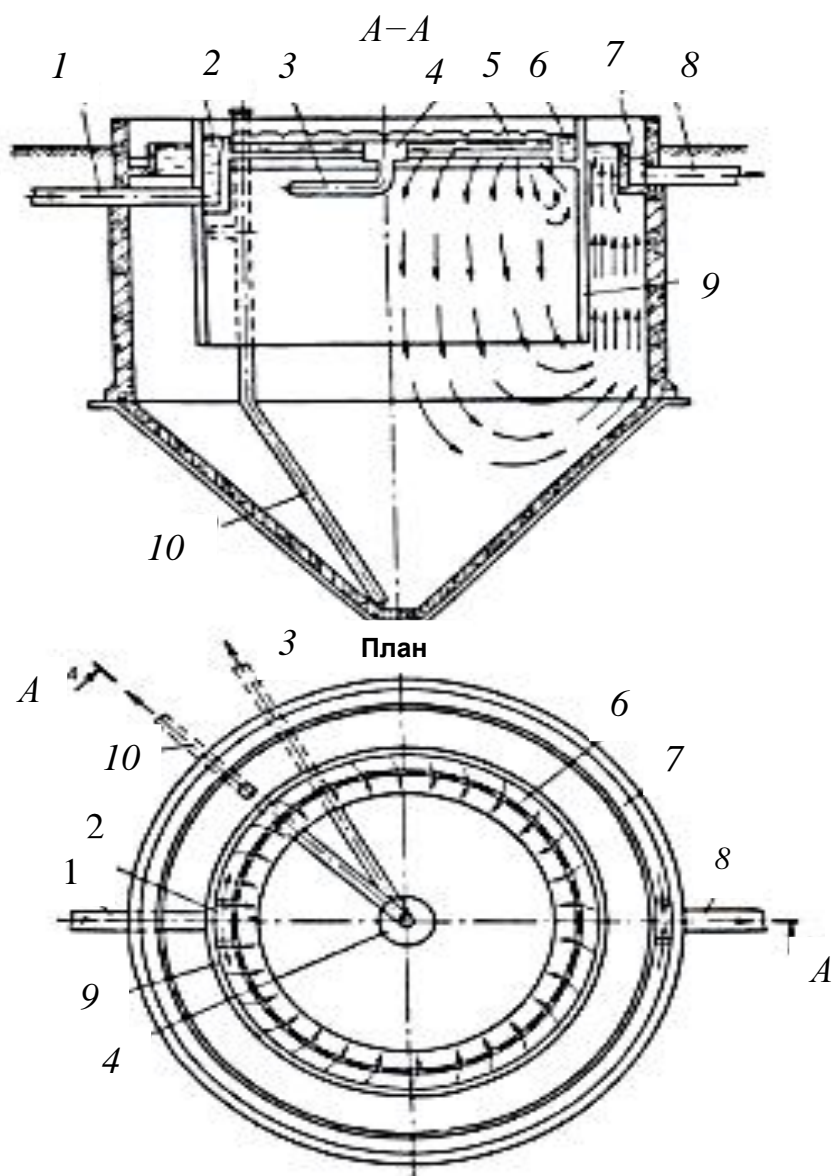
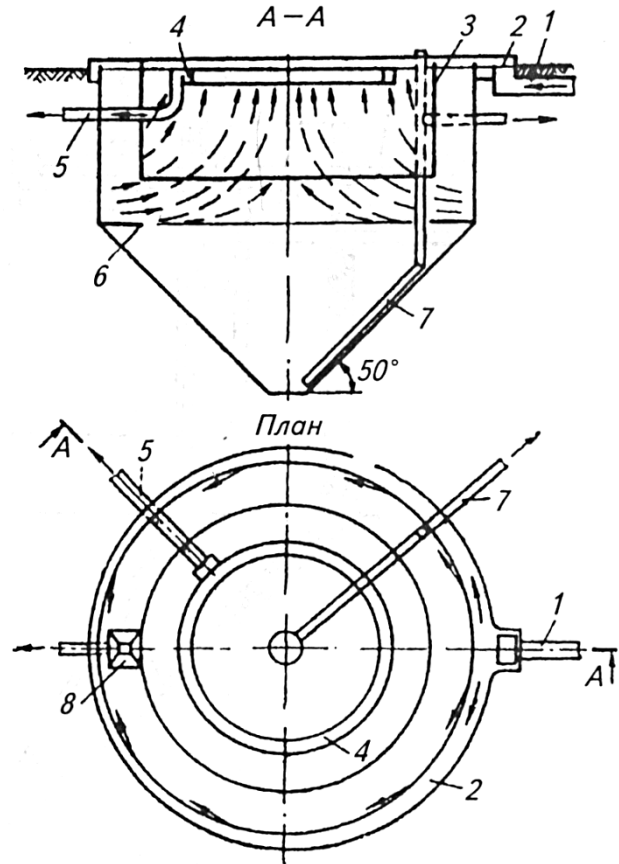


Рис. 18. Вертикальный отстойник с нисходяще-восходящим потоком и центральным впуском воды: 1 – подающая труба; 2 – приемная камера; 3 – трубопровод для удаления плавающих веществ; 4 – приемная воронка для удаления плавающих веществ; 5 – зубчатый водослив; 6 – распределительный лоток; 7 – периферийный лоток для сбора осветленной воды; 8 – отводящий трубопровод; 9 – кольцевая полупогружная перегородка; 10 – трубопровод для отвода ила

В отстойнике с периферийным впускным устройством (рис. 19) сточная вода подается на водораспределительный кольцевой лоток, расположенный по периметру отстойника, откуда поступает в кольцевую зону между корпусом и полупогружной струенаправляющей перегородкой.

Рис. 19. Вертикальный отстойник с периферийным впуском воды:

- 1 – водоподводящая труба (или лоток);
- 2 – водораспределительный лоток переменного сечения;
- 3 – струенаправляющая стенка;
- 4 – кольцевой водосборный лоток;
- 5 – трубопровод для отвода осветленной воды;
- 6 – отражательное кольцо;
- 7 – труба для выпуска осадка;
- 8 – сборник всплывающих веществ



Для предотвращения взмучивания осадка в нижней части отстойников устанавливается струеотражательное кольцо. Всплывающие вещества в обоих отстойниках удаляются через воронки, расположенные в зоне впуска воды. Рабочую скорость входа воды в отстойную зону в данных отстойниках рекомендуется принимать 5–7 мм/с.

Расчеты вертикальных отстойников по заданному расходу воды (q) и необходимому времени отстаивания (t) выполняют следующим образом [2]. Определяется рабочий объем отстойной зоны по формуле (10), а затем рассчитывают высоту рабочей зоны отстойника по формуле

$$H = U \cdot t, \text{ м}, \quad (15)$$

где U – скорость движения сточной воды (принимается равной скорости осаждения частиц и не должна превышать 0,3 мм/с).

Площадь живого сечения отстойника определяют по формуле

$$F = \frac{V_{\text{от}}}{H} = \frac{q \cdot t}{H}, \text{ м}^2. \quad (16)$$

Диаметр отстойника рассчитывается по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{\pi}}, \text{ м.} \quad (17)$$

Определив диаметр и высоту рабочей части отстойника, подбирают соответствующий типовой отстойник, разработанный ВНИИВодгео или НИКТИГХ [10].

Тонкослойные отстойники используют с целью повышения эффективности осветления сточных вод. Рабочими элементами таких отстойников являются трубки диаметром 25–50 мм и длиной 0,5–1,0 м либо ряд параллельно установленных пластин. Элементы устанавливаются под малым углом наклона (до 5°) или большим углом наклона (45–60°). Вода движется по трубам (между пластин), а осадок сползает вниз. При малых углах наклона осадок удаляют промывкой, такие аппараты работают по принципу периодического действия. Разновидности тонкослойных элементов приведены на рис. 20.

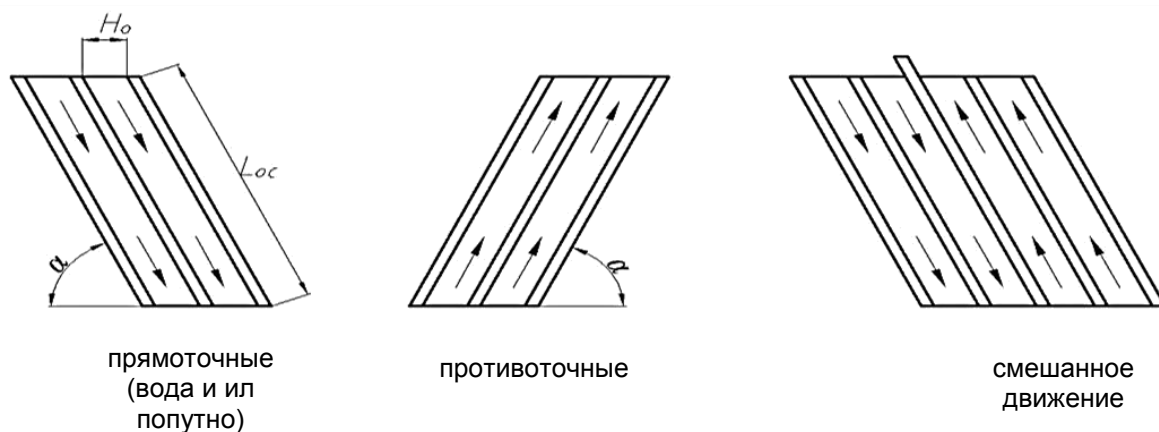


Рис. 20. Схемы тонкослойных элементов

Отстойники с большим углом наклона тонкослойных элементов применяются на очистных сооружениях производительностью до 170 тыс. м³/сут. Тонкослойный отстойник любой модификации состоит из трех зон: водораспределительной, отстойной и водосборной. Принципиальная схема горизонтального тонкослойного отстойника приведена на рис. 21.

В данном отстойнике обработанная реагентами сточная вода поступает в водораспределительную зону (камеру), откуда она, двигаясь горизонтально под тонкослойными элементами, поднимается снизу вверх и поступает в водосборную зону.

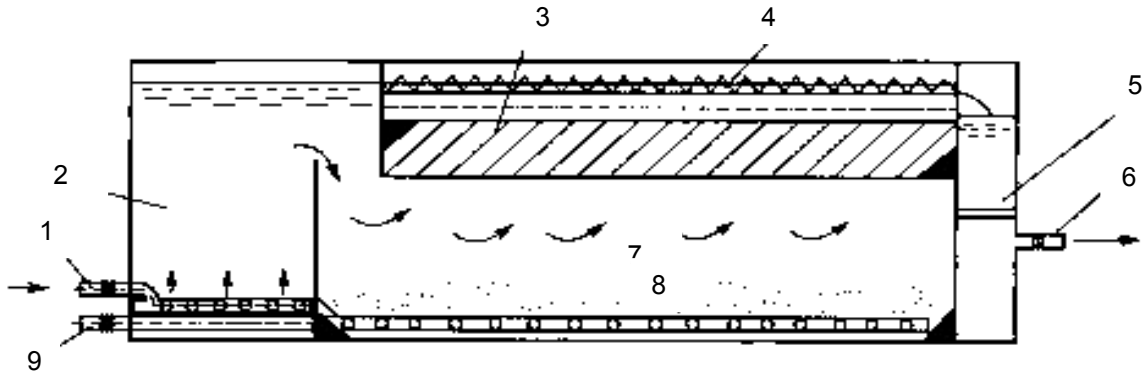


Рис. 21. Горизонтальный тонкослойный отстойник: 1 – подача исходной воды; 2 – камера хлопьеобразования; 3 – тонкослойные элементы; 4 – сборные желоба; 5 – карман сбора осветленной воды; 6 – отвод осветленной воды; 7 – зона распределения воды; 8 – зона накопления осадка; 9 – удаление осадка

Накапливающийся в отстойнике осадок периодически сбрасывается через систему удаления осадка.

Конструкция вертикального тонкослойного отстойника разработана Минским отделением Водоканалпроекта и представлена на рис. 22.

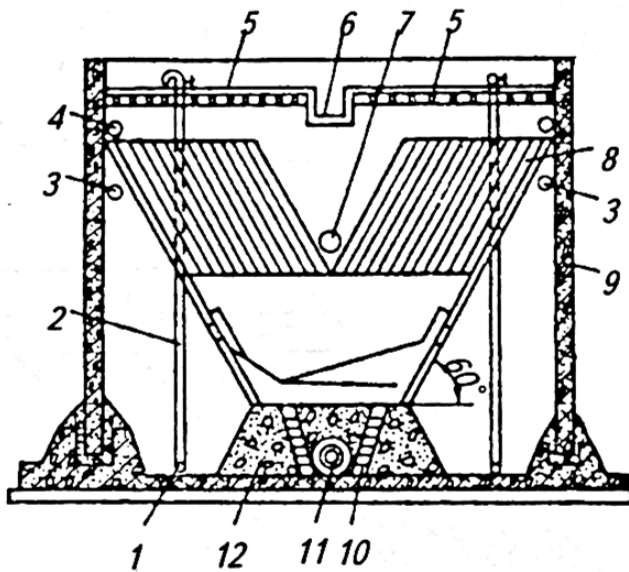


Рис. 22. Вертикальный тонкослойный отстойник: 1 – полиэтиленовая труба для удаления осадка; 2 – труба для выпуска воздуха; 3, 7 – отвод осветленной воды из осадкоуплотнителя; 4 – трубопровод подогрева; 5 – отверстие в поперечных сборных желобах; 6 – сварной лоток; 8 – многослойная загрузка; 9 – корпус; 10 – кирпичная кладка; 11 – подвод воды в секцию; 12 – гравийная камера хлопьеобразования

Сточная вода подводится снизу в водораспределительную зону и поднимается вверх, проходя между круто наклонными пластинами тонкослойных элементов. Оседающие на пластинах взвешенные частицы противотоком сползают в зону хлопьеобразования и уплотнения осадка. При скорости движения воды в рабочем режиме от 4 до

7 мм/с и времени ее пребывания в тонкослойном канале 20–25 мин. вертикальный отстойник позволяет достичь эффективности осветления 93–95 %. Время осветления коагулированной воды при той же степени эффективности снижается в 2 раза.

Расчет тонкослойных отстойников заключается в определении его геометрических параметров: рабочей длины отстойной секции, площади поперечного сечения тонкослойного пространства, объема зоны осаждения при заданном расходе сточной воды и концентрации взвешенных веществ.

Рабочая длина отстойной секции определяется по формуле

$$L = k \cdot \tau \cdot U, \text{ м}, \quad (18)$$

где k – коэффициент запаса, принимаемый 1,1–1,5; τ – продолжительность отстаивания, мин; U – скорость движения сточной воды (мм/с), которая связана с гидравлической крупностью частиц (R) и определяется по формуле

$$U > \frac{500}{R}, \text{ мм/с}, \quad (19)$$

где R – гидравлическая крупность частиц, мм/с. Практическая скорость движения потока жидкости принимается равной 5–10 мм/с для полочных элементов и до 20 мм/с – для трубчатых элементов.

Площадь поперечного сечения отстойной зоны рассчитывается по формуле

$$F = \frac{q}{u}, \text{ м}^2. \quad (20)$$

Высоту тонкослойной зоны отстойника (H , м) рекомендуется принимать от 0,3 до 2,0 м. Тогда ширина тонкослойного пространства составит

$$B = \frac{F}{H}, \text{ м}. \quad (21)$$

Продолжительность отстаивания находится по формуле

$$\tau = \frac{h}{3600 \cdot W_{oc}}, \text{ ч}. \quad (22)$$

Отстойники-осветлители используются при повышенном содержании в сточной воде труднооседающих веществ. За счет сов-

мещения процессов осаждения, хлопьеобразования и фильтрации сточной воды через слой взвешенного осадка эффективность работы таких аппаратов достигает 70 %. Принципиальная схема работы отстойника-осветлителя приведена на рис. 23.

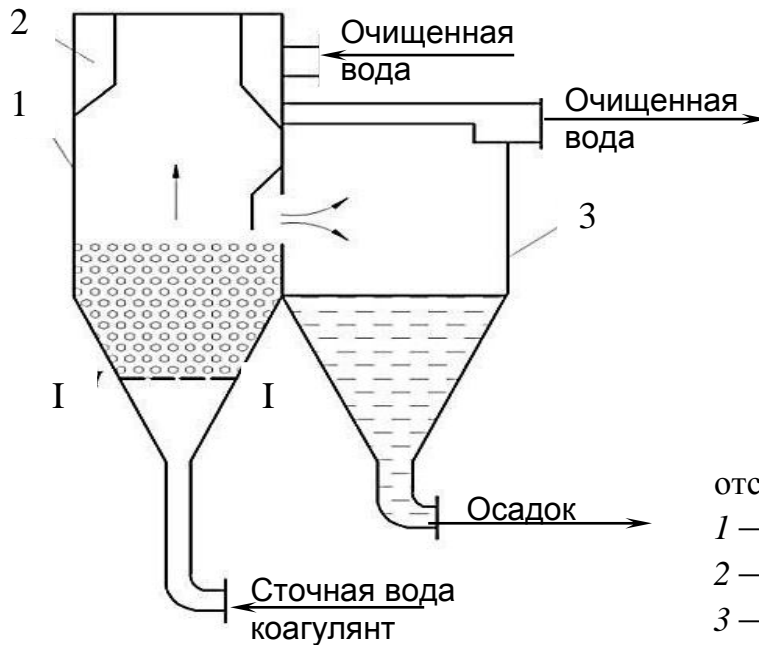


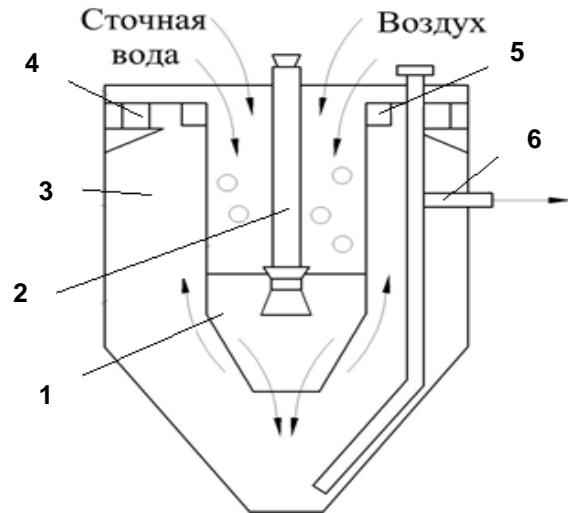
Рис. 23. Схема отстойника-осветлителя:
 1 – осветлитель;
 2 – желоб;
 3 – осадкоуплотнитель

Сточную воду с добавлением коагулянта подают в нижнюю часть осветлителя. Хлопья коагулянта совместно с частицами взвеси поднимаются восходящим потоком воды до тех пор, пока скорость осаждения их не станет равной скорости восходящего потока. Выше этого сечения (I–I) образуется слой взвешенных частиц, через который фильтруется поднимающаяся на слив жидкость. В слое идет постоянное накопление взвеси, уплотнение хлопьевидных частиц осадка с вытеснением воды из пор, сжатие хлопьев и, по мере увеличения слоя, часть его перемещается через боковое отверстие в уплотнитель осадка. Работу отстойников-осветлителей можно интенсифицировать путем искусственного повышения концентрации взвешенных частиц добавлением, например, глины или части осадка из илоуплотнителя, а также аэрацией сточной воды [12].

Интенсификация процесса осветления воды путем рециркуляции осадка является наиболее экономичным, однако в отечественной практике используются вертикальные отстойники-осветлители с естественной аэрацией (рис. 24) .

Рис. 24. Схема отстойника-осветлителя с аэрацией:

- 1 – камера флокуляции;
- 2 – центральна труба;
- 3 – отстойная зона;
- 4 – лоток для сбора осветленной воды;
- 5 – лоток для отвода плавающих веществ;
- 6 – трубопровод для удаления осадка



Сточная вода поступает в отстойник по центральной трубе, инжектируя воздух для осуществления процессов окисления органики, комплексобразования и сорбции загрязнений. Разность уровней воды в подающем лотке и отстойнике-осветлителе должна составлять не менее 0,6 м для обеспечения аэрации и подсоса воздуха. Глубина камеры флокуляции составляет 4–5 м. Скорость движения воды в центральной трубе 0,5–0,7 м/с, а ее длина составляет 2–3 м.

Союзводоканалпроектом разработаны типовые отстойники-осветлители с естественной аэрацией, выполненные из сборного железобетона, параметры которых приведены в прил. – табл. 6.

1.2. Удаление всплывающих примесей

Процесс отстаивания используют и для очистки промышленных сточных вод от эмульгированных загрязняющих веществ (нефтепродукты, масла, смолы, жиры). Очистка от всплывающих примесей аналогична осаждению твердых частиц, однако движущая сила процесса всплывания примесей значительно ниже движущей силы процесса осаждения. Для разделения жидких сред от всплывающих примесей используют нефтеловушки, жироуловители и другие технологические аппараты.

Рассмотрим процессы всплывания эмульгированных частиц на примере нефтепродуктов. Гравитационный метод удаления из сточных вод нефтепродуктов основан на разности плотностей жидкой среды и жидкой нерастворимой частицы. Для очистки промышленных сточных вод, содержащих более 100 мг/л нефтепродуктов, используют *горизонтальные прямоугольные нефтеловушки* (рис. 25).

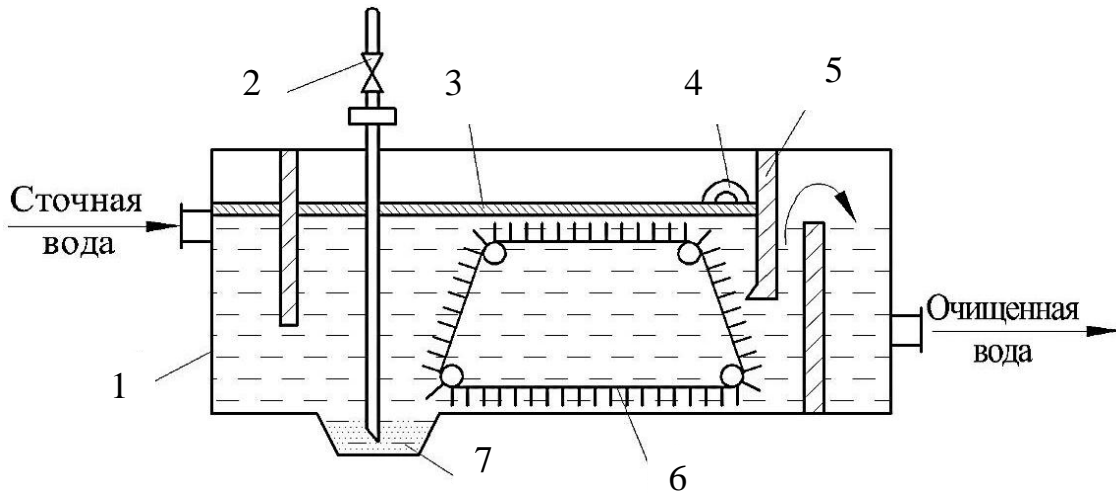


Рис. 25. Горизонтальная нефтеловушка: 1 – корпус; 2 – гидрозелеватор; 3 – слой нефти; 4 – нефтесборная труба; 5 – нефтеудерживающая перегородка; 6 – скребковый транспортер; 7 – приямок для осадка

Всплывающие нефтепродукты сгоняются скребковым транспортером к нефтесборной трубе, а осадок, оседающий на дно, тем же транспортером сгребается в приямок. Очищенная от нефти вода в конце отстойной камеры проходит под затопленной нефтеудерживающей перегородкой и через водослив поступает в отводящий поток. Горизонтальные нефтеловушки имеют ширину 2–3 м, глубину отстойной части 1,2–1,5 м, продолжительность отстаивания не менее 2 часов.

С конструктивной позиции нефтеловушка обладает большой пропускной способностью (до 400 м³/ч), представляет собой аппарат, объем которого разделен продольными перегородками на ряд параллельных секций (рис. 26).

Сточная вода из распределительного лотка поступает по самостоятельным трубопроводам в каждую секцию нефтеловушки. Для снижения вязкости нефти в зимнее время такие нефтеловушки оснащаются обогревателем поверхности жидкости.

Эффективность работы нефтеловушек большой производительности зависит от надежной работы нефте- и шламоудаляющих механизмов, которые должны в процессе работы обеспечивать перемещение всей поверхности скребка строго перпендикулярно к направлению движения.

Основные параметры типовых проектов горизонтальных нефтеловушек приведены в прил. – табл. 7.

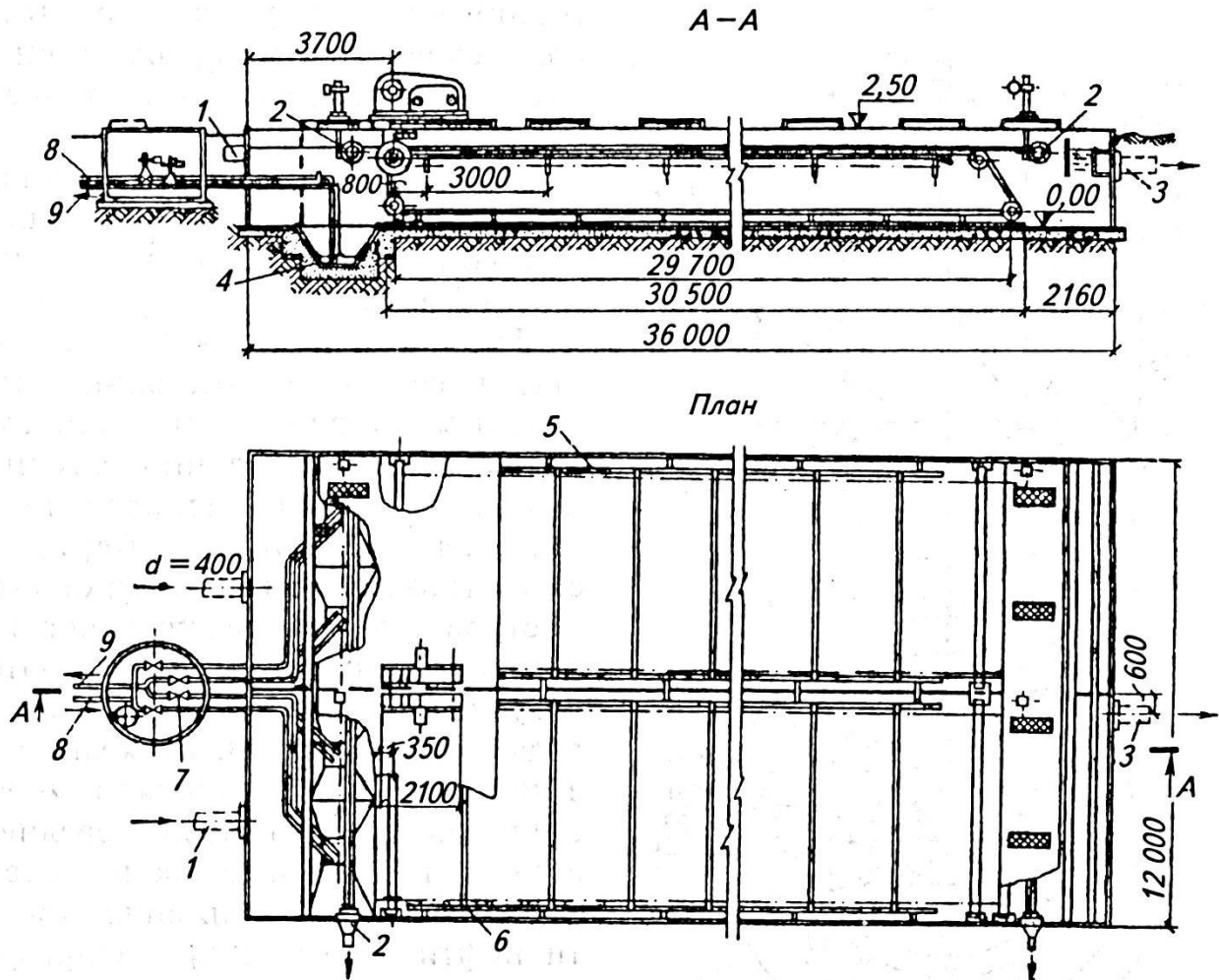


Рис. 26. Горизонтальная двухсекционная нефтеловушка: 1 – трубопровод для подачи сточных вод на очистку; 2 – нефтесборная труба; 3 – трубопровод для отвода осветленных вод; 4 – гидроэлеватор; 5 – трубопровод для отвода осадка; 6 – трубопровод для подачи воды к гидроэлеватору; 7 – скребковый конвейер левый; 8 – то же, правый; 9 – задвижки с электроприводом

При расчете горизонтальных нефтеловушек ширину секций принимают от 2 до 6 м, глубину отстойной части – от 1,2 до 2,0 м. Длина отстойной части нефтеловушки рассчитывается по формуле

$$L = \frac{a \cdot u \cdot h_0}{W_{bc}}, \text{ м}, \quad (23)$$

где a – коэффициент, учитывающий турбулентность потока воды; u – скорость движения воды, мм/с; W_{bc} – скорость всплывания частиц нефти (гидравлическая крупность), мм/с; h_0 – глубина отстаиваемого слоя, м. Значения коэффициента a зависят от соотношения u/W_{bc} и принимаются: $a = 1,75$ при $u/W_{bc} = 20$; $a = 1,65$

при $u/W_{bc} = 15$; $a = 1,5$ при $u/W_{bc} = 10$. Скорость всплытия частиц нефти может быть рассчитана по формуле Стокса, но при отсутствии данных по гидравлической крупности всплывающих частиц для расчета кинетики процесса разделения принимают скорость всплытия частиц $W_{bc} = 0,4-0,6$ мм/с, а скорость движения потока воды ограничивают значением $u = 4-6$ мм/с.

Расчетная продолжительность процесса отстаивания принимается не менее двух часов, и она должна быть больше времени всплытия частиц, которое определяется по формуле

$$t = \frac{h_0}{W_{bc}}, \text{ ч.} \quad (24)$$

Большей эффективностью удаления нефтепродуктов из сточных вод обладает *нефтеловушка с тонкослойными элементами*. Конструкция такого аппарата содержит в себе блоки тонкослойных элементов, способствующих уменьшению толщины слоя отстаивания и, как следствие, увеличению эффективности его работы (рис. 27).

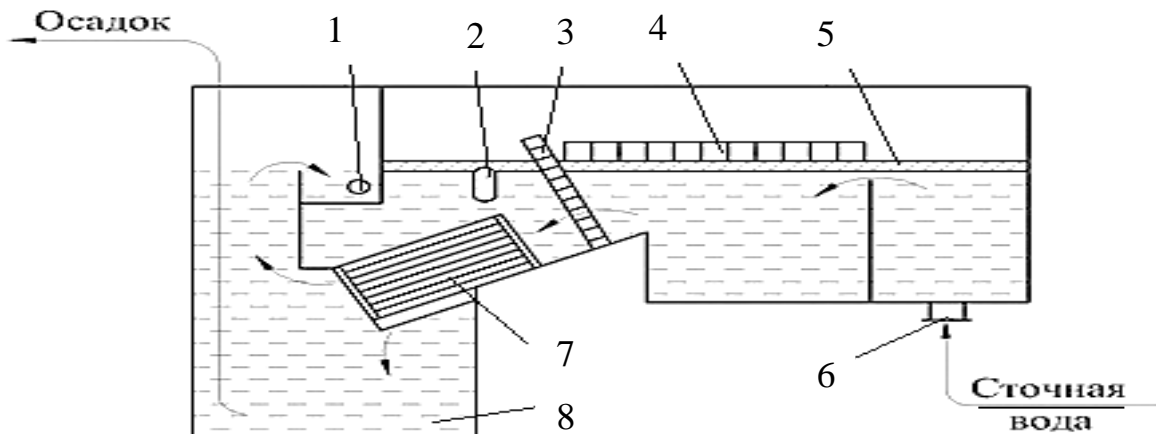


Рис. 27. Схема нефтеловушки с тонкослойными элементами: 1 – труба для вывода очищенной воды; 2 – нефтесборная труба; 3 – перегородка; 4 – плавающий пенопласт; 5 – слой нефти; 6 – ввод сточной воды; 7 – секция из гофрированных пластин; 8 – осадок

Сточная вода через патрубок (6) снизу вверх движется в отстойнике между стенкой аппарата и вертикальной перегородкой, при этом в течение 1–4 минут происходит всплытие основной массы нефтепродуктов (5), которые поглощаются плавающим пенопластом (4).

Осветленная вода поступает в тонкослойную секцию, выполненную из гофрированных пластин (7), через водораспределительную перегородку (3). Частицы нефти всплывают под пластину вышерасположенного яруса и далее на поверхность в виде крупных коалесцированных капель. Всплывшие нефтепродукты выводятся из отстойника через нефтесборную трубу (2), а очищенная вода через полупогружную перегородку выводится из аппарата в трубу (1).

При расчете тонкослойных нефтеловушек принимается: расстояние между полками по высоте $h = 50$ мм, угол наклона полок – 45° , гидравлическая крупность частиц – $0,15$ мм/с, высота полочного блока составляет $1,5-1,6$ м, ширина – $0,65-0,75$ м.

Скорость движения воды в межполочном пространстве определяется по формуле

$$u = \frac{q}{3,6 \cdot F}, \text{ мм/с}, \quad (25)$$

где q – пропускная способность одной секции, $\text{м}^3/\text{ч}$; F – площадь поперечного сечения полочных блоков секции, м^2 .

Для создания оптимальных условий всплывания частиц найденное значение скорости потока должно быть уточнено по критерию Re :

$$Re = \frac{u \cdot f}{\lambda \cdot \nu}, \quad (26)$$

где f – площадь поперечного сечение 1 м ширины яруса, м^2 ; λ – смоченный периметр 1 м ширины яруса, м; ν – кинематическая вязкость воды при 30°C ($8,04 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$).

Продолжительность осветления воды в полочном пространстве рассчитывается по формуле

$$t = \frac{h_{\text{яр}}}{W_{bc}}, \text{ с}, \quad (27)$$

где $h_{\text{яр}} = \frac{h}{\cos \alpha}$ – высота яруса, мм.

Длина полочного пространства определяется по формуле

$$L = k_3 \cdot u \cdot t, \text{ м}, \quad (28)$$

где k_3 – коэффициент запаса принимается $1,3$.

Общая длина нефтеловушки с учетом зон ввода и вывода разделяемых сред на 5–6 м больше длины полочного пространства. Эффективность работы аппаратов для улавливания всплывающих веществ определяется величиной коэффициента отстаивания (Φ), определяемого по формуле

$$\Phi = \frac{W_{\text{вс}} \cdot L_A}{u \cdot H}, \quad (29)$$

где L_A – длина аппарата, м; H – высота от дна ловушки до слоя всплывших частиц (высота всплытия), м.

Союзводоканалпроектом разработаны типовые проекты тонкослойных нефтеловушек производительностью 300, 450 и 600 м³/ч, состоящих соответственно из 2, 3 и 4 секций размером 2×18×2,3 м из сборно-монолитного железобетона.

Радиальные нефтеловушки конструктивно устроены по принципу радиальных отстойников (рис. 13). Такие аппараты занимают меньшие площади, удаление всплывших веществ и осадков в них механизировано. Сточная вода подается снизу в центральную часть радиальной нефтеловушки через заглубленный раструб. Равномерность распределения поступающего потока, попутное движение разделяемых жидкостей на первоначальном этапе, малые скорости движения жидкости обеспечивают всплытие мелкодисперсных (до 50 мкм) частиц нефтепродуктов. Отвод осветленной воды в выпускную камеру осуществляется через кольцевой лоток, закрепленный на внутренней стенке нефтеловушки. Всплывшие вещества сгоняются вращающимся скребком к нефтесборной трубе, а осевший осадок – к центральному приемку, откуда насосом перекачивается в шламонакопитель.

Глубина зоны отстаивания радиальной нефтеловушки определяется по формуле

$$h = 3,6 \cdot k \cdot t \cdot W_{\text{вс}}, \text{ м}, \quad (30)$$

где k – коэффициент объемного использования, равный 0,6; $W_{\text{вс}}$ – скорость всплытия при отсутствии данных по кинетике разделения принимают 0,2 мм/с.

Диаметр радиальной нефтеловушки определяется по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4q \cdot t}{\pi \cdot k \cdot h}}, \text{ м}, \quad (31)$$

где q – пропускная способность одной нефтеловушки, м³/ч.

Продолжительность отстаивания воды принимается не менее 6 часов при толщине слоя всплывших веществ до 0,1 м и высоты слоя осадка до 0,3 м. Союзводоканалпроектом разработаны типовые проекты радиальных нефтеловушек диаметром 24 и 30 м из сборного железобетона.

1.3. Удаление взвешенных частиц под действием центробежных сил

Сепарация твердых частиц из жидкости под действием центробежной силы производится во вращающемся потоке жидкости. Скорость сепарирования частиц в центробежном поле может превышать скорость осаждения эквивалентных частиц в поле гравитации в сотни раз. Для осаждения взвешенных частиц в центробежном поле используют гидроциклоны и центрифуги.

1.3.1. Осаждение взвешенных частиц в гидроциклонах

Гидроциклоны представляют собой вертикальный цилиндрический аппарат с коническим днищем. Основные преимущества таких аппаратов заключаются в высокой удельной производительности, сравнительно низких расходах на эксплуатацию, отсутствии вращающихся механизмов и в возможности создания компактных автоматизированных установок.

Для очистки сточных вод наиболее широкое применение получили низконапорные (открытые), напорные (закрытые) и многоярусные гидроциклоны.

Низконапорные гидроциклоны применяют для предварительного выделения из сточных вод взвешенных частиц с величиной гидравлической крупности более 5 мм/с. Такие гидроциклоны во внутреннем устройстве содержат полупогружные кольцевые стенки, конические диафрагмы или вертикальные перегородки, которые повышают эффективность удаления взвешенных частиц (рис. 28).

Сточная вода, поступающая снизу в аппарат, приобретает вращательное движение и по винтовой спирали продвигается вверх. При вращении жидкости происходит разделение гетерогенной системы, за счет центробежных сил твердые взвешенные частицы отбрасываются на периферию потока (к стенке аппарата), а затем сползают по стенке

в коническую часть гидроциклона. Основная часть потока (осветленная вода) движется по центральной части аппарата и выводится через полупогружную кольцевую стенку.

Из представленных разновидностей конструкций низконапорных циклонов наибольшей эффективностью обладает конструкция, внутри которой имеется совокупность двух элементов – конической диафрагмы и вертикальной цилиндрической перегородки (рис. 28, в). Повышение эффективности работы аппарата объясняется в основном многократным изменением движения жидкости внутри гидроциклона. Сточная вода по трубопроводу (5) тангенциально поступает внутрь цилиндрической перегородки (8) и по винтовой спирали поднимается вверх. Число впускных патрубков в гидроциклоне для более равномерного распределения и сохранения параллельности движения слоев потока должно быть не менее двух.

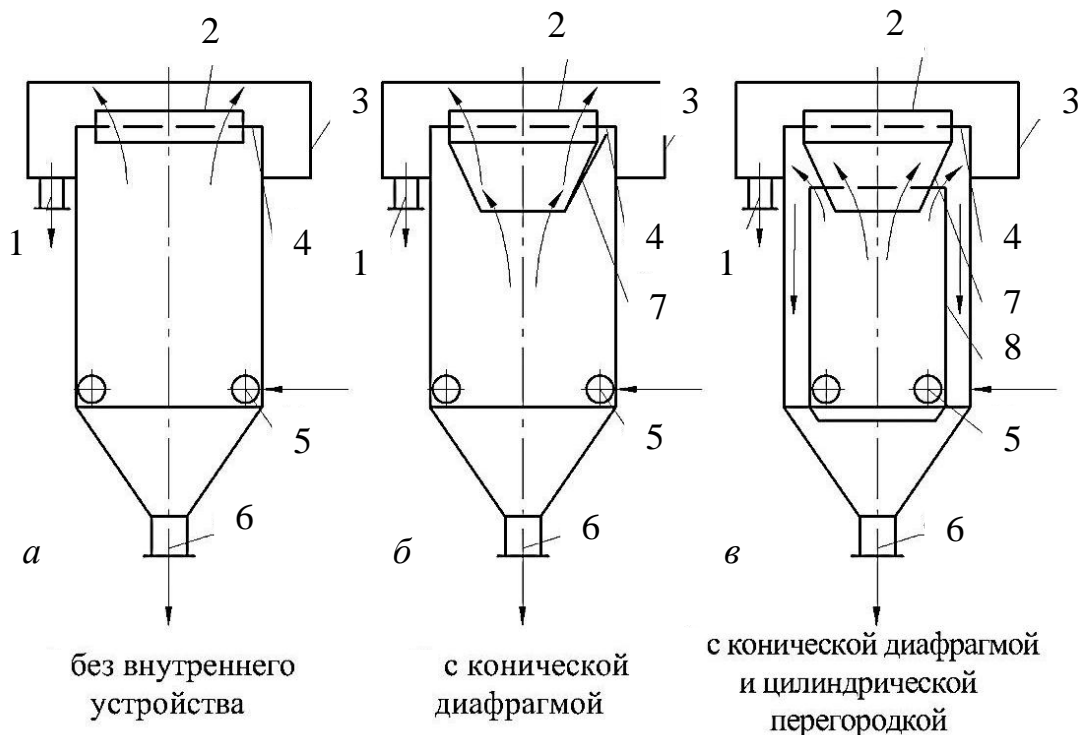


Рис. 28. Конструкции низконапорных гидроциклонов: 1 – отвод воды; 2 – полупогружная кольцевая стенка; 3 – лоток; 4 – кольцевой водослив; 5 – подача воды; 6 – отвод шлама; 7 – коническая диафрагма; 8 – цилиндрическая перегородка

Часть сточной воды, обогащенная взвешенными веществами через узкую щель, образованную вертикальной цилиндрической перегородкой (8) и конической диафрагмой (7), направляется в кольцевое пространство между цилиндрической перегородкой и стенкой

аппарата, в котором происходит осаждение взвешенных частиц под действием силы тяжести в зоне свободного осаждения. Взвешенные вещества сползают в коническую часть аппарата и через штуцер (6) выводятся из него.

Основная часть сточной воды (осветленная) поступает в коническую диафрагму, где происходит уменьшение скорости ее движения и через полупогружную кольцевую стенку (2) выводится из аппарата через штуцер (1).

Эффективность работы низконапорных гидроциклонов зависит от вязкости и плотности жидкой фазы и составляет в среднем 70 %. Такие аппараты изготавливаются диаметром 100–700 мм, высота цилиндрической части аппарата равна его диаметру. Угол наклона конической части аппарата составляет 30° .

Недостатком данной конструкции гидроциклонов является относительно невысокая скорость вращения потока жидкости, повышение которой может привести к ее выбросу из аппарата через полупогружную кольцевую стенку. Такой недостаток отсутствует для закрытых гидроциклонов.

Напорные гидроциклоны применяют для очистки сточной воды от мелкодисперсных взвешенных частиц с гидравлической крупностью менее 5 мкм. Повышение эффективности работы гидроциклонов данного типа связано с увеличением скорости вращения потока жидкости за счет создания повышенного ее напора на входе в аппарат (рис. 29).

Сточная вода под давлением поступает в цилиндрическую часть гидроциклона по тангенциально расположенному вводу и, двигаясь по винтовой спирали, направляется в его коническую часть. В конической части происходит изменение направления движения потока жидкости в сторону центральной оси аппарата. Осветленная вода по заглубленному патрубку выводится из аппарата, а взвешенные вещества осаждаются в коническую часть.

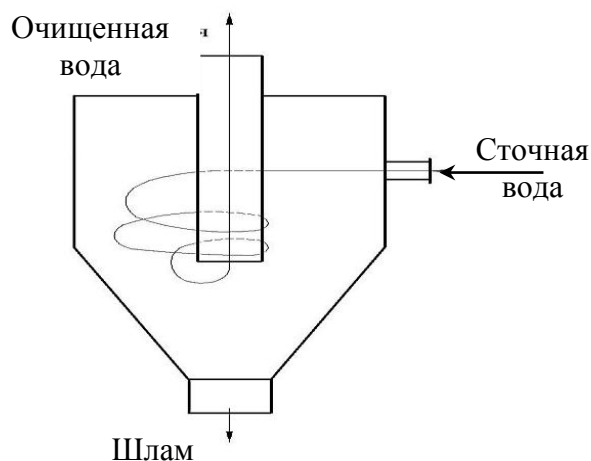


Рис. 29. Принципиальная схема напорного гидроциклона

Фактор разделения напорных циклонов достигает 2000. Гидроциклоны могут иметь диаметр от 75 до 500 мм (прил. – табл. 8) и изготавливаться из металла и механически прочных и термостойких пластических масс. Основные характеристики гидроциклонов типа НГАСУ, выполненных из пластмассы и металла, приведены соответственно в прил. – табл. 9 и 10.

Параметры напорных гидроциклонов указаны в прил. – табл. 11 и 12.

Конструкция напорного циклона типа НГАСУ, изготавливаемого из монолитных сборных металлических элементов, приведена на рис. 30. Корпус такого гидроциклона состоит из цилиндрической (2) и конической (3) частей. Цилиндрическая часть включает несколько отдельных элементов, скрепленных между собой болтовыми соединениями. К цилиндрической части с помощью болтов присоединяется коническая часть корпуса и крышка. Угол наклона конической части корпуса составляет 20° .

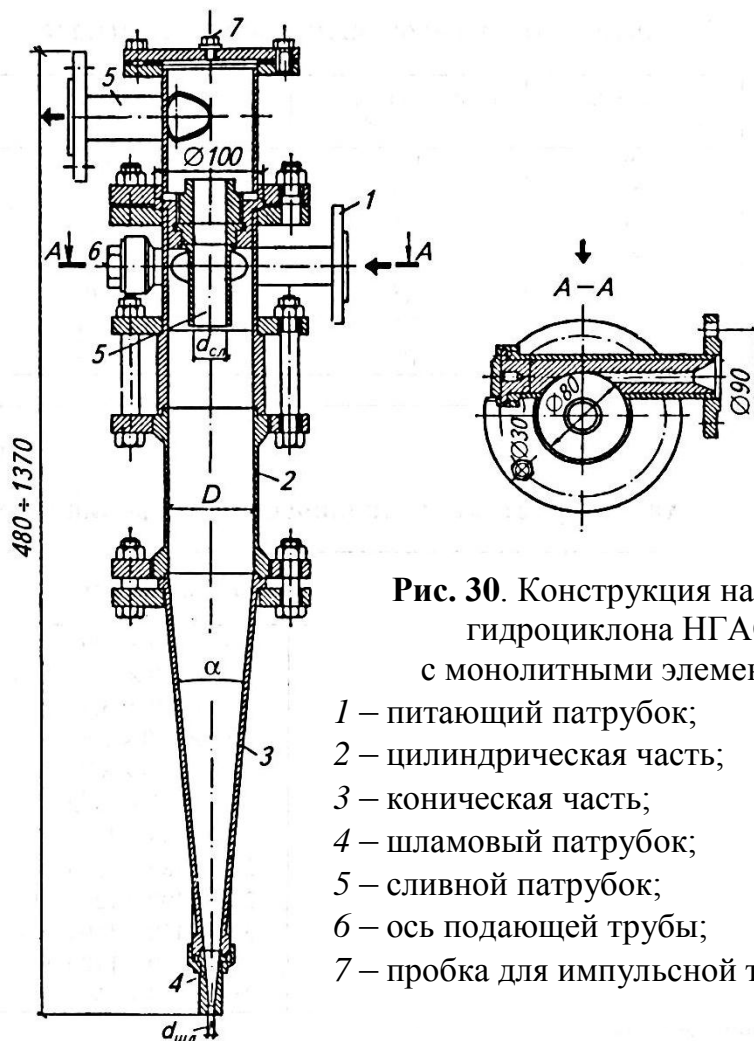


Рис. 30. Конструкция напорного гидроциклона НГАСУ с монолитными элементами:

- 1 – питающий патрубок;
- 2 – цилиндрическая часть;
- 3 – коническая часть;
- 4 – шламовый патрубок;
- 5 – сливной патрубок;
- 6 – ось подающей трубы;
- 7 – пробка для импульсной трубки

Сточная вода тангенциально подается в цилиндрическую часть корпуса гидроциклона через питающий патрубок (1) и движется по винтовой линии сверху вниз. В нижней части цилиндрического корпуса жидкий поток меняет направление движения снизу вверх, осветленная вода, поднимаясь по центральной трубе, сливается из аппарата через сливной патрубок (5). Взвешенные частицы сползают по стенке конической части аппарата (3) и выводятся через шламовый патрубок (4).

Циклоны данного типа находят применение при очистке сточных вод, содержащих взвешенные частицы, обладающие абразивными свойствами. По мере износа какого-либо элемента циклона происходит его замена новым. Техническая характеристика циклонов типа НГАСУ приведена в прил. – табл. 12.

При большой производительности с целью сохранения высоких значений центробежного фактора разделения используют батарейные гидроциклоны. В практике очистки сточных вод применяются батарейные циклоны с центральным коллектором (рис. 31, а) и с гидроциклоном предварительной очистки (рис. 31, б).

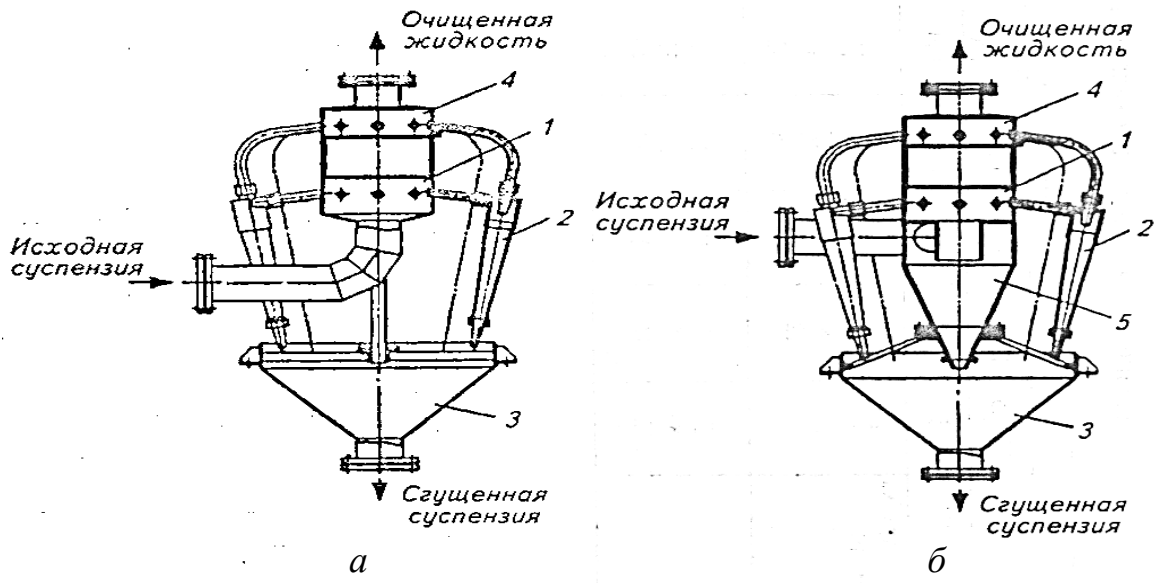


Рис. 31. Батарейные гидроциклоны: а – с центральным коллектором; б – с гидроциклоном предварительной очистки: 1 – распределительная камера; 2 – гидроциклон; 3 – бункер; 4 – камера сбора очищенной жидкости; 5 – гидроциклон предварительной очистки

Батарейный гидроциклон с центральным коллектором представляет собой комбинацию из нескольких индивидуальных циклонов (2) одинакового диаметра, расположенных по периметру распределительной камеры (1) и соединенных с ней водоподводящей

трубой. Исходная вода поступает в распределительную камеру снизу, а затем тангенциально подается в гидроциклоны, каждый из которых работает самостоятельно. Из каждого циклона осветленная вода поступает в общую камеру сбора очищенной воды (4) и по общему коллектору выводится из аппарата. Уловленные взвешенные частицы, сползая вдоль стенки аппарата, попадают в его коническую часть и выводятся в общий для всех гидроциклонов бункер (3). Эффективность работы таких аппаратов составляет 78–85 %.

Повышение эффективности работы таких аппаратов достигается в батарейном гидроциклоне с гидроциклоном предварительной очистки, в котором предусмотрена двухступенчатая очистка сточных вод (рис. 31, б). Основная масса взвешенных частиц (I ступень очистки) удаляется в циклоне предварительной очистки (5), откуда осветленная вода тангенциально поступает в каждый из гидроциклонов малого диаметра (2) для дополнительной очистки (II ступень). Уловленные взвешенные вещества из каждого гидроциклона сползают по внутренним стенкам аппаратов в общий бункер (3), а осветленная вода после дополнительной очистки выводится из батарейного циклона через камеру сбора очищенной жидкости (4).

Производительность напорных гидроциклонов (Q , м³/ч) определяется по формуле

$$Q = k \cdot d_{\text{пит}} \cdot d_{\text{сл}} \cdot \sqrt{g \cdot \Delta P}, \quad (32)$$

где $d_{\text{пит}}$, $d_{\text{сл}}$ – диаметр питающего и сливного патрубков, мм; k – коэффициент, равный 5; g – ускорение свободного падения, м/с²; ΔP – перепад давления в гидроциклоне, Па.

Величина тангенциальной скорости движения суспензии в гидроциклоне v_{ϕ} определяется по формуле

$$v_{\phi} = 31,5 \cdot v_{\text{вх}} \left(\frac{d_{\text{пит}}}{D} \right) \cdot \left(\frac{L}{D} \right)^{-0,32}, \quad (33)$$

где $v_{\text{вх}}$ – скорость движения суспензии во входном патрубке при входе в циклон, м/с; D и L – диаметр и длина цилиндрической части гидроциклона, м.

Размер частиц, улавливаемых в гидроциклоне, может быть определен по формуле

$$d_{\text{ч}} = 1,65 \cdot d_{\text{пит}} \sqrt{\frac{\mu_{\text{с}}}{v_{\phi} \cdot l \cdot (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})}}, \quad (34)$$

где $d_{\text{вх}}$ – диаметр входного патрубка, м; l – высота сепарационной зоны, равная расстоянию между осью питающего и нижнего разгрузочного патрубками, м;

μ_c – динамическая вязкость исходной суспензии, Па·с; ρ_c и ρ_s – плотность дисперсной и дисперсионной сред, кг/м³.

Технические характеристики батарейных гидроциклонов приведены в прил. – табл. 13.

Многоярусные циклоны применяются для повышения эффективности процесса очистки. В таких аппаратах реализована идея тонкослойного отстаивания взвешенных частиц путем деления рабочего аппарата коническими диафрагмами на несколько ярусов, каждый из которых работает самостоятельно (рис. 32). При наличии малой глубины отстаивания уменьшается время пребывания потока в аппарате и, как следствие, более эффективно используется рабочий объем гидроциклона.

Сточная вода из аванкамер (12) через распределительные лотки тангенциально поступает в пространство между ярусами и движется по спирали к центру, при этом взвешенные частицы осаждаются на нижние диафрагмы ярусов, с которых они сползают через шламоотводящую щель (10) в коническую часть аппарата. Осадок выводится из гидроциклона под действием гидростатического напора через патрубков (9).

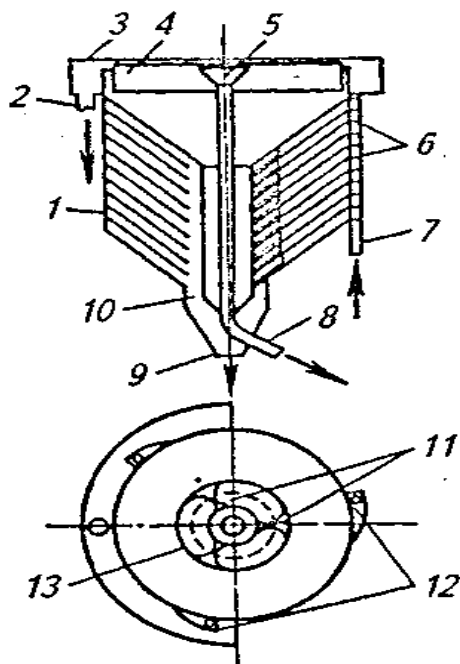


Рис. 32. Многоярусный гидроциклон с наклонными патрубками для отвода очищенной воды:

- 1 – конические диафрагмы;
- 2 – отвод воды;
- 3 – водоотводящий лоток;
- 4 – кольцевой водослив;
- 5 – маслосборная воронка;
- 6 – распределительные лотки;
- 7 – подача сточной воды;
- 8 – отвод масла;
- 9 – патрубков отвода шлама;
- 10 – шламоотводящая щель;
- 11 – наклонные выпуски;
- 12 – аванкамеры;
- 13 – шламоотсекающая диафрагма

Осветленная вода, переливаясь через кольцевой водослив (4), направляется в кольцевой водоотводящий лоток (3). Частицы нефтепродуктов всплывают из-под распределительного лотка верхнего яруса

и попадают в зазор между диафрагмой и стенкой аппарата. По мере накопления нефтепродуктов на поверхности воды они отводятся через маслосборную воронку (5) из гидроциклона в приемную камеру.

Производительность многоярусного гидроциклона определяется по формуле

$$Q = 3,6 \frac{D^2 - (d + 2b)^2}{D^2} \cdot u_{ц} \cdot n \cdot \eta, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (35)$$

где d – диаметр центрального отверстия в конических диафрагмах, м; b – ширина шламоотводящей щели, м; $u_{ц}$ – скорость воды в ярусах, м/с; n – число ярусов; η – коэффициент, равный 0,75, при нагрузке $Q = 2 - 2,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$.

Такие гидроциклоны имеют следующие конструктивные размеры: диаметр 3–6 м, диаметр отверстия диафрагмы 0,9–1,4 м, ширина шлама отводящей щели 100 мм, высота яруса 130–200 мм, число ярусов 4–20, число впусков 3.

1.3.2. Удаление твердых взвешенных частиц в центрифугах

Центрифуги используются в системах локальной очистки производственных сточных вод для разделения гетерогенных систем. Такие аппараты эффективны для процессов обезвоживания сырых осадков. Основное ограничение в применении центрифуг связано с большой энергоемкостью процесса обезвоживания, так как разделение суспензий происходит при высокой скорости вращения центрифуги.

Существует два основных типа центрифуг: *отстойные* и *фильтрующие*, которые могут быть непрерывного и периодического действия.

Отстойные центрифуги используются для разделения трудно-фильтрующихся тонко- и грубодисперсных суспензий, классификации суспензий по размерам и плотности частиц. Отстойные центрифуги целесообразно использовать для обработки сточных вод с расходом не более $5 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}$ с концентрацией примесей не более 2–3 мг/л при условии, что осадок не подвергается цементации.

Цикл работы таких аппаратов включает следующие операции: наполнение, центрифугирование, ручная или механизированная выгрузка осадка. Среди отстойных центрифуг получили распространение аппараты, принципиальная схема которого приведена на рис. 33.

Основными конструктивными элементами таких аппаратов являются быстро вращающийся барабан (1) в кожухе (4) и медленно

вращающийся разгрузочный шнек (5). Сточная вода подводится в медленно вращающийся разгрузочный шнек и через его окна (3) заполняет объем быстро вращающегося конического барабана (1). Взвешенные частицы отбрасываются на внутреннюю коническую поверхность барабана и самопроизвольно сползают в сторону большего радиуса вращения. По мере накопления твердого осадка он перетекает под гидростатическим давлением через окна (6) в торцевой части барабана и через патрубок (8) удаляется из аппарата.

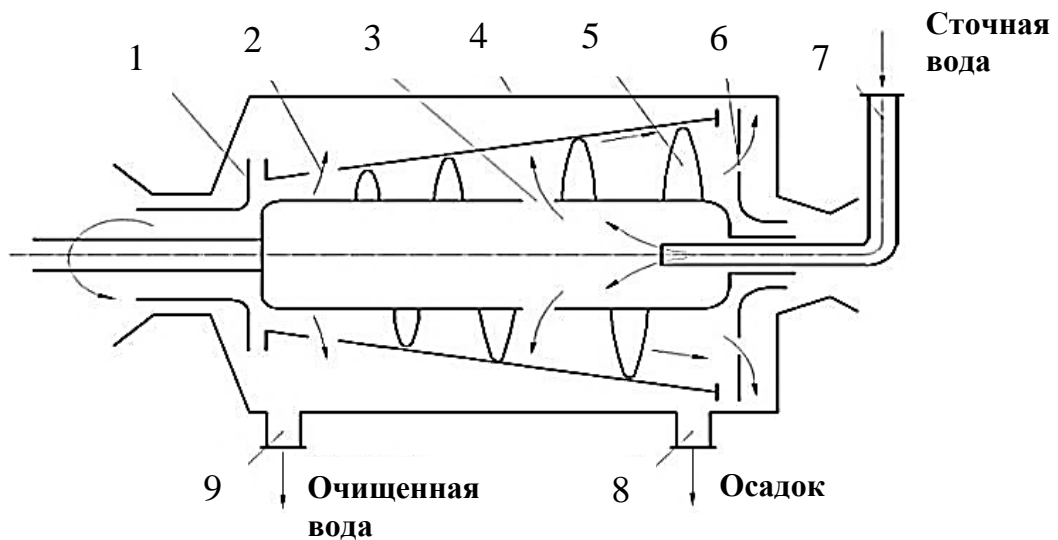


Рис. 33. Схема горизонтальной отстойной центрифуги: 1 – барабан; 2, 3, 6 – окна; 4 – кожух; 5 – разгрузочный шнек; 7 – подвод сточной воды; 8 – отвод осадка; 9 – отвод осветленной воды

Осветленная вода из центральной части барабана через радиальные окна (2) поступает в водоотводящую зону барабана и выводится из него через патрубок (9).

Фактор разделения отстойных центрифуг достигает 2500, за счет чего происходит быстрое расслоение суспензии. Основные характеристики отстойных центрифуг приведены в прил. – табл. 14.

Производительность отстойной горизонтальной центрифуги непрерывного действия рассчитывается по формуле

$$Q = \frac{k \cdot V_B}{\tau}, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (36)$$

где k – коэффициент использования объема ванны барабана, равный 0,4–0,6; V_B – объем ванны барабана, м^3 ; τ – продолжительность пребывания сточной воды в ванне барабана, ч.

Фильтрующие центрифуги предназначены для разделения суспензий, содержащих твердой фазы более 10 % по объему. Центробежное титрование осуществляется вращением суспензии в перфорированном барабане, обтянутом сеткой или фильтровальной тканью. Осадок остается на стенках барабана, который удаляется вручную (центрифуги периодического действия) или механически (центрифуги непрерывного действия). Общим признаком фильтрующих центрифуг является горизонтальное расположение барабана (рис. 34).

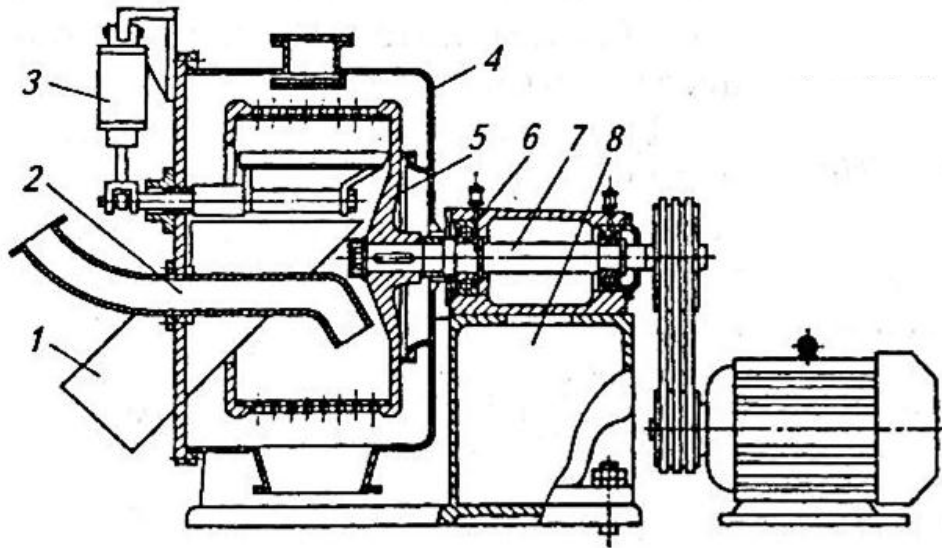


Рис. 34. Схема центрифуги типа ФГН: 1 – разгрузочный бункер; 2 – питающая труба; 3 – механизм среза осадка; 4 – кожух; 5 – барабан; 6 – сальниковое уплотнение; 7 – приводной вал; 8 – станина

На торцевой передней стенке центрифуги расположена питающая труба (2), механизм среза осадка (3) и разгрузочный бункер (1). Суспензия по питательной трубе подается внутрь быстро вращающегося барабана (5), проходит через фильтровальные сетки или рамки с фильтрующими тканями, на которых задерживаются взвешенные частицы. Осадок, образующийся на фильтрующей поверхности, срезается ножом (3) и через разгрузочный бункер (1) выводится из центрифуги. Осветленная вода через сливной порог сливается в кожух (4), откуда по водоотводящему патрубку выводится из аппарата.

Основные технические характеристики центрифуг типа ФГН приведены в прил. – табл. 15.

Расчет фильтрующих центрифуг выполняется аналогично расчету фильтров. Отличие заключается только в расчете перепада давления ($\Delta P_{ц}$), которое создается действием центробежной силы на фильтрующую перегородку. Перепад давления определяется по формуле

$$\Delta P_{ц} = 5 \cdot \rho_c \cdot n^2 \cdot (D_{\delta}^2 - D_{ж}^2), \text{ Па}, \quad (37)$$

где ρ_c – плотность суспензии, кг/м³; n – частота вращения барабана, 1/с; D_{δ} , $D_{ж}$ – диаметр барабана и внутренней поверхности суспензии в барабане соответственно, м.

1.4. Удаление твердых взвешенных веществ фильтрованием

Процесс фильтрования сточных вод для выделения из них тонкодисперсных взвешенных частиц является, как правило, завершающей стадией их очистки после механической, физико-химической и биологической обработки. Очистка сточной воды фильтрованием значительно улучшает качество очищаемой воды, что позволяет повторно использовать ее в технологических процессах, в оборотном водоснабжении предприятия, предотвращать потенциально опасные загрязнения природных вод. В практике очистки сточных вод используют фильтры периодического и непрерывного действия.

Фильтрование проводят на пористых перегородках, пропускающих жидкую среду и задерживающих твердую фазу. Процесс фильтрования проводят под действием гидростатического давления столба жидкости, повышенного давления над перегородкой или вакуума под перегородкой. Выбор фильтрующей перегородки зависит от расхода сточной воды, концентрации примесей, требований к осветленной воде.

В процессах очистки сточных вод фильтрованием используется два типа оборудования: *фильтры с зернистым слоем* и *фильтры с фильтрующими перегородками из тканей или сеток*. Фильтры с зернистым слоем используются для очистки больших объемов производственных сточных вод, а фильтры с фильтрующими перегородками – для улавливания из сточных вод ценных компонентов или с целью получения осадков с невысокой влажностью.

1.4.1. Фильтрация через зернистый слой

Открытый безнапорный зернистый фильтр для выделения из сточной воды тонкодисперсных взвешенных частиц представляет собой открытый сверху резервуар, в нижней части которого имеется дренажное устройство, поддерживающее фильтрующий материал (рис. 35).

Исходная вода поступает через распределительное устройство (5) на всю поверхность фильтрующей загрузки и, пройдя через фильтрующий слой (3), отводится в трубопровод очищенной воды (8). При достижении максимально допустимого гидравлического сопротивления фильтр переключается на промывку.

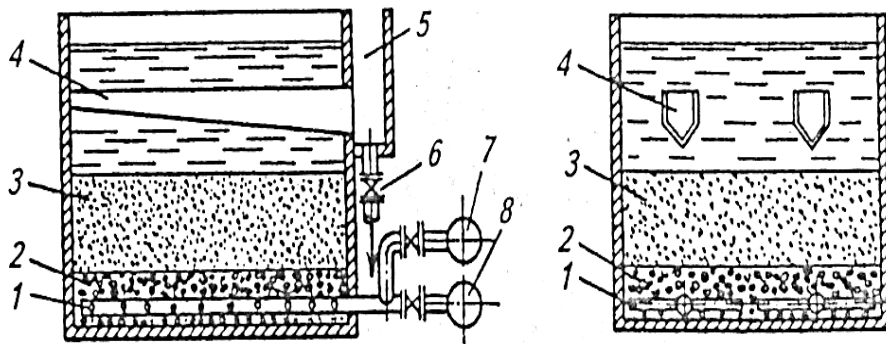


Рис. 35. Схема открытого безнапорного фильтра: 1 – дренажное устройство; 2 – поддерживающие слои; 3 – фильтрующий слой; 4 – сборный желоб; 5 – распределительный канал; 6 – отвод промывной воды; 7 – трубопровод воды на промывку; 8 – трубопровод очищенной воды

Процесс фильтрации может осуществляться при движении воды сверху вниз или наоборот. При восходящем потоке наблюдается заиливание дренажного устройства, коррозия труб и отложение солей жесткости, поэтому на практике используются чаще открытые безнапорные фильтры с нисходящим потоком.

Материалом фильтрующей загрузки могут служить как минеральные, так и органические полимерные вещества: гравий, кварцевый песок, мраморная крошка, доменный шлак, а также гранулы, волокна, шары из полимерных материалов. Крупность фильтрующего материала принимают 0,8–2,0 мм, а высоту слоя загрузки – до 1 м.

В процессе очистки сточной воды через зернистые фильтрующие материалы минеральной природы происходит забивание пор

фильтрующего материала, что приводит к повышению гидравлического сопротивления фильтра, уменьшению его производительности и, как следствие, к необходимости восстановления его фильтрующей способности. Регенерацию фильтра осуществляют горячей водой (60–80 °С) следующим образом: фильтр отключают и осуществляют процесс промывки путем подачи воды через штуцер (7) в направлении, обратном фильтрации.

Расход воды принимают 3–5 % от объема фильтрата. Промывные воды выводятся из аппарата через сборные желоба (4) и направляются на очистку. Интенсивность промывки снизу вверх при размере гранул 0,7–0,8 мм принимают 10–12 л/с·м², а при крупности 1,0–1,2 мм – 14–16 л/с·м², продолжительность – 10–20 мин.

Достоинство открытых зернистых фильтров заключается в высокой степени очистки, простоте конструкции. Недостатки таких фильтров связаны с низкой скоростью фильтрации (0,1–0,33 м/ч), что приводит к большим размерам установок, высокой стоимостью очистки воды.

Расчет открытых безнапорных фильтров периодического действия производится для определения требуемой поверхности фильтрования (F , м²) и продолжительности защитного действия фильтра (τ , ч). Основным параметром, определяющим размеры требуемой поверхности, является скорость течения жидкости в фильтрующей перегородке. При ламинарном режиме течения жидкости в перегородке скорость определяют по уравнению Пуазейля

$$u_{\phi} = \frac{(p_1 - p_2) \cdot d_n^2}{32 \cdot \mu \cdot l}, \text{ м/с}, \quad (38)$$

где $P_1 - P_2 = \Delta P$ – разность давлений до и после фильтрующей перегородки, Па; d_n – диаметр капилляра, м; μ – вязкость жидкости, Па·с; l – длина капилляра, м.

По мере возрастания гидравлического сопротивления фильтрующей перегородки происходит уменьшение скорости течения жидкости и объема осветленной сточной воды (фильтрата) в единицу времени. Тогда средняя скорость цикла фильтрования (техническая производительность 1 м² фильтра) будет рассчитана по формуле

$$u_{\phi\tau} = \frac{V}{\tau_{\tau}} = \frac{V}{F}, \text{ м/с}, \quad (39)$$

где V – производительность аппарата по фильтрату за время цикла, м³/ч; F – необходимая поверхность фильтрования, м²; τ_{τ} – время цикла фильтрования, ч.

При отключении фильтра на регенерацию необходимо иметь еще один фильтр с такой же величиной поверхности фильтрования.

Время защитного действия фильтра (время до проскока взвешенных частиц в фильтрат) рассчитывается по формуле

$$\tau = \frac{1}{k} \cdot \left(\frac{h}{u_{\text{фц}}^{1,7} \cdot d^{0,7}} - \frac{S_0 \cdot d}{u_{\text{фц}}} \right), \text{ Ч}, \quad (40)$$

где h – толщина фильтрующего слоя, d – размер зерен загрузки, м; k и S_0 – константы, зависящие от концентрации взвешенных веществ в исходной и осветленной воде.

Из полимерных фильтрующих материалов в последние годы широкое применение нашли вспененные гранулы, полученные на основе полистирола, поролонa и пенополиуретана, используемые в качестве плавающей загрузки. Эти материалы характеризуются высокой изнoсоустойчивостью, водонепроницаемы, не токсичны, имеют достаточную механическую прочность, низкую плотность и обладают высокой адгезионной способностью.

Скорость фильтрации в таких фильтрах составляет 0,6–2,0 м/ч. Схема фильтра с плавающей загрузкой представлена на рис. 36.

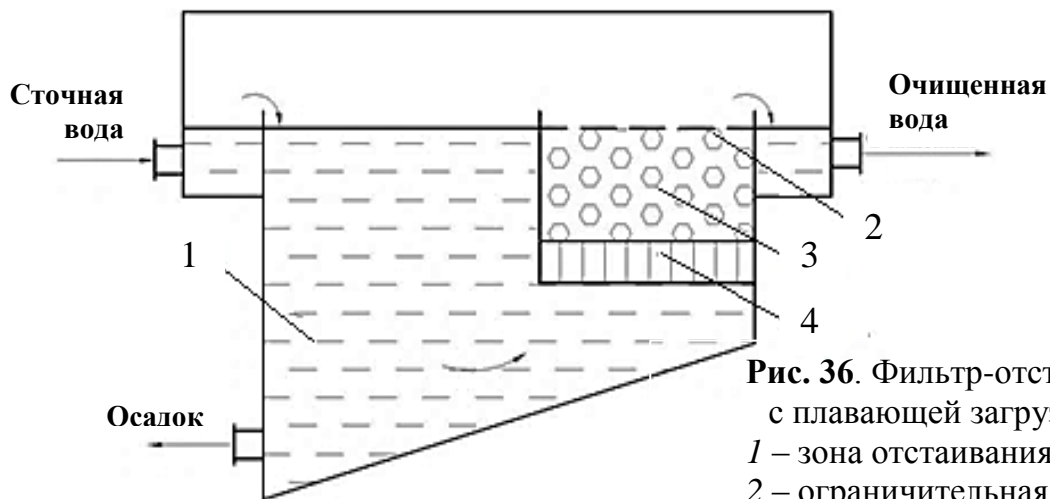


Рис. 36. Фильтр-отстойник с плавающей загрузкой:
 1 – зона отстаивания;
 2 – ограничительная решетка;
 3 – плавающая загрузка;
 4 – перфорированное дно

Фильтр с плавающей насадкой выполняет также и функцию отстойника. Сточная вода поступает в отстойную зону (1), где происходит осаждение основной массы грубодисперсных взвесей. Предварительно осветленная вода через перфорированное дно (4) поступает

в зону фильтрации, заполненную плавающей загрузкой. Плавающая загрузка удерживается от выноса потоком воды из аппарата ограничительной решеткой (2). Очищенная вода через полупогружную перегородку выводится из аппарата.

По мере прохождения воды плавающая загрузка зарастает загрязняющими частицами, в результате чего возрастает гидравлическое сопротивление фильтрующего слоя. Восстановление фильтрующей способности плавающей насадки происходит за счет взаимного трения частиц насадки в восходящем потоке воды, следствием чего является образование хлопьев загрязняющих веществ. Образующиеся хлопья через перфорированное дно осаждаются в отстойную зону, откуда совместно с сырым осадком грубодисперсных взвесей выводятся из аппарата.

Для очистки сточных вод от нефтепродуктов разработаны фильтры «Полимер» с пенополиуретановой плавающей загрузкой. Регенерация фильтрующего материала выполняется периодическим отжимом уловленных нефтепродуктов. Длительность фильтрации сточных вод, содержащих нефтепродукты, определяется по формуле

$$\tau_{\phi} = k \cdot \frac{E \cdot V_3}{m_n - m_k}, \text{ ч}, \quad (41)$$

где k – коэффициент, учитывающий нестабильность процесса, принимается равным 0,85; E – удельная маслосъемность пенополиуретановой загрузки, кг/м³; V_3 – объем фильтрующей загрузки, м³; m_n, m_k – количество примесей до и после фильтрации соответственно, кг/ч.

Для оценки возможности использования фильтра «Полимер» его характеристики и режимы работы приведены в табл. 2.

Таблица 2

Режимы работы фильтра «Полимер»

Параметры	Рекомендуемые значения	Режимы	Рекомендуемые значения
Крупность загрузки, мм	15–20	Скорость фильтрации, м/ч: при рабочем режиме; при форсированном	до 25,0 до 35,0
Плотность загрузки, кг/м ³	40		
Высота слоя загрузки, м	2		
С взв. в-в до очистки, мг/л	до 150	Потеря напора в конце фильтрования, м	0,5–0,7
С нефт. до очистки, мг/л	до 150		
С взв. в-в после очистки, мг/л	до 10	Грязеемкость, кг/м ³	130,0–170,0
С нефт. после очистки, мг/л	до 10	Время отжима загрузки, ч	1,0–2,0

Существуют фильтры, оборудованные передвигающейся платформой над фильтрующими секциями, на которой установлен насос для смыва верхней части загрузки вместе с загрязнениями. Струя воды из отверстий промывной системы выходит со скоростью 20–25 м/с, разрушая пленку вместе с задержанными веществами.

Другой способ удаления загрязняющих веществ с верхней части загрузки реализуется путем отсоса загрязняющих веществ с поверхности фильтрующей загрузки (рис. 37). Загрязненный материал перекачивается гидроэлеватором (3) по трубе в промывное (6) или отжимное (7) устройства. В некоторых конструкциях регенерация фильтрующего материала проводится интенсивной водо-воздушной промывкой, при которой сначала слой загрузки продувают воздухом для разрыхления, а затем подают воду.

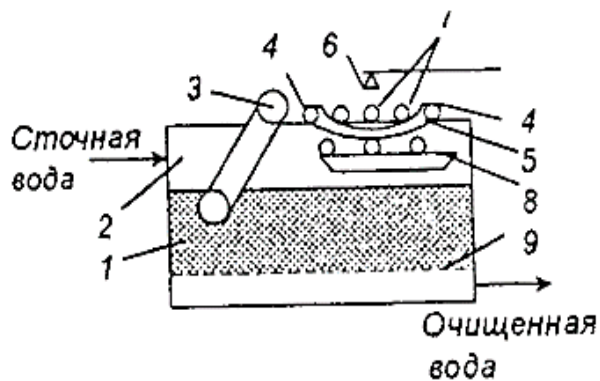


Рис. 37. Схема регенерации фильтра с пенополиуретановой загрузкой: 1 – слой пенополиуретана; 2 – камера; 3 – элеватор; 4 – направляющие ролики; 5 – лента; 6 – ороситель; 7 – отжимные ролики; 8 – емкость для регенерата; 9 – решетчатая перегородка

Основным достоинством фильтров с плавающей загрузкой является значительное сокращение объема промывных вод, так как регенерация загрузки выполняется отжимом.

Напорные зернистые фильтры используются с целью повышения производительности промышленных фильтрационных установок. Напорный фильтр представляет собой металлический резервуар со сферической крышкой и сферическим дном, работающий при давлении 0,6 МПа (рис. 38).

Подача воды на осветление осуществляется сверху с помощью водовода (1) и верхнего распределительного устройства (9) на всю поверхность фильтрующего слоя (10). Осветленная вода выводится через штуцер (3), находящийся под дренажным устройством. Промывные воды подаются в обратном направлении по штуцеру (6) и выводятся сверху через спускной водовод (2). Корпус фильтра оборудован лазами (7, 8), которые предназначены для обслуживания аппарата и замены фильтрующего материала.

Скорость фильтрации принимают 5–12 м/ч, продолжительность фильтроцикла в зависимости от характера сточных вод составляет от 12 до 48 ч. Эффективность работы напорных фильтров составляет 82–87 %. Потери напора в аппарате составляют 0,9–1,3 м. Остаточная концентрация загрязняющих веществ в осветленной воде зависит от их концентрации в исходной воде. Например, остаточная концентрация грубодисперсных примесей в осветленной воде, при их начальной концентрации 30–60 мг/л, составляет 10–20 мг/л. Остаточное содержание нефтепродуктов составляет 7–20 мг/л при их исходной концентрации 40–80 мг/л.

Эффективность улавливания загрязняющих веществ повышается при добавлении в сточную воду 6–12 мг/л коагулянта $Al_2(SO_4)_3$ и 0,3–1,0 мг/л флокулянта ПАА.

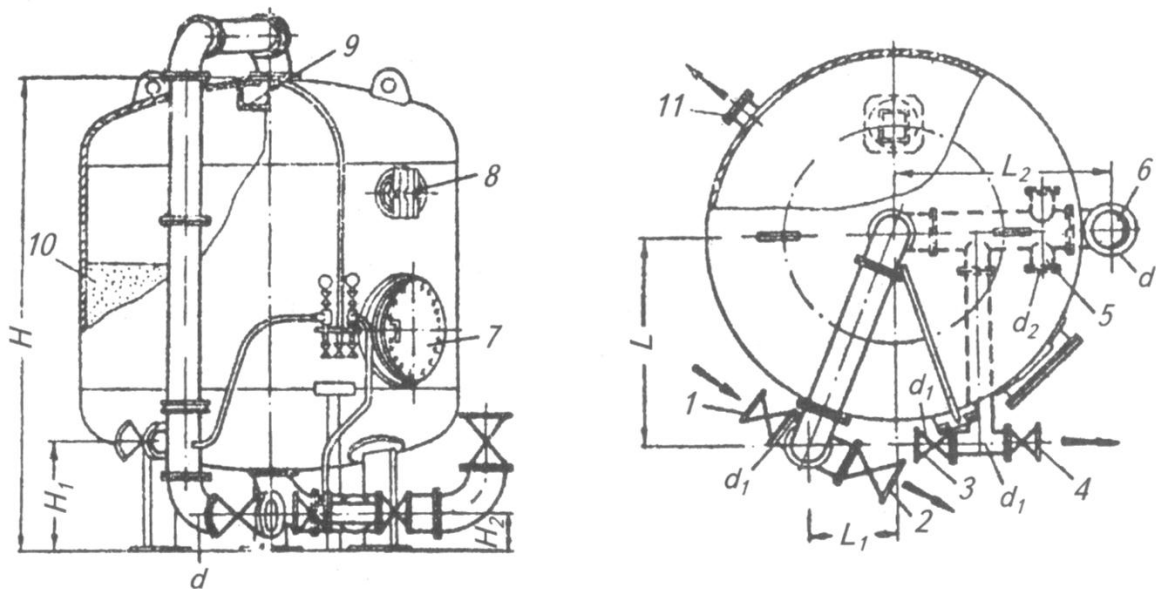


Рис. 38. Вертикальный напорный фильтр: 1 – подача воды на осветление; 2 – спуск промывной воды; 3 – выход осветленной воды; 4 – выпуск фильтрата; 5 – подвод сжатого воздуха; 6 – подвод промывной воды; 7 – круглый лаз; 8 – эллиптический лаз; 9 – верхнее распределительное устройство; 10 – фильтрующий слой (песок, антрацит); 11 – штуцер для гидравлической выгрузки и загрузки фильтра

Освоено серийное производство напорных фильтров 6 типоразмеров диаметром от 1,0 до 3,4 м с высотой загрузки 1 м. Основные размеры напорных фильтров приведены в прил. – табл. 16, а техническая характеристика в прил. – табл. 17.

Сверхскоростной напорный зернистый фильтр представляет собой вертикальный цилиндрический резервуар с двухслойной загрузкой фильтрующего материала (рис. 39).

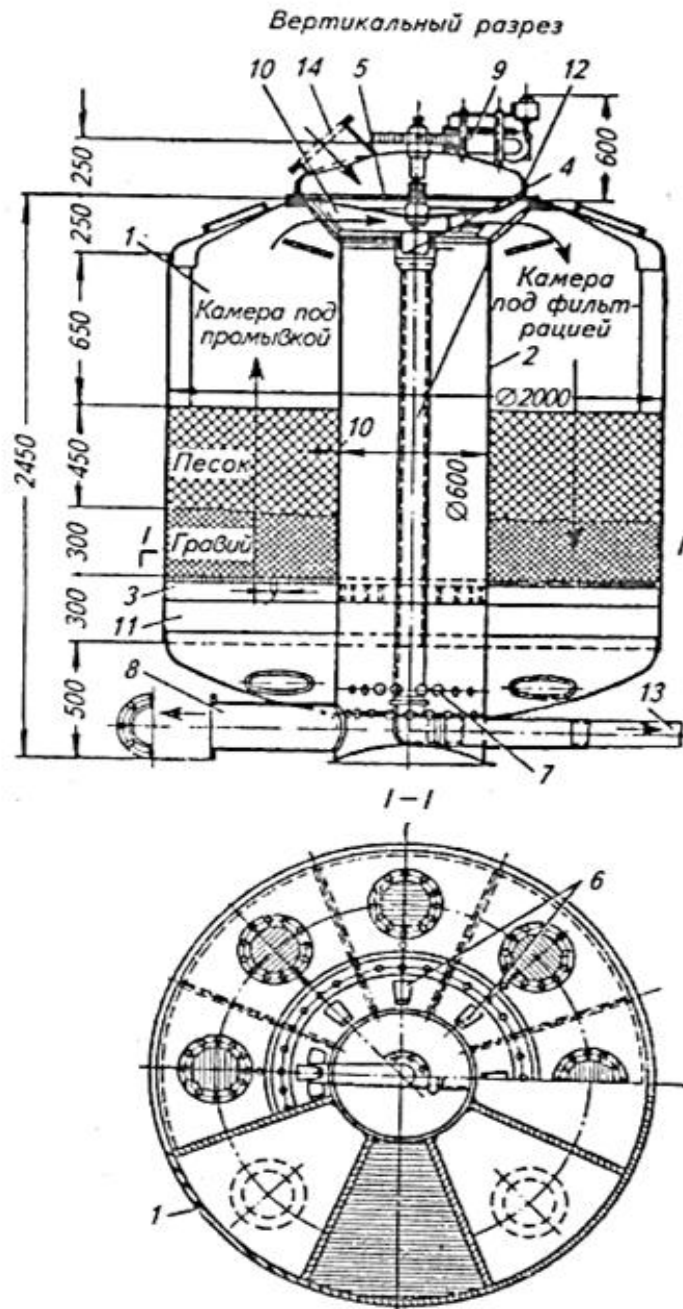


Рис. 39. Напорный сверхскоростной фильтр:

1 – цилиндрический резервуар; 2 – цилиндрическая шахта; 3 – кольцевое дырчатое дно; 4 – подача осветленной воды; 5 – распределительная камера; 6 – трапециевидные отверстия; 7 – отверстия для поступления воды из-под дренажного пространства в шахту; 8 – подача воды потребителю; 9 – электродвигатель; 10 – патрубок; 11 – поддренажное пространство; 12 – трубопровод, соединенный с патрубком; 13 – спуск воды в канализацию; 14 – люк

В нижней части аппарата размещается кольцевое дырчатое дно (3) и под дренажное пространство (11). Рабочий объем фильтра разделен вертикальными перегородками на отдельные секции, каждая из которых работает самостоятельно. Объем каждой секции заполнен на 50 % двухслойным фильтрующим материалом с разной крупностью частиц в каждом из слоев.

Сточная вода подводится во все секции через распределительную камеру (5) и процесс фильтрования осуществляется сверху вниз. Осветленная вода собирается под дренажным устройством и выводится через штуцер (8) потребителю.

Наличие нескольких секций позволяет производить их регенерацию, не прерывая процесса фильтрования. Промывка фильтрующего материала секций осуществляется поочередно путем вывода секции из режима фильтрования и переключением ее на режим промывки с подачей воды снизу вверх. Скорость фильтрации в сверхскоростном фильтре составляет 5–12 м/ч. Грязеемкость двухслойной фильтрующей загрузки по механическим примесям может достигать 3 кг/м³ при потере напора 0,9–1,3 м.

Площадь фильтрования напорного фильтра определяют по формуле

$$F = \frac{q}{\tau_1 \cdot m \cdot u_p - 3,6 \cdot n \cdot W \cdot \tau_2 - n \cdot \tau_3 \cdot u_p}, \text{ м}^2, \quad (42)$$

где q – среднесуточная пропускная способность фильтровальной станции, м³/сут.; τ_1 – продолжительность работы фильтровальной станции, ч; u_p – расчетная скорость фильтрации, м/ч; n – число промывок фильтра в сутки при нормальном режиме работы; W – интенсивность промывки, л/с·м²; τ_2, τ_3 – продолжительность промывки и простоя соответственно принимаются равным 0,33 ч.

1.4.2. Удаление твердых взвешенных веществ через физические перегородки

В качестве физических перегородок в технологических аппаратах для удаления твердых взвешенных веществ используют, как правило, два типа перегородок: фильтрующие и мембранные.

Фильтрование с помощью фильтрующих перегородок (сеток или тканей) используют для выделения из сточных вод ценных компонентов или для получения осадков невысокой влажности.

Фильтрация может осуществляться под давлением (0,3–1,5 МПа), вакуумом (0,085 МПа) и при гидростатическом давлении столба жидкости (0,05 МПа). В процессе фильтрации на поверхности фильтрующей перегородки образуется слой осадка, толщина которого постепенно увеличивается, что приводит к возрастанию гидравлического сопротивления потоку жидкости и уменьшению производительности аппарата по фильтрату.

При достижении максимального значения гидравлического сопротивления для соответствующего фильтрующего материала процесс фильтрации прекращают, а фильтрующий материал подлежит регенерации. По характеру протекания процессов фильтрации и регенерации фильтры подразделяются на аппараты *периодического* и *непрерывного* действия.

Фильтры периодического действия на период их регенерации отключаются, при этом сточная вода подается на очистку в другой фильтр такой же производительности. В процессе работы фильтров непрерывного действия определенная часть фильтрующего полотна работает на улавливание взвешенных частиц, а другая подвергается процессу регенерации.

Фильтры периодического действия используются для разделения трудно фильтруемых суспензий. На практике нашли применение фильтр-пресс и нутч-фильтры, рабочее давление в которых составляет, как правило, 0,3–1,2 МПа. Рассмотрим работу фильтра периодического действия на примере фильтр-пресса (рис. 40).

Рамный фильтр-пресс состоит из набора чередующихся полых рам (13) и дренажных фильтрующих плит (12), на поверхности которых проложены фильтровальные тканевые салфетки. Подвижная зажимная плита (9) перемещает дренажные фильтрующие (12) и полые (13) рамы вдоль опорной балки (5) к упорной головной плите (3) до их плотного прижатия. В боковых краях плит и рам просверлены отверстия, совпадающие между собой и с таким же отверстием в неподвижной головной плите.

В собранном виде отверстия образуют два сплошных канала: по одному из них из неподвижной головной плиты в полурамную плиту под давлением 0,3–0,4 МПа подается пульпа (рис. 41).

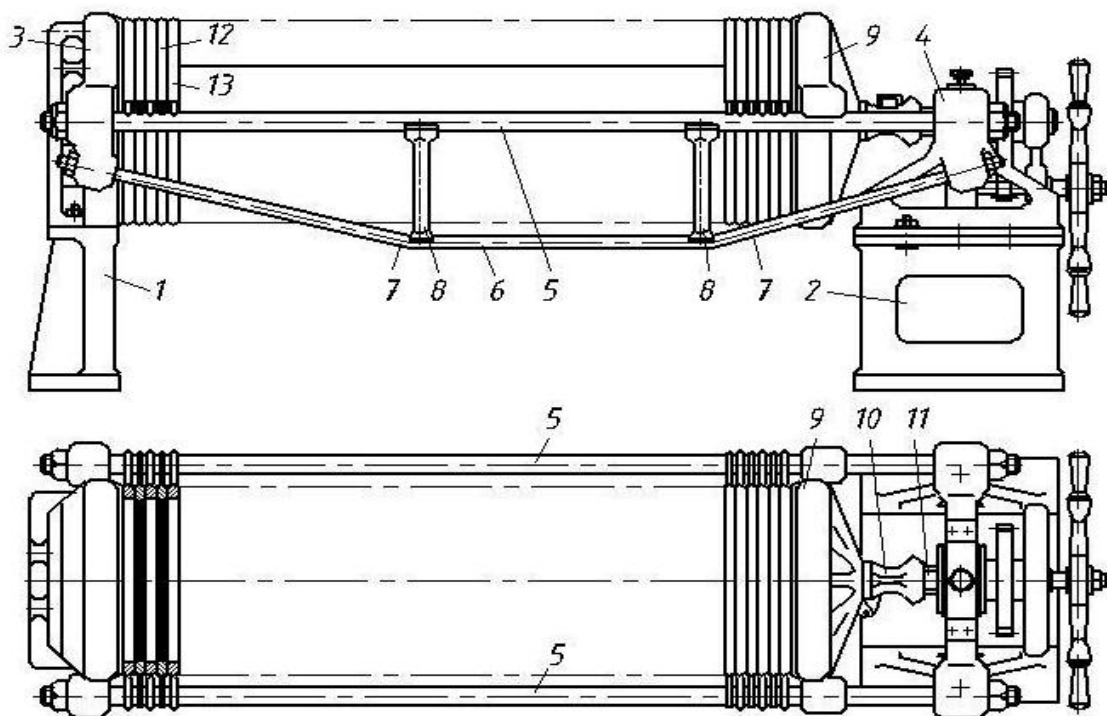


Рис. 40. Рамный фильтр-пресс: 1, 2 – опорные стойки; 3 – упорная головная плита; 4 – головка; 5 – опорная балка; 6, 7 – стяжка; 8 – стойка; 9 – зажимная плита; 10 – ступица; 11 – головка винта зажимного механизма; 12 – дренажные фильтрующие плиты; 13 – полые рамы

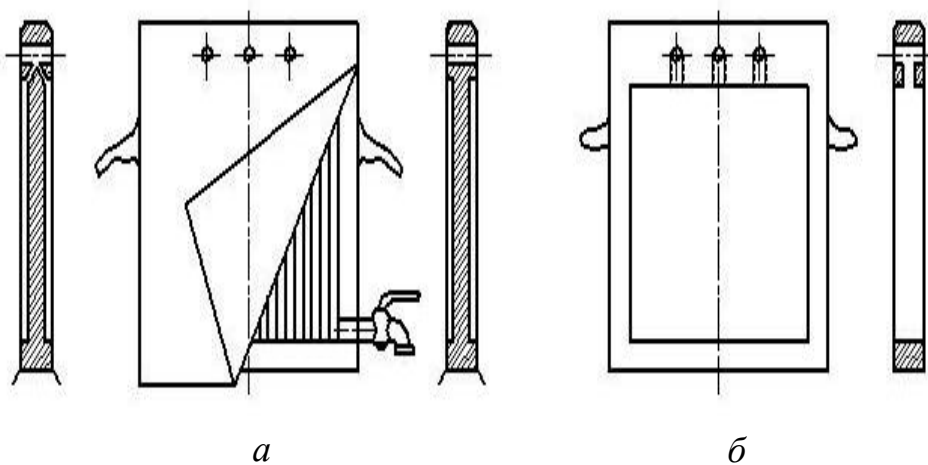


Рис. 41. Плиты и рамы фильтр-пресса:
а – дренажная фильтрующая плита; б – полая рама

Под этим давлением пульпа, не имея другого выхода из рамного пространства, протекает через фильтрующую ткань в каналы фильтрующей плиты, а затем в сплошной канал для отвода осветлен-

ной жидкости (рис. 42). По мере накопления определенной толщины осадка или достижения гидравлического сопротивления к максимальной величине процесс фильтрования заканчивается.

Далее начинаются вспомогательные операции: разжимается затвор, раздвигаются плиты и рамы, удаляется осадок из пространства рам, промывается и регенерируется фильтровальная ткань. После чего начинается новый рабочий цикл. В качестве фильтровальной салфетки на дренажной плите могут быть использованы перфорированные сетки из нержавеющей стали, алюминия, никеля, асбеста, стекла.

Освоено серийное производство фильтр-прессов типа ФПАКМ с поверхностью фильтрования 2,5; 5,0 и 12,5 м² для очистки сточных вод преимущественно химических производств.

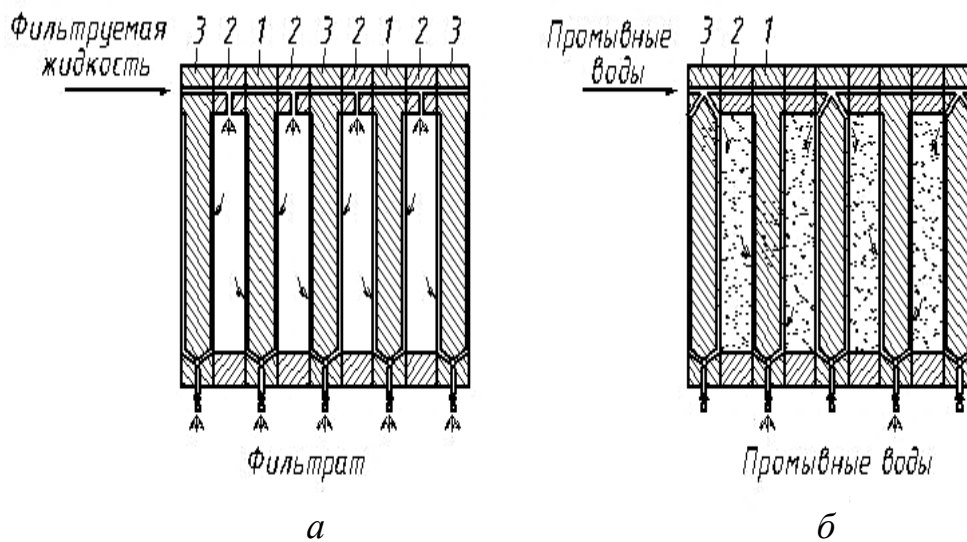


Рис. 42. Схема процессов фильтрации и промывки:
 а – процесс фильтрации; б – процесс промывки фильтрующей ткани:
 1 – дренажная фильтрующая плита; 2 – полая рама; 3 – полые каналы

Периодичность процесса и трудоемкость вспомогательных операций являются существенным недостатком работы фильтр-пресса.

Фильтры непрерывного действия являются высокопроизводительными аппаратами для разделения трудно фильтруемых суспензий (барабанные, дисковые, ленточные, вакуум-фильтры). Общим признаком таких фильтров является наличие медленно движущейся ленты фильтровального полотна или вращающегося диска, обтянутого тканью с целью постоянного обновления участка полотна в зоне фильтрования. По мере накопления осадка рабочая часть полотна

выходит из суспензии для неоднократного проведения соответствующих вспомогательных операций.

Фильтрация суспензии через полотно во всех типах фильтров непрерывного действия осуществляется с помощью вакуума, создаваемого под фильтровальной перегородкой. Рассмотрим устройство и принцип работы фильтра непрерывного действия на примере *барбанного* вакуум-фильтра со сходящим полотном (рис. 43).

Основным рабочим узлом фильтра является горизонтально установленный пустотелый барабан (6), на перфорированную боковую поверхность которого натянута фильтровальная ткань (5). Внутри барабан разделен радиальными перегородками на секции (от 6 до 12), каждая из которых соединена каналом с распределительной головкой (7). Барабан частично погружен в корыто фильтра (8), заполненное до постоянного уровня сточной водой, и медленно вращается в нем.

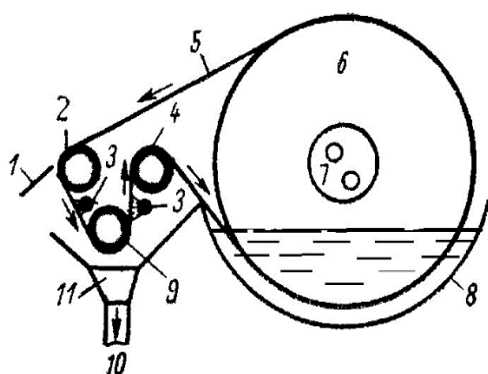


Рис. 43. Схема вакуум-фильтра со сходящим полотном:

1 – нож; 2 – разгрузочный ролик; 3 – трубы с насадками для промывки ткани; 4 – возвратный ролик; 5 – фильтровальная ткань; 6 – барабан фильтра; 7 – распределительная головка; 8 – корыто фильтра; 9 – натяжной ролик; 10 – отвод промывной воды; 11 – желоб промывной воды

Постоянство уровня сточной воды в корыте обеспечивается подачей избыточного количества ее и переливом избытка в сливную трубу. Для предотвращения образования осадка в корыте устанавливается качающаяся мешалка. Процесс фильтрации начинается при погружении в корыто соответствующей секции барабана, соединенной с вакуум-насосом через распределительную головку.

Другие секции барабана в это время подключаются через распределительную головку к соответствующим камерам для осуществления процессов промывки и сушки осадка, сформировавшегося на поверхности фильтрующего полотна. Затем полотно с осадком сходит с барабана и осадок срезается ножом, а полотно подвергается промывки горячей водой или паром. Регенерированная часть ткани возвратным роликом (4) подается вновь в рабочую зону.

Такие фильтрующие установки позволяют проводить регенерацию фильтровальной ткани «на ходу», совмещая одновременно непрерывность процессов фильтрования, удаления осадка и регенерации фильтрующего полотна.

Общий вид барабанного вакуум-фильтра со сходящим полотном показан на рис. 44. Отечественная промышленность выпускает несколько типоразмеров барабанных вакуум-фильтров со сходящим полотном (прил. – табл. 18), характеристика которых приведена в прил. – табл. 19.

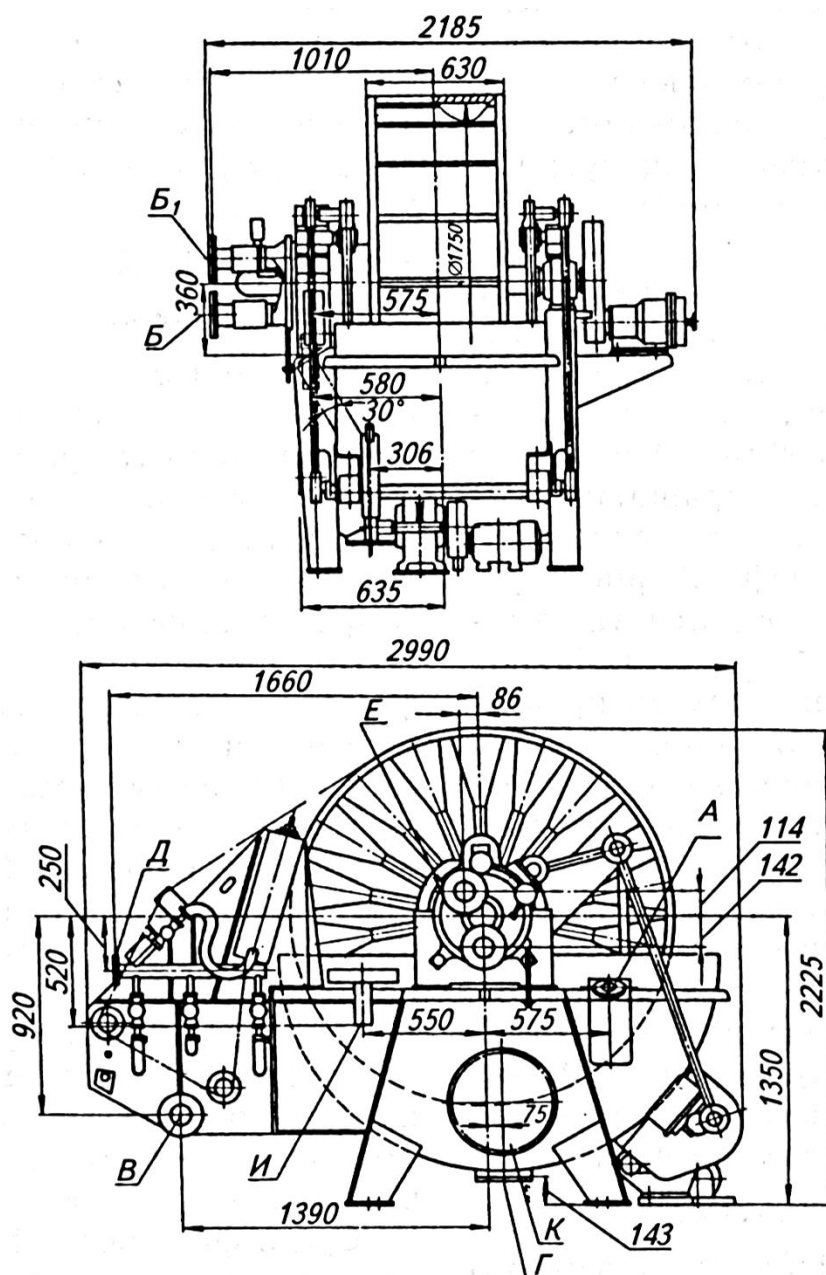


Рис. 44. Барабанный вакуум-фильтр со сходящим полотном

Дисковые вакуум-фильтры предназначены для фильтрования суспензий с невысокой скоростью осаждения твердой фазы. Такие фильтры в герметичном варианте используются для разделения вязких суспензий, а также суспензий, содержащих легко испаряющиеся, окисляющиеся и токсичные компоненты.

Отличительной чертой дисковых вакуум-фильтров от барабанных является высокая фильтрующая поверхность (до 85 м^2).

Схема дискового вакуум-фильтра приведена на рис. 45.

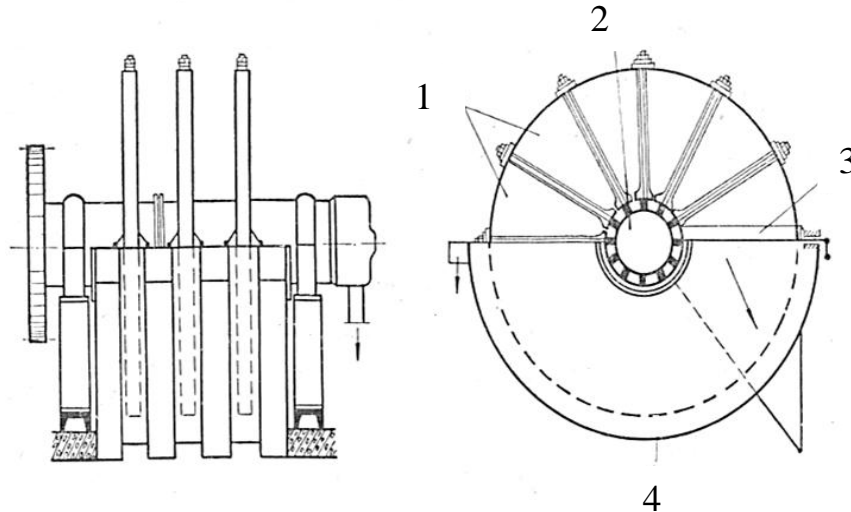


Рис. 45. Схема дискового вакуум-фильтра:
1 – секторы диска; 2 – полый вал; 3 – нож; 4 – корыто

Основными конструктивными элементами дискового фильтра являются секторы диска (1), закрепленные на вращающемся полом валу (2) и погруженные в корыто (4), и ножи (3). Диски собираются из полых разобренных секторов, соответствующих индивидуальным технологическим операциям работы аппарата (фильтрование, промывка, сушка, удаление осадка). Дренажная поверхность секторов обтянута фильтровальной тканью, а полость каждого сектора сообщается с соответствующим каналом полого вала и с распределительным устройством.

Секторы при вращении полого вала последовательно сообщаются с камерами распределительного устройства для осуществления всех технологических операций цикла. По мере накопления осадка на боковых поверхностях дисков происходит его удаление с помощью ножей, установленных в выступах между дисками. Толщина осадка перед процессом регенерации фильтрующей ткани составляет для трудно фильтруемых суспензий не менее 5–6 мм, а для легко филь-

труемых – 20–30 мм. Соответственно этому подбирается скорость вращения (число оборотов) дисков, которое изменяется в пределах 0,13–3,0 об./мин [13].

Вид дискового фильтра общего назначения типа ДОО с поверхностью фильтрования до 50 м² представлен на рис. 46, а техническая характеристика в прил. – табл. 20.

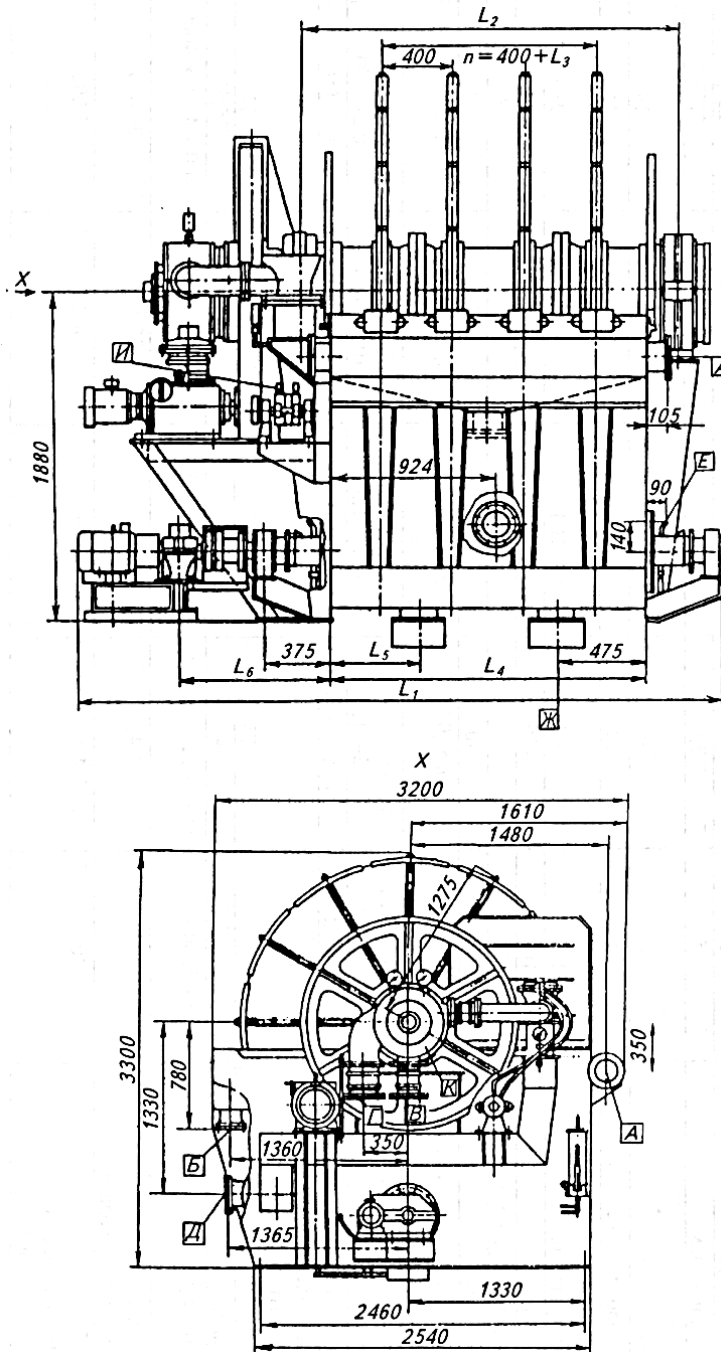


Рис. 46. Общий вид фильтра типа ДОО

По сравнению с барабанными фильтрами дисковые обладают определенными преимуществами: они более компактны, экономичны в эксплуатации, поскольку при прорыве фильтрующей ткани заменяются только салфетки дефектного сектора. Существенным недостатком дискового фильтра является сложность его конструкции и низкое качество промывки фильтрующей ткани в процессе ее регенерации. Сравнительные характеристики фильтров непрерывного и периодического действия приведены в табл. 3.

Общую поверхность фильтрования рассчитывают по формуле

$$F_{об} = \frac{V_{об} \cdot \tau_{ц}}{v_{уд} \cdot K_{п} \cdot K_{м}}, \text{ м}^2, \quad (43)$$

где $V_{об}$ – производительность по фильтрату, м³/ч; $\tau_{ц}$ – время фильтровального цикла, с; $v_{уд}$ – удельный объем фильтрата, м³/м²; $K_{п}$ – коэффициент, учитывающий увеличение сопротивления фильтрующей перегородки при многократном использовании, принимается равным 0,8; $K_{м}$ – коэффициент, учитывающий возможные колебания свойств суспензии, принимается равным 0,7.

Таблица 3

Характеристика фильтров периодического и непрерывного действия

Факторы, влияющие на выбор фильтра	Фильтры периодического действия			Фильтры непрерывного действия		
	Нутч-фильтры	Листовые	Фильтр-прессы	Барабанные	Дисковые	Ленточные
Начальные концентрации суспензий, % (объем.):						
до 0,5;	1	2	2	—	—	—
до 1,0;	2–3	1–2	1	—	—	—
до 1,5	4	3–4	2–3	1–2	2	1
Возможность получения чистого фильтрата	1–2	1	1	3	3	4
Возможность промывки	4	3	2	1	—	2
Возможность изготовления из кислотостойкой стали	1	4	4	1	4	3

Обозначения, характеризующие технико-экономические показатели фильтров: 1 – высокие; 2 – хорошие; 3 – удовлетворительные; 4 – низкие (применяются при крайней необходимости); – неудовлетворительные (неприменимость данного фильтра).

Время фильтровального цикла для легко- и трудно фильтруемых суспензий определяется по формулам (44) и (45) соответственно:

$$\tau_{ц} = (3 \dots 4) \cdot \tau_{ф}, \text{ с}, \quad (44)$$

$$\tau_{ц} = (4 \dots 6) \cdot \tau_{ф}, \text{ с}, \quad (45)$$

где $\tau_{ф}$ – время фильтрования, необходимое для получения выбранной высоты ($h_{ос}$, мм) осадка, которое рассчитывается по формуле

$$\tau_{ф} = \frac{\mu \cdot X_{в} \cdot r_{в}}{2 \cdot \Delta P} \cdot \left(\frac{h_{ос}}{X_{о}} \right) + \frac{\mu \cdot r_{ф.п}}{\Delta P} \cdot \left(\frac{h_{ос}}{X_{о}} \right)^2, \text{ с}, \quad (46)$$

где μ – динамическая вязкость фильтрата, равная $1,05 \cdot 10^{-3}$ Па·с при температуре 20 °С; $X_{в}$ – массовая концентрация взвешенных веществ, %; $r_{в}$ – удельное сопротивление осадка, н/м²; $r_{ф.п}$ – сопротивление фильтрующей перегородки из ткани (лавсан, полиамид, «Бельтинг» – $42 \cdot 10^9$ н/м); ΔP – перепад давления при фильтровании, Па; $h_{ос}$ – принятая толщина слоя осадка, мм; $X_{о}$ – объем полученного фильтрата, м³.

Удельный объем фильтрата находится по формуле

$$v_{уд} = \frac{h_{ос}}{X_{о}}, \text{ м}^3/\text{м}^2. \quad (47)$$

Для обеспечения полученного значения фильтрующей поверхности принимают один или несколько аппаратов одинакового типа-размера.

Сетчатые барабанные фильтры предназначены для грубой очистки сильно загрязненных сточных вод (до 300 мг/л) от грубодисперсных примесей. Такие фильтры имеют степень очистки по взвешенным веществам 25–45 %.

Процесс очистки на сетчатом барабанном фильтре заключается в фильтровании сточной воды через сетчатую перегородку, размер ячеек которых в зависимости от требуемой степени очистки и технологических параметров процесса фильтрования может изменяться в пределах от 0,3×0,3 до 0,5×0,5 мм. Характерным условием является отсутствие в сточной воде смолистых веществ, масел, битума, способных затруднять процесс промывки сетчатой перегородки.

Устройство и принцип работы сетчатого барабанного фильтра показано на рис. 47.

Конструктивными элементами аппарата являются вращающийся барабан (1), на боковую поверхность которого крепятся сетча-

тые перегородки, промывное устройство (2), лоток (3) для отвода промывной воды вместе с уловленными частицами. Сетчатые перегородки изготавливаются из нержавеющей стали, латуни или капрона. Сточная вода поступает внутрь барабана через торцевую открытую стенку и с помощью перфорированной трубы распределяется по нижней части его внутренней поверхности. Взвешенные частицы удаляются из обрабатываемой воды как за счет процесса отцеживания на сетчатом полотне, так и за счет процесса фильтрования слоя, образующегося на сетке осадка. Сетки промываются струями воды из промывного устройства (2) в направлении, обратном фильтрованию.

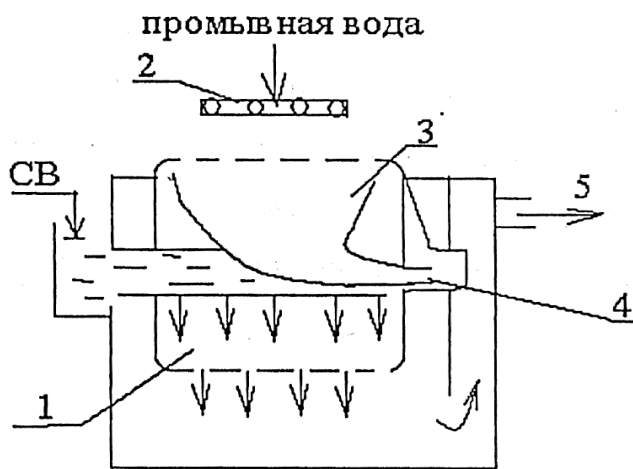


Рис. 47. Схема сетчатого барабанного фильтра:

- 1 – вращающийся барабан;
- 2 – промывное устройство;
- 3 – лоток;
- 4 – удаление промывной воды;
- 5 – удаление осветленной воды

Промывные воды поступают в сборный лоток (3) и выводятся из аппарата через трубу (4). Осветленная вода движется в нижнюю часть корпуса и через полупогружную перегородку выводится из аппарата через патрубок (5).

Скорость фильтрации воды достигает $25\text{--}45 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{мин}$. Барабан вращается с частотой 20 об./мин.

Площадь фильтрующей поверхности определяют по формуле

$$S_{\text{сф}} = \frac{K_1 \cdot Q \cdot K}{K_2 \cdot \tau \cdot W_{\text{ф}}}, \text{ м}^2, \quad (48)$$

где Q – расход воды, $\text{м}^3/\text{сут.}$; K – коэффициент неравномерности потока, принимается равным 1,1 – 1,3; τ – время работы сетчатого фильтра в течение суток, ч; $W_{\text{ф}}$ – скорость фильтрации (принимают равной 20–90 м/ч); K_1 и K_2 – коэффициенты загрязнения сетки и свойства осадка соответственно (принимаются $K_1 = 1,03$ и $K_2 = 0,63$).

Потери напора на чистой сетке рассчитывают по формуле

$$h_0 = \xi_0 \frac{\rho \cdot u_1^2}{2 \cdot A^2}, \text{ Па}, \quad (49)$$

где ξ_0 – коэффициент сопротивления при турбулентном режиме, принимается равным $2,38/\text{Re}^{0,33}$; u_1 – скорость движения воды на подходе к сетке, м/с; A – свободное сечение сетки, доли единицы.

Максимальное значение потери напора при эксплуатации сетчатых фильтров определяют путем умножения величины потери напора на чистой сетке (h_0) на коэффициент, равный 1,8–2,2. Максимальное значение потери напора на сетке не должно превышать 0,01 кПа. Для предотвращения обрастания сеток предусматривается облучение поверхности барабана бактерицидными лампами. Основные технические характеристики сетчатых фильтров с бактерицидными лампами приведены в прил. – табл. 21.

Широкое применение сетчатые барабанные фильтры типа БСБ получили на станциях аэрации вместо первичных вертикальных отстойников.

В последнее время для очистки сточных вод, содержащих в своем составе ферромагнитные частицы размером 0,5–5,0 мкм, стали использоваться *магнитные* фильтры. Процесс удаления взвешенных веществ из воды осуществляется за счет намагничивания ферромагнитных частиц в магнитном поле с последующим образованием конгломератов размером до 50 мкм и их осаждением. Совместно с конгломератами происходит соосаждение наэлектризованных абразивных частиц и других загрязняющих воду веществ.

Магнитный фильтр представляет собой постоянный магнит или электромагнит. Между полюсами магнитов расположен диэлектрический водовод, в котором вода движется ламинарным потоком через магнитное поле, а затем направляется в отстойную зону для разделения гетерогенной системы.

Производительность магнитных фильтров составляет 60 м³/ч с эффективностью очистки до 80 %.

Очистка сточных вод с помощью *мембранных фильтрующих перегородок* используется в промышленных условиях для тонкой доочистки сточных вод от взвешенных веществ путем их выделения в виде концентрата. Аппараты для бара мембранных процессов под-

разделяются на 4 типа, отличающиеся способами укладки фильтрующих мембран в ячейках: с плоскими и трубчатыми мембранными элементами; с мембранами рулонного типа и с мембранами в виде полых волокон. Принципиальные схемы фильтровальных ячеек с плоскими и трубчатыми мембранными элементами представлены на рис. 48.

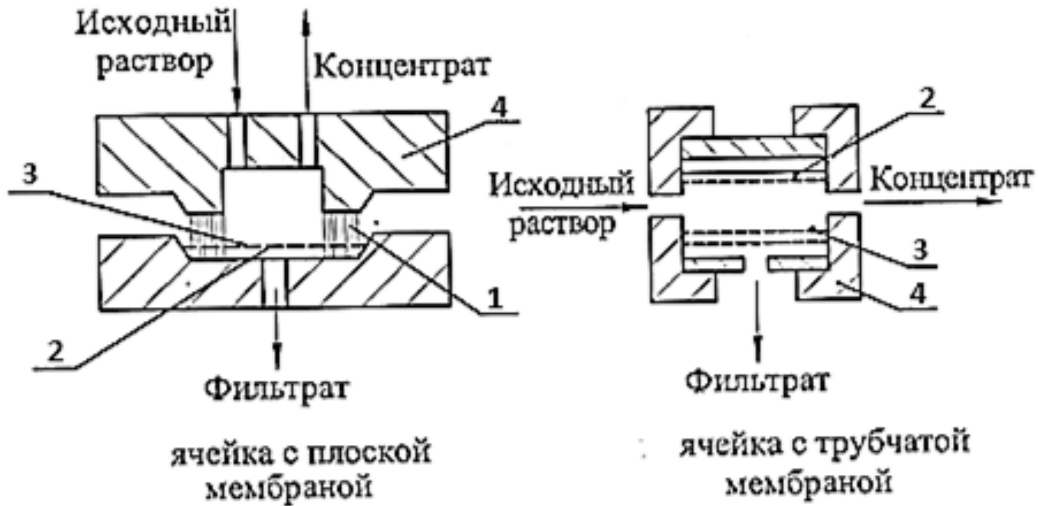


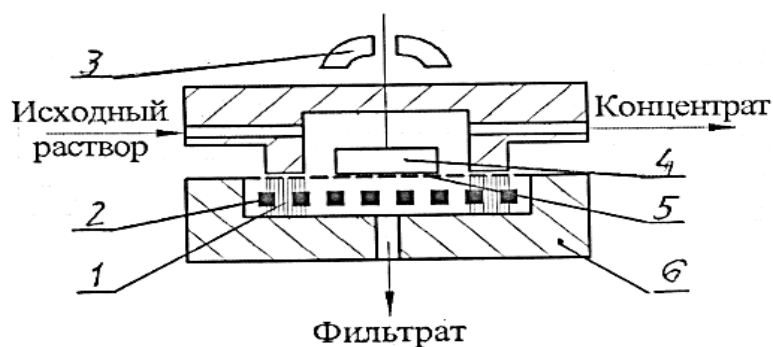
Рис. 48. Схема фильтровальных ячеек с плоскими и трубчатыми мембранными элементами: 1 – прокладка; 2 – пористая подложка; 3 – фильтровальная мембрана; 4 – фланец

Основой таких ячеек является мембранный элемент, представляющий собой мелкопористую подложку (пластина или труба), на дренажную поверхность которой наносится мембрана. Сущность процесса на полупроницаемых фильтровальных мембранах состоит в том, что основная масса обрабатываемой жидкости продавливается под давлением 0,2–1,0 МПа через мембрану, а взвешенные частицы диаметром 0,001–0,02 мкм концентрируются над поверхностью мембраны и выводятся из аппарата в виде сырого осадка (концентрата) [14].

В процессе фильтрования над поверхностью мембраны возникает поляризационная концентрация взвешенных частиц, что снижает производительность установки. При малых объемах очищаемой воды поляризационную концентрацию устраняют перемешиванием жидкости над поверхностью мембраны (рис. 49).

В промышленных установках поляризационная концентрация снимается периодическим повышением скорости движения жидкости над поверхностью мембраны до 3 м/с.

Рис. 49. Схема разделительной ячейки с магнитной мешалкой:
 1 – прокладка;
 2 – пористая подложка;
 3 – магнит;
 4 – мешалка;
 5 – мембрана;
 6 – фланец



В основу создания установок высокой производительности положен принцип набора большого количества ячеек, состоящих из чередующихся между собой мембранных элементов и расположенных между ними проточных колец (рис. 50). Соосность собираемых мембранных элементов (1) и проточных колец (6) обеспечивается двумя направляющими штангами (3) по аналогии со сборкой фильтрующих секций фильтр-прессов. На свободные концы штанг устанавливают фланцы (2) и навинчивают гайки, обеспечивающие плотное прижатие мембранных элементов и колец друг к другу. Сточная вода подается через сквозной канал во все проточные кольца (в межмембранное пространство), а пермеат отводится из каждого мембранного элемента через проточные отверстия в его боковой части в коллектор пермеата (10).

Аппараты фирмы «ДДС» с плоскими мембранными элементами работают под давлением до 2 МПа с кислыми (рН 0–14) и горячими водными растворами (до 100 °С). В зависимости от числа мембранных элементов поверхность фильтрования в одном аппарате может составлять 4,5; 9; 18; 27 и 42 м².

Очистка сточных вод предприятий целлюлозно-бумажной, химической, нефтехимической промышленности фильтрованием на мембранах имеет ряд преимуществ, которые заключаются в следующем: низкие энергетические затраты на очистку единицы объема сточной воды, простота и компактность установок, высокая эффективность разделения гетерогенной системы, возможность повторного использования пермеата и концентрата. Основной недостаток метода фильтрования на мембранах связан с необходимостью проведения процесса при повышенном давлении во всей системе. Техническая характеристика промышленных установок мембранного разделения приведена в прил. – табл. 22.

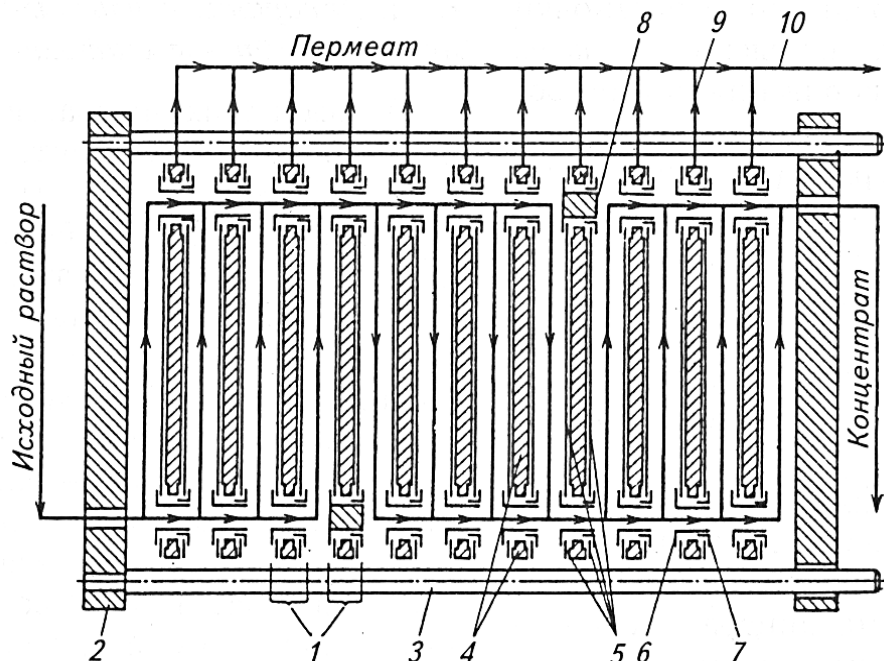


Рис. 50. Схема устройства и распределения потоков в аппарате фирмы «ДДС»:
 1 – мембранный элемент; 2 – фланец; 3 – направляющая штанга;
 4 – опорная пластина; 5 – мембрана; 6 – проточное кольцо;
 7 – замковое кольцо; 8 – заглушка; 9 – шланг; 10 – коллектор пермеата

Аппараты с трубчатыми мембранными элементами от аппаратов с плоскими мембранами отличаются более простыми способами очистки мембран. Недостатком, ограничивающим широкое применение таких аппаратов, является низкая плотность упаковки трубчатых мембран (до $100 \text{ м}^3/\text{м}^2$).

1.5. Техника очистки производственных сточных вод

Очистка производственных сточных вод осуществляется с целью защиты водных бассейнов от загрязнения токсичными и вредными химическими веществами, повторного использования очищенных сточных вод для технических нужд предприятий, создания систем оборотного водоснабжения, рекуперации и последующей утилизации ценных компонентов сточных вод.

В связи с этим возникает необходимость разработки и внедрения инновационных ресурсосберегающих, малоотходных технологических процессов очистки сточных вод, обеспеченных высокоэффективным технологическим оборудованием. Разработка универсальной

технологической схемы очистки практически невозможна в связи с разнообразием физико-химического состава сточных вод различных производств. Поэтому для различной категории производственных сточных вод следует разрабатывать индивидуальные технологические схемы их очистки на основе типовых схем, разработанных для очистки сточных вод химических, нефтехимических, металлургических, машиностроительных и других видов производств.

Как правило, типовая технологическая схема очистки от взвешенных веществ включает стадии усреднения поступающих сточных вод, грубой очистки от механических взвесей, обезвоживания сырого осадка и тонкой доочистки от эмульгированных и твердых примесей до нормативных требований (рис. 51).

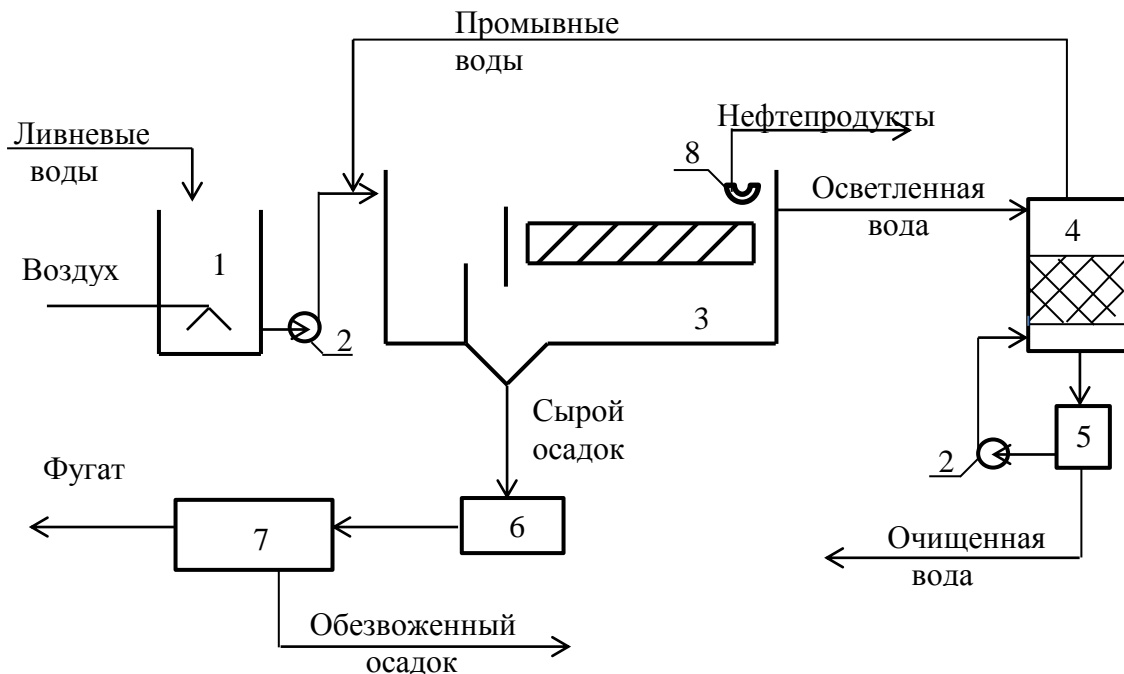


Рис. 51. Типовая технологическая схема очистки ливневых сточных вод от механических примесей: 1 – аккумулялирующая емкость; 2 – насос; 3 – тонкослойный отстойник; 4 – фильтр с зернистой загрузкой; 5 – емкость очищенной воды; 6 – накопитель сырого осадка; 7 – центрифуга; 8 – нефтесборная труба

Процесс усреднения сточных вод должен обеспечивать режим нормальной эксплуатации всех последующих стадий очистки. С этой целью используются усреднители, представляющие собой многокоридорные резервуары с перемешивающими устройствами, исключающие пиковый сброс объемов и/или концентраций загрязняющих

примесей. Усреднители оборудуются различными типами перемешивающих устройств – механическими, гидравлическими или пневматическими. Для предотвращения выпадения взвешенных частиц и эффективного усреднения сточных вод используют пневматические устройства в виде барботажных перфорированных труб, которые уложены вдоль длинной стороны усреднителя.

Удельный расход воздуха для перемешивания сточных вод принимают 4–6 м³/ч на 1 м длины барботажной трубы. Объем аппарата для погашения циклических колебаний состава механических примесей за время $\tau_{\text{ч}}$ находят по формуле

$$V = 0,16 \cdot K_{\text{П}} \cdot Q \cdot \tau_{\text{ч}}, \text{ м}^3, \quad (50)$$

где $K_{\text{П}}$ – коэффициент подавления; Q – расход воды, м³/ч; τ – время необходимое для погашения циклических колебаний, ч.

$$K_{\text{П}} = \frac{C_{\text{max}} - C_{\text{ср}}}{C_{\text{доп}} - C_{\text{ср}}}, \quad (51)$$

где $C_{\text{доп}}$, $C_{\text{ср}}$ и C_{max} – допустимая, средняя и максимальная концентрации загрязнений соответственно, г/м³.

Объем усреднителя для погашения залпового сброса определяют по формуле

$$V_{\text{з}} = \frac{Q \cdot \tau_{\text{з}}}{\ln \frac{K_{\text{П}}}{K_{\text{П}} - 1}}, \text{ м}^3, \quad (52)$$

где $\tau_{\text{з}}$ – продолжительность залпового сброса, ч.

Стадия грубой очистки обеспечивает удаление из сточной воды основной массы механических примесей, обладающих гидравлической крупностью не более 24,2 мм/с. Это осуществляется с помощью разного типа отстойников, которые по уменьшению эффективности можно расположить в следующий ряд: тонкослойные > горизонтальные > радиальные > вертикальные.

В практике очистки сточных вод данной категории широкое применение нашли горизонтальные прямоточные отстойники с тонкослойными элементами, эффективность очистки которых по взвешенным веществам составляет до 75 % (см. рис. 21).

Образующийся в отстойнике сырой осадок, имеющий влажность 95–97 %, удаляется периодически в накопитель сырого осадка,

а затем направляется на обезвоживание (сгущение) с целью уменьшения его объема. Процесс обезвоживания осуществляется методами фильтрования или центрифугирования с использованием технологических аппаратов различных конструкций. Сгущенный осадок складывается на песковых площадках.

Стадия тонкой доочистки сточных вод предназначена для удаления тонко диспергированных примесей до остаточной их концентрации, соответствующей требованиям к воде, используемой в оборотном водоснабжении предприятия. Для этой цели целесообразно использовать механические фильтры с одно- или многослойной зернистой загрузкой. При выборе типа фильтра и фильтрующего материала загрузки могут быть полезны данные, приведенные в прил. – табл. 23, 24.

Очистка сточных вод по типовой схеме осуществляется следующим образом. Промливневые сточные воды под напором поступают в аккумулирующую емкость (1), в которой по ходу движения к выпускному коллектору происходит их взаимное перемешивание воздухом. Далее сточная вода самотеком направляется через водоизмерительное устройство в водораспределительную зону горизонтального отстойника (2) с тонкослойными элементами и прямоточным движением в сторону слива. Из водораспределительной зоны вода перетекает в отстойную зону, разделенную на ряд слоев небольшой глубины (50–150 мм) наклонными пластинчатыми элементами. Вода и всплывающие вещества движутся между пластинами снизу вверх, а твердые взвешенные вещества, сползающие по пластинам в приямок для сбора осадка, периодически выгружаются в накопитель сырого осадка (6) и направляются на обезвоживание в центрифугу (7).

Нерастворимые жидкие вещества удаляются из отстойника с помощью нефтесборной трубы с поплавковым устройством в сборник нефтепродуктов (8). Осветленная сточная вода через переливной карман самотеком поступает на фильтр с зернистой загрузкой (4) и через дренажное устройство выводится из аппарата и используется в оборотном водоснабжении предприятия. Периодически для восстановления фильтрующей способности зернистой загрузки осуществляется ее промывка оборотной водой в направлении снизу вверх. Промывные воды возвращаются в горизонтальный отстойник (3) на очистку.

Эффективность очистки сточной воды в каждом технологическом аппарате рассматриваемой схемы определяется по формуле

$$\eta = 1 - \frac{q_k \cdot C_k}{q_n \cdot C_n} \cdot 100 \%, \quad (53)$$

где q_k, q_n – расчетный расход сточных вод после и до очистки соответственно, м³/с; C_k, C_n – концентрация загрязняющих веществ после и до очистки соответственно, мг/л.

Если очистка сточных вод производится несколькими последовательно установленными аппаратами, то суммарная степень очистки рассчитывается по формуле

$$\eta = 1 - (1 - \eta_1) \cdot (1 - \eta_2) \dots \cdot (1 - \eta_n), \quad (54)$$

где η_1, η_2, η_n – степень очистки сточных вод в первом, втором и последующих аппаратах.

Глава 2

ХИМИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ ОЧИСТКИ

Химическая обработка промышленных сточных вод может применяться как самостоятельный метод очистки для использования очищенных стоков в оборотном снабжении предприятия или предварительной очистки перед их подачей на биологическую очистку, или после нее как метод доочистки, а также как метод, обеспечивающий извлечения из них ценных компонентов [15]. К химическим методам очистки относятся процессы нейтрализации, перевода ионов тяжелых металлов в малорастворимые соединения, окисления и восстановления.

2.1. Нейтрализация сточных вод и перевод ионов тяжелых металлов в малорастворимое состояние

Промышленные сточные воды, содержащие в своем составе минеральные кислоты или щелочи и/или ионы тяжелых цветных металлов, подвергаются обработке химическими реагентами с целью их нейтрализации до значения $pH = 6,5-8,0$ и удаления токсичных металлов в виде гидроксидов, карбонатов или фосфатов.

Процесс нейтрализации сточных вод можно осуществлять различными методами, а именно введением в сточные воды химических реагентов, фильтрованием кислых вод через нейтрализующие материалы, взаимной нейтрализацией кислых и щелочных сточных вод, нейтрализацией щелочных вод кислыми газами. Выбор метода нейтрализации осуществляется с учетом объема сточных вод, концентрации химических загрязнений, доступности и стоимости реагентов.

2.1.1. Реагентная нейтрализация сточных вод

Нейтрализация кислых сточных вод

В качестве реагентов для нейтрализации кислых сточных вод, как правило, используют едкий натр – NaOH, кальцинированную соду – Na_2CO_3 , обожженный известняк – CaO и/или известковое молоко – $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Часто для нейтрализации сточных вод, содержащих серную кислоту – H_2SO_4 , используют твердые промышленные отходы, в частности шлаки металлургических производств: сталеплавильного, доменного и других.

Реагенты NaOH и Na_2CO_3 используют для нейтрализации кислых сточных вод, когда необходимо извлечь из сточных вод ценные компоненты и получить чистый продукт. Это связано с высокой стоимостью данных реагентов. В практике нейтрализации кислых стоков применяют более дешевый реагент – негашеную (CaO) и/или гашеную $[\text{Ca}(\text{OH})_2]$ известь в виде 5 % раствора известкового молока.

Типовая схема установки реагентной нейтрализации сточных вод включает реагентное хозяйство, усреднитель, смеситель, резервуары, отстойник и систему автоматического управления технологическим процессом [12]. Типовая установка нейтрализации кислых сточных вод работает следующим образом (рис. 52).

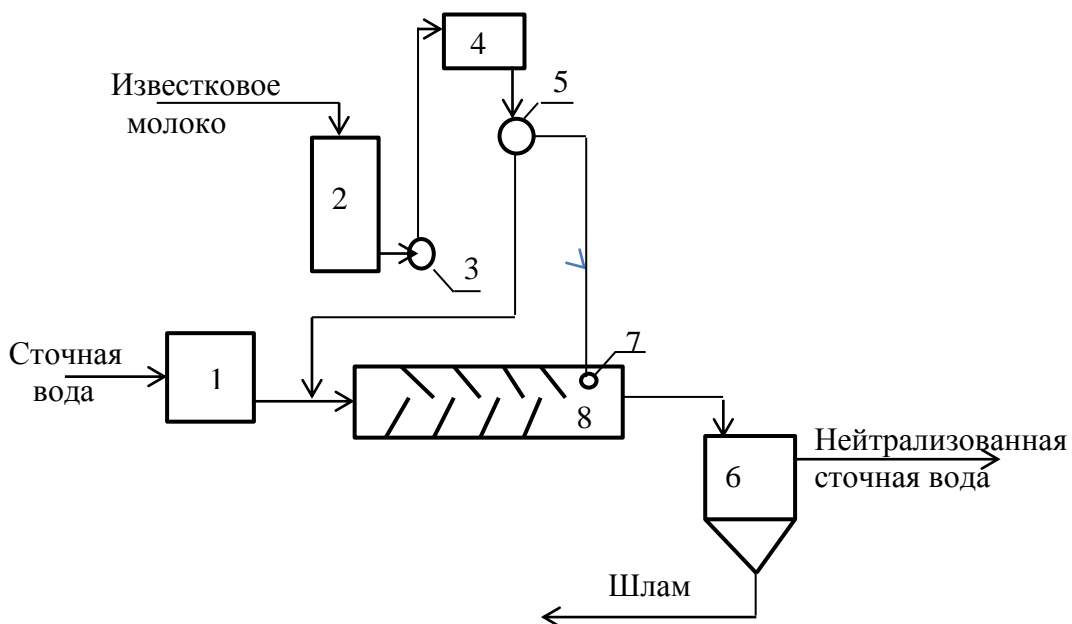


Рис. 52. Схема установки нейтрализации кислых сточных вод:

1 – усреднитель; 2 – сборник известкового молока; 3 – насос; 4 – бак-дозатор;
5 – дозатор; 6 – отстойник; 7 – погружной датчик; 8 – смеситель

Сточная вода из усреднителя (1) самотеком поступает в ершовый смеситель (8). Для нейтрализации кислых стоков из сборника (2) насосом (3) в бак-дозатор (4) подается раствор известкового молока, который дозатором (5) по сигналу погружного датчика (7) направляется в смеситель (8). Нейтрализация сточной воды сопровождается переводом ионов тяжелых металлов, содержащихся в ней, в соответствующие гидроксиды. Нейтрализованная сточная вода из смесителя самотеком поступает в отстойник (6) для разделения гетерогенной системы. Образующийся шлам из отстойника подается на обезвоживание, а нейтрализованная осветленная вода – в систему оборотного водоснабжения.

Расход щелочного реагента для нейтрализации сточной воды и перевода ионов тяжелых металлов в малорастворимое состояние рассчитывают по формуле

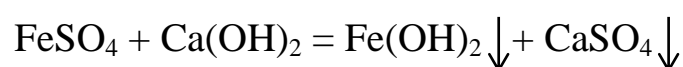
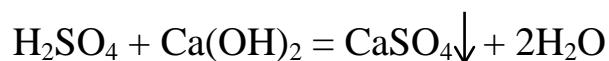
$$G = K_3 \cdot \frac{100}{B} q \cdot (a \cdot C + b_1 \cdot C_1 + b_2 \cdot C_2 \dots + \dots b_n \cdot C_n), \text{ кг/ч}, \quad (55)$$

где K_3 – коэффициент запаса; B – количество активной части в товарном продукте, %; a – удельный расход реагента на нейтрализацию, кг/кг; C – концентрация кислоты, кг/м³; b_1, b_2, b_n – удельный расход реагента на перевод ионов металлов в соответствующие гидроксиды, кг/кг; C_1, C_2, C_n – концентрация ионов металлов, кг-ион/м³.

Пример расчета

Процессу нейтрализации подвергаются кислые сточные воды травильного отделения трубопрокатного производства объемом 315 м³/сут. Состав сточных вод: концентрация H₂SO₄ составляет 12 кг/м³, концентрация FeSO₄ – 10 кг/м³. В качестве нейтрализующего щелочного агента используется раствор известкового молока. Рассчитать расход щелочного реагента на процессы нейтрализации сточной воды и перевода ионов железа (II) в Fe(OH)₂ и количество образующегося осадка. Влажность осадка принять 86 %.

Процесс нейтрализации кислых сточных вод описывается следующими уравнениями химических реакций:



Расчет расхода щелочного реагента на нейтрализацию свободной серной кислоты (реакция 1) и удаление железа (реакция 2) ведем по формуле

$$G = K_3 \cdot \frac{100}{B} q \cdot (a \cdot C + b_1 \cdot C_1).$$

Согласно [6] коэффициенты K_3 и B для известкового молока принимаем 1,1 и 50 % соответственно. По табл. 4 принимаем удельный расход известкового молока на нейтрализацию H_2SO_4 ($a = 0,56$).

По табл. 5 принимаем удельный расход известкового молока на удаление железа ($b_1 = 1,32$), в пересчете на сульфат железа $FeSO_4$ этот коэффициент будет равен

$$b'_1 = \frac{b_1 \cdot A_{Fe}}{M_{FeSO_4}} = \frac{1,32 \cdot 56}{152} = 0,37.$$

Таблица 4

Количество реагентов для нейтрализации 100 %-х кислот
[6, табл. 5.9, с. 865]

Щелочи	Кислоты			
	H_2SO_4	HCl	HNO_3	CH_3COOH
CaO	0,56/1,79	0,77/1,30	0,46/2,2	0,47/2,15
Ca(OH) ₂	0,76/1,32	1,01/0,99	0,59/1,7	0,62/1,62
Na ₂ CO ₃	1,08/0,93	1,45/0,69	0,84/1,19	0,88/1,14
NaOH	0,82/1,22	1,1/0,91	0,64/1,57	0,67/1,5
NH ₄ OH	0,35/2,88	0,47/2,12	0,27/3,71	–

Примечание. В числителе показан расход щелочи на 1 г кислоты, в знаменателе расход кислоты на 1 г щелочи.

Тогда расход щелочного реагента составит:

$$G = 1,1 \cdot \frac{100}{50} \cdot 315 \cdot (0,56 \cdot 12 + 0,37 \cdot 10) = 7221 \text{ кг/сут.}$$

Таблица 5

Количество реагентов, требуемое для удаления металлов
[6, табл. 5.10, с. 866]

Металлы	Щелочные реагенты			
	CaO	Ca(OH) ₂	Na ₂ CO ₃	NaOH
Цинк	0,85	1,13	1,6	1,22
Никель	0,95	1,26	1,8	1,36
Медь	0,88	1,16	1,66	1,26
Свинец	0,27	0,36	0,51	0,38
Железо	1,0	1,32	1,9	1,43

Количество осадка (m) (реакции 1 и 2), которое образуется при нейтрализации 1 м³ сточной воды, в пересчете на сухую массу рассчитывается по формуле

$$m = \frac{100-B}{B} \cdot (x_1 + x_2) + x_3 + (y_1 + y_2 - 2), \text{ кг}, \quad (56)$$

где B – содержание активной CaO в используемой извести, %; x_1 и x_2 – количество активной CaO, необходимой для осаждения железа и нейтрализации серной кислоты, кг; x_3 – количество образующегося гидроксида железа, кг; y_1 и y_2 – количество образующегося сульфата кальция при осаждении железа и нейтрализации свободной серной кислоты соответственно, кг (при отрицательном значении третьего члена в формуле он не учитывается).

Количество образующегося гидроксида железа (II) рассчитаем исходя из стехиометрии химической реакции (2), а количество сульфата кальция – из реакций (1) и (2):

$$m_{\text{Fe(OH)}_2} = \frac{m_{\text{FeSO}_4} M_{\text{Fe(OH)}_2}}{M_{\text{FeSO}_4}} = \frac{10 \cdot 90}{152} = 5,9 \text{ кг}$$

$$m_{\text{CaSO}_4} = \frac{m_{\text{FeSO}_4} M_{\text{CaSO}_4}}{M_{\text{FeSO}_4}} = \frac{10 \cdot 136}{152} = 8,9 \text{ кг}$$

$$m_{\text{CaSO}_4} = \frac{m_{\text{H}_2\text{SO}_4} M_{\text{CaSO}_4}}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}} = \frac{12 \cdot 136}{98} = 16,7 \text{ кг}$$

Тогда масса образовавшегося осадка составит:

$$m = \frac{100-50}{50} \cdot (1,0 + 0,56) + 5,9 + (8,9 + 16,7 - 2) = 31,06 \text{ кг}.$$

Объем осадка $V_{\text{ос}}$ рассчитывается по формуле

$$V_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot m}{100 - W_{\text{ос}}}, \text{ м}^3, \quad (57)$$

где $W_{\text{ос}}$ – влажность осадка, %.

$$V_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot 31,06}{100 - 86} = 0,22 \text{ м}^3.$$

Объем осадка на суточный расход сточной воды составит:

$$V_{oc} = 0,22 \cdot 315 = 69,3 \text{ м}^3.$$

Используемый в типовой схеме нейтрализации сточных вод ершовый смеситель обладает низкой степенью перемешивания реагентов при большом расходе сточных вод (более 400 л/с), а однокамерная его конструкция не обеспечивает полноту взаимодействия реагентов. Большой эффективностью обладают многокамерные смесители с механическими, пневматическими, гидравлическими устройствами перемешивания реагентов [15].

Процесс нейтрализации в многокамерных аппаратах осуществляется ступенчато с автоматическим регулированием дозы щелочного реагента в каждую камеру нейтрализации по показаниям рН-метров. Многокамерная установка нейтрализации состоит из усреднителя с установленным в нем регулятором расхода сточной воды, последовательно установленными камерами нейтрализации, мешалок с механическим приводом, расходного резервуара щелочного реагента и АСУТП.

Схема двухкамерной установки нейтрализации кислых сточных вод с механическим перемешиванием приведена на рис. 53. Кислые сточные воды, поступая в усреднитель (1), перемешиваются механическим устройством (2). Регулятором расхода (4) поддерживается уровень воды в усреднителе и регулируется доза щелочного реагента в первую камеру нейтрализации (3).

Частично нейтрализованная сточная вода поступает во вторую камеру нейтрализации (3), в которой при механическом перемешивании и введении дополнительной дозы щелочного реагента осуществляется процесс полной нейтрализации.

Продолжительность процесса нейтрализации сточных вод зависит от их состава, применяемого реагента, температуры, интенсивности перемешивания, наличия в воде солей тяжелых металлов и при использовании известкового молока составляет 5÷30 мин.

При нейтрализации сильных кислот, например H_2SO_4 , HCl , HNO_3 , время нейтрализации не превышает 5 мин. При использовании негашеной извести, доломита время взаимодействия их с водой возрастает до 1–3 часов.

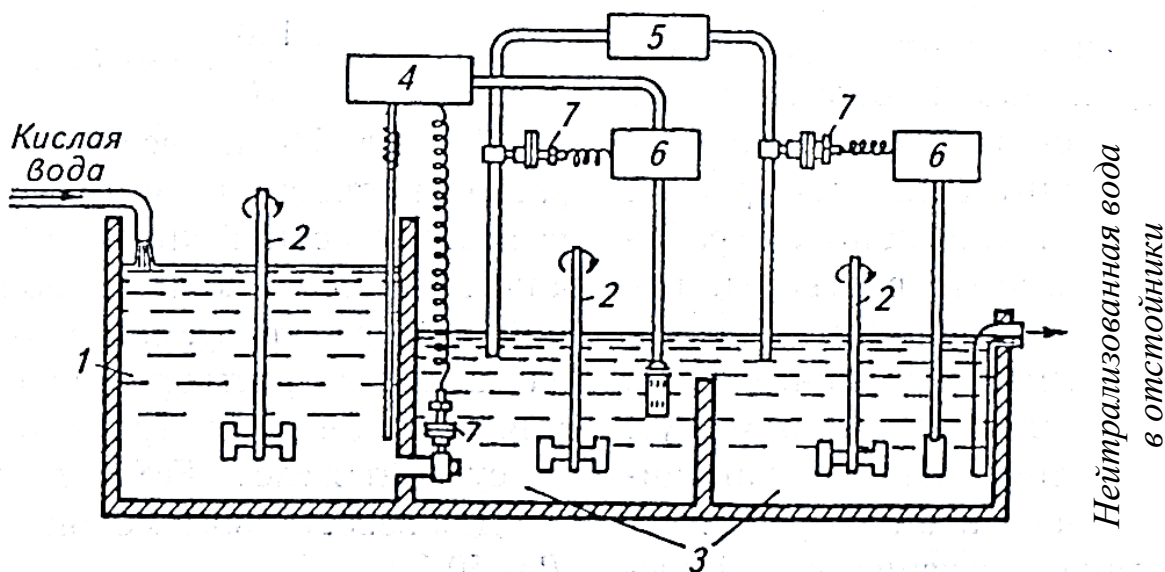


Рис. 53. Схема установки нейтрализации сточных вод с механическим устройством перемешивания:

- 1 – усреднитель; 2 – мешалка с механическим приводом;
- 3 – камера нейтрализации; 4 – регулятор расхода; 5 – расходный резервуар щелочного реагента; 6 – регулирующий рН-метр; 7 – клапан

Нейтрализация щелочных сточных вод

В качестве реагентов для нейтрализации щелочных сточных вод широкое применение находят кислые газы SO_2 , CO_2 , N_xO_y и др., являющиеся составной частью химического состава промышленных газов. Применение этих газов позволяет проводить процессы нейтрализации водных растворов и обеспечивать высокоэффективную очистку самих газов от токсичных компонентов.

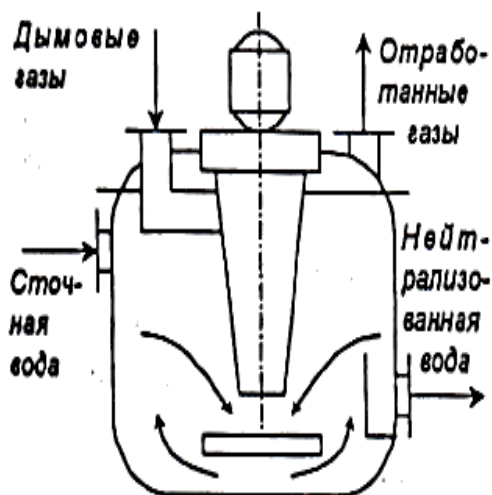


Рис. 54. Схема реактора-нейтрализатора с мешалкой

Процесс нейтрализации щелочных сточных вод может быть осуществлен в колоннах тарельчатого, распылительного и пленочного типа или реакторах-нейтрализаторах с механическими устройствами для перемешивания взаимодействующих сред (рис. 54).

В реакторе-нейтрализаторе происходит смешение обрабатываемой сточной воды и кислых домашних газов, которые подаются в аппарат по центральной трубе в кольцевое простран-

ство вала мешалки. Дымовые газы в сточной воде мешалкой разбиваются на пузырьки и струи, которые увеличивают поверхность контакта воды и газа, за счет чего возрастает скорость процесса нейтрализации щелочных сточных вод.

Дымовые газы после использования в качестве кислотного реагента выбрасываются в атмосферу, а нейтрализованная сточная вода выводится из аппарата через переливной карман. Основным недостатком реактора такого типа является возможность «проскока» воды без нейтрализации в переливной карман из-за интенсивного перемешивания сред. Такого недостатка лишены аппараты распылительного и эжекторного типа.

Аппараты распылительного типа существуют двух модификаций, отличающиеся конструкцией распылительного устройства. Существуют аппараты с лопастным типом разбрызгивания жидкости (рис. 55, а) и дисковым типом (рис. 55, б).

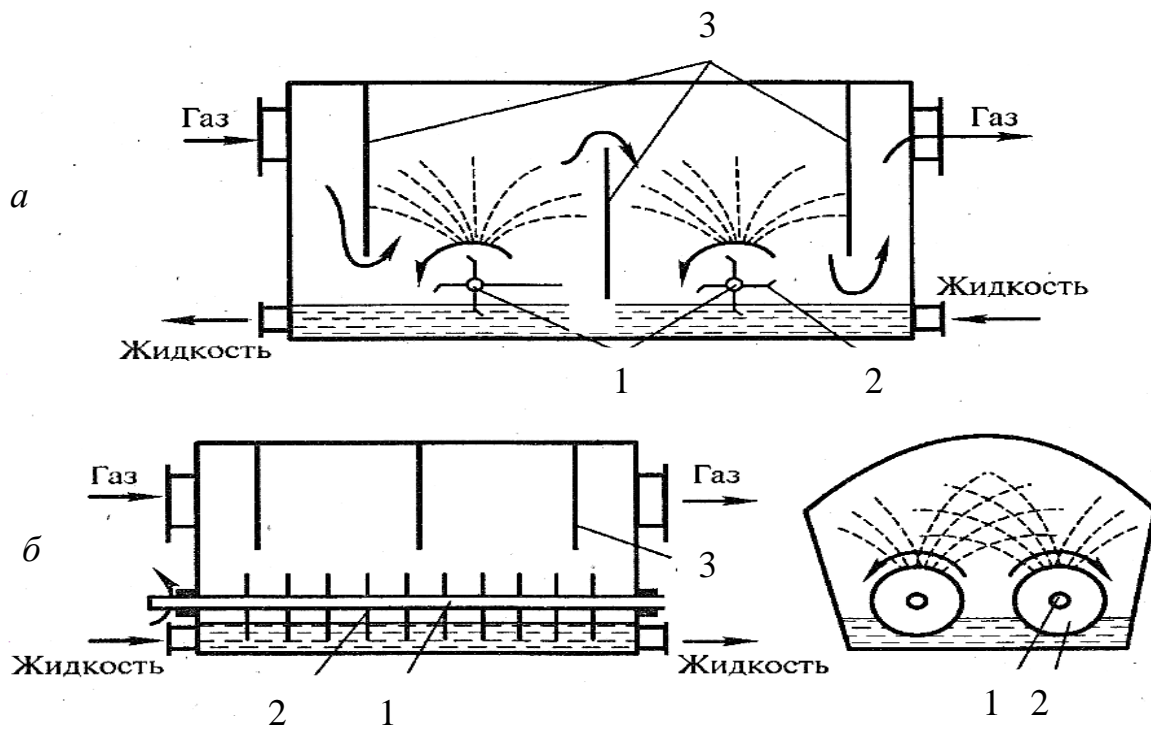


Рис. 55. Схема реактора-нейтрализатора распылительного типа:

а – с разбрызгиванием жидкости валками лопастного типа;

б – с разбрызгиванием жидкости дисками;

1 – валы; 2 – разбрызгиватели; 3 – перегородки

Нейтрализаторы с механическим распыливанием жидкости представляют собой прямоугольную в плане емкость, разделенную внутри перегородками (3) на зоны, в каждой из которых имеется горизонтальный вращающийся вал (1) с насаженными на него разбрызгивателями в виде лопастей или дисков (2).

Сточная вода подается в нижнюю часть корпуса, где лопастями или дисками происходит ее разбрызгивание с образованием водяной завесы.

Разбрызгивающие элементы устанавливаются таким образом, чтобы газ перпендикулярно проходил через завесу жидкости, что способствует увеличению поверхности контакта фаз и, как следствие, повышению эффективности процесса нейтрализации.

Основным недостатком аппаратов с разбрызгивающими элементами является необходимость подвода внешней энергии для развития поверхности межфазового контакта и создания уплотнений в местах ввода в аппарат вращающихся элементов. Их следует применять в тех случаях, когда требуется длительный контакт фаз.

Нейтрализаторы эжекторного типа представляют собой круглый в плане аппарат вертикального типа, внутренняя полость которого разделена горизонтальной не провальной тарелкой, в центре которой устанавливается бесфорсуночная труба Вентури. В практике нейтрализации щелочных сточных вод нашли применение две разновидности распылительных аппаратов (рис. 56, *a* и *б*): с эжекцией обрабатываемой жидкости и с пленочным орошением.

В нейтрализатор с эжекцией (рис. 56, *a*) сточная вода подается снизу и ее постоянный уровень в аппарате поддерживается путем слива части нейтрализованной воды через гидравлический затвор (6). Над уровнем жидкости на высоте 3–5 мм располагается конфузор (1) центральной трубы Вентури, в который поступающим газом захватываются капли жидкости размером 200–400 мкм. Наличие горловины (2) и диффузора (3) в трубе способствует интенсивному взаимному контакту жидкости и газа. Отработанные газы освобождаются от капель жидкости в сепараторе (4), а уловленная жидкость возвращается в нижнюю часть аппарата через циркуляционную трубу (5). Нейтрализатор с эжекцией жидкости позволяет обеспечивать многократный контакт фаз за счет циркуляции жидкости и достигать необходимого результата при невысоких энергетических затратах. Нейтрализатор с пленочным орошением (рис. 56, *б*) работает следующим образом.

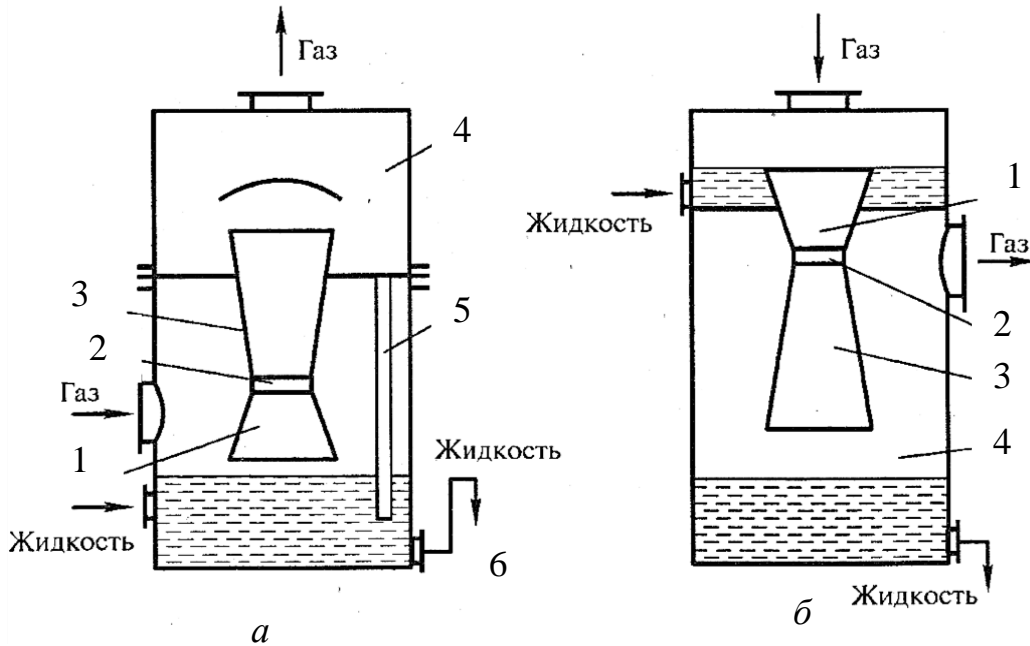


Рис. 56. Схема реактора-нейтрализатора эжекторного типа:
 а – с эжекцией жидкости; б – с пленочным орошением:
 1 – конфузур; 2 – горловины; 3 – диффузоры; 4 – сепараторы;
 5 – циркуляционная труба; 6 – гидравлический затвор

Сточная вода и кислые газы поступают в верхнюю часть нейтрализатора над разделительной непрывальной тарелкой. Сточная вода, находящаяся на уровне верхнего края конфузур (1), переливается через его края и стекает по стенкам трубы, где захватывается движущимися кислыми газами, обеспечивающими распыление жидкости на мелкие капли.

Отработанные газы, после отделения из них капель жидкости, удаляются из верхней части сепаратора (4), а нейтрализованная сточная вода направляется на технические нужды.

Аппараты эжекторного типа имеют существенные преимущества, которые заключаются в их простой конструкции, в удобстве эксплуатации и невысоких энергетических затратах.

2.1.2. Перевод ионов тяжелых металлов в малорастворимое состояние

Реагентный метод используют и для удаления из сточных вод тяжелых токсичных металлов, содержащихся в воде в виде индивидуальных ионов, таких как Fe^{2+} , Fe^{3+} , Cu^{2+} , Zn^{2+} , Ni^{2+} , Mn^{2+} , Cr^{3+} , Pb^{2+} , Cd^{2+} , Hg^{2+} , Co^{2+} .

Сущность метода заключается в переводе ионов металлов различными реагентами в малорастворимые соединения – гидроксиды, карбонаты, фосфаты, сульфиды, которые могут быть выделены из воды в виде шлама. Существенным недостатком данного метода является высокая стоимость реагентов, а также высокие энергетические затраты на глубокое обезвоживание влажного шлама.

В связи с этим в практике очистки сточных вод широко используют более дешевые реагенты, в частности известковое молоко или металлургические шлаки. На полноту процесса осаждения металлов оказывают влияние химическая природа металла, его концентрация в водном растворе, температура, рН среды. При этом рН начала осаждения для различных металлов имеет разное значение (табл. 6).

Таблица 6

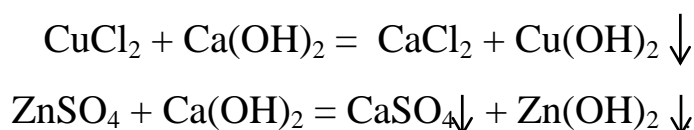
Значения рН в процессе осаждения гидроксидов металлов
[6, табл. II.13, с. 378]

Вид катиона	Значение рН	
	Начало осаждение ¹	Полное осаждение ²
Железо Fe ²⁺	7,5	9,7
Железо Fe ³⁺	2,3	4,1
Цинк Zn ²⁺	6,4	8,0
Хром Cr ³⁺	4,9	6,8
Никель Ni ²⁺	7,7	9,5
Алюминий Al ³⁺	4,0	5,2
Кадмий Cd ²⁺	8,2	9,7

Примечание. ¹ При исходной концентрации осаждаемого иона 0,01 моль/л.

² Значение рН соответствует остаточной концентрации металла 10⁻⁵ моль/л.

В качестве примера рассмотрим процесс очистки сточной воды, содержащий катионы цинка (II) и меди (II), путем перевода их раствором известкового молока в малорастворимые соединения с последующим осаждением в виде осадка. Полнота осаждения этих металлов достигается для Cu²⁺ при значении рН = 5,3, а Zn²⁺ – при значении рН = 8. Следовательно, при достижении рН сточной воды, равной 8,0, будет происходить коллективное осаждение этих ионов металлов в виде гидроксидов:



2.1.3. Фильтрация кислых сточных вод через нейтрализующие материалы

Нейтрализация кислых сточных вод может осуществляться путем их фильтрации через нейтрализующие материалы, которыми могут служить измельченные минералы (магнезит, известняк, доломит и др.), доменные шлаки, каменноугольная зола ТЭС. Такой процесс осуществляется в механических фильтрах с зернистой загрузкой. Крупность фракции загрузочного материала составляет от 3 до 8 см, расчетная скорость фильтрации принимается не более 5 м/ч, время контакта воды с нейтрализующим материалом не менее 10 мин.

Высоту слоя загрузки для сточных вод, содержащих соляную и азотную кислоты, принимают равной 1,0–1,5 м, а содержащих серную кислоту – до 2 м. Нейтрализация может осуществляться подачей воды сверху вниз или снизу вверх.

Процесс нейтрализации осуществляют в фильтрах-нейтрализаторах, в основном используя вертикальные фильтры непрерывного и/или периодического действия. Если кислые сточные воды содержат в своем составе ионы тяжелых металлов, которые в процессе нейтрализации будут образовывать малорастворимые соединения, что приведет к забивке межзернового пространства и, как следствие, к увеличению гидравлического сопротивления фильтра, то в технологической схеме предусматривается промывка фильтра-нейтрализатора.

На рис. 57 приведена схема нейтрализации кислых сточных вод на фильтре периодического действия с загрузкой в виде известняка и промывкой фильтра. Сточная вода по коллектору поступает в приемную емкость (1), откуда насосом (5) подается в механический фильтр-нейтрализатор (2).

Нейтрализованная вода самотеком через бак промывной воды (4) поступает потребителю. Часть нейтрализованной воды используется на промывку фильтра, которая осуществляется снизу вверх с помощью насоса (5). Промывные воды самотеком поступают в отстойник (3) для разделения гетерогенной системы, осветленная вода направляется в коллектор нейтрализованной сточной воды, а сырой осадок выводится из отстойника и направляется на уплотнение.

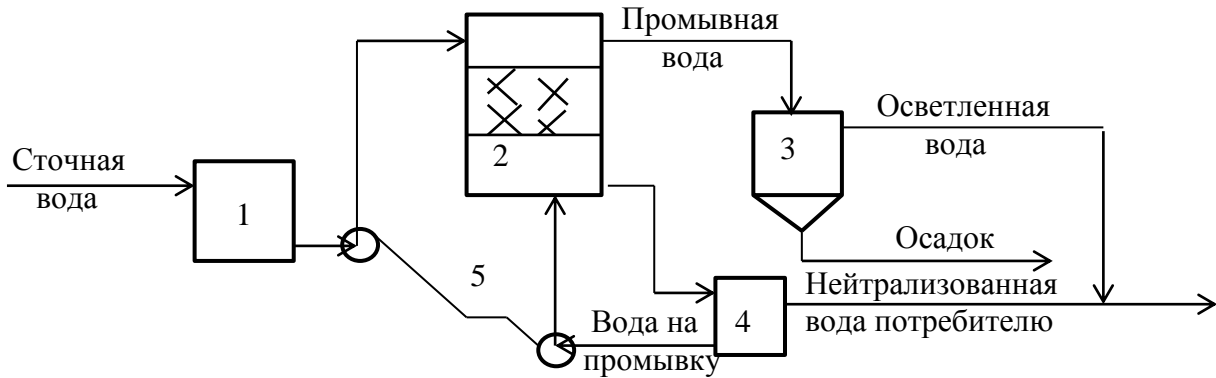


Рис. 57. Схема нейтрализации кислых сточных вод на фильтре-нейтрализаторе:
 1 – приемная емкость; 2 – фильтр-нейтрализатор;
 3 – отстойник; 4 – бак промывной воды; 5 – насосы

Высоту слоя нейтрализующей загрузки определяют по эмпирической формуле

$$H = K \cdot d^n \cdot (3 + \lg b) \cdot \sqrt{\omega}, \text{ см}, \quad (58)$$

где K и n – эмпирические константы ($n = 1,47$; $K = 1,87 \div 3,96$ в зависимости от месторождения доломита); d – диаметр зерен загрузочного материала, мм; b – концентрация кислоты, г-экв/л; ω – скорость фильтрования, равная $4 \div 8$ м/ч.

Суточный расход нейтрализующего материала рассчитывают по формуле

$$M = a \cdot C \cdot \frac{q}{1000}, \text{ т/сут.}, \quad (59)$$

где a – расход щелочного реагента, кг/кг (принимаю в 1,5 раза больше стехиометрического количества); C – концентрация кислоты, кг/м³; q – расход сточной воды, м³/сут.

Площадь фильтрующей загрузки определяют по формуле

$$S = \frac{q}{\omega}, \text{ м}^2. \quad (60)$$

Продолжительность работы фильтра τ_{ϕ} без замены нейтрализующего материала находят по формуле сут.,

$$\tau_{\phi} = \frac{H \cdot S \cdot \rho}{M \cdot K}, \text{ сут.}, \quad (61)$$

где ρ – плотность нейтрализующего материала, кг/м³ (доломит, известняк, мрамор – 2800; магнезит – 3000, мел – 2700); M – принятый расход нейтрализующего материала, кг/сут.

Продолжительность контакта сточных вод $\tau_{\text{св}}$ с нейтрализующей загрузкой должен быть не менее величины, определяемой по формуле

$$\tau_{\text{св}} = \frac{6 \cdot K \cdot d^{1,5}}{\sqrt{\omega}} \cdot (3 + \lg C), \text{ с.} \quad (62)$$

2.1.4. Нейтрализация смешением сточных вод

Данный метод применяют, когда на одном предприятии формируются кислые и щелочные сточные воды. Это характерно для предприятий приборо- и машиностроения, на которых существуют производства защитных покрытий и печатных плат. Основными источниками образования щелочных и кислых сточных вод при этом являются производственные процессы обезжиривания, травления, промывки деталей.

Метод основан на смешении кислых и щелочных сточных вод, в результате которого происходит их взаимная нейтрализация. Смешение щелочных и кислых сточных вод осуществляют в реакторах с механическим и/или пневматическим перемешиванием. При переменной концентрации сточных вод в технологической схеме предусматривают усреднитель или обеспечивают автоматическое регулирование подачи тех и других вод в реактор. Расчет соотношения объема сточных вод, направляемых в реактор, проводят по стехиометрическим химическим уравнениям, описывающим процесс нейтрализации. В случае избытка кислых или щелочных сточных вод в реактор добавляют расчетное количество соответствующего реагента.

Нейтрализация сточных вод смешением и кислыми газами является примером ресурсосберегающей технологии, позволяющей исключить использование реагентов и рекуперировать ценные компоненты сточных вод и отходящих газов с последующей их утилизацией.

2.2. Окисление и восстановление примесей сточных вод

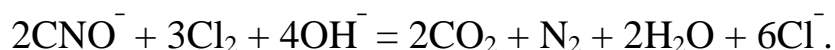
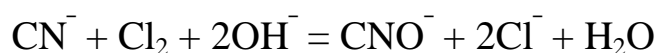
Окислительный метод очистки сточных вод применяют для обезвреживания сточных вод, содержащих токсичные примеси: цианиды, цианидные комплексы меди и цинка, органические и неорганические неокисленные вещества. В качестве окислителей используют

ются различные химические соединения: Cl_2 , $\text{Ca}(\text{ClO})_2$, NaClO , ClO_2 , O_3 , O_2 , H_2O_2 , MnO_2 , KMnO_4 , $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$. Активность окислителя определяется величиной его окислительного потенциала, который для озона равен 2,07; для кислорода – 1,2, для хлора – 0,94; для пероксида – 0,68; для перманганата калия – 0,59. При взаимном контакте окислителя и примесей воды последние в результате химических реакций переходят в менее токсичные, которые затем удаляют из воды.

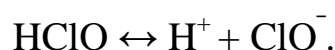
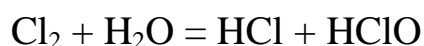
2.2.1. Окисление хлором и хлорсодержащими веществами

Хлор и хлорсодержащие вещества являются сильными окислителями и используются для окисления цианидов, сульфидов, фенола и других загрязнителей, содержащихся в сточной воде.

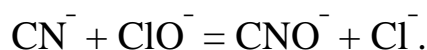
Например, цианиды (CN^-) в щелочной среде хлором можно окислить до цианатов (CNO^-), которые далее окисляются хлором до молекулярного азота и диоксида углерода (IV):



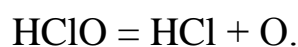
Хлор, диоксид хлора и гипохлориды кальция и/или натрия, содержащие «активный хлор», являются наиболее распространенными окислителями. При взаимодействии хлора с водой образуются соляная и хлорноватистая кислоты:



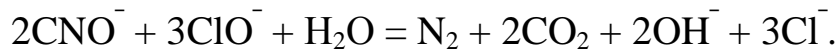
Сумма $\text{Cl}_2 + \text{HClO} + \text{ClO}^-$ называется свободным «активным» хлором. При окислении цианидов «активным» хлором процесс можно проводить в одну ступень до получения цианатов



Окисление цианидов до цианатов происходит атомарным кислородом, который выделяется при гидролитическом разложении хлорноватистой кислоты



Образовавшиеся на первой ступени цианаты, далее подвергаются окислению гипохлоритами до молекулярного азота и оксида углерода (IV) по реакции



Принципиальная схема очистки цианосодержащих сточных вод гипохлоритом кальция приведена на рис. 58. Сточная вода, содержащая цианиды, из усреднителя (1) насосом (2) подается в смеситель (4), куда с помощью инжектора (3) поступает раствор гипохлорита кальция. Разряжение на входе инжектора создается циркулирующим потоком очищенной сточной воды, рН воды в процессе очистки поддерживается в пределах 8–11 единиц.

Полноту окисления контролируют по остаточному «активному» хлору, концентрация которого должна быть не менее 5–10 мг/л. Товарный гипохлорит кальция содержит «активного» хлора до 60 %. Потребность реагента (x_1 , кг/сут.) для окисления рассчитывается по формуле

$$x_1 = x_{cl} \cdot \frac{Q \cdot n}{a}, \quad (63)$$

где x_{cl} – расход «активного» хлора, необходимого для окисления цианидов, кг/м³; Q – расход воды, м³/сут; n – коэффициент избытка реагента ($n = 1,2-1,3$); a – содержание «активного» хлора в реагенте, доля единицы.

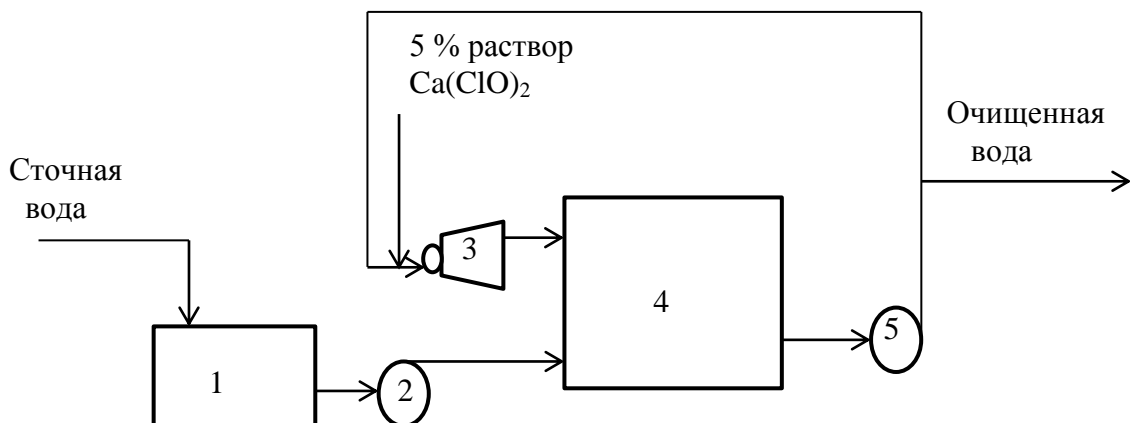


Рис. 58. Схема установки для очистки сточной воды гипохлоритом кальция от цианидов:
1 – усреднитель; 2 и 5 – насосы; 3 – инжектор; 4 – емкость

Объем раствора хлорной извести (V , м³), необходимый для окисления примесей сточной воды, определяют по формуле

$$V = Q \cdot \frac{X_{\text{Cl}}}{K_{\text{Ca}(\text{ClO})_2}}, \text{ м}^3, \quad (64)$$

где $K_{\text{Ca}(\text{ClO})_2}$ – процентная концентрация раствора хлорной извести.

2.2.2. Окисление кислородом воздуха

Кислород воздуха используют для окисления сточных вод, содержащих соединения железа (II), марганца (II), а также неокисленных соединений серы.

Реакции окисления Fe (II) и Mn (II) в водной среде кислородом протекают по следующим химическим уравнениям:

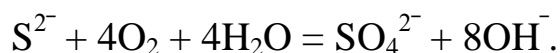


Катионы Fe^{3+} в процессе гидролиза образуют малорастворимое соединение $\text{Fe}(\text{OH})_3$:



Образующиеся малорастворимые соединения $\text{Fe}(\text{OH})_3$ и MnO_2 в виде осадка удаляются из воды путем его отстаивания и фильтрования.

К неокисленным соединениям серы относятся сульфиды (Na_2S), сульфиты (Na_2SO_3), тиосульфаты ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$). Сульфиды являются характерными загрязнениями сточных вод целлюлозных, нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств. В частности, при сульфидной варке целлюлозы образуются черные щелока, содержащие в своем составе сульфиды, метилсульфиды (CH_3S), диметилсульфиды (CH_3SCH_3) и диметил-дисульфиды (CH_3SSCH_3). Окисление сульфидов до сульфатов протекает по следующему химическому уравнению:



Теоретически на 1 г сульфидной серы расходуется 1 г кислорода. Для полного окисления черного щелока, концентрация сульфидов в котором составляет 6 г/л, требуется 5,4 кг кислорода (28 м³ воздуха

на 1 м³ щелока). Время окисления составляет 1 мин., температура – от 80 до 100 °С и давление – от 0,1 до 0,8 МПа.

Процесс окисления сульфидных стоков проводят в вертикальных колоннах (башнях) с хордовой насадкой при аэрировании сточной воды воздухом (рис. 59).

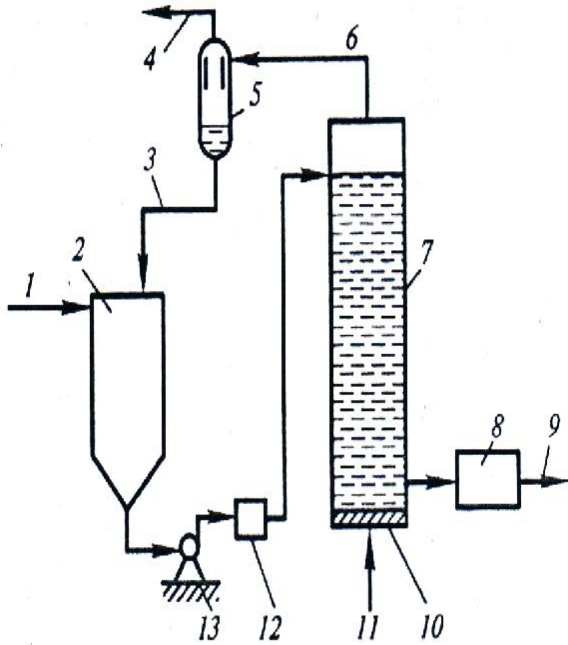


Рис. 59. Принципиальная схема установки окисления сульфидов кислородом воздуха:

- 1 – подача сточной воды;
- 2 – приемный резервуар;
- 3, 4, 6 – выпуск конденсата, отработанного воздуха и увлажненного отработанного воздуха соответственно;
- 5 – сепаратор;
- 7 – окислительная колонна;
- 8 – холодильник;
- 9 – выпуск обработанной сточной воды;
- 10 – воздухораспределительное устройство;
- 11 – подача воздуха;
- 12 – теплообменник;
- 13 – насос

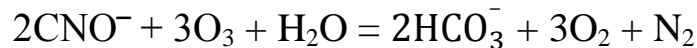
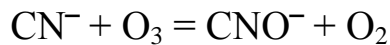
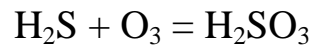
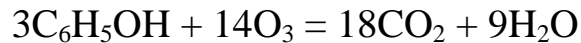
Сточные воды поступают в приемный резервуар (2) и через теплообменник (12) подаются в окислительную колонну (7), а воздух – в нижнюю часть колонны через воздухораспределительное устройство (10). Отработанный влажный воздух по трубопроводу (6) направляется в сепаратор (5) для разделения на конденсат (3) и сухой отработанный воздух (4). Конденсат сливается в приемную резервуар (2) для подогрева исходной сточной воды. Сточные воды после окисления сульфидов охлаждаются в теплообменнике (8) и поступают на дальнейшую очистку от других загрязняющих веществ, если в этом есть необходимость, или направляются в систему оборотного водоснабжения.

2.2.3. Окисление сточных вод озоном

Процессы озонирования используют для очистки сточных вод от фенолов и его производных, нефтепродуктов, СПАВ, цианидов, сульфидов, соединений железа, марганца, мышьяка и других химических веществ. Основное преимущество озона перед другими окислителями заключается в его высокой окислительной способности, в

обладании бактерицидным действием, что способствует протеканию процессов обеззараживания воды, в отсутствие продуктов реакции и увеличения степени минерализации, что исключает вторичное загрязнение воды.

Для окисления химических веществ озон подают в сточные воды в виде озонозудной или озонкислородной смеси, концентрация озона в которых составляет ~ 3 %. Окисление загрязняющих воду веществ озоном протекает по следующим химическим реакциям:



Озон получают из кислорода воздуха под действием электрического разряда в специальных аппаратах-генераторах озона. Генераторы озона подразделяются на цилиндрические с трубчатыми горизонтальными электродами, плоские с пластинчатыми электродами и центральным коллектором или продольной циркуляцией. Один из электродов озонатора может быть чисто металлическим, а другой обязательно покрыт барьером из диэлектрика, например стеклом или эмалью.

Принципиальные схемы цилиндрического озонатора с горизонтальными трубчатыми электродами и пластинчатого озонатора с центральным коллектором приведены на рис. 60 и рис. 61 соответственно.

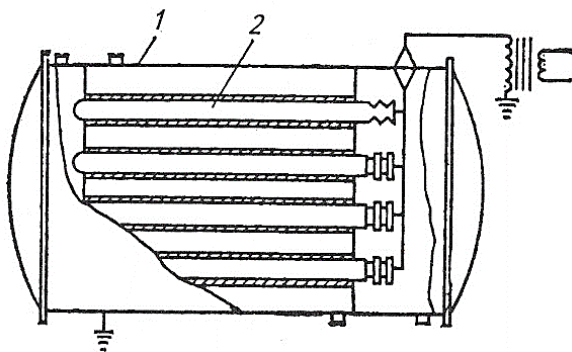


Рис. 60. Озонатор с горизонтальными трубчатыми элементами:
1 – корпус; 2 – трубчатый элемент

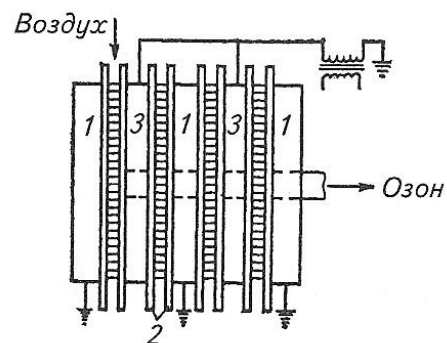
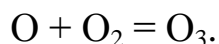


Рис. 61. Схема пластинчатого озонатора с центральным коллектором:
1 – полые трубки;
2 – стеклянные пластины;
3 – высоковольтные электроды

Цилиндрические озонаторы представляют собой два цилиндра с общей осью, вставленный один в другой, образуя трубчатый элемент. Цилиндр меньшего диаметра изготавливают из диэлектрика, покрытого с внутренней стороны металлическим напылением (электрод с барьером), цилиндр большего диаметра изготавливают из металла. Такие трубчатые элементы объединяются в блоки и помещаются в емкости с охлаждающей жидкостью. Таким образом, охлаждаются лишь внешние электроды. Выход из строя одного элемента озонатора цилиндрического типа приводит к аварийной остановке и необходимости демонтажа целого блока элементов, что является существенным минусом данного типа озонаторов.

Пластинчатые озонаторы состоят из плоских металлических электродов, разделенных слоем диэлектрика. Устройство системы охлаждения сложнее, чем у трубчатых элементов, но большим плюсом является легкость замены элементов пластинчатого озонатора.

Электрический разряд образуется в узком газовом пространстве между двумя электродами, к которым подведен ток напряжением от 5 до 25 кВ. Молекулы кислорода под действием электрических разрядов дробятся на отдельные атомы, которые легко присоединяются к целым молекулам кислорода, образуя молекулы озона



Отношение потребляемой мощности P (Вт) к производительности по озону q_{oz} (г/ч) называют КПД (η , %) озонаторной установки:

$$\eta = P/q_{oz}. \quad (65)$$

Расход электрической энергии на получение 1 кг озона из хорошо осушенного воздуха для озонаторов различного типа составляет от 13 до 29 кВт·ч, из неосушенного воздуха – от 43 до 57 кВт·ч, а на осушение воздуха и его компрессию – от 6 до 10 кВт·ч.

Техническая характеристика озонаторов с трубчатыми и пластинчатыми электродами приведена в табл. 7 и 8.

Обработка сточной воды озоном состоит из двух процессов: растворение озона в воде и его химического взаимодействия с окисляемыми веществами. Озон в очищаемую сточную воду вводят различными способами: смешением воды с озоновоздушной смесью в эжекторах или специальных роторных механических смесителях; барботированием воздуха, содержащего озон, через слой воды, при

этом распределение воздуха ведут через фильтросные пластины или пористые трубки.

Таблица 7

Техническая характеристика озонаторов с трубчатыми электродами

Тип озонатора	Производительность по озону, кг/ч	Концентрация озонородной смеси, %	Расход воздуха, м ³ /ч	Расход охлаждающей воды, м ³ /ч	Напряжение на электродах, кВ
ОП-4	1,0	16–17	40	1	10
ОП-6	2,0	14–16	80	3	10
ОП-121	1,6	14–16	120	10	16
ОП-315	3,8	12–14	300	30	18
ОПТ-510	6,0	12–14	450	50	18
Шуази	8,3	18–20	450	45	20

Таблица 8

Техническая характеристика высокочастотных озонаторов марки «Озон-ПВ» с пластинчатыми электродами

Тип озонатора	Производительность по озону, г/ч	Расход воздуха, м ³ /ч	Концентрация озона, г/м ³	Тип охлаждения	Габариты L×B×H, мм	Масса, кг
«Озон-5ПВ»	до 5	0,3–0,6	до 15	Воздух	270×120×180	3
«Озон-10ПВ»	до 10	0,3–1,5	до 12	Воздух	200×390×340	7
«Озон-20ПВ»	до 20	1,2–2,0	до 18	Воздух	200×390×340	10
«Озон-40ПВ»	до 40	2,4–4,0	до 18	Воздух, вода	600×450×980	35
«Озон-100ПВ»	до 100	3,0–8,0	до 18	Вода 0,2м ³ /ч	600×450×980	45

Примечание. Производительность и концентрация озона приведена при работе на осушенном воздухе до точки росы не менее -40 °С.

Схемы одно- и двухступенчатой очистки сточных вод озоном приведены на рис. 62. По схеме *a* сточная вода из усреднителя (1) насосом (2) подается в контактный аппарат (3), в который поступает озон, получаемый в генераторе (7), в виде озонородной смеси через эжектор (6). Концентрация озона в озонородной смеси составляет 2,5–3,0 %, который в процессе химического взаимодействия с окисляемым веществом расходуется не полностью.

Непрореагировавший озон направляется в деструктор (4) на обезвреживание, остаточная концентрация которого в отходящем

воздухе не должна превышать 0,01 % по массе. Очистка сточных вод по схеме *б* позволяет повысить коэффициент использования озона а счет двухступенчатой очистки, в которой озоновооздушная смесь, поступающая в контактную камеру (3), окисляет основную массу вещества. Отработанная озоновооздушная смесь, содержащая примерно 2 мг/л озона, направляется в контактную камеру (4), выполняющую роль деструктора, в которой непрореагировавший озон вступает во взаимодействие с химическим веществом поступающей сточной воды.

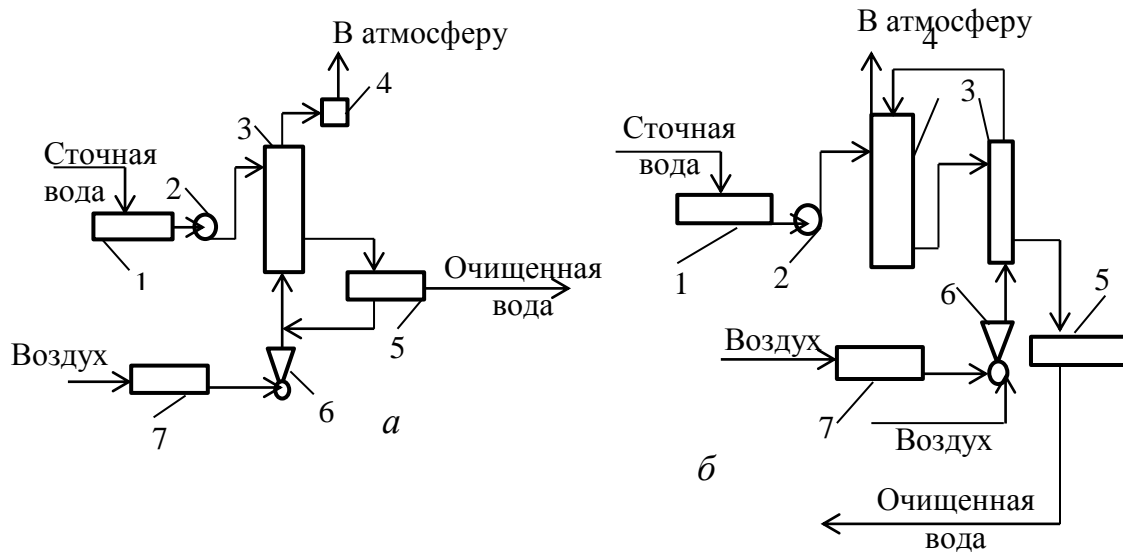


Рис. 62. Схемы установок для очистки сточных вод озонем:

а – одноступенчатая очистка, *б* – двухступенчатая очистка.

1 – усреднитель; 2 – насос; 3 – контактная камера; 4 – деструктор озона;
5 – сборник очищенной воды; 6 – эжектор; 7 – генератор озона

Коэффициент использования озона в контактной камере рассчитывается по формуле

$$\eta = 1 - (1 - 0,1N)^\beta, \quad (66)$$

Значение β рассчитывается по формуле

$$\beta = -(0,113 - 0,0017 \cdot t) \cdot \frac{H \cdot f}{0,25 - \frac{Q}{S}}, \quad (67)$$

где H – высота слоя воды в контактной камере, м (принимается 4,5–5,0 м);
 t – температура воды, $^{\circ}\text{C}$; f – отношение поверхности пузырька озона к его объему, мм^{-1} ; Q – расход воды, $\text{м}^3/\text{с}$; S – площадь сечения контактной камеры, м^2 .

Общий объем контактной камеры определяется по формуле

$$V = K_{\text{пр}} \cdot Q \cdot \tau, \quad (68)$$

где $K_{\text{пр}}$ – коэффициент увеличения объема воды вследствие продувки озоновоздушной смесью ($K = 1,1$); τ – время пребывания воды в контактной камере ($\tau = 5\text{--}10$ мин.).

Необходимое количество озона, поступающее в контактную камеру, рассчитывается по формуле

$$m_{\text{оз}} = \frac{d_{\text{оз}} \cdot Q}{1000}, \text{ кг/ч}, \quad (69)$$

где $d_{\text{оз}}$ – требуемая доза озона, г/м^3 (принимается 2,6–5,0 или определяется экспериментально).

2.2.4. Очистка сточных вод методом восстановления

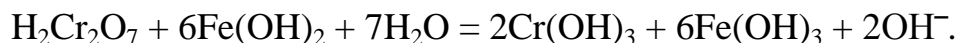
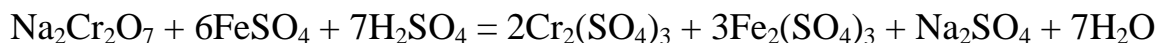
Очистку сточных вод от загрязняющих веществ можно проводить и методами химического восстановления. Этот метод используется для удаления из сточных вод токсичных неорганических веществ, молекулы которых содержат атомы химических элементов в высшей степени окисления. К таким элементам относятся железо, хром, марганец, сера, азот, мышьяк, ртуть и др.

В качестве восстановителей могут использоваться сульфиды, сульфиты, тиосульфаты, водород, активированный уголь, железную стружку, алюминиевую пудру и др. Характерным примером использования данного метода является очистка сточных вод, образующихся в производствах защитных покрытий и печатных плат.

Рассмотрим процесс очистки сточных вод от соединений хрома (VI), которые являются высокотоксичными веществами и содержатся в отработанных технологических растворах, промывных водах гальванического производства. Обработка таких сточных вод производится в два этапа. На первом этапе осуществляется процесс восстановления соединений Cr (VI) до ионов Cr^{3+} , а на втором – процесс нейтрализации обрабатываемых вод с осаждением Cr^{3+} в виде малорастворимого соединения $\text{Cr}(\text{OH})_3$.

В качестве восстановителей могут быть использованы растворы сульфидов (Na_2S), сульфитов (Na_2SO_3), гидросульфитов (NaHSO_3), солей железа (II) и др.

В практике очистки хромсодержащих сточных вод в качестве реагента-восстановителя используют растворы сульфата железа (II). При этом процесс восстановления соединений Cr(VI) можно осуществлять в кислой, нейтральной и щелочной среде:



Расход FeSO_4 зависит от величины pH сточной воды и концентрации в ней соединений Cr (VI). Более благоприятными условиями процесса восстановления хрома являются: pH = 7, температура воды – 20 °С и расход FeSO_4 в 1,3 раза больше стехиометрического.

Очистка хромсодержащих сточных вод данным методом осуществляется на технологических установках, как правило, периодического действия (рис. 63).

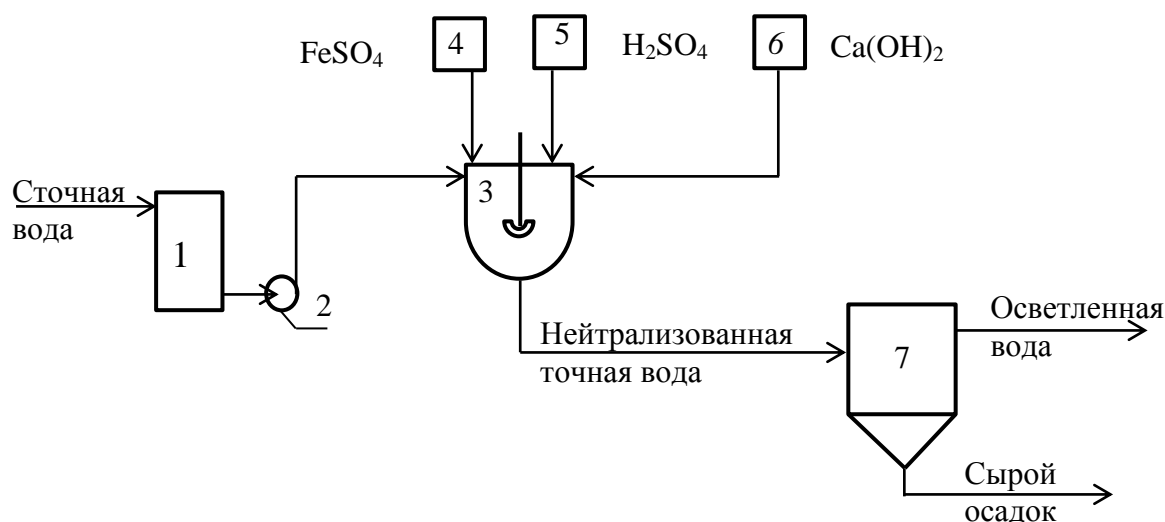


Рис. 63. Схема установки извлечения соединений хрома методом химического восстановления: 1 – усреднитель; 2 – насос; 3 – реактор; 4, 5, 6 – баки-дозаторы растворов реагентов; 7 – вертикальный отстойник

Стадию процесса восстановления соединений Cr(VI) в Cr^{3+} проводят в химическом реакторе с механическим перемешиванием (3), куда из усреднителя (1) насосом (2) подается сточная вода, а из баков-дозаторов (4,5) – растворы сульфата железа (II) и серной кислоты. Время пребывания смеси в реакционной зоне аппарата при непрерывном перемешивании составляет 30 мин.

Стадия нейтрализации сточных вод, в процессе которой происходит перевод ионов Cr^{3+} в малорастворимое соединение $\text{Cr}(\text{OH})_3$, осуществляется в этом же реакторе путем обработки воды раствором известкового молока, который подается в реактор из бака-дозатора (6). Образующаяся в реакторе пульпа самотеком поступает в вертикальный отстойник (7), в котором происходит разделение гетерогенной системы. Очищенная от хромосодержащих соединений, осветленная сточная вода через водоотводящий пилообразный кольцевой желоб удаляется из отстойника, а сырой осадок направляется на обезвоживание и дальнейшую утилизацию.

Методы восстановительной очистки позволяют не только обезвреживать сточные воды путем перевода токсичных соединений хрома, ртути, мышьяка, марганца в малотоксичные, но и утилизировать их в технические продукты и/или полупродукты.

Глава 3

ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

Физико-химические методы используются для удаления из сточных вод тонкодисперсных взвешенных твердых частиц (твердых и жидких), растворенных газов, минеральных и органических веществ. К физико-химическим методам относятся процессы коагуляции, флотации, адсорбции, ионного обмена, экстракции, обратного осмоса и ультрафильтрации [16]. Такие методы позволяют достигать глубокой и стабильной степени очистки при меньшей чувствительности к изменениям нагрузки и составу сточных вод. Технологические схемы с применением данных методов могут быть легко автоматизированы и использованы для рекуперации и последующей утилизации ценных компонентов сточных вод.

3.1. Коагуляция и флокуляция

Коагуляция и флокуляция являются процессами укрупнения дисперсных частиц в результате их взаимодействия и объединения в агрегаты без добавления или с добавлением в сточную воду высокомолекулярных соединений, получивших название флокулянтов, ускоряющими скорость осаждения тонкодисперсных примесей и эмульгированных веществ.

Коагуляция наиболее эффективна для удаления из воды коллоидно-дисперсных частиц с размером 3–100 мкм. Процесс очистки сточных вод этим методом происходит под влиянием добавляемых к ним химических веществ – коагулянтов, в качестве которых обычно используют сульфаты или хлориды алюминия, железа или их смеси.

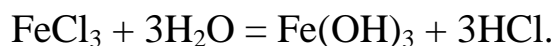
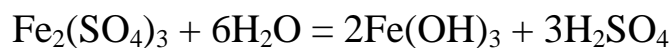
Коагулянты в воде образуют хлопья, поверхность которых имеет слабый положительный заряд. Хлопья обладают способностью улавливать коллоидные частицы, обладающие слабым отрицательным

зарядом, за счет сил электростатического взаимодействия, агрегировать их, увеличивая скорость осаждения под действием силы тяжести.

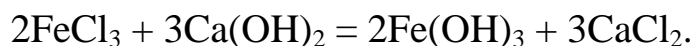
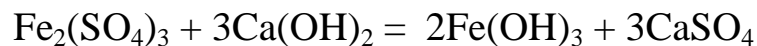
Из солей алюминия в качестве коагулянтов используют сульфат алюминия $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$, алюминат натрия $NaAlO_2$, гидроксохлорид алюминия $Al_2(OH)_5Cl$. Наибольшее распространение в процессах очистки сточных вод получили сульфат и оксихлорид алюминия. Сульфат алюминия эффективно работает как коагулянт в интервале значений рН сточной воды 5,0÷7,5. Его применяют в сухом виде или в виде 50 % раствора. Оксихлорид алюминия обладает меньшей кислотностью по сравнению с сульфатом алюминия и используется для очистки слабощелочных сточных вод.

В качестве коагулянтов используются и соли железа. Наибольшее осветление происходит при применении солей железа (III) в виде сульфатов $Fe_2(SO_4)_3$ и хлоридов $FeCl_3$. Сульфат железа (III) применяют в сухом виде, а хлорид железа (III) в виде 10–15 % водного раствора.

При введении коагулянтов в воду происходит образование хлопьев с высокоразвитой поверхностью, способных улавливать тонкодисперсные взвешенные и коллоидные частицы. При этом происходит процесс слипания частиц в крупные агрегаты. Образование хлопьев происходит в результате процесса гидролиза, который описывается следующими химическими реакциями:



Доза коагулянта зависит от рН сточных вод. Для солей железа (III) значение рН сточных вод должно быть 6–9, а для солей железа (II) выше 9,5. Для подщелачивания сточных вод используют NaOH и/или $Ca(OH)_2$:



Для интенсификации процесса хлопьеобразования в сточную воду добавляют флокулянты. В отличие от коагуляции при флокуляции агрегация происходит не только при непосредственном контакте частиц, но и в результате взаимодействия молекул адсорбированного на частицах флокулянта.

Флокуляцию проводят для интенсификации процесса образования хлопьев коагулянта с целью повышения скорости их осаждения, снижения дозы коагулянтов и уменьшения продолжительности процесса коагуляции. Используют как природные, так и синтетические флокулянты. Из природных наибольшее применение находит диоксид кремния, а из синтетических – полиакриламид (ПАА). Дозу полиакриламида при вводе в трубопровод подачи сточной воды в отстойник принимают равной 0,4–1,5 мг/л, дозу кремниевой кислоты – 2–3 мг/л.

Процесс очистки сточных вод коагуляцией и флокуляцией включает стадии дозирования и смешения реагентов со сточной водой, хлопьеобразования и осаждения хлопьев. Дозы коагулянтов и флокулянтов и эффект очистки сточных вод приведены в прил. – табл. 25. Коагулянты и флокулянты приготавливают в виде растворов или суспензий и смешивают с обрабатываемой водой в смесителях разного типа: перегородчатого дырчатого, гидродинамического, вихревого [17].

Принципиальная схема смесителя в виде лотка с дырчатыми перегородками представлена на рис. 64. Сточная вода совместно с коагулянтом по трубопроводу (1) подается в лоток, разделенный на камеры вертикальными дырчатыми перегородками (2), диаметр отверстий которых составляет 20–100 мм. Переходя через дырчатые перегородки из камеры в камеру, происходит интенсивное перемешивание сточной воды с коагулянтом. Обработанная коагулянтом вода выводится из смесителя в отстойник, где осуществляется разделение образовавшейся гетерогенной системы.

Суммарную площадь отверстий в каждой перегородке рассчитывают по формуле

$$S_{\text{пер}} = \frac{q}{u_0}, \text{ м}^2, \quad (70)$$

где q – расход сточной воды, м³/ч; u_0 – скорость движения воды в отверстиях принимают равной 1 м/с, а в лотке за последней перегородкой – $u_{\text{л}} = 0,6$ м/с.

Уровень воды за последней перегородкой H_0 принимают равной 0,4–0,5 м. Потерю напора в отверстиях определяют по формуле

$$h = \xi \frac{u_0^2}{2g}, \text{ м}, \quad (71)$$

где ξ – коэффициент местного сопротивления, равный для отверстий с острыми краями 0,5, с закругленными краями – 0,2.

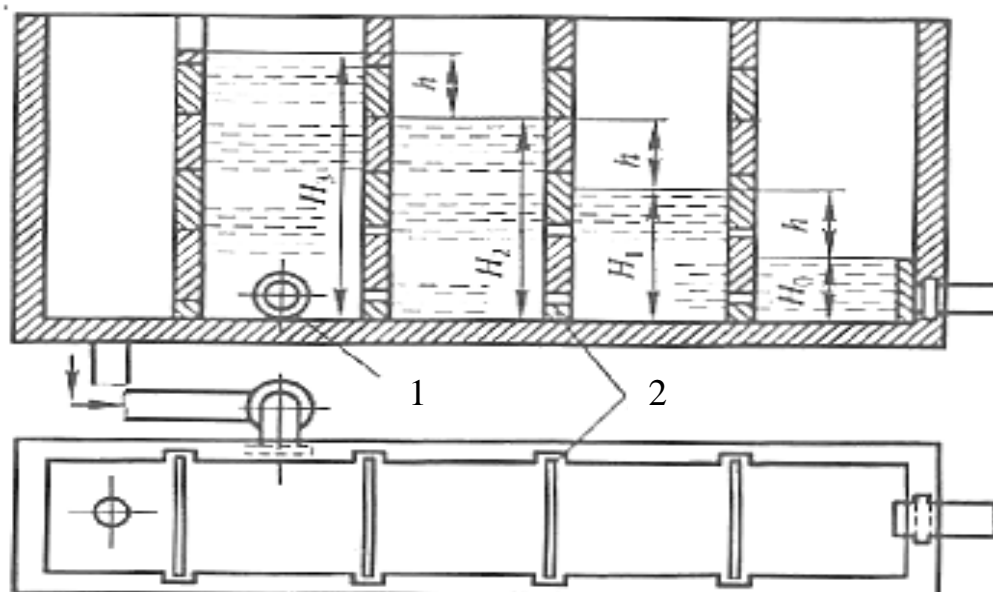


Рис. 64. Дырчатый смеситель:
1 – подача воды; 2 – перегородка с отверстиями

Прибавляя к H_0 величину потеряннного напора h , находят уровень воды в предыдущей камере смесителя и т. д.

Схема аппарата, в котором использован принцип гидродинамического смешения, представлен на рис. 65. Смеситель выполнен в виде вертикального цилиндра с коническим днищем. Перемешивание осуществляется при поступательном движении сточных вод по оси аппарата (3) снизу вверх и тангенциальном вводе реагентов в нижней части конуса (2). Дополнительному перемешиванию способствует изменение скорости движения жидкости в конической части с 1 м/с на входе до 25 мм/с в верхней цилиндрической части. Время пребывания компонентов в смесителе 1,5–2,0 мин.

Диаметр вертикального смесителя (D , м) рассчитывается по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4q}{\pi u_{\text{ц}}}}, \quad (72)$$

где $u_{\text{ц}}$ – скорость движения жидкости в цилиндрической части смесителя;
 q – расход сточной воды, м³/с.

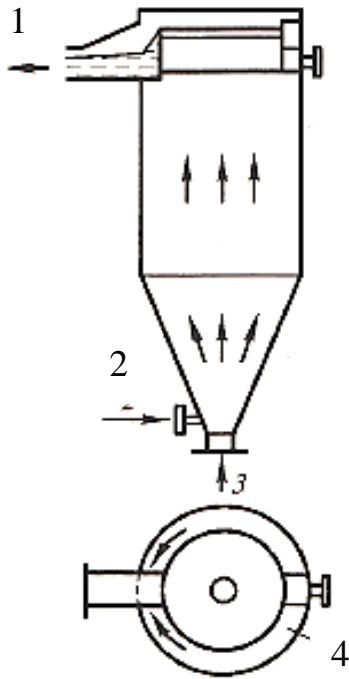


Рис. 65. Вертикальный смеситель:

- 1 – выпуск сточных вод;
- 2 – подача реагентов;
- 3 – подача сточных вод;
- 4 – лоток

Высота конической части находится по формуле

$$h_k = \frac{(D - d_n)}{2 \cdot \sin \frac{\varphi}{2}}, \text{ м}, \quad (73)$$

где d_n – диаметр входного патрубка для обрабатываемой воды, м; φ – угол конусности, принимают 45–60°.

Сечение лотка (4) для отвода воды в камеры хлопьеобразования рассчитывают по формуле

$$F = \frac{q}{u}, \text{ м}^2, \quad (74)$$

где q – расчетный расход воды, м³/с; u – скорость движения воды в лотке, м/с.

Скорость движения воды в лотке принимают равной 0,6–1,0 м/с, а продолжительность пребывания – не более 2 мин.

Установка камер хлопьеобразования после смесителей необходима для завершения процесса перемешивания сточной воды с реагентами и обеспечения более полной агломерации мелких хлопьев коагулянта. Камеры хлопьеобразования существуют следующих типов: водоворотные, вихревые, со слоем взвешенного осадка, с механическим перемешиванием.

Водоворотная камера хлопьеобразования (рис. 66) представляет собой вертикальный отстойник (4), внутри которого размещена камера хлопьеобразования (2). Тангенциально со скоростью 2–3 м/с в камеру по трубе (1) подается сточная вода, на выходе из которой она проходит через гаситель вращательного движения жидкости (3). Это обеспечивает интенсивное осаждение взвешенных веществ в отстойной зоне аппарата и осветление обрабатываемой сточной воды. Осветленная сточная вода удаляется из аппарата через водосливной желоб (5). Образующийся осадок самотеком выводится из отстойной зоны аппарата.

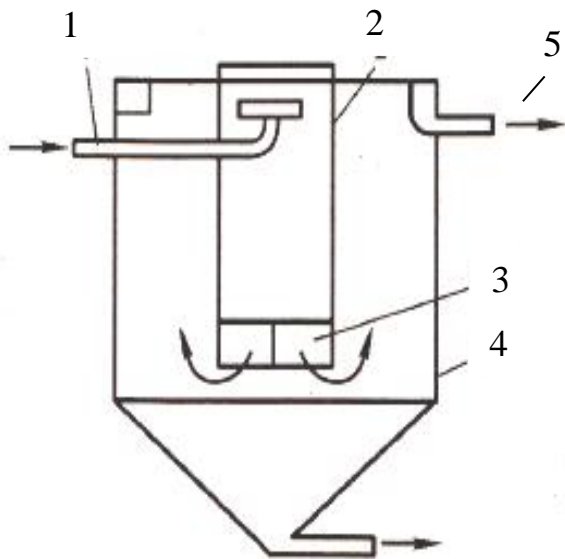


Рис.66. Водоворотная камера:

- 1 – подвод воды;
- 2 – камера;
- 3 – гаситель;
- 4 – отстойник;
- 5 – водосливной желоб

Время пребывания воды в камере хлопьеобразования принимают 15–20 мин., а время отстаивания – около 1 ч. Высота камеры принимается 3,6–4,0 м. Диаметр отстойника рассчитывают по формуле

$$D_{отс} = 1,13 \left[\frac{(V_{ос} + V_{к.х.})}{H_{ос}} \right], \text{ м}, \quad (75)$$

где $V_{ос}$ – объем зоны осаждения, м³; $V_{к.х.}$ – объем конической части отстойника, м³; $H_{ос}$ – высота зоны осаждения, м (принимается на 0,5 м больше высоты камеры хлопьеобразования).

Объем зоны осаждения рассчитывается по формуле

$$V_{ос} = \frac{q_{max} \cdot \tau_{ос}}{n_k}, \text{ м}^3, \quad (76)$$

где $\tau_{ос}$ – время осаждения, с; n_k – количество камер.

Вихревая камера хлопьеобразования выполнена в виде конического расширяющегося сверху резервуара с нижним впуском сточной воды и раствора коагулянта со скоростью 0,7–1,2 м/с. Угол раскрытия конуса 45–50°, скорость восходящего потока на уровне слива осветленной воды 4–5 мм/с, продолжительность пребывания воды в камере 6–10 мин.

По принципу работы вихревая камера аналогична вертикальному смесителю.

Камера хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка используется для обработки сточных вод, содержащих не более 4 г/л взвешенных веществ, способных к агрегации. Конструкция такой камеры аналогична отстойнику-осветлителю (рис. 23), в котором протекают три основных процесса: смешение, коагуляция и осветление сточных вод. Обрабатываемая вода и раствор коагулянта проходят снизу вверх через слой взвешенного осадка, ранее выделившегося в конической части аппарата, с такой скоростью, при которой взвешенные частицы не уносятся из зоны взвешенного слоя осадка осветленной водой.

Объем восходящего потока через слой взвешенного шлама зависит от концентрации взвешенных веществ. Так, при обработке сточных вод сульфатом алюминия при концентрации взвешенных веществ до 400 мг/л расчетная скорость восходящего потока равна 0,8–1,0 мм/с, до 1000 мг/л – 1,0–1,1, а при 1000–2500 мг/л – 1,1–1,2 мм/с.

По мере накопления осадка он перетекает через боковое окно в осадкоуплотнитель, а из него удаляется на обезвоживание. Камеры хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка проектируются круглыми (диаметр до 15 м) или прямоугольными в плане площадью осветления не более 150 м², расчет площади слоя взвешенного осадка производится с учетом соответствующих скоростей восходящего потока.

Камеры хлопьеобразования с механическим перемешиванием применяются с целью увеличения продолжительности пребывания воды в зоне контакта ее с коагулянтом и, как правило, размещаются в одном аппарате, включающем камеру смешения, хлопьеобразования и отстаивания.

В лопастных камерах хлопьеобразования (рис. 67) перемешивание воды и коагулянта осуществляется при помощи лопастей, закрепленных на горизонтальных осях. Сточная вода и коагулянт подаются в камеру смешения (1), откуда смесь перетекает в камеру хлопьеобразования (2) с горизонтальными лопастными мешалками (3), где про-

исходит образование хлопьев скоагулированной взвеси. Скоагулированная взвесь, поступающая в отстойную камеру (5), под действием гравитационных сил разделяется на осветленную воду и осадок, который накапливается в камере осадка (4).

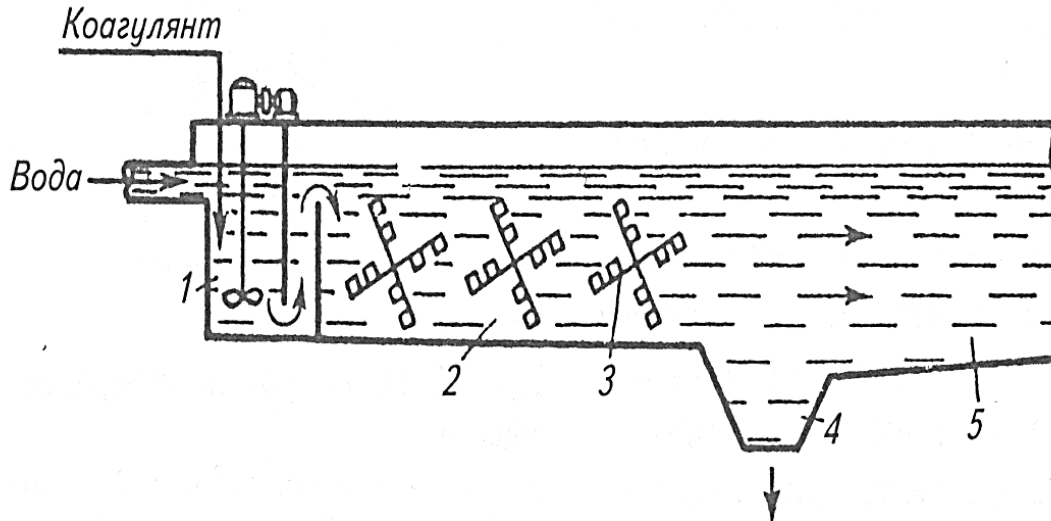


Рис. 67. Схема отстойника с механической камерой хлопьеобразования: 1 – камера смешения; 2 – камера хлопьеобразования; 3 – горизонтальная лопастная мешалка; 4 – камера осадка; 5 – отстойная камера

В камерах хлопьеобразования с лопастным перемешиванием продолжительность пребывания воды 20–30 мин., окружная скорость вращения лопастей 0,15–0,5 м/с. Длину камеры хлопьеобразования рассчитывают по формуле

$$L = \beta z H, \text{ м}, \quad (77)$$

где β – эмпирический коэффициент ($\beta = 1–1,5$); z – количество осей с лопастями ($z = 2–4$); H – глубина воды в камере хлопьеобразования, м.

3.2. Флотация

Метод флотации основан на способности пузырька газа закрепляться на взвешенных частицах и их совместного всплытия на поверхность осветляемой жидкости. Движущей силой процесса является подъемная сила мельчайших пузырьков газа. Процесс очистки сточных вод данным методом определяется адгезионно-поверхностными свойствами пузырьков газа и взвешенной частицы.

В зависимости от метода получения в воде пузырьков газа (воздуха) различают флотацию: пузырьками, образующимися из пересыщенных растворов воздуха в воде (*напорную* и *вакуумную*); диспергированным воздухом, т. е. пузырьками, образующимися механическим дроблением воздуха при помощи механических турбинок (*импеллеров, форсунок*), пористых пластин [18].

При *напорной флотации* сточная вода насыщается воздухом под избыточным давлением (0,17–0,4 МПа), а затем при входе во флотатор давление резко снижается до 0,1 МПа. Напорная флотация применяется в сочетании с процессом коагуляции, при этом обеспечивается высокоэффективное осветление воды. Скорость осветления воды напорной флотацией в 4–5 раз превышает скорость осаждения, объем осадка, образующегося при флотации в 2–4 раза меньше, чем объем осадка в отстойниках. Напорная флотация получила распространение для очистки сточных вод предприятий нефтеперерабатывающей, целлюлозно-бумажной, кожевенной, пищевой промышленности.

Установки напорной флотации включают насос для подачи воды, эжектор для подсоса воздуха в воду, напорный резервуар (сатуратор) и флотатор, в котором и происходит всплывание нерастворимых продуктов. Для очистки сточных вод нашли применение три технологические схемы напорной флотации, отличающиеся друг от друга способом подачи сточной воды и аэрации (рис. 68).

В схеме насыщения всего потока сточной воды воздухом (прямоточная схема 68, *а*) весь поток воды и эжектируемый воздух подаются насосом в виде водно-воздушной смеси в напорный резервуар, где при повышенном давлении растворяется воздух. Образующийся пересыщенный раствор поступает через редукционный клапан во флотатор, работающий под атмосферным давлением. Такая схема аэрации обеспечивает высокоэффективную очистку сточных вод ($\eta = 80\div 95\%$) и мало зависит от концентрации нерастворимых жидких веществ в исходной воде, что связано с вводом в обрабатываемую воду максимального количества воздуха и выделением его пузырьков непосредственно во флотаторе.

Недостатки прямоточной схемы флотации связаны с необходимостью перекачивать под давлением весь объем водно-воздушной смеси и высокой степенью эмульгирования этой смеси при перекачивании насосом, что приводит к снижению эффективности процесса очистки и не рекомендуется применять данную схему для извлечения хлопьевидных, коллоидных частиц.

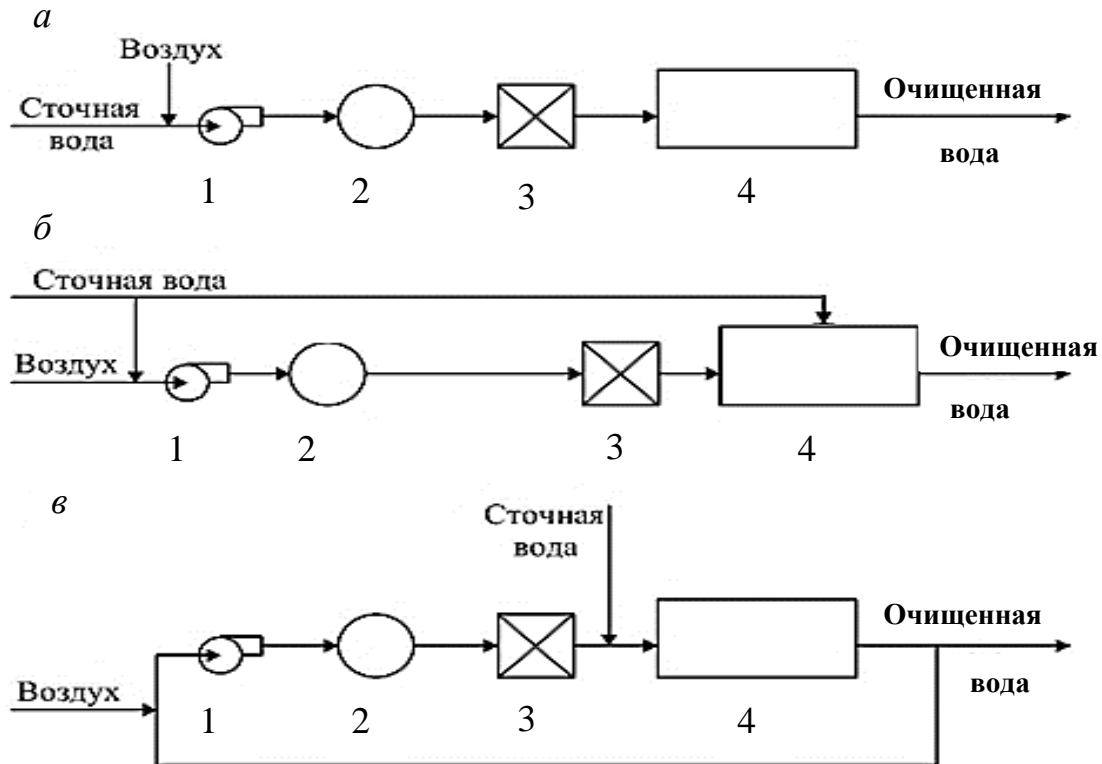


Рис. 68. Схемы напорной флотации: *а* – с насыщением всего потока сточной воды воздухом; *б* – с насыщением части потока сточной воды воздухом; *в* – с насыщением части очищенной воды воздухом и рециркуляцией.
 1 – насос центробежный, 2 – напорный резервуар,
 3 – редукционный клапан, 4 – флотоотстойник

При насыщении части потока воды воздухом (частичная прямоточная схема 68, *б*) большая часть сточной воды (до 70 %) подается непосредственно во флотатор, минуя стадию насыщения воздухом. Схема с насыщением части очищенной воды воздухом и рециркуляцией (схема 68, *в*) и смешением ее с поступающей сточной водой позволяет сохранять хлопья загрязнений в очищаемой воде и создает условия для более быстрого всплывания жидких нерастворимых веществ. Флотационные установки с рециркуляцией и аэрацией части очищенной воды целесообразно использовать для очистки предварительно коагулированных сточных вод, а также биологически очищенных вод и сточных вод, содержащих эмульгированные вещества.

Недостаток данной схемы заключается в большом расходе энергии на дополнительное перекачивание очищенной воды, объем которой может составлять до 40 % от объема очищаемого потока.

Существенным недостатком является очень большой объем флотатора, который увеличивается на величину рециркуляционного потока очищенной воды.

Напорные флотационные установки имеют производительность от 5 до 2000 м³/ч, время пребывания воды в напорной камере – 14 мин., во флотационной камере – 10–20 мин. Типовая конструкция флотатора-отстойника, используемого в процессе напорной флотации, представлена на рис. 69.

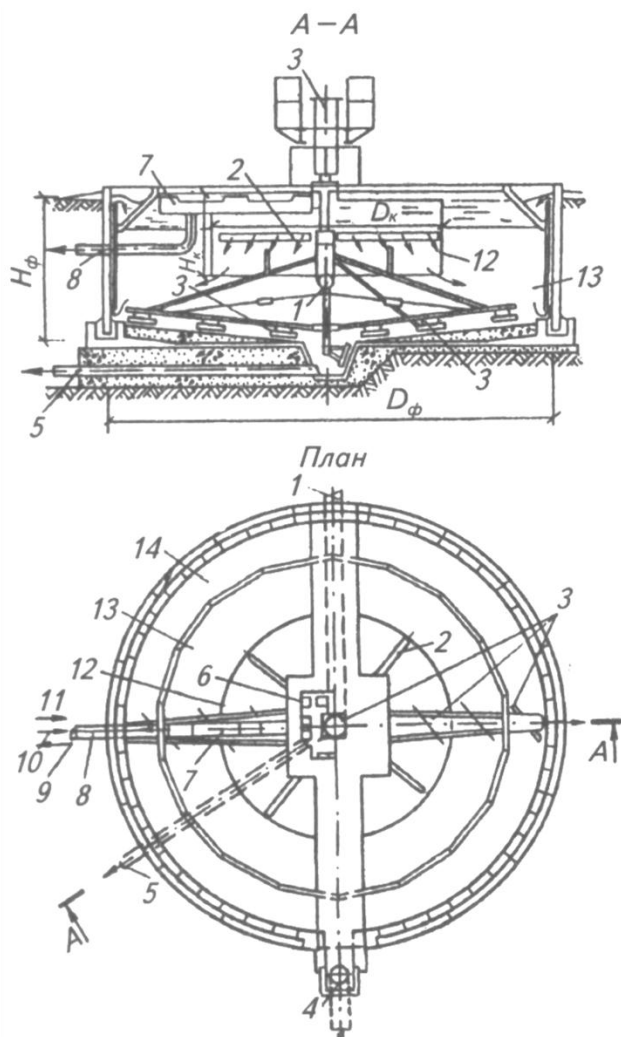


Рис. 69. Флотатор-отстойник:

- 1 – подводящий трубопровод;
- 2 – водораспределитель;
- 3 – механизм для сгребания пены и сбора осадка;
- 4 – отводящий трубопровод;
- 5 – трубопровод отвода осадка;
- 6 – привод механизма;
- 7 – пеносборный лоток;
- 8 – трубопровод отвода пены;
- 9 – отвод конденсата;
- 10 – подача воды на дождевание пены;
- 11 – подача пара;
- 12 – флотационная камера;
- 13 – отстойная зона;
- 14 – кольцевой водосборный лоток

По подводящему трубопроводу (1) водно-воздушная смесь подается во флотационную камеру (12), расположенную в центре аппарата, где происходит всплывание флотируемых веществ в направлении, противоположном движению осветляемой жидкости. По подводящему трубопроводу (1) водно-воздушная смесь подается во флотационную камеру (12), расположенную в центре аппарата, где происходит всплывание флотируемых веществ в направлении, противоположном движению осветляемой жидкости.

Пенный слой, образовавшийся на поверхности жидкости, сгребается вращающейся лопаткой (3) в пеносборный лоток (7). В нижней части флотатора осветленная вода перетекает под полупогружной перегородкой в отстойную зону (13), а затем в кольцевой водосборный лоток (14).

При проектировании флотаторов-отстойников принимают высоту флотационной камеры 1,5 м, а общую высоту аппарата – 3,0 м. Диаметр флотационной камеры (D_k) рассчитывается по формуле

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot q_\phi}{\pi \cdot u_\phi}}, \text{ м}, \quad (78)$$

где q_ϕ – расход сточной воды, м³/ч; u_ϕ – скорость движения воды во флотационной камере, м/ч (рекомендуется принимать равной 10,8).

Диаметр флотатора-отстойника определяется по формуле

$$D_\phi = \sqrt{\frac{4 \cdot q_\phi}{\pi \cdot u_0}} + D_k, \text{ м}, \quad (79)$$

где u_0 – скорость движения воды в отстойной зоне, м/ч (принимается равной 4,7).

Эффективность удаления нерастворимых жидких веществ во флотаторах-отстойниках из сточной воды, предварительно обработанной коагулянтами, составляет 86 %, а без применения коагулянтов – 73 %. Основные габаритные размеры флотаторов-отстойников приведены в прил. – табл. 26.

При вакуумной флотации сточную воду предварительно насыщают газом (воздухом) в аэрационной камере при атмосферном давлении, откуда ее направляют во флотационную камеру, где вакуум-насосом поддерживается разрежение 30–40 кПа (остаточное давлением 0,35–0,4 атм.). Образовавшиеся в жидкости микропузырьки газа (воздуха) равномерно насыщают ее, прилипают к взвешенным частицам и выносят загрязняющие вещества на поверхности жидкости (рис. 70).

С поверхности жидкости они удаляются вращающимися скребками в пеносборник. Процесс образования аэрофлокул (комплекс «воздух – частица») может быть интенсифицирован за счет применения сорбентов-собирателей, пенообразователей, а также веществ, повышающих дисперсность и устойчивость газовых пузырьков. Осветленная вода через кольцевой желоб выводится из флотатора. Продолжительность насыщения воды воздухом в аэрационной камере 1–2 мин., а время пребывания во флотационной камере – 20 мин.

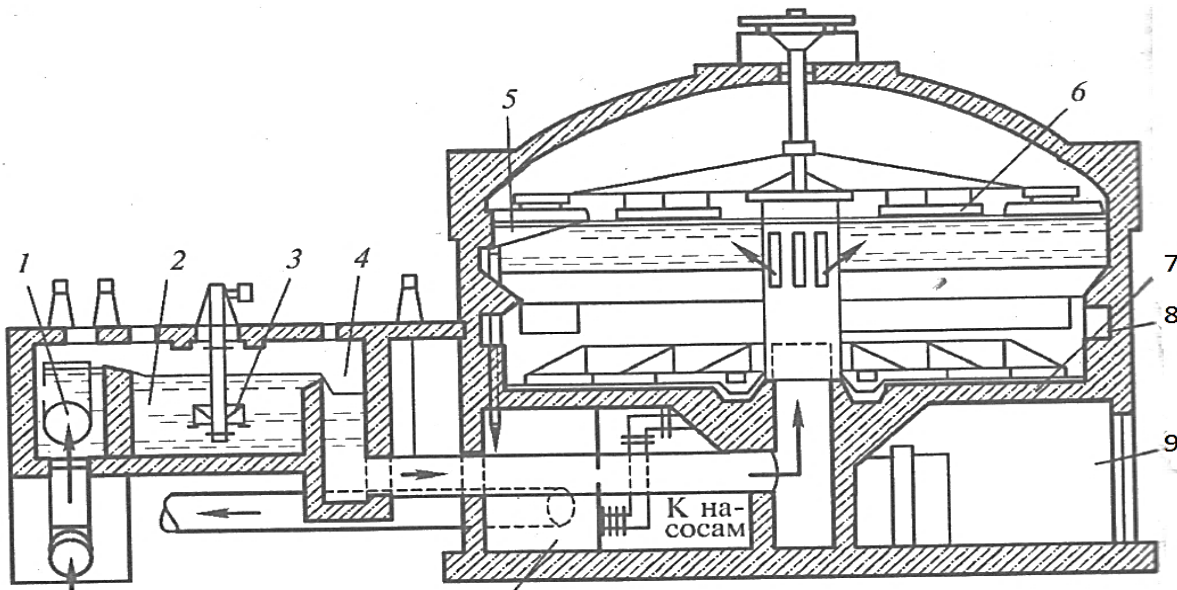


Рис. 70. Схема вакуумного флотатора: 1 — регулятор подачи сточной воды; 2 — аэрационная камера; 3 — аэратор; 4 — деаэратор; 5 — лоток для приема шлама; 6 — поверхностные скребки; 7 — донные скребки; 8 — кольцевой желоб для отвода очищенной воды; 9 — техническое помещение; 10 — шлакоприемник

Достоинством вакуумной флотации является образование аэрофлокул во всем объеме жидкости одновременно в спокойной среде без разрушения предварительно скоагулированных частичек, содержащихся в сточной воде.

Недостаток данного типа флотации связан со слабым насыщением сточной воды пузырьками газа, из-за чего этот способ не применим при концентрации взвешенных частиц в жидкости более 250 мг/л, а также с высокой степенью герметизации аппарата в связи с поддержанием в нем глубокого вакуума.

Импеллерная флотация (с механическим дроблением воздуха) используется для очистки сточных вод от нефти, нефтепродуктов и легко вспенивающихся веществ с их концентрацией в очищаемой воде не менее 3 г/л. Схема такого аппарата для проведения процесса флотации с механическим дроблением воздуха представлена на рис. 71.

Сточная вода подается во флотационную камеру (2) через штуцер (6) и движется сверху вниз параллельно потоку воздуха, подсаемого через центральную трубу (5). В нижней части флотатора размещены лопастные турбины (1), которые приводятся в движение электродвигателем (7). Лопастные турбины осуществляют энергичное

дробление потока воздуха на мельчайшие пузырьки и смешивание их со сточной водой.

Воздушные пузырьки во флотационной камере флотируют загрязняющие вещества на поверхность воды, образовавшийся пенный слой удаляется пеноснимателем (11) в пеносборный бункер (12). Из флотатора выводится очищенная вода, воздух и пенный продукт соответственно через штуцера 9, 10 и 13.

Расчетными параметрами импеллерной флотационной установки являются коэффициент аэрации (α), продолжительность пребывания воды в реакционной зоне аппарата (τ) и диаметр импеллера (d).

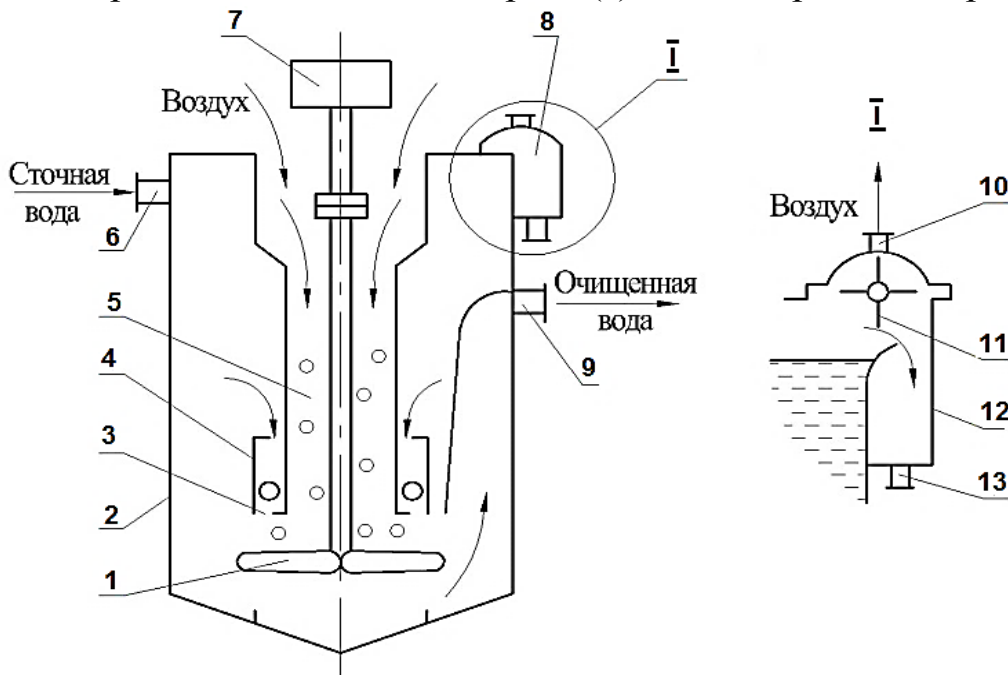


Рис. 71. Флотатор с механическим дроблением воздуха: 1 – лопастные турбины; 2 – флотационная камера; 3 – отверстия для воды; 4 – отстойные перегородки; 5 – центральная труба; 6 – ввод сточной воды; 7 – двигатель; 8 – устройство для вывода воздуха и пены; 9 – вывод очищенной воды; 10 – штуцер вывода воздуха; 11 – пеносниматель; 12 – пеносборный бункер; 13 – штуцер вывода пенного продукта

Продолжительность флотации зависит от физических параметров воды (вязкость, температура, плотность), химической природы и концентрации загрязняющих веществ и устанавливается экспериментально. Для ориентировочных расчетов продолжительность процесса флотации принимают равной 15–20 мин. при среднем значении коэффициента аэрации 0,35. Окружную скорость импеллера принимают 10–15 м/с, диаметр импеллера – не более 0,6 м.

Рабочий объем флотатора вычисляют по формуле

$$V_{\phi} = h \cdot f, \text{ м}^3, \quad (80)$$

где h – высота водовоздушной смеси, м; f – площадь флотационной камеры, м^2 .

Высота водовоздушной смеси рассчитывается по формуле

$$h = \frac{H_c}{\gamma_{ав}}, \text{ м}, \quad (81)$$

где H_c – статический уровень воды в камере, м; $\gamma_{ав}$ – удельный вес водовоздушной смеси ($\gamma_{ав} = 0,67\gamma_{в}$), Н/м^3 .

Статический уровень воды в камере определяют по формуле

$$H_c = \varphi \cdot \frac{\omega^2 \cdot \gamma_{ж}}{2 \cdot g}, \text{ м}, \quad (82)$$

где ω – окружная скорость м/с; φ – коэффициент напора, равный 0,2–0,3.

Рассчитывается необходимое число флотационных аппаратов

$$n = \frac{q_{ж}}{60 \cdot V_{\phi} (1 - \alpha) \tau}, \quad (83)$$

где $q_{ж}$ – расход жидкости через флотатор, $\text{м}^3/\text{с}$.

Мощность электродвигателя импеллера N (кВт) равна

$$N = \frac{q_{аж} \cdot \gamma_{ав} \cdot H_c}{102 \cdot \eta}, \quad (84)$$

где η – КПД импеллера, равный 0,2–0,3; $q_{аж} = \frac{q_{ж}}{3,6 \cdot m \cdot (1 - \alpha)}$ – расход аэрируемой сточной воды на одну флотомашину, л/с.

Наиболее распространены двухкамерные прямоточные флотационные установки «Механобр» (рис. 72), имеющие рабочий объем камеры до $6,3 \text{ м}^3$ и производительность по потоку до $12 \text{ м}^3/\text{мин}$.

Сточная вода из приемного кармана (10) первой камеры движется к импеллеру (9), куда по центральной трубе засасывается и воздух. Образовавшаяся водо-воздушная смесь выбрасывается во флотационную камеру (2) через решетки (8), установленные над импеллером. Всплывание флотируемых частиц происходит над решеткой, а пена удаляется лопастным пеноснимателем (6).

Предварительно очищенная вода из первой камеры поступает для доочистки во вторую камеру флотатора, откуда осветленная вода отводится через выпускной карман (11).

Недостатком импеллерной флотации является невозможность использовать коагулянты, поскольку при турбулентном потоке происходит разрушение хлопьев коагулянта.

Флотация с подачей воздуха через пористые пластины, уложенные на дне флотационной камеры, отличается простотой аппаратного оформления и относительно малыми энергетическими затратами. Однако данный метод используется редко, поскольку, с одной стороны, очень мелкие поры (4–50 мкм) пластин забиваются частицами загрязняющих веществ, с другой стороны, трудно подобрать материал для изготовления пластин с равновеликими отверстиями, обеспечивающими получения пузырьков одинакового размера.

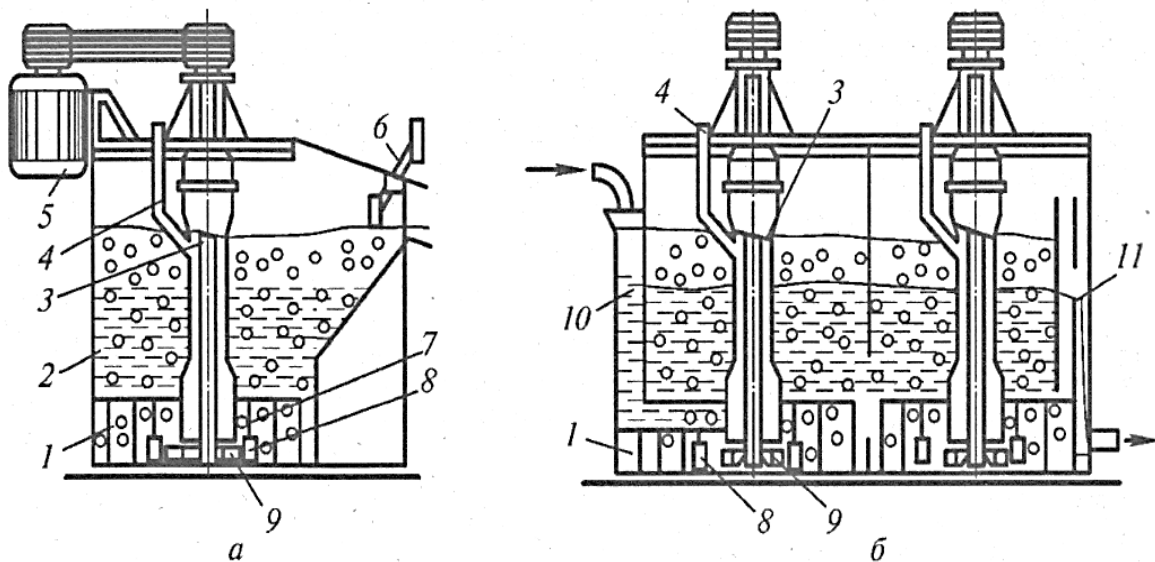


Рис. 72. Двухкамерная проточная флотационная установка:

а – поперечный разрез; *б* – продольный разрез;

1 – отстойники; 2 – флотационная камера; 3 – вал импеллера; 4 – воздушная трубка; 5 – электродвигатель; 6 – пеносниматель; 7 – отверстие в решетке для внутренней циркуляции воды; 8 – решетка; 9 – импеллер; 10, 11 – приемный и выпускной карманы соответственно

Сточные воды при таком способе флотации подаются сверху, а отводятся снизу. По опытным данным давление воздуха должно быть 0,1–0,2 мПа, расход воздуха – 40–70 м³/(м²·ч), продолжительность флотации 20–30 мин.

3.3. Адсорбция и ионный обмен

Процессы ионного обмена и адсорбции нашли широкое применение в очистке сточных вод от примесей молекулярной и ионной степени дисперсности. Эти методы позволяют не только с высокой эффективностью очищать сточные воды от загрязняющих веществ, но и извлекать из них ценные химические компоненты с последующей их утилизацией.

3.3.1. Адсорбция

Адсорбцию используют для обезвреживания сточных вод от фенолов, гербицидов, пестицидов, ароматических нитросоединений, СПАВ, красителей, нефтепродуктов и других эмульгированных органических веществ.

Адсорбционная очистка может быть регенеративной и деструктивной. При регенеративной очистке происходит извлечение из адсорбента адсорбированных веществ с последующей их утилизацией. При деструктивной очистке извлеченные из сточной воды вещества подвергаются уничтожению совместно с адсорбентом.

В качестве адсорбентов используют активные угли различных марок, алюмосиликатные материалы, металлургические шлаки, золу ТЭС, древесные опилки, синтетические ионообменные смолы. Практическое применение для очистки сточных вод находят активные угли, иониты и алюмосиликатные материалы. Характеристика различных марок активных углей и сильнокислотных катионитов приведены в прил. – табл. 27 и 28.

В общем случае процесс адсорбции состоит из трех стадий: переноса вещества из сточной воды к поверхности адсорбента (внешнедиффузионная область), собственно адсорбционный процесс – закрепление молекул извлекаемого вещества на поверхности адсорбента и переноса вещества внутрь зерен адсорбента (внутридиффузионная область).

Скорость массопереноса вещества во внешнедиффузионной области определяется интенсивностью турбулентности потока, которая в свою очередь зависит от скорости жидкости. Во внутридиффузионной области интенсивность массопереноса зависит от химической природы адсорбента, его дисперсности, текстурных характеристик и от размера молекул адсорбирующихся веществ.

Основным условием выбора адсорбента является его высокое адсорбционное сродство к конкретному извлекаемому из сточных вод веществу.

Адсорбционные процессы очистки сточных вод осуществляются в технологических аппаратах, называемых *адсорберами*. Существуют адсорберы с *неподвижным слоем сорбента, подвижным и псевдооживленным слоем*.

Принцип действия *адсорберов с неподвижным слоем адсорбента* основан на процессе фильтрации жидкости до проскока извлекаемого вещества в фильтрат, концентрация которого не превышает нормативного показателя. Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента представляют собой вертикальную цилиндрическую колонну, в корпусе которой на горизонтальной поддерживающей дренажной решетке располагается слой неподвижного сорбента с размером зерен $1,5 \div 5,0$ мм. Конструкции таких аппаратов аналогичны конструкции вертикального напорного фильтра с зернистой загрузкой (см. рис. 38).

При фильтровании сточной воды сверху вниз одновременно с процессом адсорбции может происходить накопление высокодисперсной взвеси в верхнем слое загрузки, приводящей к увеличению гидравлического сопротивления слоя загрузки и необходимости процесса промывки до окончания времени защитного действия фильтра. Для устранения данного недостатка рекомендуется предварительное удаление из сточной воды высокодисперсных взвесей.

При фильтровании снизу вверх происходит равномерное заполнение сточной водой всего объема адсорбента, что обеспечивает более высокую степень очистки. Однако в этом случае промывка отработанного слоя адсорбента и его взрыхление производится со скоростью подачи промывной воды большей, чем скорость фильтрации. Отработанный адсорбент периодически подвергается процессу регенерации.

Принцип работы *адсорберов с подвижным слоем* основан на противоточном движении в аппарате адсорбента и сточной воды. Адсорберы с движущимся слоем представляют собой вертикальную цилиндрическую колонну с коническим днищем, в которой сточная вода движется снизу вверх, а адсорбент – сверху вниз (рис. 73).

Адсорбер работает в противоточном режиме. Сточная вода поступает в нижнюю часть колонны по трубопроводу (2) и, пройдя через слой адсорбента, выводится через дренажное устройство (1), разделяющее слой сорбента на две зоны – нижнюю и верхнюю. Верхний

слой адсорбента удерживает нижележащий слой, предохраняя его от псевдоожижения и улучшая процесс массообмена. При этом скорость восходящего потока жидкости может быть намного выше скорости уноса частиц адсорбента. Адсорбент поступает через открытую верхнюю часть аппарата, а отработанный выводится через питатель (3) в нижней части колонны.

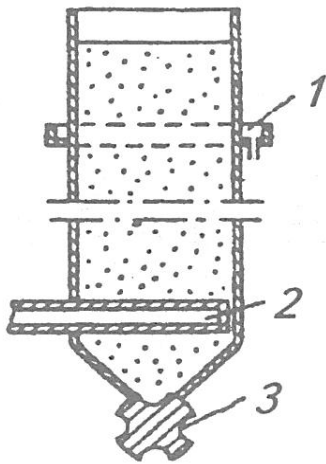


Рис. 73. Схема адсорбера с подвижным слоем сорбента:
1 – дренажное устройство;
2 – трубопровод подачи воды;
3 – питатель

Общий вид адсорбера с движущимся слоем для глубокой доочистки сточных вод показан на рис. 74. Сточная вода через трубопровод (8) подается в нижнюю часть аппарата, проходит через слой адсорбента снизу вверх, поступает в коллектор очищенной воды (2), расположенный в средней части адсорбера (7) и выводится через дренажный трубопровод (9). Такая конструкция аппарата позволяет подавать свежий адсорбент из бункера (5), движущийся в противоположном направлении, не прекращая процесса очистки воды. Одновременно с загрузкой свежего адсорбента по трубопроводу (4) отводится и сорбент отработанный. При периодическом выводе выгружают не более 10 % отработанного адсорбента от его общего количества в аппарате.

Основной сложностью в организации работы аппаратов с подвижным слоем является равномерная загрузка и выгрузка адсорбента с размером частиц 0,6–2,5 мм. Устранение этой сложности достигается конической формой днища с углом наклона 60–70°, позволяющим свободно сползать зернистому материалу в зону выгрузки. В качестве разгрузочных устройств используют клапанный, пробковый или шлюзовый питатели, а также шиберный затвор.

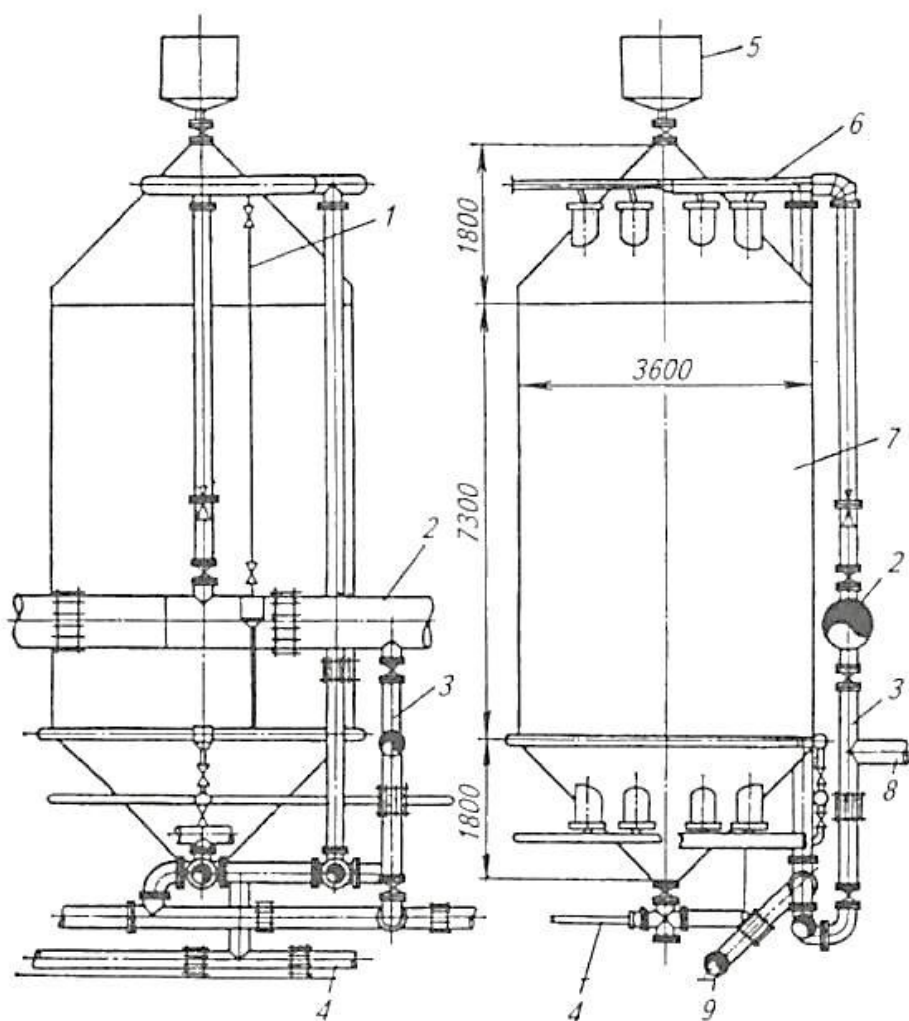


Рис. 74. Общий вид адсорбера с подвижным слоем адсорбента: 1 – пробоотборник; 2 – коллектор очищенной воды; 3 – байпас; 4 – трубопровод отвода адсорбента; 5 – бункер с активным углем; 6 – трубопровод очищенной воды; 7 – адсорбер; 8 – трубопровод подачи сточной воды; 9 – дренажный трубопровод

Общим признаком работы рассмотренных типов адсорберов является циркуляция твердой и жидкой фаз, обеспечивающая интенсивный процесс массообмена между ними, а также неизбежность выноса частиц адсорбента, не утративших свою реакционную способность.

Адсорберы с псевдооживленным слоем применяют для проведения непрерывного процесса в одном аппарате, обладающим высокой производительностью и возможностью использования малых размеров гранул сорбента, обеспечивающих развитую его поверхность.

Такие аппараты представляют собой цилиндрическую колонну, разделенную внутри не провальными тарелками (типа колпачковых) на несколько ступеней и применяются для непрерывного ведения

процесса адсорбции. В непрывальные тарелки встроены конические переливные трубы, соединяющие между собой ступени аппарата.

Широкая часть трубок для перемещения адсорбента выступает над тарелкой на высоту, соответствующую верхней границе псевдооживленного слоя, а узкая часть – погружена в псевдооживленный слой нижней расположенной решетки (рис. 75). В адсорбер сверху подается суспензия сорбента в виде 10–20 % водного раствора (2), а снизу – сточная вода (1). Очищенная вода отводится из верхней части аппарата с помощью водосливного желоба (3), а накапливающийся на нижней тарелке отработанный сорбент выгружается через патрубок (4) в сборник и направляется на регенерацию.

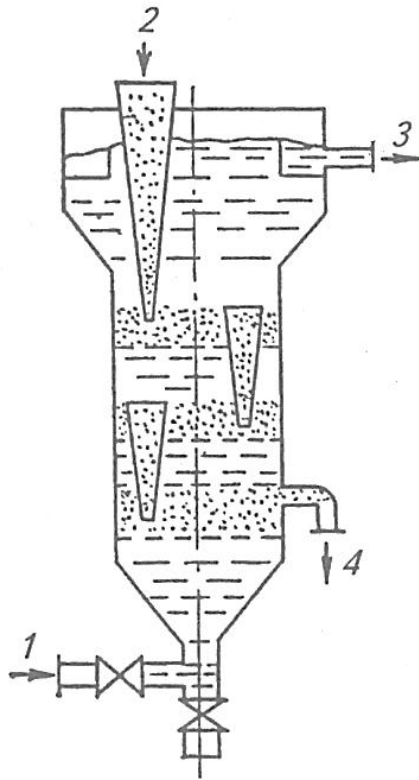


Рис. 75. Многоступенчатый адсорбер с взвешенным слоем сорбента:

- 1 – подача воды на очистку;
- 2 – ввод суспензии сорбента;
- 3 – вывод очищенной воды;
- 4 – выгрузка суспензии сорбента для регенерации

Основными технологическими характеристиками работы адсорберов являются количество сорбента (g , кг), высота слоя сорбента (H , м), скорость фильтрования жидкости (u , м/ч), время защитного действия фильтра (τ , ч) [19]. Количество адсорбента, необходимое для очистки сточной воды от загрязняющих веществ до достижения нормативного показателя, рассчитывают по формуле

$$g = \frac{V \cdot (C_H - C_{\text{ост.}}) \cdot \rho_{\text{адс.}}}{a}, \text{ кг}, \quad (85)$$

где V – объем сточной воды, м³; C_H и $C_{\text{ост.}}$ – концентрация загрязняющего вещества в исходной и очищенной воде, кг/м³, $\rho_{\text{адс.}}$ – удельный объем адсорбента, м³/кг; a – динамическая обменная емкость адсорбента, г-экв/м³.

Значения удельного объема адсорбента и его динамической обменной емкости для активных углей и катионитов принимают в прил. – табл. 27 и 28. Поскольку в производственных условиях достичь динамического равновесия адсорбции невозможно, то фактическую динамическую емкость ($a_{\text{ф}}$) принимают 70–80 % для активных углей и 75–90 % для ионитов от величины динамической обменной емкости адсорбента.

Высота слоя сорбента рассчитывается исходя из количества загрязнений, которое необходимо уловить за один рабочий цикл, по формуле

$$H = \frac{M}{(S \cdot a_{\text{ф}})} + H_p, \text{ м}, \quad (86)$$

где M – масса загрязняющего вещества, которое необходимо уловить за один рабочий цикл, кг; S – площадь сечения адсорбера, м²; $a_{\text{ф}}$ – фактическая динамическая емкость сорбента, г-экв/м³; H_p – экспериментально определяемая потеря высоты слоя сорбента (принимается равной 5 % от общей высоты загрузки).

Площадь сечения аппарата рассчитывается по формуле

$$S = \frac{Q_{\text{сут}}}{24 \cdot u}, \text{ м}^2, \quad (87)$$

где $Q_{\text{сут}}$ – суточный расход сточных вод, м³; u – скорость фильтрования, м/час (принимается не более 03 м/ч).

Время защитного действия фильтра определяют по времени его насыщения на 90 % загрязняющим веществом и рассчитывают по формуле

$$\tau = \frac{V \cdot (C_H - C_{\text{ост.}}) \cdot K}{g \cdot a_{\text{ф}}}, \text{ ч}, \quad (88)$$

где K – коэффициент насыщения слоя сорбента.

Процесс адсорбции может быть осуществлен по непрерывной, периодической и полупериодической схеме. Наибольшее применение в практике очистки сточных вод находят адсорбционные установки полупериодического действия с неподвижным слоем адсорбента, которые являются непрерывно действующими по воде и периодически по сорбенту.

В качестве адсорбента используют гранулированные зернистые активные угли. Процесс в таких установках протекает в динамических условиях, что позволяет практически реализовать полностью обменную емкость адсорбента и надежно контролировать процесс его насыщения (рис. 76).

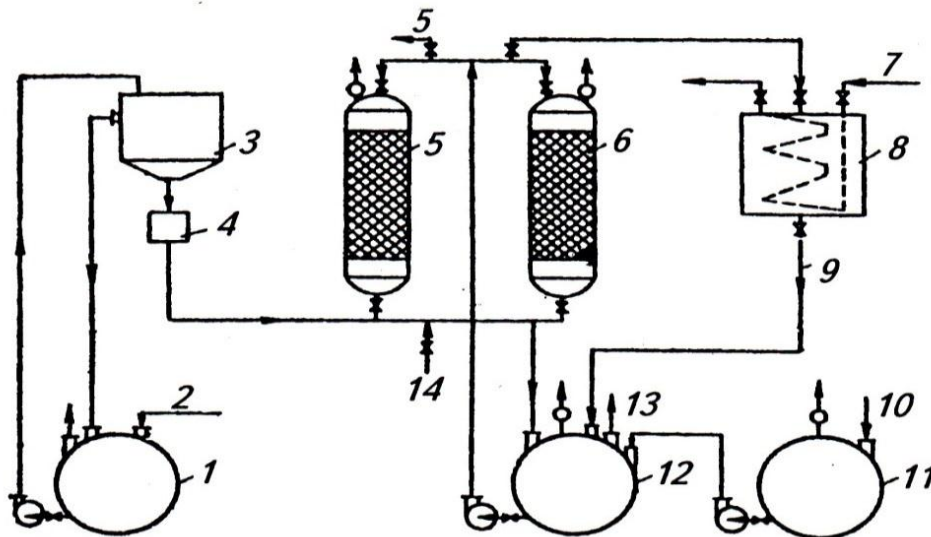


Рис. 76. Технологическая схема установки сорбционного извлечения нитропродуктов из сточных вод активированным углем: 1 – сборник сточных вод; 2 – сточная вода; 3 – напорная емкость; 4 – регулятор скорости напора; 5 – очищенная вода; 6 – сорбционная колонна; 7 – охлаждающая вода; 8 – конденсатор; 9 – конденсат; 10 – растворитель; 11 – сборник растворителя; 12 – сборник экстракта; 13 – экстракт на ректификацию; 14 – острый пар

Отработанный адсорбент регенерируют чаще всего растворителями (бензол, метанол, этанол, метиленхлорид и др.) с последующей отгонкой их следов острым паром. При исчерпании реакционной способности адсорбента в какой-либо колонне его заменяют новым. Отработанный растворитель (экстракт) направляют на перегонку, а затем возвращают в цикл регенерации адсорбента.

3.3.2. Ионный обмен

Ионный обмен является одним из основных способов умягчения, опреснения и обессоливания воды, а также эффективным методом извлечения из сточных вод растворенных ионных компонентов, содержащих ценные или ядовитые вещества (медь, хром, марганец, цинк и др.).

Метод позволяет рекуперировать ценные вещества при высокой степени очистки воды.

Ионный обмен основан на способности твердых веществ (ионитов) обменивать ионы, содержащиеся в них, на ионы раствора, с которыми они находятся во взаимодействии [20].

Твердые вещества, которые способны извлекать (поглощать) из растворов положительные ионы, называют *катионитами*, отрицательные ионы – *анионитами*.

В качестве ионитов используют неорганические природные вещества (цеолиты, глинистые минералы, полевые шпаты и др.), органические природные (гуминовые кислоты почв и углей, сульфогли), однако ведущая роль принадлежит синтетическим органическим ионитам – ионообменным смолам, обладающим развитой поверхностью, высокой поглотительной способностью и механической прочностью.

Основные свойства широко используемых катионитов приведены в прил. – табл. 28.

Важнейшее свойство ионитов – их поглотительная способность, или так называемая обменная (рабочая) емкость, на которую ориентируются при выборе твердого поглотителя. Рабочая емкость ионита – это количество находящихся в воде грамм-эквивалент ионов, которое может поглотить 1 м³ ионита до начала проскока поглощаемых ионов в фильтрат.

Оборудование и технологические схемы для осуществления процессов ионообменной очистки растворов являются аналогами аппаратов и схем очистки вод методом адсорбции. Ионообменная очистка проводится в аппаратах периодического действия – фильтрах (см. рис. 38) или в колоннах непрерывного действия с движущим слоем сорбента (рис. 77).

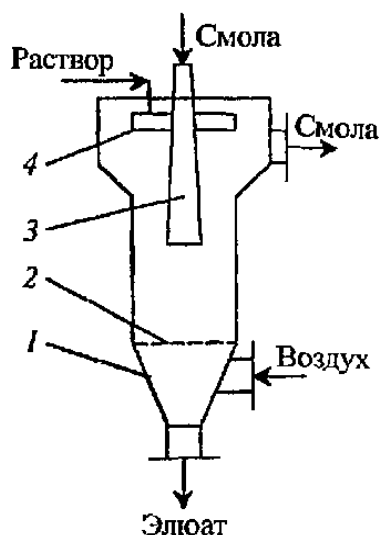


Рис. 77. Пневмо-пульсационная колонна для ионной очистки:

- 1 – колонная;
- 2 – решетка;
- 3 – труба;
- 4 – распределитель раствора

Колонна непрерывного действия для ионообменной очистки растворов представляет собой цилиндрический аппарат, в средней части которого имеется сепарационное пространство. Внутри колонна имеет распределитель раствора (4), коническую трубу (3) для подачи смолы и распределительную решетку (2). Раствор и смолу для их взаимодействия вводят в колонну попутно: раствор с помощью распределителя (4), а смолу – через расширяющуюся книзу трубу (3). Обработанный раствор (фильтрат) самотеком сливается из колонны, а частичное удаление смолы на ее регенерацию производится периодически путем пульсирующей подачи воздуха под распределительную решетку (2).

В процессе ионного обмена смола и раствор в рабочем объеме колонны движутся прямотоком, а отработанная часть смолы выводится из сепарационной зоны аппарата через боковой патрубков и направляется на регенерацию. Столб свежей смолы, находящийся в конической трубе, действует как обратный клапан. Извлечение ионов меди, например, ведут катионитом КУ-1 (катионит универсальный первой степени) при $\text{pH} = 12\text{--}12,4$, сорбционная емкость которого равна 37–50 г на 1 л набухшей смолы. Регенерацию проводят 5 %-м раствором HCl . Концентрация меди в элюате достигает 15–17 г/л. Из кислых сточных вод медь извлекают фосфорнокислыми катионитами (КФ-1, КФ-2), которые затем регенерируют 10–20 %-м раствором серной кислоты.

Извлечение из растворов катионов трехвалентного хрома Cr^{3+} производят Н-катионитами, а хромат-ионов CrO_4^{2-} и/или бихромат-

ионов $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ – высокоосновным анионитом АВ-17 или низкоосновными анионитами АН-18П или АН-25. Емкость анионитов по хрому не зависит от рН в пределах от 1 до 6 и значительно снижается с увеличением $\text{pH} > 6$. При концентрации Cr(VI) в сточной воде 800–1400 моль·экв/л обменная емкость анионита АВ-17-8 составляет 270–376 моль·экв/м³. Регенерат, содержащий бихромат-ионы, направляют на фильтр, заполненный редокс-ионитом для восстановления ионов $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ в ионы Cr^{3+} с последующим их окислением в оксид хрома (III) [21].

Скорость фильтрования в ионообменных установках составляет 10–15 м/ч. Принципиальная схема осуществления процесса ионного обмена при очистке промывных хромсодержащих сточных вод и хромового электролита приведена на рис. 78.

Производительность установки по очищенной воде 2–3 м³/ч, очищенный электролит возвращают в производство, а элюат после регенерации катионитов нейтрализуют известковым раствором и направляют на выделение из него металла.

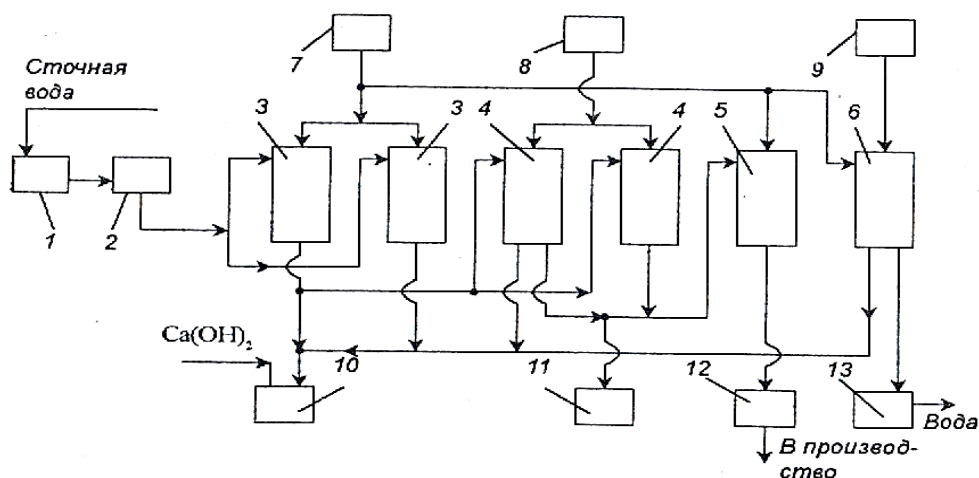


Рис. 78. Схема установки для очистки хромсодержащих промывных вод и хромового электролита:

- 1 – усреднитель; 2 – фильтр; 3 – катионитовые фильтры;
 4 – анионитовые фильтры; 5 – фильтр с редокс-ионитом; 6 – катионитовый
 фильтр для очистки электролита от ионов Fe^{3+} и Cr^{3+} ; 7 – емкость для кислоты;
 8 – емкость для щелочи; 9 – емкость для отработанного электролита;
 10 – нейтрализатор; 11 – сборник очищенной воды;
 12 – сборник оксида хрома (III); 13 – сборник очищенного электролита

3.4. Экстракция и экстракционное оборудование

Метод экстракции позволяет разделить такие жидкие смеси, которые другими методами разделить невозможно или затруднительно (например, сточные воды, содержащие фенол, нитропродукты, органические кислоты, ионы металлов). Использование метода экстракции экономически целесообразно при высоких концентрациях извлекаемых веществ и/или возможности получения высоколиквидных товарных продуктов. Концентрационным пределом рентабельности извлекаемых растворимых веществ из сточных вод принято считать 1 г/л.

В процессе экстракции сточные воды и экстрагент приводят в тесный контакт с целью равномерного распределения экстрагента во всем объеме сточной воды. В качестве экстрагентов используют органические растворители: бензол, тетрахлоридметан, бутилацетат и др., обладающие селективной способностью экстрагировать из сложной водной системы какое-либо одно или группу веществ, заметно отличающихся по плотности от воды или малой растворимостью в ней. В результате взаимодействия фаз получается экстракт – концентрированный раствор извлеченных веществ и рафинат – очищенная сточная вода, из которой в той или иной степени удалены экстрагируемые компоненты. Экстракт отделяют от рафината отстаиванием или центрифугированием. Затем из экстракта извлекают ценные продукты, а из рафината удаляют экстрагент.

Степень извлечения ценного компонента при экстракции определяется коэффициентом распределения K_p , который рассчитывается как отношение концентраций извлекаемого вещества в экстрагенте и в воде на момент установления динамического равновесия в смеси:

$$K_p = \frac{C_э}{C_в}, \quad (89)$$

где $C_э$ и $C_в$ – концентрации вещества в экстрагенте и в воде.

Эффективность процесса экстракции зависит от ряда факторов, основными из которых являются величина поверхности взаимодействия фаз, градиент концентрации извлекаемого вещества, скорость взаимного перемещения фаз, время контакта фаз. В зависимости от условий проведения процесса коэффициент распределения изменяется в пределах 83–92,5 %. После достижения равновесия концентрация

экстрагируемого вещества в экстрагенте значительно выше, чем в сточной воде.

Сконцентрированное в экстрагенте вещество отделяется от растворителя и направляется на утилизацию, а экстрагент после этого вновь используется в технологическом процессе экстракции.

Удельный расход экстрагента при заданных начальной и конечной концентрациях экстрагируемого вещества в сточной воде определяют по формуле

$$A = \frac{C_H - C_K}{K_p \cdot C_H}, \quad (90)$$

где C_H , C_K – концентрация экстрагируемого вещества начальная и конечная соответственно.

Важным условием осуществления полноты процесса экстракции является наличие подвода механической энергии извне для интенсивного перемешивания смеси. Перемешивание необходимо для дробления жидкостей и увеличения тем самым поверхности контакта фаз. Кроме того перемешивание предотвращает расслоение жидкостей при значительной разности их плотностей и обеспечивает многократное взаимодействие фаз для увеличения времени их контакта. Для процесса экстракции используют две группы аппаратов: смесительно-отстойные и колонные.

Процесс экстракции осуществляется в одну или несколько стадий. Одноступенчатая экстракция является периодическим процессом и осуществляется с использованием смесительно-отстойных экстракторов, который представляет собой блок, состоящий из экстрактора с мешалкой и отстойника (рис. 79).

Исходный раствор и экстрагент подают в смеситель (1), где происходит их интенсивное перемешивание, после чего смесь поступает в отстойник (2), в котором происходит разделение смеси на экстракт и рафинат. Экстракт направляется на регенерацию.

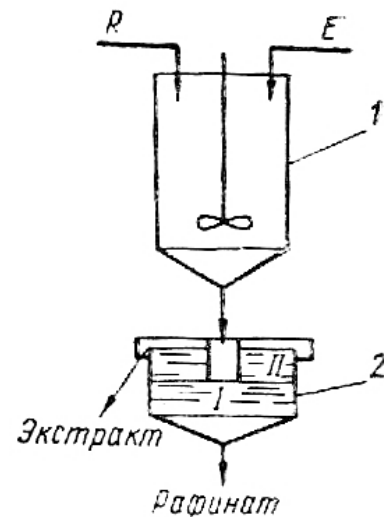


Рис. 79. Схема смесительно-отстойного экстрактора:
1 – экстрактор с мешалкой;
2 – отстойник

Для интенсивного перемешивания смеси смеситель оборудован мешалкой, на вертикальном валу которой установлено два пропеллера с противоположным поворотом лопастей, что обеспечивает не только перемешивание и дробление жидкостей, но и создает их вертикальное движение, препятствующее расслоению жидкостей друг под другом, не дробясь. Для усиления дробящего действия эти пропеллеры помещают иногда в циркуляционную трубу с отверстиями, расположенную по оси экстрактора.

Степень извлечения вещества из водных растворов при периодической экстракции низкая. Поэтому в практике очистки сточных вод используют многоступенчатую экстракцию.

Более полное извлечение экстрагируемого компонента из обрабатываемого раствора достигается многократным смешиванием, которое осуществляется в противоточном движении сред. Схема противоточной трехступенчатой экстракционной установки, аналогичная схеме очистки воды адсорбцией, приведена на рис. 80. Исходные сточные воды на первой ступени подают в экстрактор (2), где интенсивно перемешиваются с экстрагентом, поступающим из отстойника предыдущей ступени, и доводят его до состояния, близкого к насыщению удаляемым компонентом.

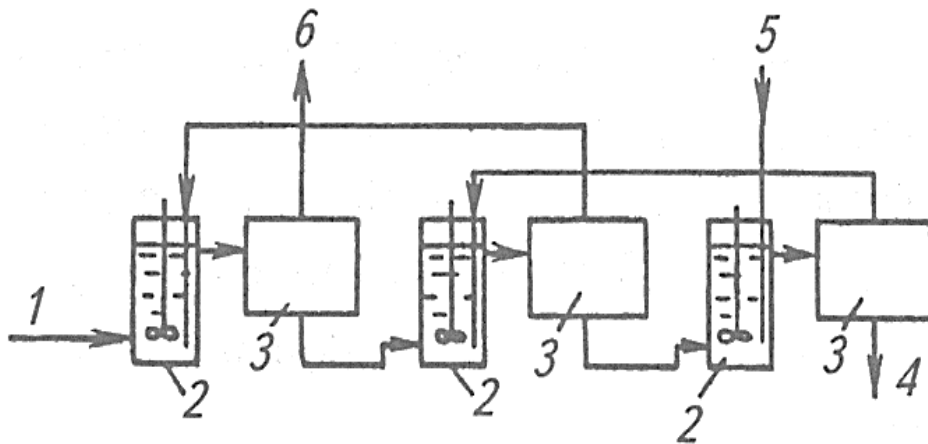


Рис. 80. Схема противоточной многоступенчатой экстракции:

1 – исходные сточные воды; 2 – экстрактор; 3 – отстойник;

4 – очищенные сточные воды (рафинат); 5 – экстрагент;

6 – конечный экстракт

После двукратного повторения процесса экстракции обрабатываемая вода на следующей ступени смешивается с новым экстрагентом, за счет чего достигается такая степень очистки воды, которая позволяет использовать ее для производственных нужд. Конечный

экстракт удаляется из отстойника первой ступени на регенерацию. Регенерация может быть проведена с применением вторичной экстракции – другим растворителем, а также выпариванием, дистилляцией и др.

Использование блока аппаратов, состоящего из экстрактора с мешалкой и отстойника, позволяет быстро достичь стационарного режима работы после пуска, он менее чувствителен к наличию механических примесей в жидкостях. Эти преимущества смесительно-отстойных экстракторов имеют особое значение в производствах с периодическим циклом работы и там, где возможны частые остановки аппаратов. Кроме того они имеют малую высоту.

Степень извлечения фенола из сточной воды при ступенчатой противоточной экстракции достигает 92–97 %. Экстракцию осуществляют фенсольфаном (смесью алифатических эфиров), обладающим высокой растворяющей способностью по отношению к фенолам и малой растворимостью в воде. После регенерации экстракционная способность фенсольфана восстанавливается полностью. Тем не менее такая техническая система требует больших энергетических затрат.

Расчет размеров экстрактора с мешалкой и с отстойником производится по времени пребывания обрабатываемого раствора и экстрагента, обеспечивающему необходимую эффективность блока аппаратов.

В связи с отсутствием до настоящего времени удовлетворительных теоретических методов расчета время пребывания жидкостей определяют опытным путем, принимая КПД блока в интервале 80–98,5 %.

Вместо батареи экстракторов с мешалкой можно применить экстракторы в форме цилиндрических вертикальных колонн со смесительными соплами (рис. 81).

В вертикальный экстрактор со смесительными соплами (2) вводятся экстрагент (E) и обрабатываемый раствор (R) в противоточном режиме. За счет энергии истечения из сопла струи обрабатываемого раствора обеспечивается подсос экстрагента, поступающего по кольцевому каналу (4) в канал (1), и высокая степень его перемешивания с раствором. В камере (3) происходит отстаивание смеси, при этом экстрагент поднимается вверх и выводится из аппарата. Обработанная вода через сопла нижней ступени выводится из аппарата в виде рафината.

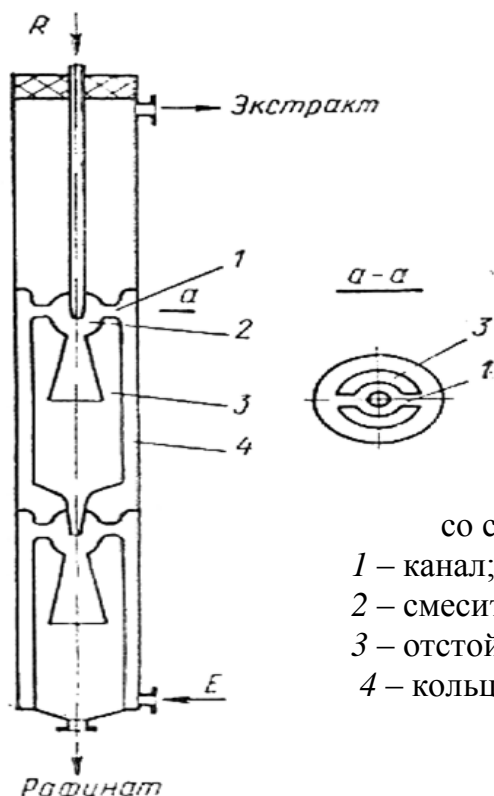


Рис. 81. Экстрактор со смесительными соплами:

- 1 – канал;
- 2 – смесительные сопла;
- 3 – отстойная камера;
- 4 – кольцевая камера

Недостатком экстракторов со смесительными соплами является незначительная продолжительность перемешивания жидкостей в соплах, в связи с чем возможен «проскок» непрореагировавшей жидкости от начала процесса в его конец. Поэтому их рекомендуется применять для маловязких жидкостей с низким поверхностным натяжением. Увеличить продолжительность контакта жидкостей и устранить влияние процесса обратного смешивания в одном аппарате можно путем установки в ней перегородок с отверстиями, как это делается в трубчатом экстракторе (рис. 82). В таком экстракторе обе жидкости движутся прямотоком через ряд последовательно установленных отсеков, образованных перфорированными перегородками. Для улучшения перемешивания жидкостей отверстия в перегородках чередуются по их расположению в сечениях I-I и II-II.

Трубчатый экстрактор прост по устройству и может быть установлен непосредственно в

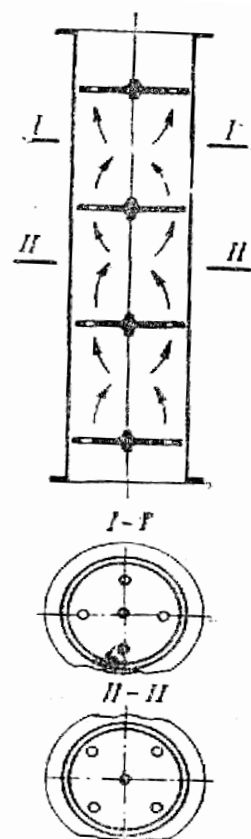


Рис. 82. Трубчатый экстрактор

трубопроводах. Разделение экстракта и рафината производится при сливе смеси жидкостей из экстрактора в отстойник. Прямоточное движение жидкостей дает сравнительно невысокое извлечение компонента из обрабатываемого раствора.

Эксплуатация прямоточных и противоточных аппаратов различных конструкций показывает, что только при противоточной экстракции можно добиться полного извлечения компонента из обрабатываемой смеси и одновременно получить высокую концентрацию компонента в экстракте.

В тарельчатой колонне, представленной на рис. 83, используется противоточное движение фаз, которое дополнено их перекрестным движением, что способствует постепенному обновлению поверхности контакта.

В этих аппаратах по высоте колонны расположены перфорированные тарелки, имеющие отверстия для прохода дисперсионной фазы экстрагента, подаваемого в аппарат снизу (II). Сточная вода (I) движется вдоль тарелки к противоположной стенке аппарата, где через переливной сегмент или трубу сливается на следующую тарелку. При расположении тарелок, показанном на рисунке, диспергируется экстрагент, который как легкая жидкость накапливается под тарелкой.

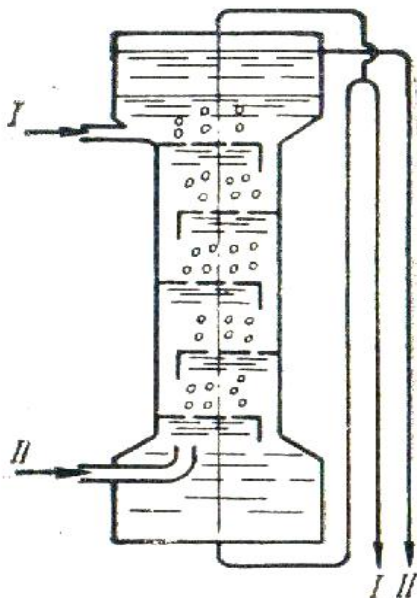


Рис. 83. Тарельчатый экстрактор

Преимущества аппаратов колонного типа перед экстракторами с механическим перемешиванием заключается в простоте конструкции, меньших капитальных затратах на сооружение и меньшим расходом энергии проведения процесса.

По мере накопления под тарелкой он продавливается через отверстия в тарелке на всплывание под гидравлическим давлением столба сточной воды. Проходя далее через отверстия вышерасположенных тарелок, экстрагент дробится и в виде капель поднимается через слой сточной воды.

По сравнению с распылительными и трубчатыми аппаратами, тарельчатые колонны работают более эффективно благодаря уменьшению продольного смешивания фаз.

Преимущества аппаратов колонного типа перед экстракторами с механическим перемешиванием заключается в простоте конструкции, меньших капи-

Имеются экстракционные установки для извлечения нитропродуктов из сточной воды. Такие воды содержат 1,5–2,0 % нитропродуктов и 0,25–0,5 % свободной азотной кислоты.

Нитропродукты экстрагируют бензолом. В процессе экстракции азотная кислота нитрует бензол, и ее концентрация в воде снижается до 0,001–0,003 %. Экстракцию проводят в двухступенчатой установке. Экстракт идет на ректификацию, после которой бензол возвращают на повторное использование, а нитропродукты перерабатывают в готовую продукцию.

Существующие экстракционные установки обеспечивают извлечение фенолов из сточной воды на 92–97 %. Остаточное содержание фенолов после экстракции составляет до 800 мг/л, поэтому их направляют на доочистку.

3.5. Термические методы очистки и обезвреживания сточных вод

К термическим методам обработки сточных вод относятся: концентрирование путем испарения жидкой фазы, термическое окисление примесей, огневое обезвреживание. Термические методы используются преимущественно для очистки промышленных сточных вод высокой степени минерализации и/или содержащих большое количество органических веществ, обеспечивая при этом остаточную концентрацию содержания загрязняющих веществ на уровне ПДК.

Выбор метода термической обработки сточных вод определяется их объемом, составом, концентрацией, коррозионной активностью и необходимой степенью очистки. Рассмотрим особенности методов и аппаратное оформление процессов термической обработки сточных вод.

3.5.1. Концентрирование сточных вод выпариванием

Метод концентрирования сточных вод на практике реализуется путем испарения жидкой фазы с получением условно чистой воды, пригодной для оборотного водоснабжения, и концентрированного раствора солей (рассола), вплоть до выделения из него в последующем сухого вещества. Выпаривание является энергоемким процессом,

в котором теплота от теплоносителя передается кипящему раствору. Это происходит при наличии большой теплопередающей поверхности и интенсивном теплообмене между средами, поэтому выпарные аппараты отличаются большой металлоемкостью. В качестве теплоносителя могут быть использованы высокотемпературные отходящие газы или насыщенный водяной пар.

Наиболее распространенной конструкцией выпарных аппаратов являются кожухотрубные теплообменники (рис. 84). Выпарной аппарат имеет теплопередающую камеру, состоящую из корпуса (1) с приваренными к нему внизу и вверху трубными решетками, в которых закреплены кипяtilьные трубы (2) и центральная циркуляционная труба (3). Над теплопередающей камерой расположен паровой сепаратор (5) с каплеуловителем (4). Над сепаратором находится труба (6) с фонарем (7).

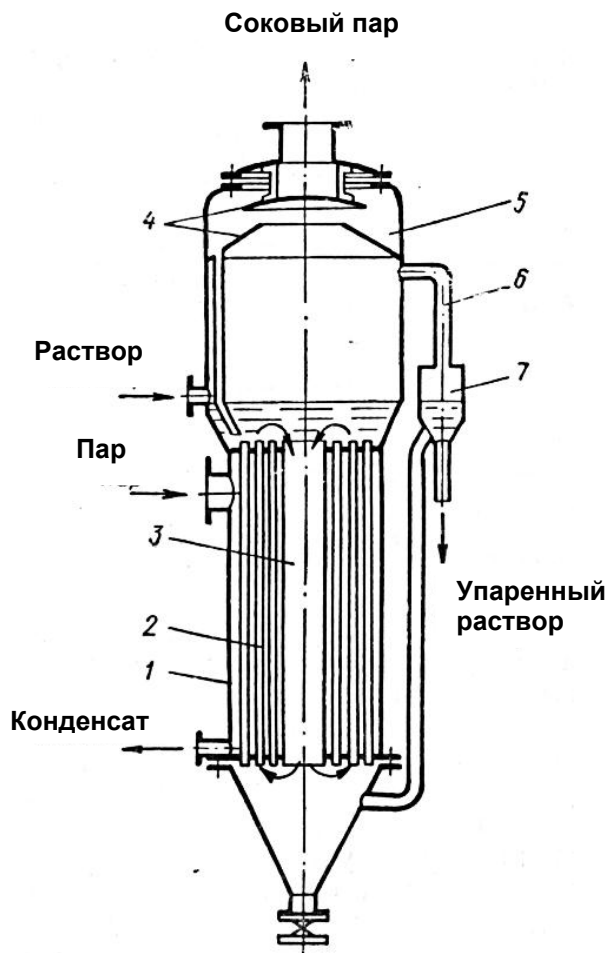


Рис. 84. Схема выпарного аппарата с внутренней циркуляционной трубой:

- 1 – корпус
- 2 – кипяtilьные трубы;
- 3 – циркуляционная труба;
- 4 – каплеуловитель;
- 5 – сепаратор;
- 6 – труба;
- 7 – фонарь

Упариваемый раствор поступает на верхнюю трубную решетку и распределяется по греющим трубам, а греющий пар подается в межтрубное пространство. Образующийся конденсат отводится снизу через конденсационный горшок. Концентрирование раствора до заданной величины осуществляется путем его многократной естествен-

ной циркуляции в центральной трубе и парожидкостной эмульсии в кипяtilьных трубах. Движущей силой данного процесса является разность плотностей упариваемого раствора в центральной трубе и парожидкостной эмульсии в кипяtilьных трубах.

Упаренный рассол непрерывно удаляется по циркуляционной трубе (3) в коническое днище теплопередающей камеры аппарата или через фонарь (7), который служит для поддержания постоянного уровня раствора в аппарате.

В аппарате с помощью трубы (6) поддерживается то же давление, что и в сепараторе (5). Выпарной аппарат с внутренней циркуляционной трубой прост в изготовлении, имеет повышенную скорость движения раствора в кипяtilьных трубах и обеспечивает необходимое время пребывания его в аппарате за счет циркуляции.

Существенным недостатком данной конструкции аппарата является интенсивный процесс отложения солей жесткости на теплопередающих стенках греющих труб. Для борьбы с образованием солевых отложений применяют несколько специальных приемов, основными из которых являются принудительное повышение скорости циркуляции жидкости в кипяtilьных трубах или вынос зоны вскипания из кипяtilьных труб в сепараторное пространство.

Схема выпарного аппарата с выносной нагревательной камерой и вынесенной зоной кипения представлена на рис. 85.

Аппарат состоит из выносной нагревательной камеры (1) и сепаратора (2), соединенных между собой «подъемной» трубой (3) для передачи обрабатываемого раствора и его вскипания в сепараторе под небольшим давлением столба жидкости. Возврат раствора из сепаратора на дополнительное упаривание осуществляется по циркуляционному контуру, сливная труба которого соединена с нижней частью выносной греющей камеры и имеет площадь сечения в 1,5–2,0 раза больше сечения всех кипяtilьных трубок.

Аппарат работает следующим образом. Исходный раствор (сточная вода) поступает в сепаратор и заполняет аппарат до уровня, поддерживаемого с помощью фонаря (4) несколько выше верхнего обреза «подъемной» трубы. В кипяtilьных трубках раствор испытывает дополнительное давление столба жидкости, находящейся в трубе (3).

Высота «подъемной» трубы (3) (или уровень жидкости над трубой (3)) регулируется с помощью фонаря (4) таким образом, чтобы в кипяtilьных трубках происходил только нагрев раствора. Интенсивное парообразование начинается лишь при переходе перегретого рас-

твора в «подъемную» трубу и сепаратор. Скорость циркуляции раствора в трубках находится в пределах $1,2 \div 2,0$ м/с.

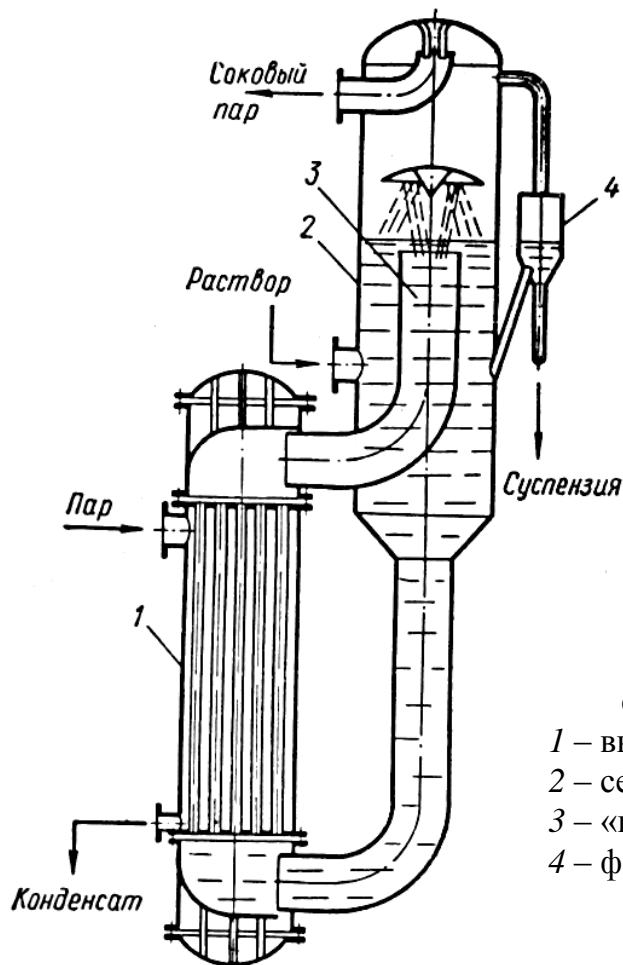


Рис. 85. Выпарной аппарат с вынесенной зоной кипения:

- 1 – выносная нагревательная камера;
- 2 – сепаратор;
- 3 – «подъемная труба»;
- 4 – фонарь

Большая скорость циркуляции, вынос зоны кипения из кипяtilьных трубок и поддержание постоянного количества кристаллов в удаляемой суспензии (не менее 15 %) во многих случаях предотвращают образование накипи и необходимость проведения вспомогательных операций по ее удалению с теплопередающих поверхностей.

Принципиальная схема концентрирования сточной воды с использованием однокорпусного аппарата с принудительной циркуляцией обрабатываемой воды приведена на рис. 86. Исходная вода поступает в подогреватель (2), а затем в сепаратор выпарного аппарата (1) на верхнюю трубную решетку кипяtilьной камеры. Греющий пар поступает в межтрубное пространство и в виде конденсата отводится на подогрев и повторное использование.

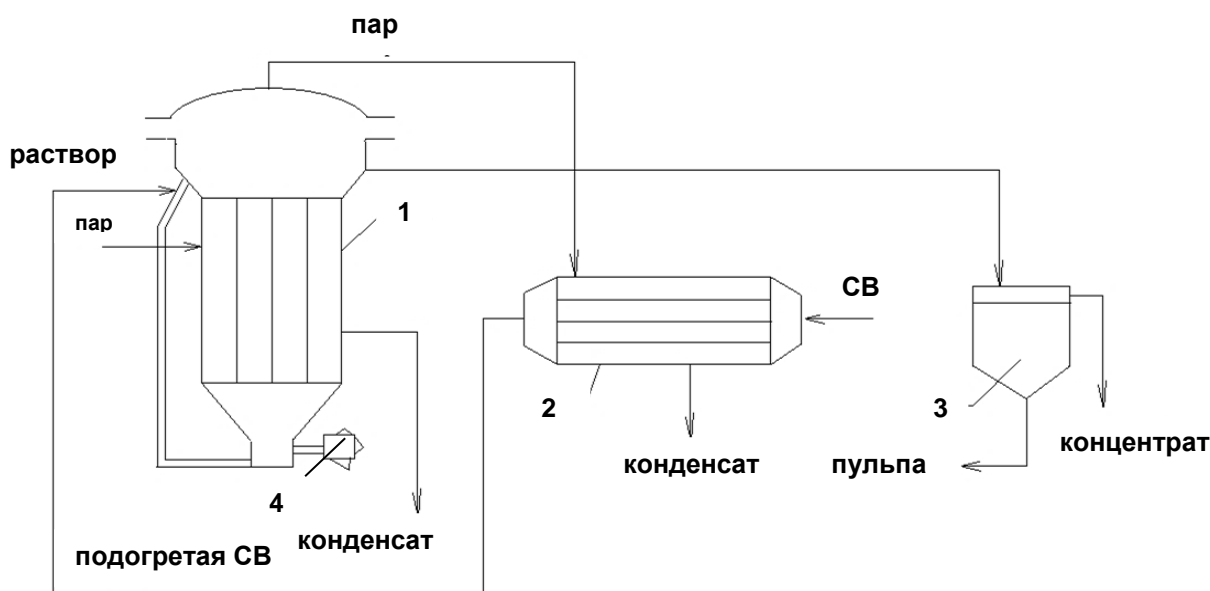


Рис. 86. Схема однокорпусной установки для упаривания сточных вод в теплообменнике: 1 – аппарат с принудительным циркулированием; 2 – подогреватель; 3 – отстойник; 4 – насос

Исходная вода нагревается до кипения путем многократного прохождения циркуляционного контура, состоящего из кипяточной камеры и вынесенной циркуляционной трубы. После достижения заданной концентрации в виде рассола поступает в отстойник (3) для выделения из него солей. Испарившаяся при термической обработке жидкость в виде вторичного пара уносится из сепаратора и используется для подогрева сточной воды.

Одноступенчатую установку для упаривания сточных вод целесообразно использовать для растворов, не чувствительных к длительному воздействию высоких температур, а наличие каплеуловителей в сепараторе позволяет получать вторичный (соковый) пар в виде конденсата, пригодного для использования в оборотном водоснабжении.

Однако одноступенчатая схема упаривания отличается большими затратами тепла и металлоемкостью.

Расчет выпарных аппаратов сводится к определению количества тепла, необходимого для нагрева и испарения части сточной воды и величины теплопередающей поверхности для реализации процесса теплообмена. Рассмотрим пример расчета для кожухотрубного теплообменника [22].

Количество тепла (Q), которое необходимо передать сточной воде (тепловой поток), определяется как сумма величин тепла на

нагрев воды до температуры кипения (Q_1) и тепла на испарение части воды (Q_2), т. е.

$$Q = Q_1 + Q_2. \quad (91)$$

Количество тепла на нагрев сточной воды до ее закипания рассчитывают по формуле

$$Q_1 = c m (t_k - t_n), \text{ кДж}, \quad (92)$$

где c – теплоемкость воды, кДж/кг; m – масса нагреваемой воды, кг/ч; t_k – температура закипания воды, °К; t_n – температура воды на входе в теплообменник, °К.

Количество тепла, затрачиваемого на испарение части сточной воды, составит

$$Q_2 = m_n \cdot r, \text{ кДж}, \quad (93)$$

где m_n – масса испаренной жидкости, кг/ч; r – теплота парообразования воды.

Суммарное количество тепла должно быть передано тепловоспринимающей среде (сточной воде) через разделяющую стенку, поверхность которой находят по уравнению теплопередачи

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}}, \text{ м}^2, \quad (94)$$

где K – общий коэффициент теплопередачи (принимается при вынужденном движении сред $K = 800\text{--}3600$, при свободном движении $K = 300\text{--}1200$ Вт/м²·°К); Δt_{cp} – средняя разность температур между теплопередающей и тепловоспринимающей средами теплоносителем, которая определяется по формуле

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\text{наиб}} + \Delta t_{\text{наим}}}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\text{наиб}}}{\Delta t_{\text{наим}}}}, \text{ К}, \quad (95)$$

где $\Delta t_{\text{наиб}} = t_n - t_p$, $\Delta t_{\text{наим}} = t_n - t_k$ – наибольшая и наименьшая разность температур между теплоотдающей (пар) и тепловоспринимающей (вода) средами на входе и выходе в теплообменнике.

При теплопередаче вода нагревается от температуры t_n до температуры t_k , а температура конденсации греющего пара t_p остается постоянной и зависит от давления греющего пара (t_p при атмосферном давлении принимается равной 373 К).

Если отношение $\Delta t_{\text{наиб}} = \Delta t_{\text{наим}} < 2$, то с достаточной точностью $\Delta t_{\text{ср}}$ можно определить по формуле

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{наиб}} + \Delta t_{\text{наим}}}{2}, \quad (96)$$

По найденному значению требуемой поверхности теплообмена принимают кожухотрубный теплообменник, имеющий поверхность теплообмена несколько большую. Типы, исполнения, основные параметры выпарных аппаратов приведены в прил. – табл. 29.

При необходимости глубокого упаривания сточных вод с целью снижения энергетических затрат организуют совместную работу нескольких выпарных аппаратов (корпусов), соединенных между собой таким образом, что соковый (вторичный) пар каждого корпуса служит греющим для следующего. Этим достигается использование тепла вторичного пара. Принципиальная схема трехкорпусной испарительной установки приведена на рис. 87.

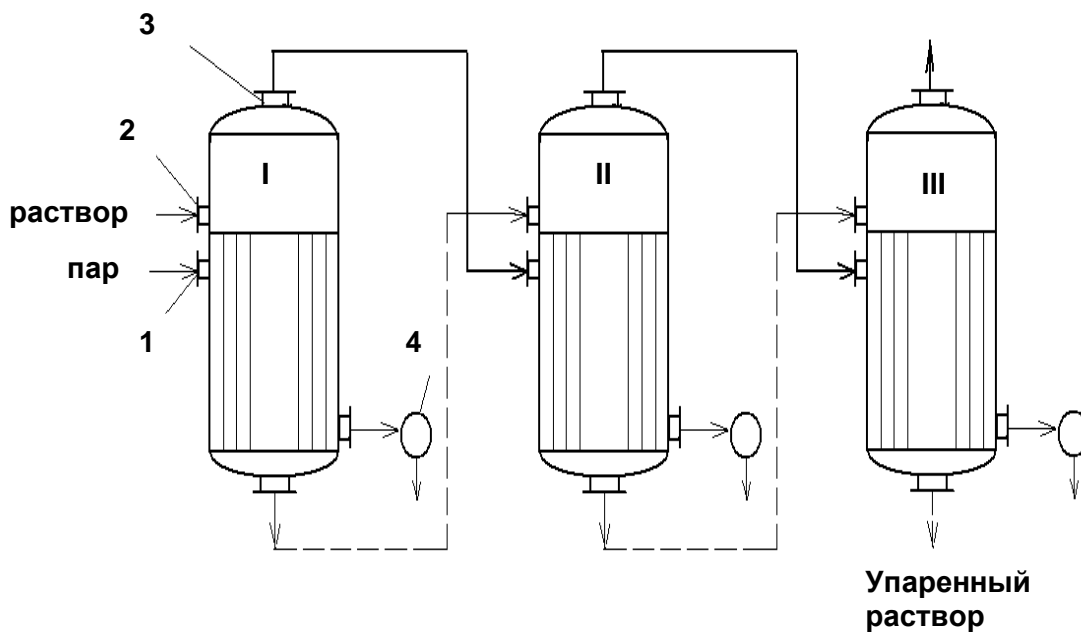


Рис. 87. Многокорпусная выпарная установка I, II, III – нумерация корпусов по ходу пара: 1 – ввод греющего пара; 2 – подача упариваемой сточной воды; 3 – выход вторичного пара; 4 – конденсационный горшок

Сточная вода, содержащая растворенные в ней соли, предварительно подогретая до температуры кипения, поступает в I корпус через штуцер (2). В межтрубное пространство I корпуса через штуцер (1) подается греющий пар (из котельной), который передает кипяще-

му раствору теплоту конденсации. Конденсат отводится через конденсационный горшок (4). Образующийся из кипящего раствора вторичный пар через штуцер (3) поступает в качестве греющего пара в межтрубное пространство II корпуса, а затем в межтрубное пространство III корпуса. Таким образом, для совместной работы выпарных аппаратов в многокорпусной установке в каждом последующем аппарате необходимо обеспечивать условия для кипения раствора при более низких, по сравнению с предыдущим корпусом, температурах. Это вынуждает иметь в каждом последующем аппарате меньшее давление, чем в предыдущем.

В промышленных условиях обогрев выпарных аппаратов производится перегретым паром, имеющим давление не более 0,8 МПа. Это связано с экономичностью работы ТЭЦ и механической прочностью аппаратов. Практически по условиям теплопередачи температура кипения раствора в каждом последующем аппарате на 20–25 °С ниже, чем в предыдущем, а это возможно только при снижении давления на каждой последующей ступени испарения.

Предположим, что упаривается слабо концентрированный водный раствор и на обогрев I корпуса, работающего под атмосферным давлением, подается насыщенный пар давлением 0,2 МПа ($t = 120$ °С). Выходящий из I корпуса соковый пар имеет температуру 100 °С, и он служит для упаривания жидкости во II корпусе, в котором вода может нагреться по условиям теплопередачи только до 80 °С. Следовательно, для кипения жидкости во II корпусе в нем необходимо иметь остаточное давление 0,05 МПа. Остаточное давление в последнем аппарате многокорпусной выпарной установки по условиям создания вакуума составляет обычно 0,01 МПа.

Оптимальное число корпусов установки определяется на основании технико-экономических расчетов. По равенству теплоты конденсации и теплоты испарения можно считать, что при конденсации 1 кг греющего пара из обрабатываемого раствора испарится такое же количество жидкости. В практике расход греющего пара на 1 кг выпаренной воды зависит от числа корпусов выпарной установки. На однокорпусной установке расход греющего пара составляет 1,1 кг/кг выпаренной воды, на многокорпусных установках он значительно меньше: на двухкорпусной – 0,57, трехкорпусной – 0,4, четырехкорпусной – 0,3, а пятикорпусной – 0,27 кг/кг.

Теплотехническая эффективность многокорпусной установки очевидна, однако технические возможности ограничивают число корпусов от 3 до 4.

Таким образом, переход от одного выпарного аппарата к многокорпусной установке позволяет получить экономию в расходе греющего пара, но одновременно увеличивает стоимость выпарной установки. Концентрирование коррозионно активных сточных вод испарением значительно повышает стоимость оборудования, т. к. оно должно быть изготовлено из дорогостоящих коррозионностойких материалов, а высота выпарных аппаратов может составлять 6 м, при диаметре греющей камеры 3–4 м.

Для концентрирования сильноминерализованных, коррозионно-активных сточных вод, а также вод ряда производств (синтетических смол, лаков и красок, реактивов, люминофоров и т. д.) применяют выпарные установки с контактными аппаратами, в которых осуществляется непосредственный контакт между теплоносителем и сточной водой. В промышленных условиях для этих целей используются выпарные аппараты различных конструкций: тарельчатые, скрубберы с распылительными форсунками, установки погружного горения и мгновенного испарения.

В тарельчатом контактном теплообменнике концентрирование сточной воды осуществляется за счет ее непосредственного контакта с горячими газами (рис. 88). Тарельчатый контактный теплообменник (1) представляет собой вертикальную цилиндрическую башню, разделенную внутри сегментными тарелками, каждая из которых перекрывает сечение аппарата на 50–60 %. Подогретая сточная вода подается на верхнюю тарелку и, переливаясь с тарелки на тарелку, постоянно создает пленку жидкости, сквозь которую проходят поднимающиеся горячие газы. Регулирование степени упаривания сточной воды осуществляется с помощью циркуляционного насоса (2) и вентиля. Пары испарившейся жидкости уносятся из аппарата теплоносителем, а упаренный рассол направляется в отстойник или на огневое обезвреживание.

Тарельчатые контактные теплообменники просты в изготовлении, для них характерен неоднократный контакт теплоносителя и сточной воды. Производительность аппаратов не превышает $5 \text{ м}^3/\text{ч}$, т. к. при ее повышении в аппарат необходимо подавать большее количество горячих газов. При скоростях газа более 2,0 м/с наблюдается каплеунос.

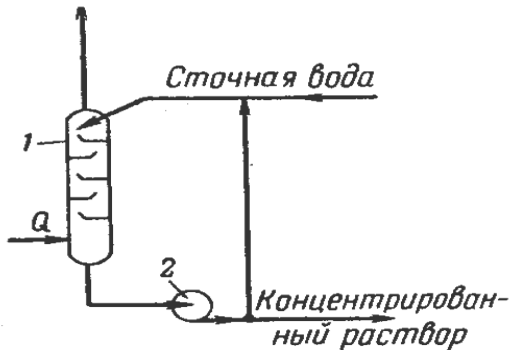


Рис. 88. Схема тарельчатого контактного теплообменника:
1 — контактный теплообменник;
2 — насос

При расчете энергетических затрат на эксплуатацию таких установок в промышленных условиях учитывают только энергию на испарение жидкости и на работу насоса.

Высокий экономический эффект достигается при упаривании сточных вод в скрубберах с распылительными форсунками, представляющих собой герметичный полый цилиндр с коническим днищем. Сточные воды подаются под давлением 0,5–0,6 МПа в распылительные форсунки, расположенные в верхней части скруббера. Снизу подаются дымовые газы, имеющие температуру 900–1100 °С. Температура уходящей парогазовой смеси поддерживается в пределах 75–90 °С. Плотность орошения принимается обычно 0,5–1,0 кг/м²·с. Упаренный раствор удаляется через нижний слив и затем подается на сжигание в топку. Установка вытяжного вентилятора на скруббере сокращает его высоту и обеспечивает возможность устойчивой работы аппарата при колебаниях нагрузки.

Широкое распространение на практике для концентрирования сточных вод получили установки с аппаратом погружного горения, позволяющим избегать образования солевых отложений на поверхностях (рис. 89).

Аппарат погружного горения представляет собой вертикальный цилиндрический резервуар с коническим днищем и плоской крышкой. На крышке располагается патрубок для выхода парогазовой смеси (4), погружная горелка (1) и патрубок взрывного клапана (4). Исходный раствор вводится в аппарат через регулятор (2), а упаренный удаляется с помощью эрлифта. Розжиг горелки осуществляется электрическим запальником.

Принцип работы аппарата погружного горения (аппарата с погружными горелками) заключается в том, что газообразное или жидкое топливо сжигается в горелке, выхлопной патрубок которой

погружен в выпариваемую жидкость. Продукты сгорания в виде пузырьков и струй передают теплоту выпариваемому раствору при непосредственном контакте и в свою очередь насыщаются паром. Отсутствие твердой теплопередающей поверхности позволяет применять установки с аппаратами погружного горения для выпаривания агрессивных растворов, промывных вод катионитовых и анионитовых фильтров, черных щелоков, вязких растворов и др.

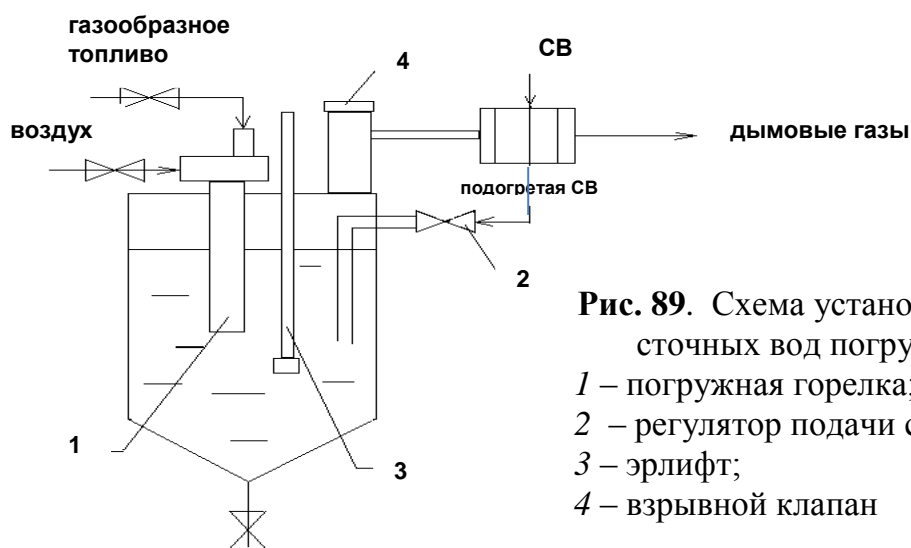


Рис. 89. Схема установки для упаривания сточных вод погружной горелкой:

- 1 – погружная горелка;
- 2 – регулятор подачи сточной воды;
- 3 – эрлифт;
- 4 – взрывной клапан

В установках погружного горения можно доупаривать стоки до конечной концентрации, превышающей $500\text{--}600\text{ кг/м}^3$. ЛенНИИхиммашем и УкрНИИхиммашем разработаны типовые проекты аппаратов погружного горения, основные характеристики которых приведены в прил. – табл. 30 и 31.

Существенным недостатком аппаратов погружного горения является необходимость футеровать горелки шамотом или корундом. Такой материал способен выдерживать температуру свыше $1400\text{ }^\circ\text{C}$, однако наличие футеровки увеличивает массу и габариты аппарата, стоимость самой горелки. Кроме того необходимо строго соблюдать последовательность режима запуска горелки.

Эффективным способом предотвращения выпадения накипи в аппаратах термического упаривания сточных вод является использование установок мгновенного испарения – УМИ (рис. 90).

Установка мгновенного (адиабатного) испарения (УМИ) включает непосредственно камеру испарения (1) со встроенным в нее кон-

денсатором (2) и сборником (3) конденсата, головной подогреватель (4) и циркуляционные насосы (5). Исходная вода подается насосом в теплообменник-конденсатор (2), где она нагревается за счет тепла конденсирующихся паров до температуры 82–85 °С и далее в головной подогреватель (4) для подогрева ее за счет внешнего тепла до 102–104 °С.

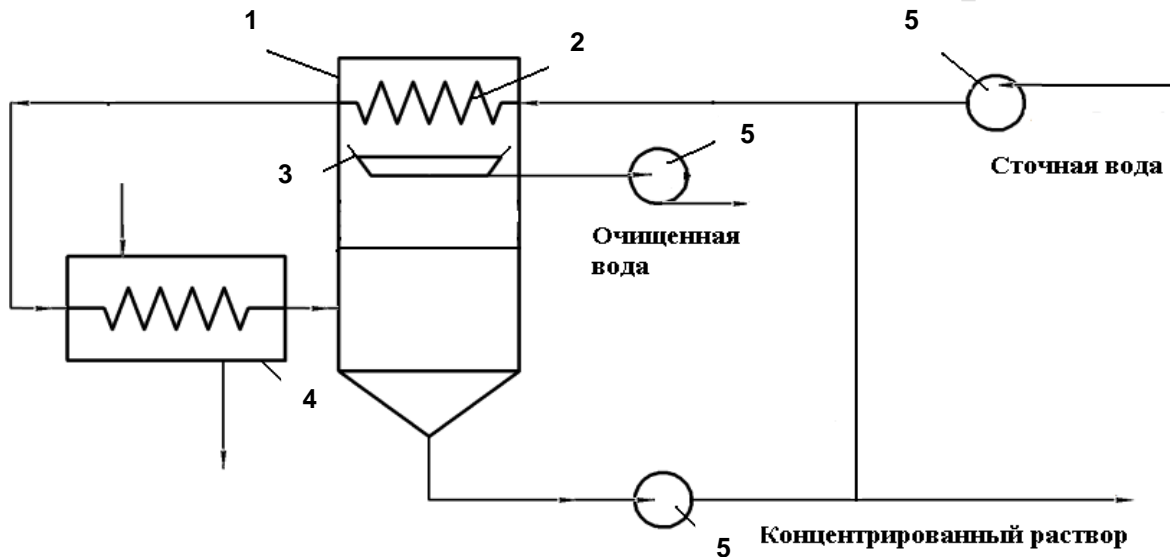


Рис. 90. Схема одноступенчатой адиабатной испарительной установки:
 1 – камера испарения; 2 – конденсатор; 3 – сборник конденсата;
 4 – головной подогреватель; 5 – насосы

Из головного подогревателя перегретая вода попадает в камеру испарения (1), находящуюся под разрежением, где происходит ее мгновенное вскипание и испарение. Образовавшиеся из упариваемой жидкости пары конденсируются на теплообменнике-конденсаторе (2), отдавая теплоту конденсации исходной воде, а образующиеся капли конденсата подают в сборник (3) и выводятся из аппарата.

Концентрированный раствор после достижения необходимой степени упаривания удаляют насосом из конической части камеры испарения на последующую переработку или захоронение.

Удельный расход тепла на получение 1 кг дистиллята в одноступенчатом аппарате составляет 2800 кДж. Для многоступенчатых аппаратов удельный расход тепла в 5–6 раз меньше, чем в одноступенчатом. Однако обслуживание и регулирование режимов работы многоступенчатой адиабатной установки сложнее. Производительность

одноступенчатой установки мгновенного испарения ($W_{ст}$) определяют по формуле

$$W_{ст} = \frac{w \cdot c \cdot (\theta - \theta_u)}{r_{ст}}, \text{ ч}, \quad (97)$$

где: w – расход обрабатываемой жидкости, л; c – теплоемкость раствора, кДж/кг; θ, θ_u – температура обрабатываемой жидкости соответственно на входе из подогревателя и в камере испарения; $r_{ст}$ – теплота испарения жидкости, кДж/кг.

3.5.2. Огневое обезвреживание сточных вод

Огневое обезвреживание применяют для небольших объемов стоков, содержащих высокотоксичные органические вещества, большое количество растворенных солей или при наличии в них горючих отходов.

Для огневого обезвреживания сточных вод используют ряд аппаратов, основными из которых являются шахтные печи, печи с псевдоожиженным слоем и циклонные печи. Выбор типа аппарата для огневого обезвреживания сточных вод зависит от расхода стоков, природы и количества примесей, от необходимости получать в чистом виде выделенные продукты.

Печи шахтного типа (рис. 91) представляют собой вертикальную цилиндрическую камеру, оборудованную в нижней части горелками (2) и расположенными над ними форсунками (1) для подачи обрабатываемых жидких отходов.

Сточная вода подается в поток топочных газов, имеющих температуру 900–1000 °С, с помощью форсунок. При этом жидкость полностью испаряется, органические примеси сгорают, а неорганические минеральные вещества образуют твердые или оплавленные частицы, удаляемые из нижней части печи выгрузными устройствами.

Отработанные дымовые газы с парами жидкости направляются в дымовую трубу (схема без рекуперации тепла отходящих газов) или в котел-утилизатор для первоначального подогрева исходных жидких отходов. Печи шахтного типа характеризуются небольшими капитальными затратами, но они применяются лишь для небольших объемов предварительно упаренных рассолов, так как расход топлива в таких печах достигает 300 кг на 1 м³ выпаренной жидкости.

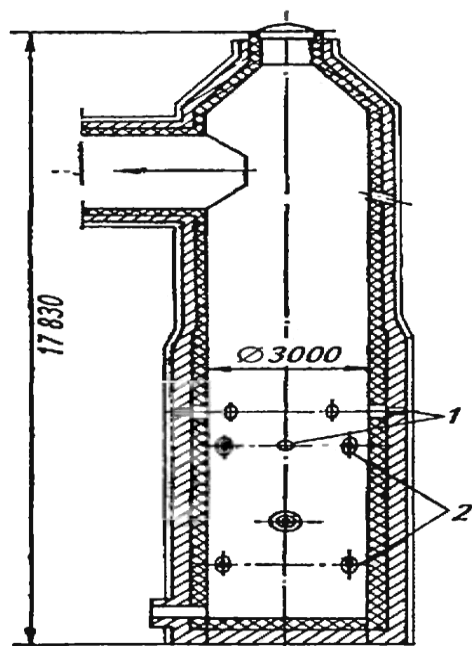


Рис. 91. Схема шахтной печи ГИАП:
 1 – форсунки для подачи жидких отходов;
 2 – горелки для жидкого или газообразного топлива

Недостатки шахтных печей связаны с неудовлетворительными условиями тепло- и массообмена между продуктами горения топлива и каплями жидких отходов из-за трудности равномерного распределения капельной смеси в продуктах горения.

В настоящее время шахтные печи используются преимущественно на химических предприятиях для обезвреживания токсичных, ядовитых стоков, а также для получения в виде плава сухих осадков из концентрированных сточных вод, содержащих ценные компоненты. Удельная нагрузка печей составляет 30–80 кг/(м²·ч).

В печах с псевдоожиженным слоем (рис. 92) огневое обезвреживание сточных вод происходит в слое инертного материала, нагретого до 800–900 °С. В качестве инертного материала чаще всего используют кварцевый песок с размером частиц 1–5 мм. Печь с псевдоожиженным слоем представляет собой вертикальный цилиндрический корпус (2) с наружной теплоизоляцией и расположенной внутри решеткой (5).

Сточная вода (I) подается сверху навстречу теплоносителю (III), псевдоожижающему слой песка. Сгоревшие в процессе огневой обработки органические вещества и образовавшиеся твердые или оплавленные частицы (IV) по мере их накопления периодически выводят из печи. Отработанный теплоноситель после очистки в циклоне (3) от уносимых твердых частиц направляется в дымовую трубу (II). Уловленные в циклоне частицы материала возвращаются шнеком (4) в слой.

Удельная нагрузка рабочего объема печи с псевдооживленным слоем достаточно высока и достигает $150\text{--}200 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Основным недостатком печей с псевдооживленным слоем заключается в том, что они не позволяют получать в чистом виде удаляемые из сточных вод загрязнения.

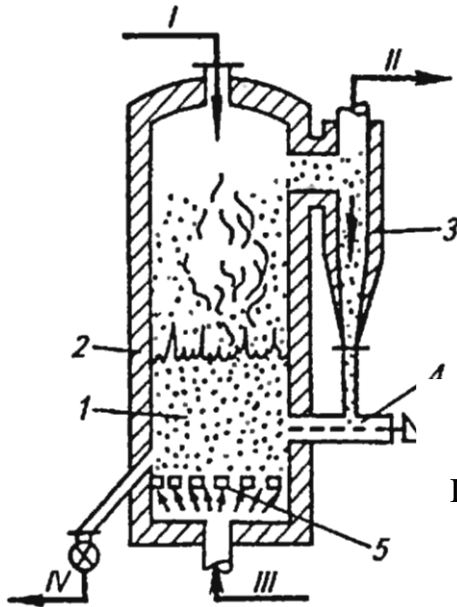


Рис. 92. Печь с псевдооживленным слоем:
 I — сточная вода; II — дымовые газы;
 III — псевдооживляющий газ; IV — твердый продукт;
 V — воздух;
 1 — псевдооживленный слой; 2 — корпус печи;
 3 — циклон; 4 — шнек; 5 — решетка

Наиболее эффективными аппаратами для огневого обезвреживания сточных вод являются циклонные печи (рис. 93). Их эффективность обусловлена вихревой структурой за счет тангенциального совместного подвода топлива, вторичного воздуха и сточной воды.

Циклонная печь представляет собой горизонтальный цилиндрический корпус (2), закрытый торцевой крышкой (1). Через отверстие в крышке тангенциально к корпусу в определенной последовательности подают топливо (III) и воздух (V) для горения, а также вторичный воздух (I) для распыления сточной воды (III) и турбулизации потока. Циклонная печь по принципу работы относится к прямоточным аппаратам с попутным движением взаимодействующих сред.

Исходная сточная вода после огневого обезвреживания в печи направляется в виде дымовых газов (парогазовой смеси) в котел-утилизатор для предварительного разогрева воды. Производительность циклонных печей по испаренной влаге достигает $250\text{--}350 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Они широко используются для обезвреживания малозольных сточных вод или вод, содержащих нефтепродукты, которые можно использовать как топливо.

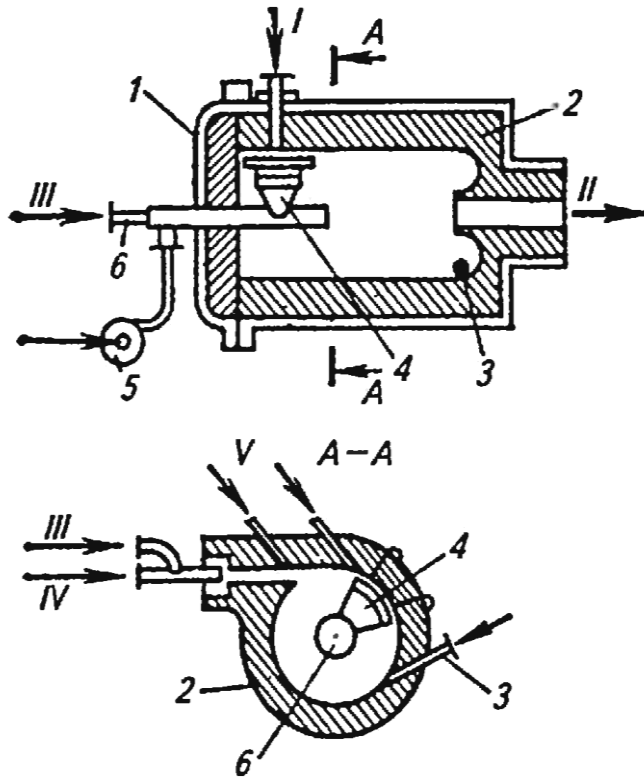


Рис. 93. Циклонная печь:

- I – вторичный воздух;
- II – дымовые газы;
- III – топливо;
- IV – сточная вода
- V – воздух;
- 1 – крышка;
- 2 – корпус;
- 3 – штуцер для подачи вторичного воздуха;
- 4 – экран;
- 5 – воздуходувка;
- 6 – горелка

Принципиальные технологические схемы с использованием печей огневого обезвреживания сточных вод приведены на рис. 94, а и б. Схема огневого обезвреживания с предварительным упариванием сточных вод (рис. 94, а) включает кроме печи (6) скруббер (3) и сборник упаренных сточных вод (4).

Исходная сточная вода из сборника (1) подается насосом (2) в скруббер (3) для предварительного упаривания за счет тепла отходящих из печи газов. Упаренная сточная вода самотеком поступает в сборник (4), откуда насосом (5) рассол нагнетается в печь для огневого обезвреживания вплоть до получения твердых продуктов в виде расплава. Дымовые газы, освобождающиеся в скруббере (3) от уносимых частиц, охлаждаются и сбрасываются в атмосферу через дымовую трубу (9). Тепло отходящих газов используется для подогрева сточной воды. Такая схема экономичнее в 2,0–2,5 раза по сравнению с работой только одной печи.

Схема огневого обезвреживания сточных вод, содержащих легколетучие компоненты, предусматривает установку дополнительных аппаратов и распылительной сушилки (94, б).

Сточная вода из сборника (1) подается в выпарные аппараты (10) для удаления из нее легко летучих компонентов. Далее сточная

вода поступает в скруббер (3), где она упаривается за счет тепла отходящих дымовых газов из циклона (14) и распылительной сушилки (13), одновременно очищая эти газы от пыли. Из скруббера (3) вода самотеком поступает в сборник упаренных сточных вод (4), откуда насосом (5) нагнетается в распылительную сушилку (13), в которой вода выпаривается с получением солей влажностью 1–4 %.

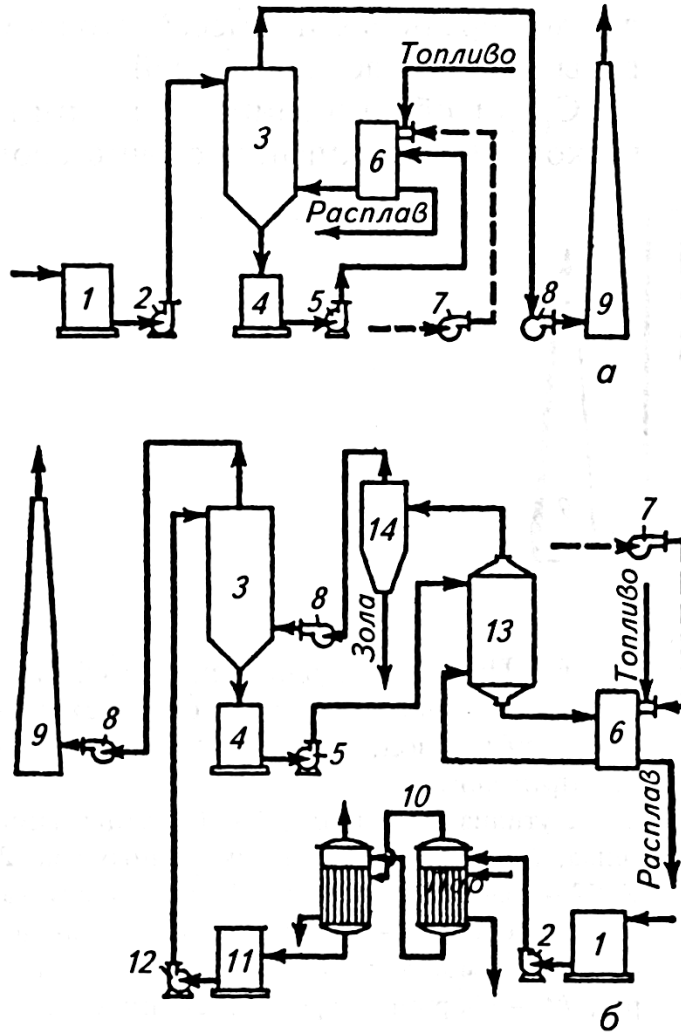


Рис. 94. Принципиальные технологические схемы установок «огневого» обезвреживания высокозольных сточных вод: *а* – с предварительным упариванием сточных вод; *б* – с упариванием сточных вод и сушкой примесей; 1 – сборник исходных сточных вод; 2, 5, 12 – насосы; 3 – скруббер; 4 – сборник; 6 – печь; 7 – воздуходувка; 8 – дымосос; 9 – дымовая труба; 10 – выпарные аппараты; 11 – сборник упаренных сточных вод; 13 – распылительная сушилка; 14 – циклон

Высушенные соли пневмотранспортом подаются в циклонную печь (6), где выжигаются органические вещества, а расплав солей направляют на рекуперацию ценных компонентов.

Дымовые газы из печи проходят распылительную сушилку, циклон, скруббер и в охлажденном виде выбрасываются в атмосферу.

Технологическая схема многостадийной термической обработки сточных вод, включающей концентрирование, упаривание, сушку и огневое обезвреживание, отличается универсальностью, так как позволяет обезвреживать сточные воды химических, нефтехимических, металлургических и других производств. Такие процессы могут быть отнесены к ресурсосберегающим технологиям, поскольку позволяют рекуперировать ценные компоненты из сточных вод, а очищенные сточные воды использовать в оборотном водоснабжении. Основным недостатком установок для многостадийного термического обезвреживания сточных вод заключается в высоких энергетических затратах, в связи с чем производительность установок ограничена.

Глава 4

ЭЛЕКТРОХИМИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

Электрохимические методы очистки природных и сточных вод основаны на использовании электрической энергии, проходящей через водные растворы электролитов [23]. Электрохимические процессы, как правило, осуществляются или за счет подведенной извне электрической энергии, или при ее получении.

Химические превращения в растворе электролита за счет внешней энергии происходят в электролизерах или электролитических ваннах (рис. 95).

В таких системах часть раствора электролита, находящаяся у анода, называется *анолитом*, находящаяся у катода, – *католитом*.

Генерация электрической энергии за счет протекающих в растворе электролита химических превращений происходит в гальванических элементах или химических источниках тока (рис. 96). В таком элементе электрод, направляющий электроны во внешнюю цепь, является положительным полюсом элемента (анодом), а электрод, принимающий электроны из внешней цепи, является отрицательным полюсом элемента (катодом).

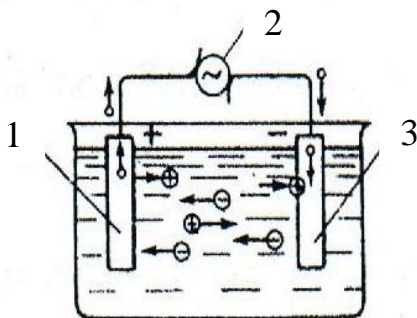


Рис. 95. Принципиальная схема электролитической ванны:
1 – анод; 2 – источник ЭДС; 3 – катод

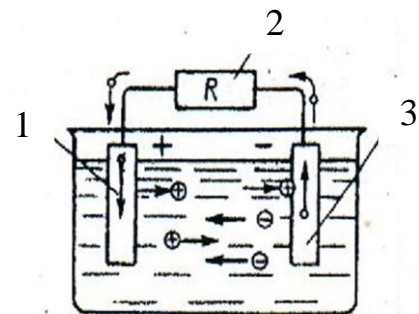


Рис. 96. Принципиальная схема гальванического элемента:
1 – анод; 2 – потребитель тока;
3 – катод

В электрохимических элементах механизм протекающих реакций существенно отличается от обычных химических превращений веществ. Отличительной особенностью электрохимической реакции от химической реакции является пространственное разделение электрохимической реакции на два сопряженных электродных процесса – процесс электролитического окисления и процесс электролитического восстановления. При электрохимическом процессе электронные переходы являются не беспорядочными, а осуществляются в одном определенном направлении.

4.1. Электрохимическое окисление и восстановление примесей сточных вод

В основе всякого электролиза лежат процессы разложения веществ или получения новых продуктов на границе «электрод-раствор» при помощи электрического тока. При электролизе в зависимости от фазово-дисперсного состояния компонентов, содержащихся в растворе, могут протекать электрохимические реакции восстановления и окисления, сопровождающиеся образованием твердых и газообразных продуктов, процессы восстановления и окисления без выделения самостоятельной фазы и процессы, сопровождающиеся растворением материала электродов.

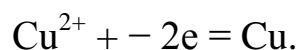
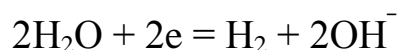
В объеме раствора, подвергающегося электролизу, за счет электродных процессов происходит изменение активной реакции среды (рН) и окислительно-восстановительного потенциала (Eh) системы, а также фазово-дисперсные превращения примесей воды. Все явления и превращения веществ в различных приемах использования электролиза связаны общей теорией процессов, протекающих на электродах и в объеме электролита. Наряду с процессами изменения электрокинетических свойств вещества в растворах электролитов обязательно протекают и химические процессы.

Основным аппаратом установки для проведения процесса электрохимического окисления и восстановления примесей сточных вод является *электролизер* (см. рис. 95).

Электролизер заполняется сточной водой, в которую погружены электроды, подключенные к соответствующим полюсам внешнего источника тока. В качестве анода используются электролитически нерастворимые материалы (графит, магнезит, оксиды тяжелых металлов,

наносимые на титановую основу). Катод изготавливают из свинца, цинка или легированной стали. Чтобы предотвратить смешение продуктов электролиза, анодное и катодное электродное пространство разделяется керамическими, асбестовыми, стеклянными диафрагмами.

Ионы, содержащиеся в водном растворе, под действием электрического поля направленно перемещаются к соответствующим электродам – катионы движутся к катоду, а анионы к аноду. При этом на электродах протекают окислительно-восстановительные процессы. На отрицательном электроде (катоде) протекает реакция электрохимического восстановления ионов водорода воды или катионов металлов с образованием молекулярного водорода и/или соответствующего осадка металла:

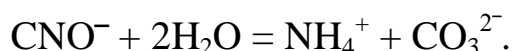


Реакция окисления протекает на положительном электроде (аноде). Электрохимическому окислению подвергаются молекулы органических веществ, содержащихся в сточной воде, с образованием оксида углерода (IV), или анионы неорганических веществ, в частности цианиды, которые являются токсичными загрязняющими веществами сточных вод предприятий машиностроения, приборостроения, черной и цветной металлургии.

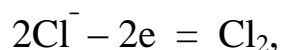
Анодное окисление цианидов протекает по реакции:

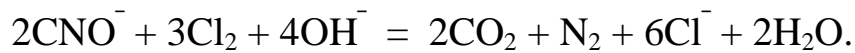
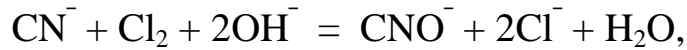


с последующим гидролизом CNO^- – ионов по реакции:



Оптимальными условиями окисления цианидов являются анодная плотность тока (3–4 А/дм²), межэлектродное пространство (3 см), скорость движения воды (30 дм³/ч), рН 8-9. Степень очистки близка при этом к 100 %. Для повышения электропроводности сточных вод и снижения расхода электроэнергии в сточную воду рекомендуется добавлять NaCl. При концентрации CN^- 1 г/л добавляют 2030 г/л NaCl. В этом случае процесс электрохимического окисления на аноде дополняется окислением хлором, выделяющимся на аноде в результате разложения NaCl. Процесс разрушения цианидов описывается следующими реакциями:





Сточная вода, содержащая простые цианиды (KCN, NaCN) и комплексные цианиды цинка, меди, железа в количестве от 10 до 600 мг/л (рис. 97), подается в усреднитель (1) вместе с водным раствором NaCl, приготовленным в баке (2), и дозированно поступает в электролизер (3).

В процессе электролиза сточная вода перемешивается сжатым воздухом. Очищенная вода из электролизера направляется на обезвреживание от активного хлора.

Установка анодного окисления цианидов отличается компактностью, простотой аппаратного оформления и удобством в эксплуатации. Поэтому процессы анодного окисления используются и для обезцвечивания сточных вод от различных красителей, а также для очистки сточных вод целлюлозно-бумажных, нефтеперерабатывающих, нефтехимических и других заводов. Процессы катодного восстановления используют широко для очистки промышленных сточных вод от ионов тяжелых цветных металлов (Cu^{2+} , Cd^{2+} , Zn^{2+} , $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ и др.), которые выделяют из водного раствора в виде труднорастворимых соединений.

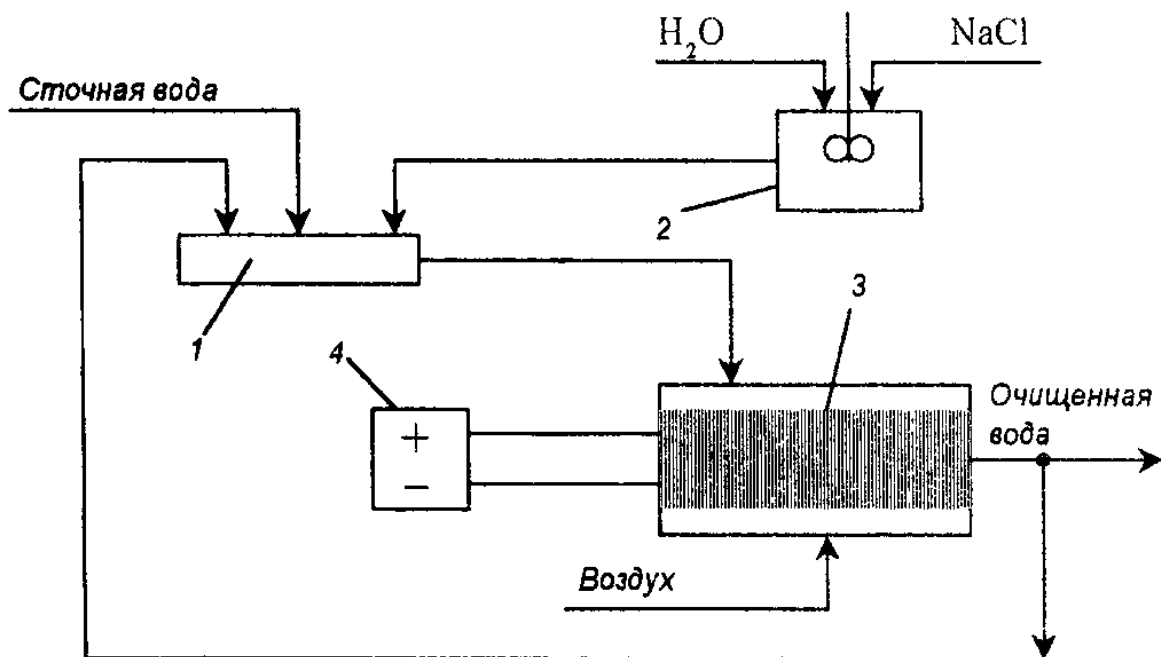


Рис. 97. Схема установки электрохимической очистки сточных вод от соединений цианидов:

- 1 – усреднитель; 2 – бак для приготовления хлорида натрия;
3 – электролизер; 4 – источник постоянного тока

Наличие в установке двух электролизеров позволяет обеспечить непрерывную очистку сточных вод. Цикл осаждения, например, меди продолжается 2 минуты, после чего блок катодов извлекается и переносится в устройство для механизированной очистки катодов от осадка. После очистки осадка катодный блок возвращается в электролизер. Работу электролизеров осуществляют в автоматическом режиме, что обеспечивает выделение меди и поддержание ее в растворе с постоянной концентрацией.

При катодном восстановлении соединений хрома их начальная концентрация с 1000 мг/л снижалась до 1 мг/л при расходе электроэнергии на очистку воды $0,12 \text{ кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$. Наилучшие результаты при электролизе сточной воды, содержащей H_2CrO_7 , получены при $\text{pH} = 2$ и плотности тока $0,2\text{--}2,0 \text{ А}/\text{дм}^2$, а электрохимическое восстановление $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ описывается следующими окислительно-восстановительными процессами:



Очистку сточных вод от ионов Hg^{2+} , Pb^{2+} , Cd^{2+} , Cu^{2+} катодным восстановлением проводят при $\text{pH} < 7$ и плотности тока $2,5 \text{ А}/\text{дм}^2$ с получением нерастворимых осадков сульфидов или бисульфидов, которые удаляются механическим способом [24].

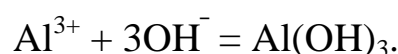
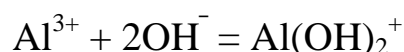
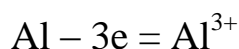
Электрохимические методы находят применение для водоподготовки и очистки сточных вод. Основными процессами электрохимических методов очистки промышленных сточных вод являются электрокоагуляция, электрофлотация и электродиализ.

4.2. Электрокоагуляция

Электрокоагуляция используется для очистки сточных вод от тонкодиспергированных примесей, например масел и нефтепродуктов, органических взвесей и др. Этот метод не используется для удаления из сточных вод истинно растворимых веществ. Электрокоагуляцию рекомендуется применять для очистки сточных вод, имеющих нейтральную или слабощелочную реакцию. Электрокоагуляционные установки применяют в локальной очистке небольших количеств

сточных вод (30–50 м³/ч) в связи с высоким расходом электроэнергии и листового материала анода.

В качестве материала анода используют листовое железо или алюминий, при электролитическом растворении которых в сточную воду переходят катионы этих металлов. При взаимодействии с ионами ОН⁻ воды происходит образование хлопьев гидроксидов или основных солей этих металлов, обладающих коагуляционной способностью:

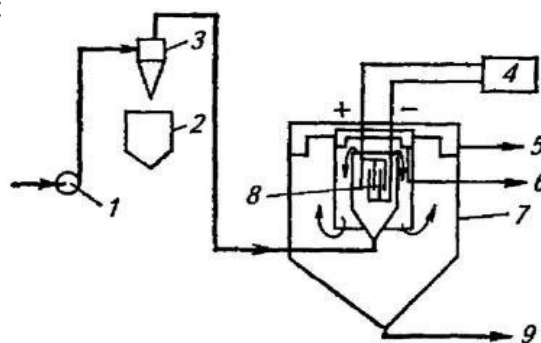


На этом принципе основан процесс электрокоагуляции загрязненной сточных вод. Типовая электрокоагуляционная установка (рис. 98) включает электролизный блок (8), совмещенный с вертикальным отстойником (7), выполняющим роль камеры хлопьеобразования с целью увеличения продолжительности пребывания воды в зоне контакта с хлопьями коагулянта.

Рис. 98. Схема

электрокоагуляционной установки:

- 1 – насос;
- 2 – бункер для осадка;
- 3 – гидроциклон;
- 4 – электрокоагулятор;
- 5 – выпуск очищенной воды;
- 6 – всплывающие вещества;
- 7 – вертикальный отстойник;
- 8 – электродный блок;
- 9 – выгрузка осадка



Сточная вода после предварительной очистки в гидроциклоне (3) поступает в электродный блок (8), где проходит через систему плоских электродов, находящихся под напряжением 10–18 В.

Продолжительность обработки воды в электродном блоке определяется свойствами загрязнений и может составлять 0,5–5,0 мин., после чего вода с труднорастворимыми гидроксидами, служащими центром коагуляции, направляется в нижнюю часть вертикального отстойника для выделения в осадок продуктов реакций. Выпуск очи-

щенной воды (5) производится через водосборный кольцевой канал в верхней части отстойника, а удаление уловленных мелкодисперсных частиц в виде осадка – через патрубок (9), расположенный над электродным блоком.

При расстоянии между электродами 10–15 мм, плотности постоянного тока $0,6 \text{ А/дм}^2$, пропускной способности $1,5\text{--}3,0 \text{ м}^3/\text{ч}$ на 1 м^2 площади электрода (одной полярности) эффективность очистки достигает 99 %. Теоретический расход электроэнергии для электролитического растворения 1 г железа составляет $2,9 \text{ Вт} \cdot \text{ч}$, а 1 г алюминия – $12 \text{ кВт} \cdot \text{ч/м}^3$.

В институте «Гипроморнефть» разработана конструкция электрокоагулятора, совмещенного с тонкослойным отстойником, для разделения электрокоагулированной системы (рис. 99).

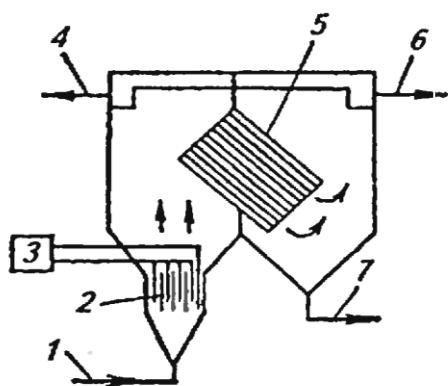


Рис. 99. Схема электрокоагулятора, совмещенного с тонкослойным отстойником:

1 – ввод исходной сточной воды; 2 – электродный блок; 3 – выпрямитель; 4 – отвод уловленных нефтепродуктов; 5 – тонкослойный блок; 6 – отвод очищенной воды; 7 – отвод осадка

Сточная вода после очистки от грубодисперсных частиц поступает по входной трубе (1) в электродный блок (2) и проходит снизу вверх между электродами, на которые подается постоянный ток из выпрямителя (3). Находящиеся в сточной воде нефтепродукты всплывают. Электрообработанная сточная вода после изменения направления движения входит в тонкослойный блок (5), а всплывающие нефтепродукты выводятся из аппарата через нефтесливную трубу (4). В тонкослойном блоке завершается процесс коагуляции и последующее разделение системы на очищенную воду (6) и осадок (7).

Рассмотренная конструкция аппарата для электрокоагуляционной очистки сточной воды позволяет отказаться от громоздких отстойников и отличается более высокой эффективностью разделения фаз за счет использования тонкослойного отстаивания. Аппарат изготовлен из листовой стали, в качестве электродов использованы стальные листы толщиной 8 мм. Расстояние между электродами составляет 8 мм.

Тонкослойный трубчатый блок набран из пластин с ребрами, размер ячейки трубчатого блока 50×50 или 100×100 мм, угол наклона пластин 45–60°. Технические данные установки приведены в табл. 9.

Количества коагулянта, генерируемого в электрокоагуляторе, из расчета на металл анода определяют по формуле

$$m_{\text{ме}} = I \cdot q_{\text{ме}} \cdot V_{\text{T}} \cdot \tau, \text{ г}, \quad (98)$$

где $m_{\text{ме}}$ – количество металла, переходящего в раствор, г; I – сила тока, протекающего через аппарат, А; τ – время обработки, ч; $q_{\text{ме}}$ – электрохимический эквивалент материала анода (для железа принимается 1,042), г/(А·ч); V_{T} – выход по току, доли единицы (для практических расчетов принимают 0,85–0,95).

Таблица 9

Техническая характеристика электрокоагулятора, совмещенного с тонкослойным отстойником

Характеристика	Единица измерения	Значение
Производительность	м ³ /сут.	500,0
Напряжение источника тока	В	18,0
Плотность тока	А/см ²	0,005–0,007
Расход электроэнергии	кВт·ч/м ³	0,2–0,3
Содержание нефтепродуктов в сточной воде: • исходной; • очищенной	мг/л	2000,0 до 25,0
Содержание механических примесей в воде: • исходной; • очищенной	мг/л	до 500,0 менее 30,0
Скорость потока в тонкослойном отстойнике	мм/с	45,0
Масса аппарата	кг	4200,0

Общий объем ванны электролизера и отстойника принимают равным объему сточной воды, постоянно находящейся в аппарате:

$$V_{\text{общ}} = q \cdot \tau, \text{ м}^3, \quad (99)$$

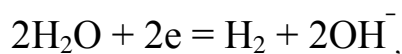
где q – расход сточных вод, м³/ч; τ – время процесса обработки воды, ч.

Компактность электрохимического коагулятора, отсутствие реагентного хозяйства, простота обслуживания установки являются достоинством данного метода очистки сточных вод. К недостаткам метода относятся значительный расход электроэнергии и материала анода, необходимость периодической очистки электродов от окисной пленки и механических загрязнений примесями сточных вод.

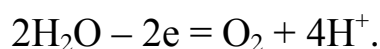
4.3. Электрофлотация

Электрофлотация отличается от электрокоагуляции использованием нерастворимых электродов, на которых происходит выделение пузырьков газов, образующихся в процессе электролиза воды. Выделяющиеся пузырьки газов сорбируют на своей поверхности загрязняющие вещества и, поднимаясь вверх, увлекают их за собой. На этом принципе построен процесс электрофлотации.

В электрофлотационных установках на электродах происходит разряд молекул воды с образованием газообразных водорода и кислорода. На катоде идет процесс электрохимического восстановления ионов водорода воды с образованием газообразного водорода, т. е.



а на аноде идет процесс электрохимического окисления ионов гидроксида воды с образованием молекулярного кислорода, т. е.



Образующиеся пузырьки газов, поднимаясь вверх, флотируют частицы взвешенных веществ, образуют на поверхности воды пенный концентрированный слой. При использовании растворимых электродов происходит образование хлопьев коагулянтов и пузырьков газа, что способствует более эффективной флотации.

При электрофлотации основную роль играют пузырьки, которые образуются на катоде, имеющие размер от 20 до 100 мкм. Для получения пузырьков требуемого размера необходим правильный подбор материала, диаметра катода и плотности тока. Изменяя плотность тока, можно варьировать степень насыщения воды пузырьками газов и, как следствие, регулировать скорость флотационной очистки. При этом достигается максимальное значение насыщения воды газом, равное 0,1 %. При большей величине насыщения сточной воды

газом происходит образование струй газа, отрывающих пузырьки от взвешенных частиц.

Для питания электролизеров, заполненных сточной водой, применяют постоянный ток с плотностью $100\text{--}300 \text{ А/м}^2$. При прохождении через ячейку электролизера количество электричества 3600 кулон ($1 \text{ кулон} = 1 \text{ А}\cdot\text{с}$) разлагается $0,33 \text{ г Н}_2\text{О}$ с образованием $0,037 \text{ г (0,41 л) Н}_2$ и $0,03 \text{ г (0,205 л) О}_2$.

В зависимости от объема очищаемой воды электрофлотационные установки могут быть однокамерными ($10\text{--}15 \text{ м}^3/\text{ч}$) и многокамерные ($> 15 \text{ м}^3/\text{ч}$). Электрофлотаторы состоят из электродного блока и отстойной зоны. Электродный блок является основным узлом электрофлотатора. Он состоит из набора катодов и анодов и служит для насыщения сточной воды пузырьками газов, образующихся в процессе электролиза воды. Отстойная зона служит для флотации нерастворимых жидких веществ.

Принципиальная схема однокамерного флотатора показана на рис. 100.

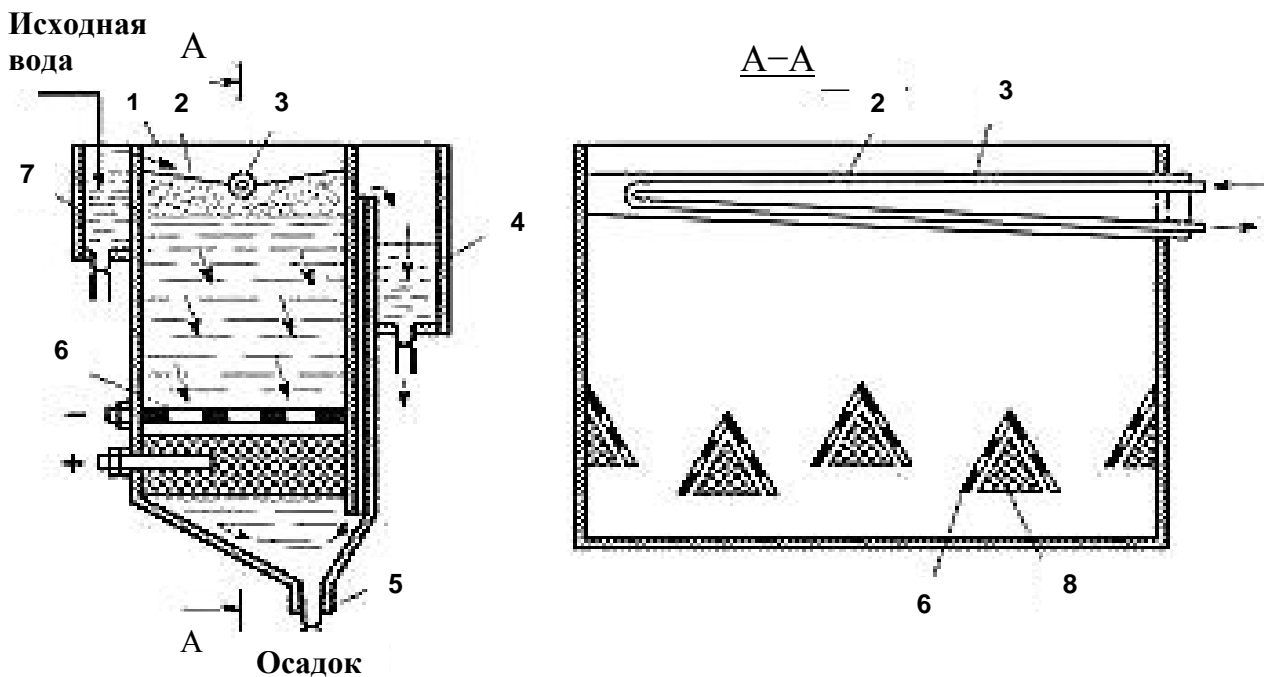


Рис. 100. Электрофлотатор с анодами в форме трехгранных призм:
 1 – корпус; 2 – наклонный желоб; 3 – трубопровод теплоносителя;
 4 – выпускная камера; 5 – выпускной штуцер; 6 – катод;
 7 – приемная камера; 8 – анод

Аноды (8) в таком аппарате выполнены в виде трехгранных призм, расположены в шахматном порядке на дне аппарата. Такая

форма предотвращает процесс осаждения взвешенных частиц на аноде, нарушающих нормальную работу аппарата. Катод (6) выполнен в виде проволочной сетки, изогнутой под углом, расположенной над анодами параллельно граням. Очищаемая вода поступает в приемную камеру (7), откуда переливается во флотационную камеру, расположенную над электродами. Пузырьки газа флотируют загрязняющие вещества на поверхность сточной жидкости, где частицы образуют концентрированный пенный слой, который удаляется из аппарата по наклонному желобу (2).

Для уменьшения вязкости удаляемых из аппарата нерастворимых жидких веществ температура потока в желобе поддерживается на уровне 55–60 °С. В качестве теплоносителя используются горячая вода или пар низкого давления, который подается в трубопровод теплоносителя (3). Осветленная вода через выпускную камеру (4) выводится из аппарата, а осадок – через выпускной штуцер (5).

Электрофлотационные установки небольшой производительности (до 100 м³/ч) представляют собой прямоугольные в плане аппараты, имеющие не менее двух камер: электродный блок с флотационной зоной и камера отстаивания (рис. 101).

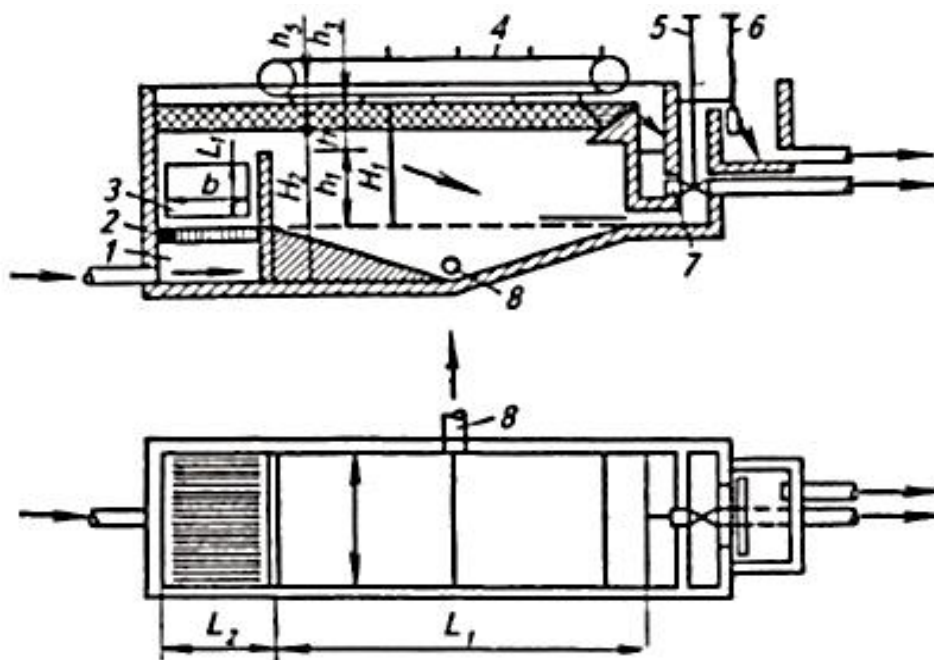


Рис. 101. Горизонтальный электрофлотатор: 1 – впускная камера; 2 – решетка-успокоитель; 3 – электродный блок; 4 – скребки; 5 – регулятор отвода шлама; 6 – регулятор уровня на выпуске воды; 7 – пеноприемник; 8 – отвод осадка

Сточная вода подается через впускную камеру (1) и успокоительную решетку (2) в электродный блок (3), где она насыщается пузырьками газов и попутно с всплывающими комплексами движется вверх. В верхней части камеры вода переливается через вертикальную пилообразную перегородку в отстойную зону, в которой завершается процесс флотирования частиц.

Уровень воды в аппарате поддерживается с помощью регулятора уровня (6), установленного на выпуске воды. Всплывшие вещества удаляются с поверхности воды скребками (4) в пеноприемник (7). Осадок, выпадающий на дно, удаляется илососом (8). Для интенсификации процесса флотации в электрофлотационных установках ОАО «Союзводоканалпроекта» предусматривается подача во флотационную зону воздуха через диспергирующее устройство. Количество подаваемого воздуха может составлять до $15 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ при давлении 0,11 мПа.

Горизонтальным электрофлотаторам присущи те же недостатки, что и горизонтальным отстойникам: большие занимаемые площади, сложность в обслуживании аппарата и запорных устройств.

Круглые в плане флотаторы применяются для обработки сточных вод объемом более $100 \text{ м}^3/\text{ч}$. Они имеют общую глубину зоны заполнения не менее 3 м, половина из которой должна занимать зона флотации и отстаивания [4]. Схема такого электрофлотатора фирмы «Форд Моторс» представлена на рис. 102.

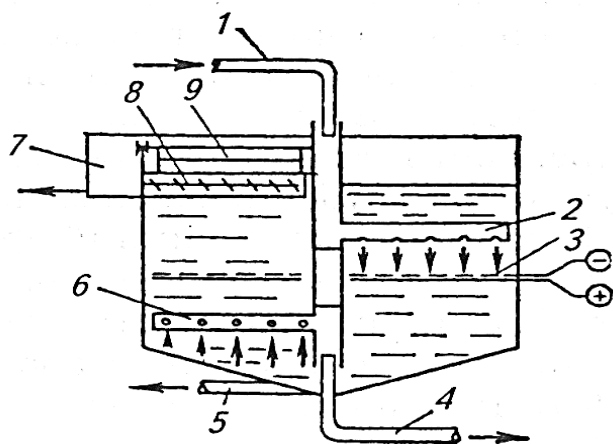


Рис. 102. Электрофлотатор фирмы «Форд Моторс»:

- 1 – ввод исходной воды; 2 – вращающееся водораспределительное устройство; 3 – электродный блок; 4 – отвод очищенной воды;
5 – отвод осадка; 6 – вращающееся водосборное устройство;
7 – пеносорник; 8 – пеносорная труба со шнеком; 9 – скребок

Электрофлотатор имеет вращающиеся водораспределительное (2) и водосборное (6) устройства, что позволяет более равномерно распределять воду в объеме аппарата и повышать эффективность очистки. В электрофлотаторе осуществляется принцип противотока. Исходная вода поступает в зону флотации через вращающееся водораспределительное устройство (2), расположенное над электронным блоком (3).

Осветленная вода собирается под электродным блоком с помощью вращающегося водосборного устройства (6) и отводится в трубу (4). Пена, накапливающаяся на поверхности жидкости, сгребается скребком (9) в пеносборную трубу со шнеком (8).

Метод электрофлотации нашел широкое практическое применение для очистки сточных вод многих промышленных производств. Например, при очистке сточных вод предприятий целлюлозно-бумажной, кожевенной, текстильной и пищевой промышленности, содержащих в своем составе до 1000 мг/л нерастворимых жидких веществ, данный метод позволяет снизить их концентрацию до 10–12 мг/л (без использования коагулянтов).

При этом рекомендуемыми основными режимами процесса электрофлотации являются: плотность тока 100 А/м^2 , напряжение, подаваемое на электроды 8–10 В, расход электрической энергии на очистку 1 м^3 воды составляет 0,15–0,5 кВт·ч, высота столба жидкости 1,0–1,5 м, движение воды сверху вниз со скоростью 4 м/ч в направлении электродов, изготовленных из плоских листов, расположенных над днищем аппарата.

В процессе очистки сточных вод предприятий основного органического синтеза, в частности в производстве синтеза алифатических углеводородов, метод электрофлотации позволяет достичь степени очистки по углеводородам 55–82 %, по ХПК 40–57 %, по взвешенным веществам 50–70 %. С повышением температуры воды увеличивается степень очистки по загрязняющим веществам. Процесс электрофлотации отличается высокой степенью очистки сточных вод, возможностью легко осуществлять регулирование основных параметров технологического процесса, небольшими габаритами установки.

При расчете электрофлотатора определяют общий объем установки (W), объем электродной камеры (W_1) и объем отстойной зоны (W_2):

$$W = W_1 + W_2.$$

Объем электродной камеры определяется необходимой мощностью электродной системы. Число пластин n электродов, размещенных в установке шириной B (рис. 99), принятой по табл. 11, определяется из соотношения

$$n = \frac{B - 2d' + c}{\delta + c}, \quad (100)$$

где d' – зазор между крайними пластинами и стенками камеры принимают 100 мм; c – зазор между пластинами принимают 15–20 мм; δ – толщина пластин равна 6–10 мм.

Требуемая площадь пластин составит

$$f = \frac{S}{n-1}, \text{ м}^2, \quad (101)$$

где S – активная поверхность электродов, м^2 :

$$S = \frac{Y \cdot q_{\text{ж}}}{i}, \quad (102)$$

где Y – удельное количество электричества, $\text{А} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$; $q_{\text{ж}}$ – расчетный расход сточных вод, $\text{м}^3/\text{ч}$; i – плотность тока на электродах, $\text{А}/\text{м}^2$; Y и i определяют из эксперимента.

Длину пластин вычисляют по соотношению

$$l = \frac{f}{b}, \text{ м}, \quad (103)$$

где b – высота пластин, которую принимают равной высоте осветленной жидкости ($h_1 = 1,0\text{--}1,5$ м).

Длина электродной камеры (L , м) равна

$$L = l + 2d'. \quad (104)$$

Тогда объем электродной камеры равен

$$W_1 = B \cdot L \cdot H, \text{ м}^3 \quad (105)$$

$$H = h_1 + h_2 + h_3, \quad (106)$$

где h_1 – высота осветленного слоя 1,0–1,5 м; h_2 – высота защитного слоя 0,3–0,5 м; h_3 – высота слоя шлама 0,4–0,5 м.

Объем отстойной зоны ($W_2, \text{м}^3$) равен:

$$W_2 = q_{\text{ж}} \cdot \tau, \quad (107)$$

где τ – продолжительность осветления, определяемая экспериментально, равна 0,3–0,75 ч.

Ширина флотокамеры принимается по табл. 10 в зависимости от производительности секции [3]. Другие способы флотации, такие как химическая, эрлифтная, биологическая и ионная, имеют ограниченную область применения, поэтому в данном учебном пособии они не рассматриваются.

Таблица 10

Выбор ширины флотокамер

Производительность одной секции, $\text{м}^3/\text{ч}$	Ширина, мм	
	скребка	секции
< 90	1975	2000
90–120	2475	2500
120–180	2975	3000

4.4. Электродиализ

Электродиализ – это процесс удаления из водных растворов ионизированных частиц под действием электрического тока с применением разделяющих электролизное пространство мембран. Данный метод используют для обессоливания морской воды и очистки высокоминерализованных промышленных сточных вод.

Процесс очистки сточных вод осуществляют в электролизерах, простейшая конструкция которых состоит из трех камер, разделенных пористыми диафрагмами или ионитовыми мембранами (рис. 103).

В среднюю камеру заливают солевой раствор, а в боковые, где размещены электроды, – чистую воду.

Под действием постоянного тока, подаваемого на электроды, анионы перемещаются в анодное пространство. На аноде «+» выделяется кислород и в около анодном пространстве образуется кислота (аналит). На катоде «-» выделяется водород и в около катодном пространстве образуется щелочь (каталит).

Длительное воздействие тока на электролит вызывает перемещение ионов из средней камеры в боковые камеры до тех пор, пока концентрация солей в средней камере не станет близкой к нулю. В среднюю камеру из боковых камер перемещаются соответственно ионы H^+ и OH^- . При использовании ионитовых мембран для разделения зон электролизатора одна из мембран анионообменная и пропускает в анодное пространство анионы, а другая – катионообменная, расположенная со стороны катода, пропускает катионы в катодное пространство.

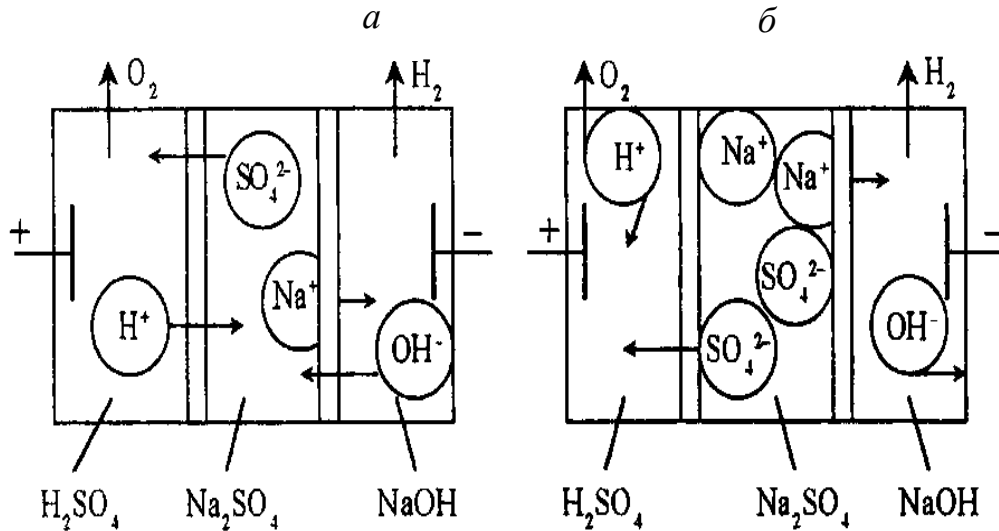


Рис. 103. Схема электродиализаторов:
а – с пористыми диафрагмами; б – ионитовыми мембранами

На эффективность работы электродиализатора большое значение имеет принятое расстояние между мембранами, которое обычно составляет 1–2 мм. Для избегания засоления пространства между мембранами сточные воды до подачи в электродиализатор должны быть очищены от взвешенных и коллоидных частиц. Увеличение производительности электродиализаторов достигается путем изготовления набора из 100–200 камер в одном аппарате с чередующимися катионо- и анионопроницаемыми мембранами. Расход электроэнергии при очистке воды с начальным содержанием солей 250 мг/л до остаточного содержания 5 мг/л составляет 7 кВт · ч / м³.

Электродиализаторы с плоскими электродами (пластинами) обладают низкой удельной производительностью и при необходимости извлечения металлов из сильно разбавленных растворов используют объемные электроды.

Принцип работы электролизеров с такими электродами заключается в том, что подвергаемый обработке раствор пропускают через каналы в теле объемного электрода, потенциал которого поддерживают на уровне, обеспечивающим протекание процесса извлечения с максимальной скоростью, т. е. при предельной силе диффузионного тока.

Основным недостатком электрохимической обработки растворов является концентрационная поляризация, приводящая к осаждению солей (металлов) на поверхности мембран (электродов) и снижению показателей очистки.

Глава 5

БИОЛОГИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

Биологический метод является наиболее универсальным и широко применимым при очистке сточных вод различной категории. Он основан на способности микроорганизмов использовать загрязняющие вещества в качестве питания в процессе своей жизнедеятельности. Процесс разрушения органических и неокисленных неорганических веществ, называемый *биохимическим окислением*, протекает с участием аэробных или анаэробных микроорганизмов.

Аэробные процессы очистки применяются преимущественно для минерализации органических веществ, растворенных в жидкой фазе сточных вод. Аэробный метод очистки основан на использовании аэробных групп микроорганизмов, для жизнедеятельности которых необходим постоянный приток кислорода.

Анаэробные микробиологические процессы применяются для минерализации как растворенных органических веществ, так и твердой фазы сточных вод. Такие процессы протекают в замедленном темпе, идут без доступа кислорода и используются главным образом для сбрасывания осадков сточных вод.

Процессы биохимического окисления осуществляются как в естественных условиях (поля фильтрации, биологические пруды), так и в искусственно созданных очистных сооружениях – биологических реакторах (биофильтры и аэротенки). Действующим началом биологической очистки в аэротенках является активный ил, а в биофильтрах – биологическая пленка, которые представляют собой частицы органического вещества, населенные различными группами микроорганизмов.

Стабильно работающие сооружения биологической очистки имеют все признаки экологической системы: ограниченный объем с достаточно однородными условиями существования (биотип), сло-

жившийся биоценоз, установившийся процесс превращения энергии. В биоценозах различных очистных сооружений всегда присутствуют бактерии и почти всегда простейшие. Кроме того, в зависимости от типа очистного сооружения, технологических и климатических условий в биоценоз могут входить водоросли, грибы, черви и различные членистоногие.

Каждое очистное сооружение представляет собой особую экологическую нишу со специфическими условиями существования, влияющими на формирование биоценоза. При стабильной работе сооружения его биоценоз является устойчивой саморегулирующейся системой со сложившимися трофическими и другими связями. Характер биоценоза определяется типом очистного сооружения и режимом его работы.

5.1. Аэрационная очистка сточных вод в биологических реакторах с активным илом

Аэротенк представляет собой технологический аппарат, в котором очистка сточных вод осуществляется активным илом, состоящим из скоплений микроорганизмов. Смесь сточной воды и ила (иловая смесь) протекает через аэротенк и аэрируется. Подача воздуха в аэротенк производится воздухонагнетательными машинами (воздуходувками, компрессорами, вентиляторами). Кислород воздуха способствует жизнедеятельности сапрофитных микроорганизмов, частично подавляя развитие патогенных. Аэрация способствует также большему контакту активного ила с загрязнениями сточной воды.

Активный ил в аэротенке образуется за счет суспензии сточной воды, адсорбции коллоидов и размножения на этом субстрате микроорганизмов. Важным моментом в работе аэротенка является то, что масса активного ила поддерживается во взвешенном состоянии за счет перемешивания или аэрации. Кроме живой биомассы, во взвешенном состоянии находятся также частицы неорганических и органических веществ.

Количество взвешенных веществ в аэротенке регулируется с помощью рециркуляции и удаления избыточного ила. Органическое вещество, попадающее в биологический реактор, может покинуть систему только в виде CO_2 , избыточного ила или вместе с выходящим

стоком. Основные стадии процесса очистки в реакторе с активным илом представлены на схеме (рис. 104).

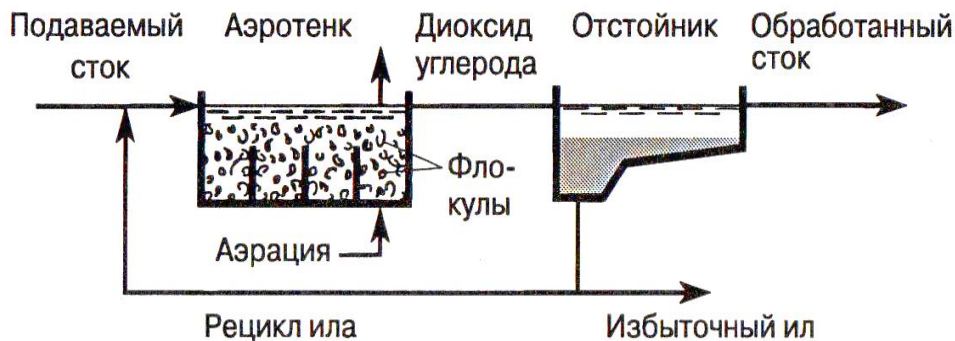


Рис. 104. Схема очистки сточной воды в реакторе с активным илом

Сточная вода, прошедшая предварительное осветление в первичном отстойнике, поступает в аэротенк, сюда же поступает часть избыточного ила из вторичного отстойника. После завершения процесса биологической очистки иловая смесь поступает во вторичный отстойник, где происходит разделение гетерогенной системы.

Осветленная биологически очищенная вода проходит стадию обезвреживания и сбрасывается в водоем. Осажденный ил выгружается из вторичного отстойника и делится на два потока. Одна его часть возвращается в аэротенк на регенерацию (*циркулирующий ил*), а вторая часть направляется на илоуплотнитель и дальнейшую переработку (*избыточный ил*).

Основными технологическими характеристиками работы реакторов с активным илом являются доза активного ила, нагрузка на активный ил, удельная скорость биологического окисления, иловый индекс, возраст активного ила.

Дозой активного ила (a_i), г/л является количество активного ила в единице объема иловой смеси. Доза активного ила зависит от величины нагрузки на ил и составляет в среднем 2–5 г/л.

Нагрузка на активный ил (q_i), мг/(г·сут.) показывает количество загрязнений, поданных в аэротенк в пересчете на единицу активного ила в сутки.

Удельная скорость окисления загрязнений ρ , (мг БПК_{полн}/(г·ч) – это величина снятой БПК_{полн} (т. е. разница между БПК_{полн}, поступающей в аэротенк сточной воды и выходящей из него), отнесенная к массе ила и длительности аэрации.

Нагрузка на активный ил и удельная скорость окисления связаны между собой. При высоких нагрузках на активный ил последний может с ней не справиться и требуемое качество очистки не будет обеспечено. Если же нагрузка на ил мала, то ил будет испытывать недостаток питания и может произойти самоокисление активного ила и, как следствие, падение рабочей дозы ила в аэротенке.

Иловый индекс (J_i), $\text{см}^3/\text{г}$ есть объем в см^3 , который занимает 1 г сухого вещества активного ила после 30-минутного его отстаивания. Этот показатель характеризует способность активного ила к процессу седиментации. Хорошо оседающий активный ил имеет иловый индекс от $60 \div 90$ до $120 \div 150 \text{ см}^3/\text{г}$. Перегрузка или недогрузка активного ила приводит к резкому увеличению илового индекса. Возраст активного ила указывает на продолжительность его пребывания в аэрационной системе.

По гидравлической схеме работы аэротенки подразделяются на аэротенки-вытеснители, аэротенки – смесители и аэротенки с рассредоточенным вдоль сооружения впуском сточной воды (рис. 105).

Аэротенки-вытеснители (I) представляют собой сооружения с сосредоточенным впуском воды и активного ила и со сниженной нагрузкой на активный ил вдоль сооружения. Такой тип аэротенка позволяет обеспечить высокое качество очистки. Недостатком этого аэротенка является его высокая чувствительность к резким колебаниям расхода и состава сточных вод.

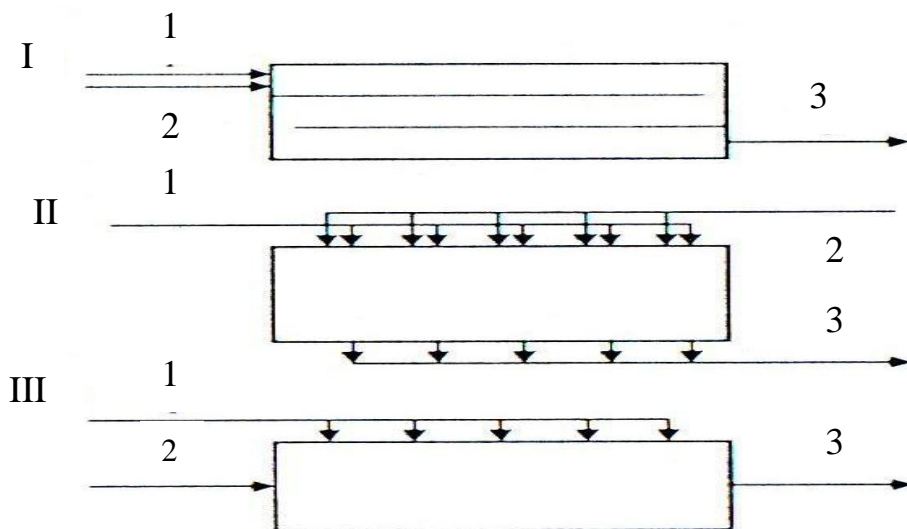


Рис. 105. Типы аэротенков:

I – вытеснитель; II – смеситель; III – с рассредоточенным впуском сточной воды: 1 – сточная вода; 2 – активный ил; 3 – иловая смесь

Аэротенки-вытеснители рекомендуется применять для очистки городских и близких к ним по составу промышленных сточных вод с БПК_{полн} не более 150 мг/л (без регенераторов) и при БПК_{полн} до 300 мг/л (с регенераторами).

Аэротенки-смесители (II) являются сооружениями с подводом воды и активного ила равномерно вдоль одной из длинных сторон аэротенка. Для данного типа аэротенка характерна одинаковая нагрузка на активный ил по всему его объему. Достоинством аэротенка-смесителя является сглаживание залповых нагрузок на активный ил.

Такой тип аэротенков без регенераторов целесообразно применять для очистки промышленных сточных вод при относительно небольших колебаниях их состава и наличии в воде преимущественно органических веществ. При значительных колебаниях состава и расхода промышленных сточных вод необходимо использовать аэротенки-смесители с регенераторами.

Аэротенки с рассредоточенным вдоль сооружения впуском сточной воды (III) занимают промежуточное положение между двумя предыдущими. Нагрузка на активный ил меняется циклически по длине сооружения. Применяется такой тип аэротенка для очистки смесей бытовых и промышленных сточных вод.

По нагрузке на активный ил аэротенки делятся на 3 типа:

- *аэротенки с высокими нагрузками* – более 500 мг БПК_{полн}/(г·сут.);
- *аэротенки классической (обычной) аэрации* – нагрузка на активный ил составляет свыше 150 мг БПК_{полн}/(г·сут.);
- *аэротенки продленной аэрации (полного окисления)* – нагрузка на активный ил составляет 65÷150 мг БПК_{полн}/(г·сут.).

Независимо от типа и конструкции биологический реактор с активным илом состоит из двух основных элементов – аэротенка с известным объемом и известной концентрацией активного ила и вторичного отстойника или другого разделительного устройства иловой смеси, из которого очищенная вода сливается сверху, а отработанный активный ил отводится снизу. В некоторых технологических системах оба эти элемента объединены в один реактор, выполняющий обе указанные функции.

Существуют одно и двухступенчатые системы реакторов с рециркуляцией активного ила и без рециркуляции, системы с совмещенным аэротенком и отстойником, системы с комбинированными и секционированными окситенками.

Конструкции аэротенков определяются рядом факторов, таких как производительность, состав сточных вод, тип системы аэрации. Для высокопроизводительных станций широкое применение нашли в плане прямоугольные аэротенки с пневматической аэрацией. Для небольших очистных сооружений применяют как прямоугольные, так и круглые в плане аэротенки с пневматической, механической или комбинированной системой аэрации.

Различают аэротенки с отдельными отстойными сооружениями и аэротенки-отстойники, в которых оба эти сооружения связаны и взаимозависимы.

Аэротенк-вытеснитель представляет собой прямоугольный в плане железобетонный резервуар, открытый сверху. Процесс очистки в нем идет по мере протекания аэрируемой смеси сточной воды и активного ила. Воду и активный ил подают в начало сооружения, а смесь отводят в противоположном конце длинного коридора. В зависимости от объема сточных вод количество коридоров в аппарате может составлять от одного до четырех.

Типовая конструкция четырехкоридорного аэротенка-вытеснителя приведена на рис. 106. Аэрация и перемешивание смеси в коридорах аппарата осуществляется с помощью аэраторов, установленных на дне в каждом коридоре. Процесс очистки сточной воды по мере ее продвижения в аэротенках-вытеснителях характеризуется переменной скоростью реакции, так как концентрация органических загрязнений снижается по ходу движения воды.

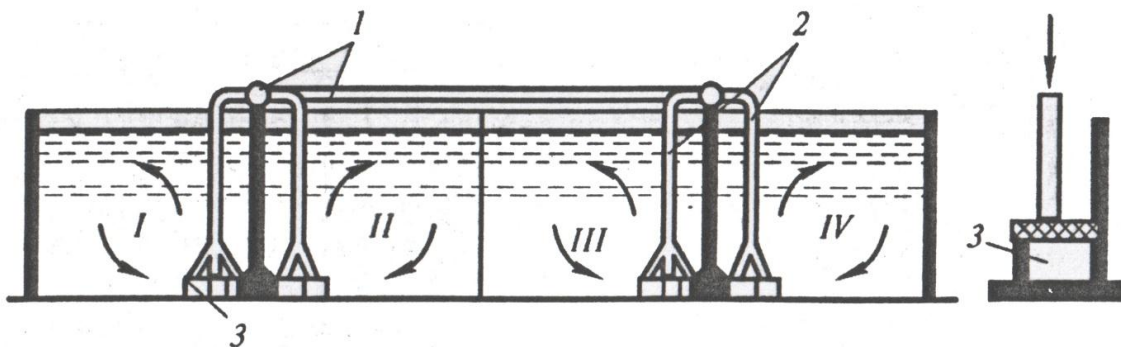


Рис.106. Типовой четырехкоридорный аэротенк: 1 – воздушный коллектор, 2 – воздухопроводы аэратора, 3 – аэратор, I–IV – секции аэротенка

Недостатком данного типа аэротенка является его высокая чувствительность к резким колебаниям расхода и состава сточных вод. Поэтому их рекомендуется применять для очистки городских и близких к ним по составу промышленных сточных вод с БПК_{полн} не более

150 мг/л (без регенераторов) и при БПК_{полн} до 300 мг/л (с регенераторами). Ширину коридоров принимают 4, 5, 6 или 9 м, шаг длины коридора – 6 м. Рабочая глубина аэротенка-вытеснителя 5 м. Основные параметры аэротенков-вытеснителей конструкции ЦНИИЭП приведены в прил. – табл. 32.

В аэротенках-смесителях воду и ил вводят равномерно вдоль длинной стороны коридора аэротенка, за счет чего обеспечивается выравнивание концентрации ила и скорости процесса биохимического окисления. Такой тип аэротенка рекомендуется применять для сточных вод при высокой (до 1000 мг/л) начальной БПК_{полн}, а также при резких колебаниях состава и объема воды или при различной скорости окисления органических веществ. Основные параметры типовых проектов аэротенков-смесителей приведены в прил. – табл. 33.

В аэротенках с разными режимами движения смеси воздуха, ила и сточной воды существенно различаются условия развития и деятельности микроорганизмов. В аэротенках-вытеснителях нагрузка на ил и скорость потребления кислорода максимальны в начале аппарата и минимальны в конце. При этом оптимальные условия развития популяций микроорганизмов создаются только в какой-то средней части аппарата, где имеется соответствие между уровнем питания и наличием растворенного кислорода. Поэтому аэротенки-вытеснители плохо справляются с залповыми перегрузками по загрязнениям, в них нельзя существенно увеличить концентрацию активного ила.

В аэротенках-смесителях условия существования микроорганизмов являются наиболее благоприятными для их жизнедеятельности, однако качество очищенной воды при прочих равных условиях может оказаться ниже, чем в аэротенках-вытеснителях. Это обусловлено гидродинамической структурой потока, при которой только что поступившая сточная вода может попадать в отводную систему.

В аэротенках с рассредоточенной подачей жидкости по длине аппарата полная нагрузка по загрязнениям приходится на конец сооружения, но степень очистки может быть очень высокой. Это объясняется тем, что по мере продвижения смеси в аэротенке ранее поданные загрязнения частично уже разрушены микроорганизмами и к концу аппарата смесь может соответствовать состоянию ила с высокой окислительной способностью. Пропускная способность аэротенка с рассредоточенной подачей жидкости выше, чем у аэротенков-вытеснителей и аэротенков-смесителей, так как масса ила в нем в процессе очистки выше.

Нагрузка по сточной воде на единицу длины аэротенков q_i рассчитывают по формуле

$$q_i = \frac{a \cdot Q \left(\frac{1}{a} + 1 \right)^2 - 1}{2l \sqrt{\frac{x \left[\left(\frac{1}{a} + 1 \right)^2 - 1 \right]}{l + 1}}}, \text{ м}^3/\text{с}, \quad (108)$$

где a – количество возвратного ила, выраженное в долях единицы от расхода воды; Q – общий расход сточных вод, $\text{м}^3/\text{с}$; l – длина аэротенка, м; x – расстояние от начала впуска до заданного сечения, м.

Удельный расход воздуха D ($\text{м}^3/\text{м}^2$) при очистке производственных сточных вод в аэротенках с пневматической системой аэрации определяют по формуле

$$D = \frac{z \cdot (L_{en} - L_{ex})}{K_1 \cdot K_2 \cdot n_1 \cdot n_2 (C_p - C)}, \quad (109)$$

где z – удельный расход кислорода в мг на 1 мг снятой БПК_{полн}, для полной очистки z принимается равным 1,1 мг/мг, для неполной – 0,9 мг/мг; L_{ex} – БПК_{полн} очищенной сточной воды, мгО₂/л; L_{en} – БПК_{полн} поступающей сточной воды, мг О₂/л; K_1 – коэффициент, учитывающий тип аэратора: для мелкопузырчатых аэраторов K_1 принимают по табл. 11 в зависимости от соотношения площади f , занимаемой аэратором к общей площади зеркала воды $F - f/F$; для среднепузырчатых аэраторов и низконапорной аэрации K_1 принимают равным 0,75; K_2 – коэффициент, зависящий от глубины погружения аэратора, и принимается по табл. 12; n_1 – коэффициент, учитывающий температуру сточных вод $n_1 = 1 + 0,02 (t_{cp} - 20)$, где t_{cp} – среднемесячная температура воды за летний период, °С; n_2 – коэффициент, учитывающий отношение скорости переноса кислорода в иловой смеси к скорости переноса его в чистой воде: для бытовых сточных вод $n_2 = 0,85$, при наличии ПАВ n_2 принимают по табл. 11; C_p – растворимость кислорода в воде в зависимости от высоты слоя столба жидкости над аэратором; C – допустимая минимальная концентрация кислорода в сточной воде, которая не лимитирует скорость окислительного процесса, мг/л.

Механические аэраторы насыщают жидкость кислородом за счет интенсивной рециркуляции и засасывания воздуха в воду. Основным показателем, характеризующим механические аэраторы, является окислительная способность (ОС), величину которой для дисковых аэраторов диаметрами 0,5; 1,0 и 3,0 м принимают соответственно 80, 230 и 1560 кг/сут.

Таблица 11

Значения коэффициентов K_1 , n_2 и максимальной интенсивности аэрации I_{\max}

f/F	K_1	I_{\max}	n_2
0,05	1,34	5	0,59
0,1	1,47	10	0,59
0,2	1,68	20	0,64
0,3	1,89	30	0,66
0,4	1,94	40	0,72
0,5	2,0	50	0,77
0,75	2,13	75	0,88
1,0	2,3	100	0,99

Таблица 12

Значение коэффициента K_2 и минимальной интенсивности аэрации

Глубина погружения аэраторов h_1 , м	K_2	I_{\min}
0,5	0,4	48,0
0,6	0,46	42,0
0,7	0,6	38,0
0,8	0,8	32,0
0,9	0,9	28,0
1,0	1,0	24,0
3,0	2,08	4,0
4,0	2,52	3,5
5,0	2,92	3,0
6,0	3,3	2,5

Продолжительность аэрации в аэротенках всех рассмотренных типов равна (110)

$$\tau = \frac{L_{en} - L_{ex}}{[\alpha(1 - S_l) \cdot r]}, \text{ ч}, \quad (110)$$

где L_{ex} – БПК_{полн} очищенной сточной воды, мг O_2 /л; L_{en} – БПК_{полн} поступающей сточной воды, мг O_2 /л; α – доля ила, г/л; S_l – зольность ила, в долях единицы; r – скорость окисления загрязнений, O_2 /м³ (окислительная мощность аэротенка).

Зная расход сточной воды, концентрацию загрязнений до и после очистки и окислительную мощность, определяют объем аэротенка:

$$V = \frac{Q_{\text{сут}} \cdot (L_{\text{en}} - L_{\text{ex}})}{\tau}, \text{ м}^3. \quad (111)$$

Широкое распространение для очистки промышленных и бытовых сточных вод нашли аэротенки-осветлители при их объемах до 280 000 м³/сут. с концентрацией загрязнений БПК_{полн} до 500 мг О₂/л и взвешенным веществом до 150 мг/л. Они позволяют совместить в одном аппарате процессы аэрации воды и эффективного удаления из нее активного ила, делая возможным исключить из схемы очистки вторичный отстойник как самостоятельное сооружение и насосную станцию активного ила. Аэротенки-осветлители представляют собой прямоугольные сооружения с наклонными (рис. 107, а) или вертикальными стенками (рис. 107, б).

В аэротенке с наклонными боковыми стенками аэрация сточной воды осуществляется в центральной части сооружения – зоны аэрации (1) – между симметрично расположенными на периферии зонами освещения (4), а при вертикально расположенных стенках аппарата зоны освещения с обеих сторон примыкают к зоне аэрации (1). В обеих конструкциях аэротенков-осветлителей зоны освещения (4) и аэрации (1) разделены наклонными перегородками (12), не достигающими до дна.

В нижней части аэротенков-осветлителей между разделительными перегородками (12) и дном образуются щели, через которые возвратный ил подсасывается из зоны освещения (4) в зоны аэрации (1). Движущей силой для перемещения ила в зону аэрации является разность плотностей водовоздушной смеси и сточной воды в зонах аэрации и освещения.

Степень циркуляции ила между зонами освещения и аэрации может достигать 6–12, которая регулируется с помощью шиберов (14), перекрывающего переливные окна (2) в верхней части зоны аэрации.

Сточная вода подводится в аэротенк-осветлитель по перфорированному трубопроводу (10), уложенному отверстиями вниз у дна, за счет чего она энергично смешивается с активным илом и подаваемым туда же воздухом. Взмученная и аэрированная иловая смесь поднимается вверх и через переливные окна (2) поступает в зоны освещения (4), где разделяется на два потока: основная масса крупных частиц ила сползает по круто наклонным перегородкам (12) на дно

аппарата и через донные щели возвращается в зону аэрации. Избыточный ил удаляется по трубам (6) с помощью илососов или под гидростатическим давлением. Другая часть потока, содержащая мелкие взвешенные частицы, направляется вверх, и в верхней части конуса создается взвешенный слой ила. Очищенная сточная вода, проходя через взвешенный слой, дополнительно очищается и через водоотводящий лоток (5) выводится из аппарата.

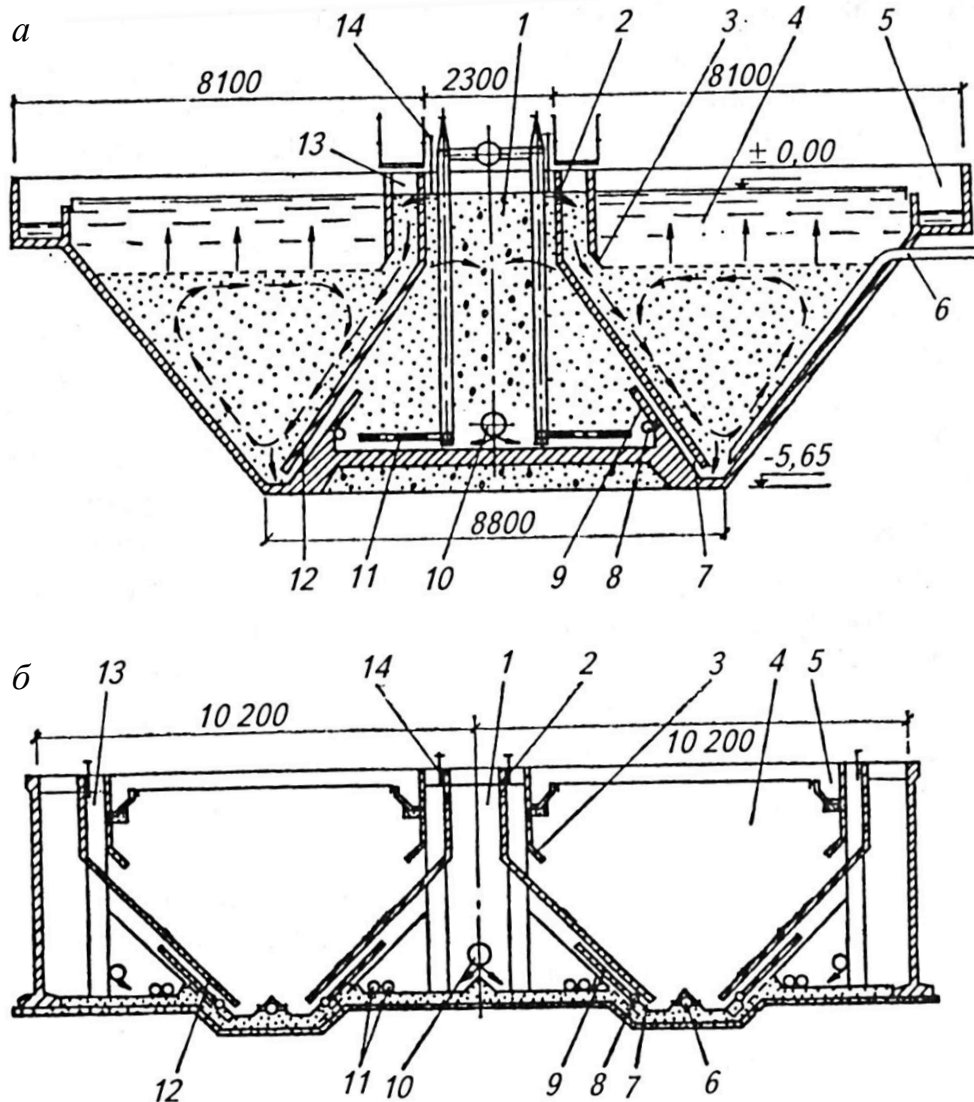


Рис. 107. Аэротенк-осветлитель: *а* – с наклонными; *б* – вертикальными боковыми стенками: 1 – зона аэрации; 2 – переливные окна; 3 – козырек; 4 – зона осветления; 5 – лоток; 6 – трубопровод избыточного ила; 7 – циркуляционная щель; 8 – трубопровод подачи воздуха в щель; 9 – «зуб»; 10 – перфорированный трубопровод подачи сточной воды; 11 – аэратор; 12 – перегородка; 13 – зона дегазации; 14 – шибер

Интенсивный обмен между взвешенным слоем и зоной аэрации способствует созданию оптимального кислородного режима во взвешенном слое и более полному очищению загрязнений в аэротенке-осветлителе.

Расчет аэротенков-осветлителей при концентрации загрязнений в сточной воде по БПК_{полн} до 300 мг/л производится по гидравлической нагрузке на поверхность взвешенного слоя ила, а при больших значениях БПК_{полн} по скорости окисления загрязнений. Гидравлическая нагрузка на площадь поверхности взвешенного слоя определяется по формуле

$$Q_{\max} = F_{\text{в.с}} \cdot q, \text{ м}^3/\text{ч} , \quad (112)$$

где $F_{\text{в.с}}$ – площадь поверхности взвешенного слоя ила, на уровне козырьков (3) зоны дегазации, м^2 ; q – гидравлическая нагрузка на поверхность взвешенного слоя ила в часы максимального притока, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ (табл. 13).

Таблица 13

Гидравлическая нагрузка на поверхность взвешенного слоя ила

Коэффициент неравномерности притока сточных вод	Гидравлическая нагрузка на поверхность взвешенного слоя ила, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$
1,15	0,96
1,2	0,98
1,25	1,01
1,35	1,05
1,4 и более	1,08

Реакционный объем (м^3) аэротенка-осветлителя определяем по формуле

$$V_{\text{н}} = \frac{Q_{\max}(L_{\text{en}} - L_{\text{ex}})}{a \cdot (1 - s) \rho} , \quad (113)$$

где L_{ex} – БПК_{полн} очищенной сточной воды, мг $\text{O}_2/\text{л}$; L_{en} – БПК_{полн} поступающей сточной воды, мг $\text{O}_2/\text{л}$; a – концентрация ила по сухому веществу, г/л, принимается равной 4 г/л; s – зольность ила, доля единицы, принимаемая равной 0,3; ρ – средняя скорость окисления загрязнений, принимается равной 33 мг/(г·ч).

Прирост ила $P_{\text{р}}$ (г/сут) находят по формуле

$$P_{\text{р}} = Q \cdot (L_{\text{en}} - L_{\text{ex}}) \cdot a_{\text{уд}} \cdot \frac{\text{мг}}{\text{л}} , \quad (114)$$

где Q – среднесуточный расход сточных вод, $\text{м}^3/\text{сут.}$; $a_{\text{уд}}$ – удельный прирост активного ила, г на 1 г БПК_{полн}, определяется уравнением $a_{\text{уд}} = 0,86 - 0,46 \cdot e^{-0,03\rho}$. При $\rho = 33$ мг/(г·ч) удельный прирост активного ила составляет 0,693.

Расход воздуха на аэрацию находят по формуле

$$Q_v = (L_{en} - L_{ex}) \cdot q \cdot D, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (115)$$

где q – максимальный часовой расход сточных, $\text{м}^3/\text{ч}$; D – удельный расход воздуха, м^3 на 1 кг БПК_{полн}, определяется уравнением $D = 16 + 480/\rho$. При $\rho = 33 \text{ мг}/(\text{г}\cdot\text{ч})$, удельный расход воздуха составляет $30 \text{ м}^3/\text{кг}$ БПК_{полн}.

При использовании аэротенка-осветлителя принимают следующие его конструктивные размеры: рабочую глубину – 4,0–5,5 м; угол наклона разделительных перегородок и боковых стенок – 45–55°; расстояние от переливных окон до успокоительных стенок зоны дегазации – 0,5–0,8 м; толщину защитной зоны над взвешенным слоем ила – 1,5–1,8 м; ширину средних зон аэрации – 1–2 м; крайних зон – 0,7 м.

Схема установки биологической очистки сточной воды с применением флотатора-илоуплотнителя приведена на рис. 108. Схема включает первичный отстойник (1), аэротенк (2), флотатор (4), илоуплотнитель (5), напорный бак (8). Из первичного отстойника, где осаждаются основная масса взвешенных веществ, сточные воды поступают в аэротенк, а затем смесь очищенной воды и активного ила направляется во флотатор. Во флотаторе ил с пузырьками воздуха поднимается в среднюю зону аппарата, оттуда часть активного ила насосом (3) возвращается в аэротенк, а другая часть с очищенной водой отводится в илоуплотнитель (5) для разделения на очищенную воду и осадок.

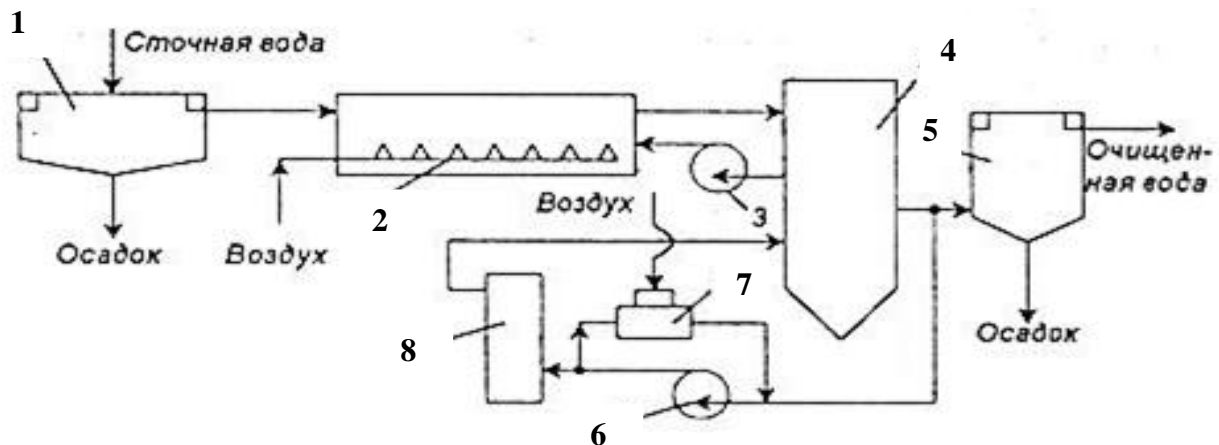


Рис. 108. Схема установки для биологической очистки сточных вод с флотационным илоуплотнителем: 1 – отстойник; 2 – аэротенк; 3, 6 – насосы; 4 – аэрофлотатор; 5 – контактный резервуар; 7 – эжектор; 8 – напорный бак

Использование флотатора-уплотнителя дает возможность увеличить концентрацию активного ила в аэротенке до 10–12 г/л, а также его производительность в 2–3 раза. Процесс применяют для очистки сточных вод с высокой концентрацией загрязнений.

Конструкция аэротенка, разработанная ВНИИводгео, схематично представлена на рис. 109. Такой аппарат обеспечивает длительный контакт иловой смеси с пузырьками воздуха при противоточном движении сточной воды и воздуха. Аэротенк имеет три зоны: зону аэрации (1), зону эрлифтной циркуляции (2) и зону отстаивания (3).

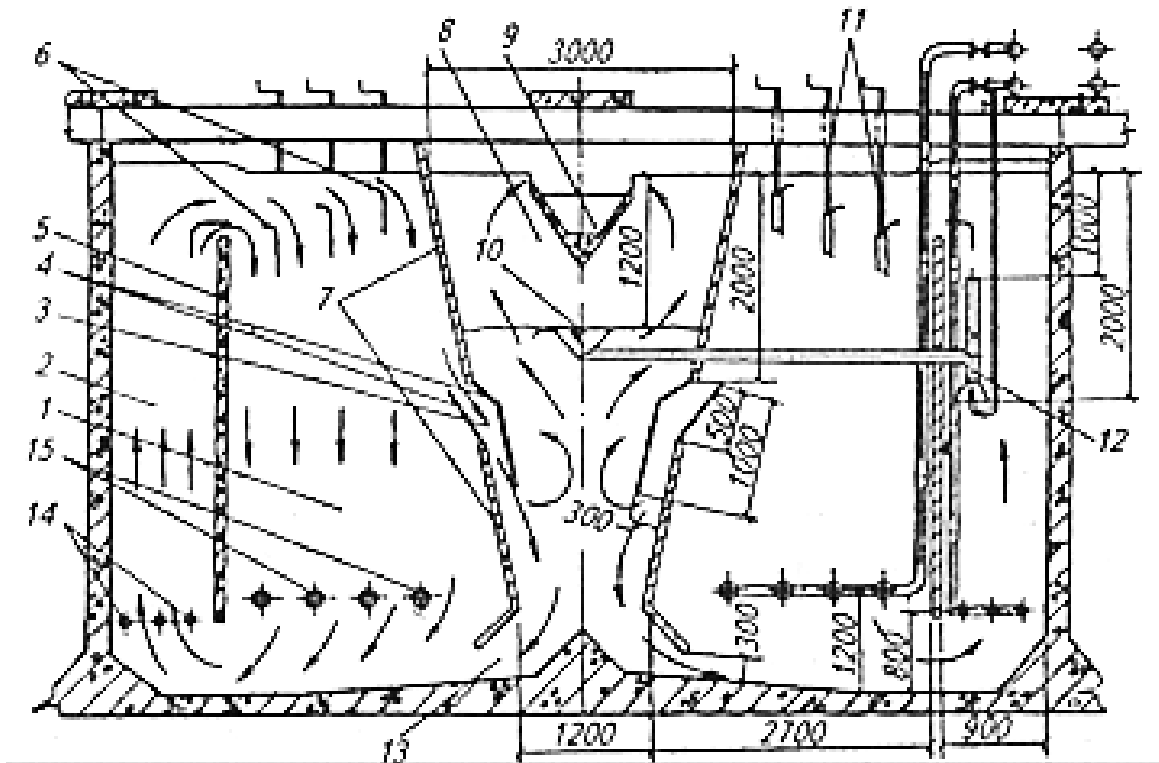


Рис. 109. Схема противоточного аэротенка: 1 – зона аэрации; 2 – зона эрлифтной циркуляции; 3 – впускные окна; 4 – козырьки; 5 – полупогружная перегородка; 6 – струенаправляющие лопатки; 7 – перегородки; 8 – зона отстаивания; 9 – водосбросный лоток; 10 – воронки; 11 – винтовые крепления; 12 – иловые эрлифты; 13 – циркуляционные щели; 14 – решетки из дырчатых труб; 15 – мелкопористые пневматические аэраторы

Зона аэрации в нижней части оснащена пневматическими аэраторами (15), а в верхней части – струенаправляющими лопатками (6) для равномерного распределения сточной воды. Зона эрлифтной циркуляции и отстаивания отделены от зоны аэрации полупогружными перегородками (5, 7), способствующими интенсивной рециркуляции сточной воды и иловой смеси.

Сточная вода поступает в зону аэрации сверху и движется навстречу поднимающимся пузырькам воздуха, что обеспечивает длительный контакт иловой смеси и воздуха. Зона эрлифтной циркуляции способствует дополнительному перемешиванию и насыщению смеси воздухом, поступающим из дырчатых труб (14). Флотированная пузырьками воздуха иловая смесь, по мере накопления ее в средней части зоны аэрации, непрерывно перетекает между козырьками (4) в зону отстаивания (8) для разделения.

Уплотнившаяся часть иловой смеси через циркуляционные щели (13) в нижней части зоны отстаивания возвращается в зону аэрации, а мелкие взвешенные вещества транзитным расходом воды поднимаются вверх отстойной зоны до образования в них взвешенного фильтра.

Граница раздела очищенной воды и взвешенного ила обеспечивается непрерывным удалением последнего иловым эрлифтом (12). Осветленная вода через зубчатые сливы поступает в водосборный лоток (9).

Противоточные аэротенки используются для очистки загрязненных сточных вод: при БПК_{полн} до 700 мг/л принимается одноступенчатая схема очистки, при более высоких значениях БПК_{полн} (до 1200 мг/л) – очистка осуществляется в двух последовательно установленных аэротенках. В последнем случае БПК_{полн} снижается на первой ступени до 300 мг/л и до 15 мг/л во второй.

Глубину противоточного аэротенка рекомендуется принимать около 5 м, а скорость восходящего потока в эрлифтной зоне не менее 0,1 м/с. Для предотвращения осаждения активного ила в аэротенке минимальные донные скорости воды должны быть в пределах 0,15–0,3 м/с.

Площадь зоны отстаивания в противоточном аэротенке определяется с учетом гидравлической нагрузки на поверхность взвешенного слоя ила, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, и она должна составить не менее 1/3 общей площади аэротенка $f : F = 1 : 3$.

Аэротенки с применением технического кислорода (окситенки) предназначены для биологической очистки высококонцентрированных сточных вод (БПК_{полн} более 1000 мг/л) как самостоятельные сооружения, так и в сочетании с аэротенками. В последнем случае окситенк используется на первой ступени для удаления основной массы загрязнений.

Обработка сточной воды в окситенках производится техническим кислородом, благодаря чему возрастает окислительная мощность сооружения, создаются условия для активности и повышения дозы ила, снижаются затраты на аэрацию. В настоящее время при строительстве новых очистных сооружений рекомендуется применять комбинированный окситенк (рис. 110).

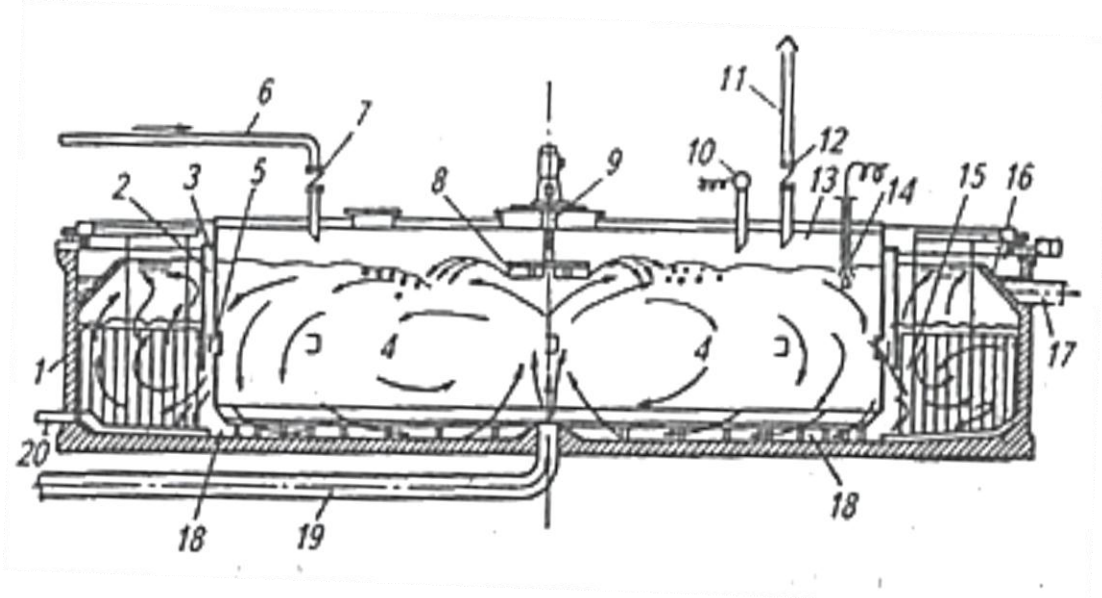


Рис. 110. Комбинированный окситенк: 1 – резервуар; 2 – цилиндрическая перегородка; 3 – полупогруженный щит; 4 – реактор; 5 – выпускное устройство; 6 – подача кислорода; 7 – регулирующий клапан; 8 – турбинный аэратор; 9 – гидравлический затвор; 10 – датчик давления; 11 – газовыпускной патрубок; 12 – клапан; 13 – газовая камера; 14 – датчик концентрации; 15 – илоскребы; 16 – водоотводной лоток; 17 – патрубок; 18 – донные отверстия; 19 – труба подачи воды; 20 – патрубок вывода осадка

Комбинированный окситенк выполнен конструктивно по принципу аэротенка-отстойника. Аппарат представляет собой цилиндрический в плане резервуар (1), внутри которого размещена полупогружная цилиндрическая перегородка (2) диаметром, равным 0,7 от наружного диаметра резервуара. Объем внутренней перегородки является реактором (4). Реактор герметизируется сверху крышкой, под которой размещен турбинный аэратор (8), приводимый во вращение валом, проходящим через герметизированный гидравлический затвор (9). В кольцевом пространстве между наружной стенкой резервуара и перегородкой (2) находится илоотделитель.

Сточная вода непрерывно поступает снизу в реактор (4) по трубе (19) и смешивается с активным илом. Технический кислород поступает по трубе (6), а его количество регулируется клапаном (7), срабатывающим от датчика давления (10). Перемешивание и насыщение иловой смеси кислородом осуществляется с помощью турбинного аэратора, после чего очищенная вода вместе с активным илом отбрасывается к периферии реактора и через тангенциальные выпускные устройства (5), размещенные в средней части перегородки, перетекает в илоотделитель. Осветленная сточная вода удаляется через водоотводной лоток (16) и патрубков (17). Часть активного ила возвращается в реактор через донные отверстия (18), а избыточный активный ил отводится из илоотделителя через патрубок (20) на обработку осадка.

Для стабилизации состава газовой смеси в реакторе необходимо периодически удалять накапливающиеся инертные газы в атмосферу. В газовой фазе реактора парциальное давление кислорода должно поддерживаться в пределах 50 %. Оптимальная концентрация кислорода составляет 10–12 мг/л, доза ила 7–10 г/л. Средняя продолжительность пребывания сточной воды в реакторе окситенка определяется по формуле

$$t = \frac{L_{en} - L_{ex}}{K_0 \cdot K_n \cdot \rho (1 - s) \cdot a}, \text{ ч}, \quad (116)$$

где L_{ex} – БПК_{полн} очищенной сточной воды, мгО₂/л; L_{en} – БПК_{полн} поступающей сточной воды, мг О₂/л; ρ – удельная скорость окисления, мг БПК/(г·ч), при дозе ила 3 г/л и концентрации растворенного кислорода 2 мг/л; s – зольность ила, доля единицы, принимаемая равной 0,3 (прил. – табл. 34); a_i – доза активного ила, г/л; K_0 – коэффициент, учитывающий влияние концентрации растворенного кислорода; K_n – коэффициент, учитывающий влияние дозы активного ила.

Удельная скорость окисления рассчитывается по формуле

$$\rho = \rho_{\max} \frac{L_{ex} \cdot C_o}{L_{ex} \cdot C_o + K_1 \cdot C_o + K_o \cdot L_{ex}} \frac{1}{1 + \varphi \cdot \alpha_i}, \text{ мг БПК}_{\text{полн}} (\text{г} \cdot \text{ч}), \quad (117)$$

где ρ_{\max} – максимальная скорость окисления органических загрязнений, мг БПК_{полн}/(г·час); L_{ex} – БПК_{полн} очищенной сточной воды, мг/л; C_o – концентрация растворенного кислорода = 2 мг/л; K_1 – константа, характеризующая свойства загрязнений, мг БПК_{полн}/л; K_o – константа, характеризующая влияние кислорода, мг О₂/л; φ – коэффициент ингибирования, л/г, принимаются по прил. – табл. 34.

Коэффициент K_n в зависимости от дозы активного ила принимается по табл. 14.

Таблица 14

Коэффициент K_n , учитывающий влияние дозы активного ила

Доза активного ила a , г/л	1	2	3	5	8	10	15
K_n	1,29	1,11	1,0	0,83	0,66	0,57	0,43

Расход кислорода (Q_o) по массе пропорционален величине снятой БПК_{полн}, принимается с коэффициентом избытка и рассчитывается по формуле

$$Q_o = 1,2 \cdot (L_{en} - L_{ex}), \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}, \quad (118)$$

Гидравлическую нагрузку на площадь зоны илоотделителя q_{ms} $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ необходимо определять в зависимости от безразмерного критерия $J_i \cdot a_i$ по табл. 15, где J – иловый индекс, $\text{см}^3/\text{г}$; a_i – доза активного ила в реакторе, $\text{г}/\text{см}^3$.

Таблица 15

Гидравлическая нагрузка на илоотделители для окситенков [1]

$J_i \cdot a_i$	100	200	300	400	500	600
q_{ms} , $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	5,6	3,3	1,8	1,2	0,8	0,7

Значения илового индекса J_i для сточных вод различных производств указаны в табл. 16.

Таблица 16

Значение илового индекса J_i для сточных вод различных производств

Производства	J , $\text{см}^3/\text{г}$
Нефтеперерабатывающие заводы	70–100
Заводы синтетического каучука	40–70
Комбинаты искусственного волокна	200–250
Целлюлозно-бумажные комбинаты	150–200
Химические комбинаты	60–90
Бытовые сточные воды	70–130

Принятие решения о применении окситенков для биологической очистки сточных вод осуществляется на основании сопоставления технико-экономических показателей с учетом характера и величины

загрязнений сточных вод и стоимостью получения технического кислорода. Сравнительные показатели биохимической очистки сточных вод нефтеперерабатывающего завода при аэрации воздухом и техническим кислородом приведены в прил. – табл. 35.

Существуют конструкции биологических реакторов, в которых процесс биологической очистки происходит как с участием свободно плавающего активного ила, так и биопленки, наращиваемой на загрузочных блоках или кассетах, встроенных в реактор. Такие реакторы получили название *биотенки*. Благодаря увеличению общего количества биомассы биотенки имеют более высокую окислительную мощность по сравнению с типовыми аэротенками и используются для очистки сточных вод с высокой концентрацией органических веществ. Запасы накапливающейся биологической массы обеспечивают надежную и устойчивую работу биотенка при резких колебаниях состава сточных вод или залповых сбросах.

На рис.111 представлена схема биотенка, выполненного на базе аэротенка коридорного типа.

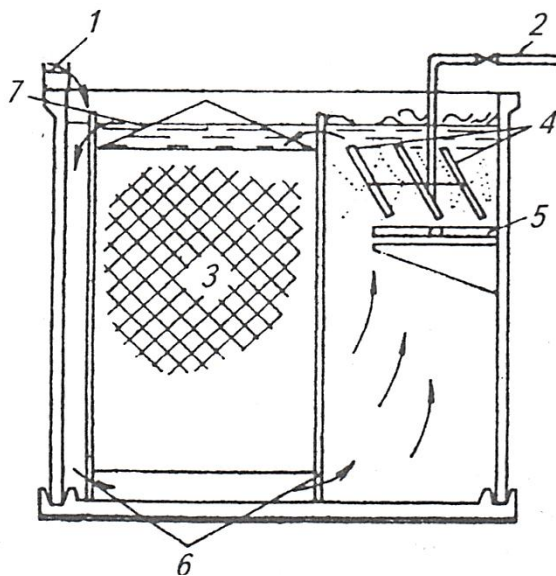


Рис. 111. Конструкция коридорного биотенка с низконапорной аэрацией:

- 1 – подача сточных вод;
- 2 – подача воздуха;
- 3 – основная загрузка;
- 4 – загрузка над аэратором;
- 5 – аэратор;
- 6 – направляющие;
- 7 – скоба

Внутренний объем биотенка имеет две зоны: первая из них по ходу сточной воды заполнена основной загрузкой (3) в виде кассет с натянутой перфорированной виниловой пленкой. Во второй зоне размещается аэратор, над которым дополнительно установлена часть таких же кассет под углом 60° к горизонту. Кассеты основной загрузки установлены между вертикальными направляющими (6) перпендикулярно продольным стенкам аэротенка, и их можно извлекать с помощью скобы (7) из биотенка для осмотра и ремонта. Между

дном, стенками биотенка и кассетами основной загрузки имеются зазоры для циркуляции сточной воды, препятствующей осаждению ила на дно биотенка.

Сточная вода подается сверху в зону основной загрузки и проходит с небольшой скоростью через множество перфорированных виниловых слоев кассет в донную часть зоны и перетекает под погруженной направляющей (6) в зону аэрации.

Воздух, подаваемый через трубу (2) в зону аэрации, способствует более интенсивному окислению примесей, лучшему перемешиванию потока, а установленные над аэратором наклонные блоки перераспределяют основную массу всплывающего ила в зону основной загрузки для смешивания с поступающей сточной водой. Для предотвращения выпадения активного ила и биологической пленки интенсивность аэрации в биотенке с загрузкой над аэратором должна быть выше на 10–15% по сравнению с аэротенками.

Биологически очищенная вода удаляется из биотенка через водоотводной желоб, расположенный в верхней части биотенка, увлекая за собой частички ила и биопленки. Гидравлические испытания биотенков с загрузкой над аэраторами подтвердили возможность повышения окислительной способности аппарата на 30%. На рис. 112 показана кассета для загрузки биотенка, разработанная на кафедре канализации МГСУ и представляющая собой корпус, заполненный гофрированными профилями из виниловой пленки толщиной 1 мм.



Рис. 112. Принципиальная схема кассеты биотенка:

- 1 – корпус;
- 2 – элементы загрузки

В верхних выпуклых частях гофрированных профилей имеются отверстия, расположенные в шахматном порядке. Сточная вода поступает в верхнюю часть биотенка и, заполнив верхние профили, стекает на нижние. За счет омыwania профилей водой на них формируется биопленка и нарастает биомасса, напоминающая по своей струк-

туре активный ил. Перемешивание и насыщение кислородом образующейся смеси осуществляется за счет движения обрабатываемой сточной воды.

На основании экспериментальных данных, полученных при очистке производственных сточных вод с высокой концентрацией органических загрязнений, для расчетов и проектирования биотенков предложены следующие рекомендации: загрузку выполнять из кассет с перфорированной винипластовой пленкой при расстоянии между рядами загрузки 10–30 см; удельное количество биологической пленки принимать равным 0,6–0,8 кг/м² поверхности загрузки; влажность сырого осадка и его зольность соответственно – 96,5–97 % и 25–30 %.

Нагрузка по органическим загрязнениям принимается с учетом суммарной концентрации активного ила и наращиваемой на загрузке пленки. Необходимую площадь загрузки F (м²) в биотенке для наращивания требуемого количества биологической пленки определяют по формуле

$$F = \frac{a_6 \cdot W}{b}, \text{ м}^2, \quad (119)$$

где a_6 – требуемая концентрация биологической пленки, кг/м³; W – объем биотенка, м³; b – удельное количество биологической пленки, кг/м².

Конструктивно биотенки, имеющие загрузку и низконапорную аэрацию воздухом, представляют собой сооружения с признаками как аэротенков, так и биофильтров. Микроорганизмы, которыми со временем обрастает загрузка, в дальнейшем окисляют органические вещества сточной воды, используя их в качестве питательной среды и источника энергии для жизнедеятельности.

5.2. Очистка сточных вод на биофильтрах

Биофильтры – это сооружения, в корпусе которых размещается кусковая насадка (загрузка) и предусмотрены водораспределительные устройства. В биофильтрах сточная вода фильтруется через слой загрузки, верхний слой которой со временем покрывается пленкой микроорганизмов. В процессе жизнедеятельности микроорганизмов из сточной воды удаляются органические загрязнения, при этом масса активной биопленки возрастает. Биопленка выполняет такие же функции, как и активный ил, по мере накопления биопленки она ча-

стично отмирает, смывается протекающей сточной водой и уносится из биофильтра.

Важнейшей части биофильтра является загрузочный материал. В качестве загрузки используют различные конструкции, изготовленные из пластмасс, керамики и т. д., обладающие высокой пористостью, малой плотностью и высокой удельной поверхностью. По типу загрузочного материала биофильтры подразделяются на биофильтры с объемной и плоскостной загрузкой.

Биофильтры с объемной загрузкой по высоте загрузки подразделяются на капельные (1–2 м), высоконагружаемые (2–4 м) и башенные (8–16 м).

Биофильтры с плоскостной загрузкой подразделяются на биофильтры:

- с жесткой загрузкой (керамические, пластмассовые или металлические насыпные элементы);
- с жесткой блочной загрузкой (гофрированные или плоские листы или пространственные элементы);
- с мягкой или рулонной загрузкой (металлические или пластмассовые сетки, синтетические ткани, которые крепят на каркасах или укладывают в рулоны);
- погружные (пакеты дисков, насаженные на горизонтальную ось вращения).

Капельные биофильтры имеют низкую производительность, но обеспечивают высокую степень очистки. Их используют при расходах сточных вод до $1000 \text{ м}^3/\text{сут.}$ и значении БПК не более 200 мг/л. Гидравлическая нагрузка не превышает $3 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сут.})$. Высоконагружаемые и башенные биофильтры работают при гидравлической нагрузке $10\text{--}30 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сут.})$ и используются на станциях большой пропускной способности.

Конструктивно капельные, высоконагружаемые и башенные биофильтры представляют собой круглые или прямоугольные в плане сооружения, заполненные загрузочным материалом. Сверху над загрузкой устанавливают оросители для распределения сточных вод, а в нижней части сооружения имеются окна для обеспечения естественной или принудительной аэрации поверхности биопленки. Объем воздуха, подаваемого принудительно в биофильтр на аэрацию, не превышает 6 м^3 на 1 м^3 сточной воды.

Площадь биофильтров рассмотренных конструкций определяют по формуле

$$F = \frac{Q}{q}, \text{ м}^2, \quad (120)$$

где Q – расчетный расход сточных вод, м³/сут.; q – гидравлическая нагрузка, м³/(м²·сут.).

Разновидностью биофильтров с объемной загрузкой является установка «Hei Flou», предназначенная не только для удаления из сточных вод органических примесей, но и для осуществления процессов нитрификации и денитрификации. Основной частью установки является колонна с псевдоожиженным слоем зернистой загрузки (песка), на поверхности которых культивируются микроорганизмы.

Сточную воду, предварительно насыщенную кислородом, подают в колонну снизу вверх со скоростью 25–60 м/ч. В колонне за счет псевдоожижения загрузки создается поверхность контакта сред в 20 раз больше, чем в аэротенках, и в 40 раз больше, чем в биофильтрах, достигая 3200 м²/м³. Процессы очистки сточных вод в такой установке протекают с очень высокой скоростью: снижение БПК на 85–90 % достигается за 15 мин., на что в аэротенках требуется 6–8 часов. Тем не менее, в отечественной практике наибольшее распространение получили биофильтры с пластмассовой загрузкой. На рис. 113 приведена схема биофильтра с блочной пластмассовой загрузкой.

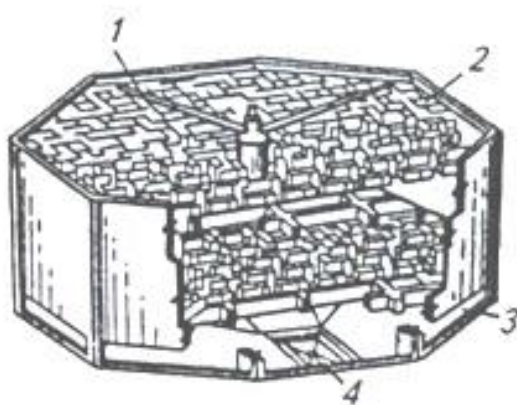


Рис. 113. Биофильтр с блочной пластмассовой загрузкой:

- 1 – реактивный ороситель;
- 2 – пластмассовые блоки;
- 3 – вентиляционные окна;
- 4 – приямок для выпуска сточных вод

Пластмассовая загрузка имеет большую пористость (73–99 %) по сравнению с загрузкой из фракционного материала (не более 50 %). Использование блочной пластмассовой загрузки позволяет иметь в

сечении биофильтр любого профиля (квадратный, шестигранный и др.), а также позволяет упростить и удешевить обслуживание и ремонт биофильтров.

В качестве загрузки фильтров используют пластмассы, способные выдержать температуру 6–30 °С без потери прочности, а аппараты размещают в отапливаемых помещениях.

Рабочая высота пластмассовой загрузки принимается 3–4 м, зона искусственного реакционного окисления предусматривает естественную аэрацию. БПК_{полн} сточной воды, подаваемой на биофильтры с пластмассовой загрузкой, следует принимать не более 250 мг/л.

Наибольший технико-экономический результат биофильтры с пластмассовой загрузкой обеспечивают при очистке сточных вод небольших городов, промышленных предприятий и объектов, а также после реконструкции станций очистки сточных вод с оснащением отдельных аппаратов блочной пластмассовой загрузкой.

Расчет биофильтров с пластмассовой загрузкой выполняется с учетом допустимой гидравлической нагрузки и допустимой нагрузки по БПК₅ по рекомендациям, приведенным в табл. 17 и 18, в зависимости от заданной степени очистки, высоты слоя загрузки и температуры сточной воды.

Таблица 17

Допустимая гидравлическая нагрузка на биофильтры с пластмассовой загрузкой

Требуемая степень очистки, %	Гидравлическая нагрузка, м ³ /(м ³ · сут.), при высоте слоя загрузки, м							
	3				4			
	при среднезимней температуре сточной воды, С°							
	8,0	10,0	12,0	14,0	8,0	10,0	12,0	14,0
90	6,3	6,0	7,5	8,2	8,3	9,1	10,0	10,9
85	8,4	9,2	10,0	11,0	11,2	10,3	13,5	14,7
80	10,2	11,2	12,3	13,3	13,7	15	16,4	17,9

Рулонную загрузку получают путем спиральной намотки двух поливинилхлоридных лент (плоской и гофрированной) толщиной 0,5 мм, скрепленных между собой (рис. 114). В блочных или рулонных пластмассовых загрузках обеспечивается лучшее обтекание биологической пленки воздухом и соответственно повышается производительность сооружений.

Таблица 18

Допустимая нагрузка по БПК₅ на биофильтры с пластмассовой загрузкой

БПК ₅ очищенной воды, мг/л	Нагрузка по БПК ₅ , кг/(м ³ · сут.), при высоте слоя загрузки, м					
	3			4		
	при среднезимней температуре сточной воды, С°					
	10–12	13–15	16–20	10–12	13–15	16–20
15	1,15	1,3	1,55	1,5	1,75	2,1
20	1,35	1,55	1,85	1,8	2,1	2,5
25	1,65	1,85	2,2	2,1	2,4	2,9
30	1,85	2,1	2,5	2,45	2,85	3,4
40	2,15	2,5	3,0	2,9	3,2	4,0

Окислительная мощность рассматриваемых биофильтров по снятой БПК может достигать при полной очистке 2,7 кг/(м²·сут.), при неполной – 4,5 кг/(м²·сут.), а по зарубежным данным – до 7 кг/(м²·сут.).

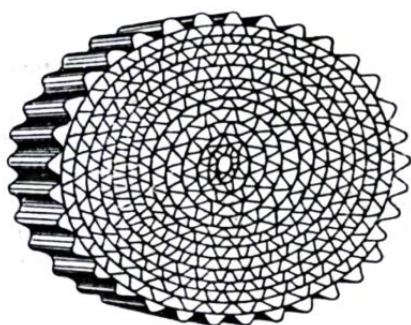


Рис. 114. Элемент спиральной загрузки

Основные виды блочных загрузочных материалов для биофильтров представлены в табл. 19.

ОАО «Союзводоканалпроектом» совместно с кафедрой канализации МИСИ им. Куйбышева разработаны экспериментальные проекты 2, 4 и 6 – секционных биофильтров с пластмассовой загрузкой производительностью 1000–9600 м³/сут. Нижний ряд блоков в биофильтрах с пластмассовой загрузкой укладывают на поддерживающую решетку, а верхние ряды блоков укладывают друг на друга с поворотом на 30–45° относительно предыдущего ряда.

Таблица 19

Основные виды блочных загрузочных материалов для биофильтров, применяемых в зарубежной практике

Загрузочный материал	Страна	Плотность, кг/м ³	Удельная поверхность, м ² /м ³	Пористость, %	Материал
Полигрид	США	80	45	95	Полистирол
Доупак	США	60	80	94	Саран
Сэфпак	США	64	82	94	Полистирол
Флоркор	Англия	39	90	96	ПВХ
Фловик	Англия	38–76	86–160	92–96	ПВХ
Гидропак	ФРГ	44–60	200	95–97	ПВХ
Клоузенил	Франция	80	220	92	ПВХ

Объем пластмассовой загрузки одной секции биофильтра 56 м³. Основные показатели загрузочных материалов таких биофильтров показаны в табл. 20.

Таблица 20

Основные показатели загрузочных материалов экспериментальных биофильтров

Загрузка	Удельная площадь поверхности, м ² /м ³	Пористость, %	Плотность, кг/м ³
Полиэтиленовые листы с гофром типа «сложная волна» (лист, гофрированный в двух направлениях)	90	96	40
Полиэтиленовые листы гофрированные	126	93	70

Новой разновидностью биофильтров с пластмассовой загрузкой являются анаэробные биофильтры, в которых вода профильтровывается восходящим потоком без доступа в аппарат кислорода. Такие аппараты по принципу работы занимают промежуточное положение между обычными биофильтрами и метантенками, так как процессы окисления сопровождаются образованием метана. Анаэробные биофильтры применяют для очистки высококонцентрированных сточных вод, не содержащих большое количество взвешенных веществ.

Погружные биофильтры (рис.115) состоят из вращающегося вала (3) с насаженными на него дисками (4) и резервуарами (2) со сточной водой, в которую диски погружаются на $1/3-1/2$ своего диаметра.

Диски изготавливают из различных полимерных материалов, располагают на валу на расстоянии 10–20 мм друг от друга, число дисков может быть от 20 до 100, диаметр дисков – 0,5–3,0 м. Число вращений вала около 1 об./мин.

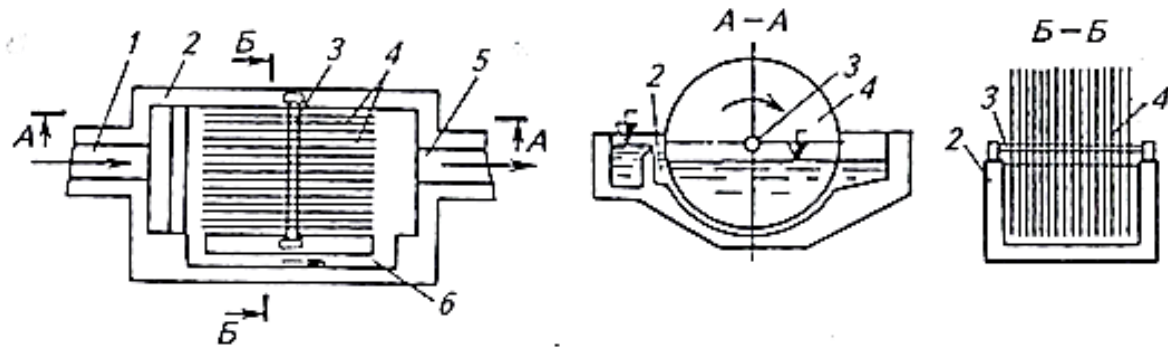


Рис. 115. Одноступенчатый погружной биофильтр:

1 – подводящий лоток; 2 – резервуар; 3 – вал; 4 – диски;
5 – отводящий лоток; 6 – перепускной канал; 7 – отстойник

Очищаемая вода поступает в резервуар с полукруглым днищем через впускной лоток (1), установленный на одной из сторон резервуара, перпендикулярной дискам, а отводится через лоток (5) с противоположной стороны. Сточная вода протекает по резервуару с разной скоростью в зависимости от требуемой степени ее очистки. Наименьшая продолжительность пребывания воды в резервуаре может колебаться от 70 мин. до 3 ч. На дисках нарастает биопленка толщиной до 4 мм. По мере вращения вала и погружения очередного сектора диска в воду предыдущий диск, выходя из нее, извлекает и окисляет загрязнения с помощью кислорода непосредственно из атмосферы. Отмершая часть биопленки попадает в воду и выносится с ней во вторичный отстойник. Сточная вода в резервуаре перемешивается и аэрируется вращающимися дисками, что способствует поддержанию активного ила и загрязняющих веществ во взвешенном состоянии. Для достижения степени очистки 80 % диски располагаются в 2–3 ступени, а для степени очистки 90 % в 3–4 ступени и более.

На рис. 116 представлена конструкция восьмисекционного погружного барабанного биофильтра, в котором вращающиеся диски сгруппированы в секции (4), размещенные последовательно друг за

другом на общем валу (5) в одном и том же бетонном резервуаре (3). Механическая прочность дисков обеспечивается радиальными брусьями (7), на которые закрепляется перфорированная гофрированная пленка. Вал приводится в движение электродвигателем с редуктором (2). Сточная вода поступает в резервуар через подводящий лоток (1) и распределяется равномерным потоком по всему сечению, проходит последовательно очистку во всех секциях биофильтра и переливается через зубчатую гребенку на противоположной стороне в отводящий лоток (8).

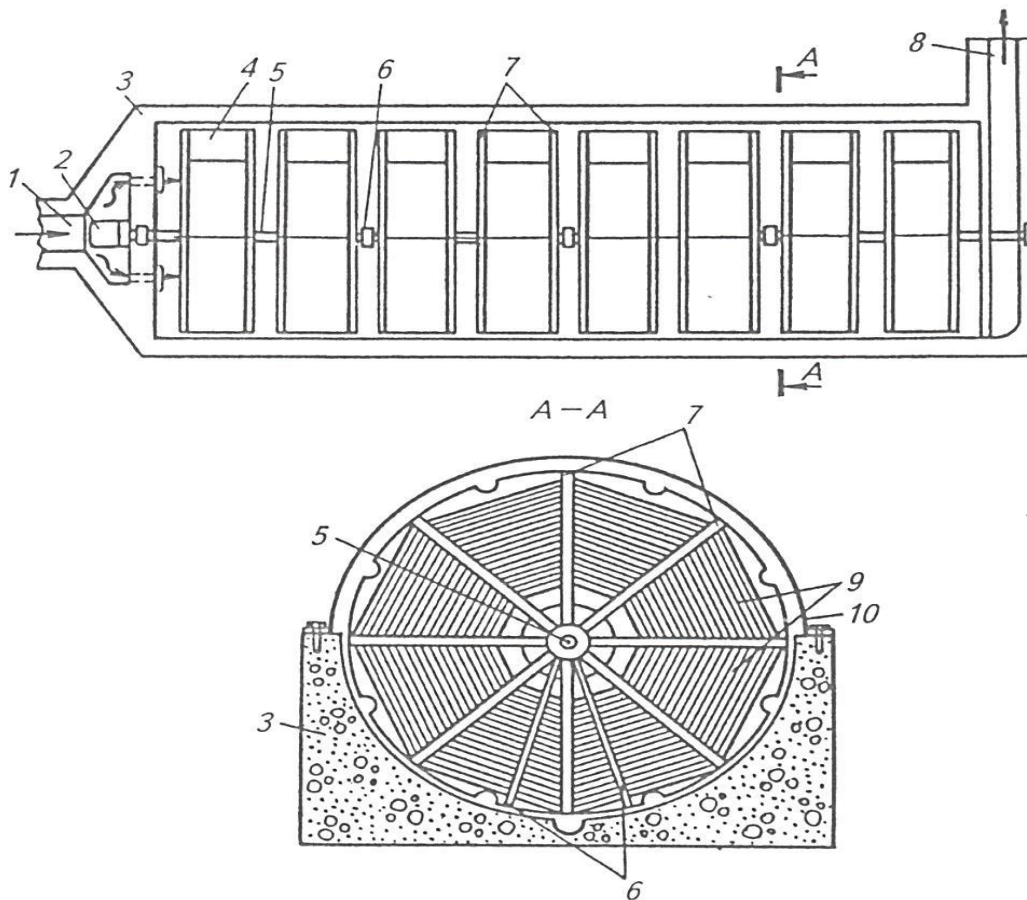


Рис. 116. Восьмисекционный погружной барабанный биофильтр:
 1 – подводящий лоток; 2 – электродвигатель с редуктором; 3 – бетонный резервуар; 4 – секция биофильтра; 5 – вал; 6 – промежуточная опора со стойками; 7 – брусья секции со стержнями; 8 – отводящий лоток; 9 – гибкая пластмассовая пленка; 10 – кожух биофильтра

Дисковые биофильтры рассчитывают исходя из допустимой нагрузки на 1 м^2 поверхности диска, которая может приниматься в интервале $7\text{--}100 \text{ г/сут. БПК}$ на 1 м^2 в зависимости от желаемой степени очистки. Для достижения степени очистки, равной 60% , рекомен-

дуются принимать нагрузку 80 г/сут., для получения степени очистки 80 % – 40, а для обеспечения степени очистки 90 % – 20 г/сут. при наличии 3–4 ступеней очистки.

Преимущество погружных биофильтров заключается в малом потреблении энергии на насыщение сточных вод и обработку биопленки кислородом и незначительном гидравлическом сопротивлении. Дисковые биофильтры рекомендуется использовать для очистки небольших объемов промышленных сточных вод (до 1000 м³/сут.), особенно в тех случаях, когда велик коэффициент неравномерности поступления сточных вод.

Глава 6

ОБРАБОТКА И ОБЕЗВРЕЖИВАНИЕ ОСАДКОВ СТОЧНЫХ ВОД

В процессах очистки сточных вод механическими, биохимическими и физико-химическими методами из аппаратов удаляется большое количество осадков, которые необходимо утилизировать или обезвреживать с целью уменьшения загрязнения биосферы. Выбор способа обезвреживания весьма затруднен большим разнообразием состава осадков и их высокой влажностью.

Для обезвреживания осадков сточных вод, содержащих большое количество органических веществ, используют следующие способы: анаэробное сбраживание, тепловую обработку в автоклавах и в реакторах жидкостного окисления, сушку, огневое обезвреживание [25].

6.1. Анаэробное сбраживание осадков СТОЧНЫХ ВОД

Анаэробные методы используют для обезвреживания осадков, образующихся в процессах отстаивания, фугования или фильтрования. Для обезвреживания осадков сточных вод методом анаэробного сбраживания используют преимущественно метановое брожение, конечным продуктом которого является образование метана и оксида углерода (IV).

Процесс брожения проводят в биореакторах – метантенках [26], которые представляют собой герметически закрытые аппараты, имеющие трубопроводы для ввода исходного и вывода сброженного осадка (рис. 117).

Метантенк представляет собой цилиндрический корпус (1), внутри которого размещена циркуляционная труба (2), мешалка (3)

и змеевик (4) для обеспечения необходимого температурного режима процесса сбраживания.

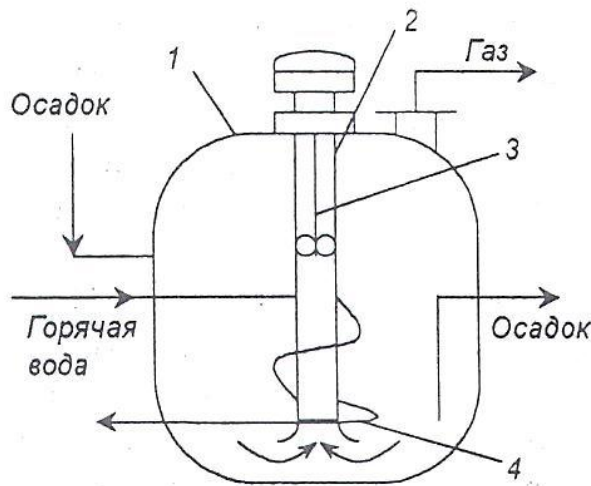


Рис.117. Метантенк:

- 1 – корпус;
- 2 – центральная труба

Для достижения высокой степени анаэробного сбраживания необходимо поддерживать высокую температуру процесса (при мезофильном сбраживании – 30–35 °С, при термофильном – 50–55 °С), концентрацию беззольного вещества более 15 г/л, интенсивную степень перемешивания. В среднем степень распада органических веществ составляет в метантенках около 40 %. Снижается эффективность сбраживания в присутствии тяжелых металлов (меди, никеля, цинка), сульфидов.

При сбраживании осадков выделяются газы брожения, содержащие 63–65 % метана и 32–34 % CO₂. Теплотворная способность отходящих газов составляет в среднем 23 кДж/кг, тепло которых утилизируют для нагрева обрабатываемого осадка.

Недостаток рассмотренного метантенка заключается в попадании поступающего (несброженного) осадка в выходящий осадок из-за интенсивного перемешивания. В связи с этим полного сбраживания органических веществ в одной ступени метантенка достичь нельзя, что вызывает необходимость вести процесс брожения в две и более стадий.

Максимально возможное сбраживание беззольного осадка (*a*, % вес.) определяют по формуле

$$a = (0,92 \cdot ж + 0,62 \cdot у + 0,34 \cdot б) \cdot 100, \quad (121)$$

где ж, у, б – содержание соответственно жиров, углеводов, белков, г/л беззольного вещества.

6.2. Тепловая обработка осадков в автоклавах и реакторах жидкофазного окисления

Термическая обработка многокомпонентных осадков сточных вод в автоклавах является достаточно эффективным способом их обезвреживания. Обработка в автоклавах осуществляется путем нагрева осадка до 170–200 °С и выдерживании его при этой температуре не менее 1 часа.

Схема тепловой обработки осадка в автоклаве (рис. 118) включает резервуар-накопитель (1), теплообменник (3), автоклав-реактор (4) и устройство для снижения давления – редуктор (5). Накапливающийся осадок собирается в резервуаре-накопителе (1), из которого насосом (2) под давлением подается в теплообменник для предварительного подогрева за счет тепла осадка, прошедшего тепловую обработку в автоклаве (4). Из теплообменника подогретый осадок перекачивается в автоклав (4), смешиваясь по пути с греющим («острым») паром, нагревается до рабочей температуры и выдерживается в автоклаве до завершения процесса обезвреживания. Удельный расход пара составляет 120–140 кг на 1 м³ осадка. При этом разрушается коллоидная структура осадка, часть его переходит в раствор, а остальная часть превращается в частицы, хорошо улавливаемые при последующей очистке парогазовой смеси.

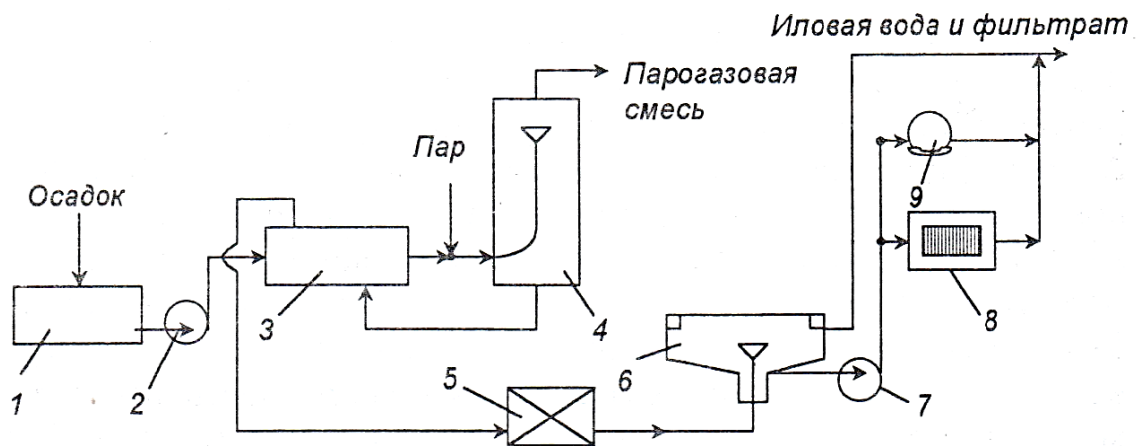


Рис. 118. Схема установки тепловой обработки осадка:
 1 – резервуар; 2, 7 – насосы; 3 – теплообменник; 4 – реактор;
 5 – устройство для снижения давления; 6 – уплотнитель;
 8, 9 – аппараты механического обезвоживания

Обеззараженный осадок из автоклава перетекает в теплообменник, где он охлаждается за счет вновь поступающего осадка, и после снижения давления в устройстве (5) поступает в илоуплотнитель. Уплотнение осадка осуществляется в течение 2–4 ч, после чего осадок с влажностью 93–94 % передают на дальнейшее обезвоживание на вакуум-фильтре (9) или на фильтр-пресс (8). Фильтрат и осветленная иловая вода сливаются в водоем или возвращаются на производственные нужды.

Сущность жидкофазного окисления осадков заключается в обработке их кислородом воздуха при 150–375 °С и давлении 2–28 МПа. При высоких давлениях растворимость кислорода в жидкой фазе осадка значительно возрастает, что способствует ускорению процесса окисления органических веществ. Схема установки для жидкофазного обезвреживания осадков сточных вод представлена на рис. 119.

Влажный осадок из резервуара (1) нагнетается вместе с воздухом насосом (2) и компрессором (7) в теплообменник (3), где смесь нагревается за счет тепла газов из реактора (5) для завершения процесса окисления. Обезвреженный осадок после охлаждения его в теплообменнике (3) и в резервуаре (1) направляется на обезвоживание. Продукты окисления (пар, газы, зола) из реактора попадают в сепаратор (6), где происходит выделение золы из газообразной среды. Газообразные продукты направляют на утилизацию тепла, а золу - на переработку и использование в качестве удобрения.

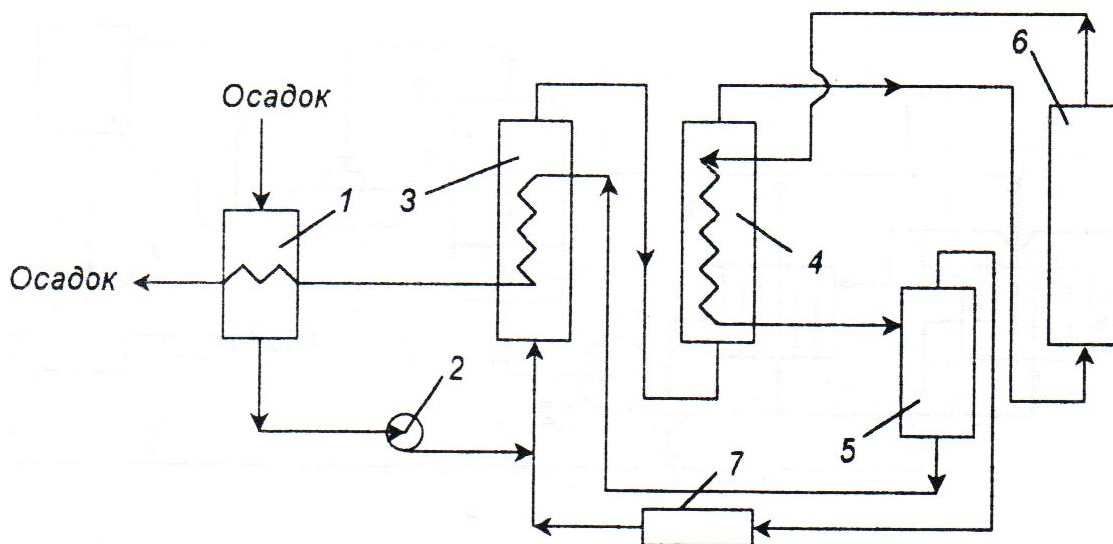


Рис. 119. Схема установки жидкофазного окисления осадка:
 1 – резервуар; 2 – насос; 3, 4 – теплообменники; 5 – реактор;
 6 – сепаратор; 7 – компрессор

6.3. Сушка осадков

Сушку осадков производят в случае их подготовки к рекуперации [27]. В качестве сушильного агента используют топочные газы, перегретый пар или горячий воздух. Наиболее часто сушку производят дымовыми газами при 500–800 °С и непосредственным соприкосновением материала с теплоносителем. Большое количество сушилок обусловлено разнообразием физико-химических свойств высушиваемого материала и путем его дальнейшего использования.

Наибольшее распространение для сушки влажных осадков получили барабанные сушилки, сушилки с кипящим (псевдооживленным) слоем, многокамерные и аэрофонтанные сушилки. Для термической сушки волокнистых, слипающихся в комки илистых осадков сточных вод нашли широкое применение барабанные сушилки. Схема узла сушки осадков с использованием сушильного барабана представлена на рис. 120.

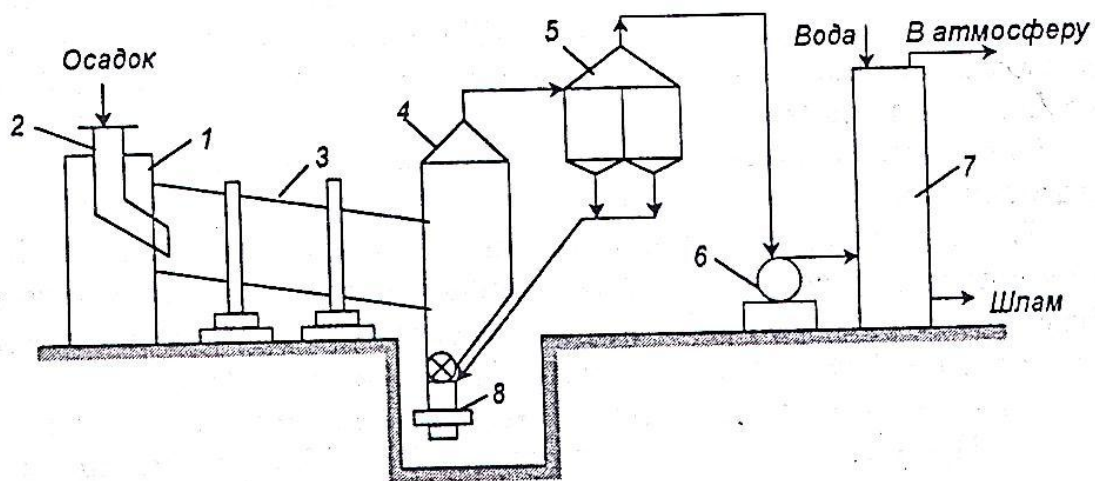


Рис. 120. Схема узла сушки осадка в барабанной сушилке:

- 1 – топка; 2 – загрузочная труба; 3 – сушильный барабан;
- 4 – разгрузочная камера; 5 – батарейный циклон; 6 – дымосос;
- 7 – скруббер; 8 – транспортер сухого осадка

Основным аппаратом установки сушки осадка является сушильный барабан (3), установленный с небольшим наклоном (1–6 град.) по пути следования материала. На барабан насажены два опорных бандажа, с помощью одного из них обеспечивается медленное вращение барабана. Влажный материал непрерывно поступает на сушку через загрузочную трубу (2) вместе с топочными газами. Высушенный ма-

териал удаляется из сушилки через разгрузочную камеру (4) и поворотными заслонками выгружается на транспортер сухого осадка (8). Герметичность сопряжения вращающегося барабана с неподвижными частями топки и разгрузочной камеры обеспечивается лабиринтным или гибким уплотнением. Отходящие газы после очистки в батарейном циклоне (5) и скруббере (7) выбрасываются в атмосферу.

Диаметр барабана промышленных сушильных установок составляет 1,0–3,5 м при длине от 6 до 25 м и скорости вращения 1,5–8,0 об./мин. Для лучшего перемешивания материала и более частого соприкосновения его частиц с горячими газами внутренний объем барабана имеет лопастную, секторную или распределительную насадку. В этом случае весь объем барабана заполняется каскадом падающих поперек хода газа кусочков высушиваемого материала. Исходная влажность осадков может составлять до 95 %, а после сушки 15–20 %. Удельный расход тепла с учетом тепловых потерь в окружающую среду составляет 4600–5000 кДж на 1 кг испаряемой влаги.

Широкое распространение барабанных сушилок обусловлено сравнительно высокой интенсивностью их работы и возможностью сооружения установок большой производительности. Основными недостатками барабанных сушилок являются их громоздкость, большие капитальные затраты, истирание высушиваемого материала и невозможность промежуточного подогрева теплоносителя по ходу сушки.

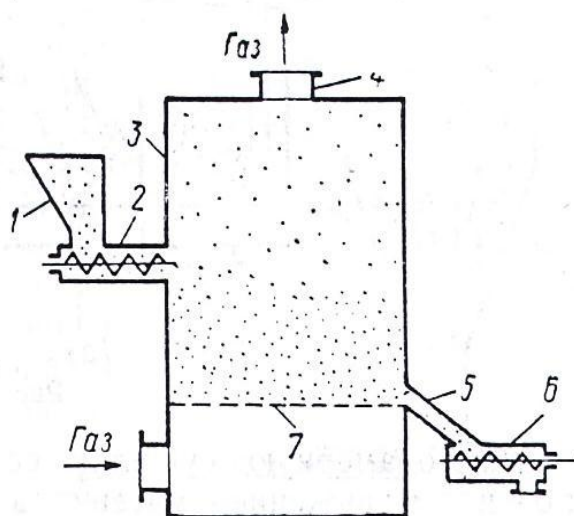
Сушилки с кипящим слоем являются наиболее интенсивно работающими аппаратами и успешно применяются в различных отраслях промышленности. Для сушки осадков сточных вод, иловых масс и других влажных материалов простейшей и наиболее распространенной сушилкой кипящего слоя может быть однокамерная сушилка, представленная на рис. 121 [28].

Основным узлом сушилки является цилиндрическая в плане сушильная камера (3), имеющая в нижней части опорную решетку (7). Влажный материал из бункера (1) питателем (2) непрерывно подается в сушильную камеру, а высушенный материал по течке (5) поступает в питатель (6) для удаления из аппарата. Если через неподвижный слой небольшой высоты влажных частиц, лежащих на решетке, пропускают снизу теплоноситель с постепенно увеличивающейся скоростью, то при некоторой критической скорости газа весь слой твердых частиц переходит во взвешенное состояние. При этом происходит интенсивное перемешивание частиц в слое, которое напоминает кипящую жидкость. Развитие поверхности контакта теплоносителя и ча-

стиц способствует интенсивной сушке. Отработанный теплоноситель направляется через патрубок (4) на очистку от пыли.

Рис.121. Сушилка кипящего слоя:

- 1 – бункер;
- 2 – питатель;
- 3 – сушильная камера;
- 4 – патрубок;
- 5 – течка;
- 6 – питатель;
- 7 – опорная решетка



Величину критической скорости газа, способствующей началу процесса псевдооживления слоя, определяют по формуле (4). Общий расход воздуха и количество необходимого тепла, подводимого в сушилку, определяется на основании теплового баланса.

Недостатком сушилки с кипящим слоем является смешивание поступающего материала с выходящим потоком, т. е. просок недосушенного материала в готовый продукт. Этот недостаток при сушке осадков сточных вод нивелируется усреднением влажности продукта во время его последующего хранения. Сушилки с кипящим слоем успешно применяют для высушивания материалов с размерами кусочков от 0,1 до 5 мм. В последнее время разработаны и успешно применяются сушилки с кипящим слоем для высушивания комкующихся и пастообразных материалов, а также для обезвоживания растворов, суспензий.

Таким образом, они становятся наиболее универсальными сушилками. Многокамерная сушилка с кипящим слоем и ступенчатым противоточным движением материала и теплоносителя лишена отмеченного недостатка и используется для глубокого высушивания материала (рис. 122).

Трехкамерная сушилка представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат, внутреннее пространство которого разделено перфорированными листами на камеры. Верхние две камеры предназначены для высушивания и при необходимости для прокаливания

осадка, а в нижней камере, отделенной сплошной перегородкой, материал высушивается, охлаждается и с помощью шнека выводится из аппарата.

Влажный материал питателем подается на верхний перфорированный лист и по мере высыхания по центральным переточным трубам перемещается на нижележащие листы. Регулировать перемещение материала из камеры в камеру можно механическим путем с помощью вращающихся лопастей, смонтированных в переточных трубах.

Теплоноситель поступает в сушилку под перфорированный лист, проходит через слой высушиваемого материала снизу и переводит его в псевдоожиженное состояние для интенсификации процесса теплообмена. Отработанный газ после верхней тарелки отводится в пылеулавливающее устройство.

Перспективным оказывается применение «провальных тарелок», разделяющих камеры, т. е. решеток с отверстиями без специальных переточных устройств. Они обеспечивают самоустанавливающееся чередование «продува» теплоносителя и просыпания материала через каждое отверстие. Такое чередование обусловлено снижением уровня слоя над отверстием при просыпании через него материала и передвижением к данному отверстию соседних слоев материала. Высота слоя материала на решетке устанавливается в зависимости от сечения отверстий и скорости газа.

Количество удаляемой влаги в процессе сушки осадка может быть определено на основании расчета теплового и материального балансов.

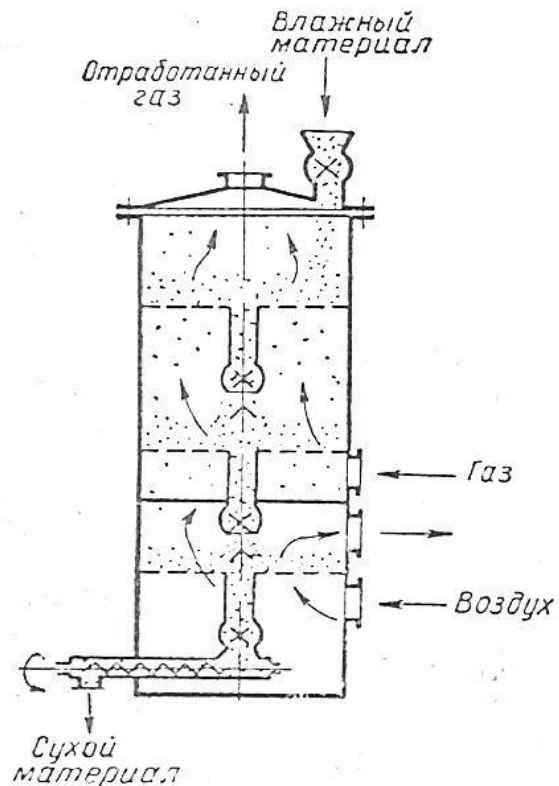


Рис. 122. Трехкамерная сушилка

В качестве примера рассмотрим тепловой и материальный баланс процесса сушки в сушилке непрерывного действия производительностью 100 кг/ч.

Пример. В противоточной сушилке непрерывного действия необходимо высушивать некоторый влажный материал (осадок) от начальной влажности 70 % до конечной влажности 6 %. Начальная температура осадка 15 °С. В качестве теплоносителя служат дымовые газы с температурой на входе в сушилку 300 °С и на выходе из неё – 100 °С, начальное влагосодержание дымовых газов 0,0095 кг/кг.

Количество влаги (W , кг/ч), удаляемой из осадка в процессе сушки, при изменении влажности материала от U_H до U_K определяется по формуле

$$W = G_H \frac{U_H - U_K}{100 - U_K}, \text{ кг/ч,} \quad (122)$$

где G_H – исходное весовое количество влажного материала, кг/ч; U_H, U_K – влажность материала, поступающего на сушку, и конечная соответственно, %.

$$W = 100 \frac{70 - 5}{100 - 5} = 68,4, \text{ кг/ч.}$$

Суммарное количество тепла, подаваемого в сушилку, определяется по формуле

$$Q = Q_{\text{исп}} + Q_{\text{наг}} + Q_{\text{пот}}, \text{ кДж/ч,} \quad (123)$$

где $Q_{\text{исп}}$ – тепло, необходимое на испарение влаги, кДж/ч; $Q_{\text{наг}}$ – тепло, необходимое на нагрев осадка до температуры испарения влаги, кДж/ч; $Q_{\text{пот}}$ – потери тепла в окружающую среду, принимаемые равными 10–12 % от первых двух слагаемых, кДж/ч.

Количество тепла на испарение влаги до заданной требуемой влажности осадка составит

$$Q_{\text{исп}} = W \cdot r, \text{ кДж/ч,} \quad (124)$$

где $r = 2420$ удельная теплота парообразования воды, кДж/кг.

$$Q_{\text{исп}} = 68,4 \cdot 2420 = 165528, \text{ кДж/ч.}$$

Количество тепла на подогрев осадка до конечной температуры складывается из тепла, расходуемого на подогрев воды Q_B и подогрев взвешенных веществ $Q_{B.B.}$, определяемых по формуле и уравнениям:

$$Q_{\text{нагр}} = Q_B + Q_{B.B.}, \text{ кДж/ч}, \quad (125)$$

$$Q_B = C_B \cdot m_B \cdot (t_K - t_H), \text{ кДж/ч}, \quad (126)$$

$$Q_{B.B.} = C_{B.B.} \cdot m_{B.B.} \cdot (t_K - t_H), \text{ кДж}, \quad (127)$$

где $C_B = 4,19$ – удельная теплоемкость воды, кДж/кг; $C_{B.B.}$ – удельная теплоемкость материала частиц осадка, составляющая 2,35...2,55 кДж/кг. Принимаем для расчета $C_B = 2,5$ кДж/кг.

$$Q_B = 4,17 \cdot 70 \cdot (100 - 15) = 24811,5, \text{ кДж/ч},$$

$$Q_{B.B.} = 2,5 \cdot 30 \cdot (100 - 15) = 6375, \text{ кДж/ч},$$

$$Q_{\text{нагр}} = 24811,5 + 6375 = 31186,5, \text{ кДж/ч}.$$

Потери тепла в окружающую среду составят:

$$Q_{\text{пот}} = (Q_{\text{исп}} + Q_{\text{нагр}}) \cdot 0,11, \text{ кДж/ч}, \quad (128)$$

$$Q_{\text{пот}} = (165528 + 31186,5) \cdot 0,11 = 21638,6, \text{ кДж}.$$

Суммарное количество тепла, подаваемого в сушилку, составит

$$Q = 165528 + 31186,5 + 21638,6 = 218353,1 \text{ кДж/ч}.$$

Необходимое для сушки осадка тепло должно быть подведено подачей в сушилку дымовых газов. Количество тепла, отдаваемое 1 кг дымовых газов, определяется как разность их энтальпий на входе и выходе из сушилки соответственно.

В условиях данного примера по диаграмме Рамзина « $J - x$ » находим, что дымовые газы на входе в сушилку при $t = 300$ °С имеют энтальпию $J_1 = 367,7$ кДж/кг, влагосодержание $x_1 = 0,0095$ кг/кг, а на выходе из сушилки при температуре 100 °С $J_2 = 167,0$ кДж/кг, $x_2 = 0,07$ кг/кг. Массовый расход дымовых газов составит

$$G_2 = Q / (J_1 - J_2), \text{ кг/ч}; \quad (129)$$

$$G_2 = \frac{218353,1}{367,7 - 167,0} = 1087,95 \text{ кг/ч}.$$

Объемный расход дымовых газов при нормальных условиях составит

$$V_r = G_r / \rho, \text{ м}^3/\text{ч}; \quad (130)$$

$$V_r = 1087,95 / 1,29 = 843,3 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Завершается расчет проверкой возможности уноса всей испаряемой влаги подаваемым теплоносителем. Необходимо проверить, смогут ли дымовые газы в количестве 1087,95 кг/ч и максимальном влагосодержании 0,07 кг/кг на выходе из сушилки унести всю испаряемую влагу.

$$W_{\text{ун}} = G_r \cdot (x_2 - x_1), \text{ кг/ч}$$

$$W_{\text{ун}} = 1087,97 \cdot (0,07 - 0,0095) = 1087,97 \cdot 0,0605 = 65,8 \text{ кг/ч}$$

Сопоставление количества испаряемой влаги, рассчитанного из уравнений материального и теплового балансов, показывает, что действительный расход теплоносителя следует увеличить на 5–7% для гарантированного удаления необходимого количества влаги.

В случае использования природного газа в качестве теплоносителя необходимый расход его составит:

$$B = \frac{Q}{Q_r \cdot \eta}, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (131)$$

где Q_r – низшая теплота сгорания топлива, используемого для обезвреживания осадков, принимаемая равной 36630 кДж м³; η – КПД автономной топочной камеры, принимают $\eta = 0,99$.

$$B = \frac{158691,1}{36630 \cdot 0,99} = 4,33, \text{ м}^3 / \text{ч}.$$

Продукты сгорания природного газа после разбавления холодным воздухом до 300 °С подают в сушилку.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. *Кульский Л.А.* Технология очистки природных вод / Л.А. Кульский, П.П. Строкач. Киев: Вища школа, 1986. 352 с.
2. *Родионов А.И.* Техника защиты окружающей среды / А.И. Родионов. М.: Химия, 1989. 192 с.
3. *Ветошкин А.Г.* Процессы и аппараты защиты окружающей среды: учебное пособие для вузов / А.П. Ветошкин. М.: Высш. шк., 2008. 639 с.
4. *Родионов А.И.* Технологические процессы экологической безопасности / А.И. Родионов. Калуга: Издательство Н. Бочкаревой, 2000. 800 с.
5. *Павлов К.Ф.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие для вузов / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков. М.: Альянс, 2005. 576 с.
6. *Тимонин А.С.* Инженерно-экологический справочник: в 3-т. / А.С. Тимонин. Калуга: Издательство Н. Бочкаревой, 2003. Т. 2. 884 с.
7. *Гудков А.Г.* Механическая очистка сточных вод: учебное пособие / А.Г. Гудков. Вологда: ВоГТУ, 2003. 152 с.
8. *Кольцов В.Б.* Процессы и аппараты защиты окружающей среды / В.Б. Кольцов, О.В. Кольцова. М.: Юрайт, 2014. 588 с.
9. Оборудование и сооружения для защиты биосферы от промышленных выбросов / ред. А.И. Родионова. М.: Химия, 1985. 352 с.
10. Справочник по очистке природных и сточных вод / Л.Л. Пааль, Я.Я. Кару, Х.А. Мельдер [и др.]. М.: Высш. шк., 1994. 336 с.
11. *Ласков Ю.М.* Примеры расчетов канализационных сооружений / Ю.М. Ласков, Ю.В. Воронов, В.И. Калицун. М.: Высш. шк. 1981. 232 с.
12. *Яковлев С.В.* Водоотведение и очистка сточных вод / С.В. Яковлев, Ю.В. Воронов. М.: Издательство АСВ, 2004. 94 с.
13. *Авербух Я.Д.* Процессы и аппараты химической технологии: в 2-х ч. / Я.Д. Авербух, Ф.П. Заостровский, Л.Н. Матусевич; науч. ред. К.Н. Шабалина. Свердловск: Издательство УПИ, 1969. Ч. 1. 304 с.
14. *Дытнерский Ю.И.* Мембранные процессы разделения жидких смесей / Ю.И. Дытнерский. М.: Химия, 1975. 232 с.
15. *Проскуряков В.А.* Очистка сточных вод в химической промышленности / В.А. Проскуряков, Л.И. Шмидт. Л.: Химия, 1977. 464 с.
16. *Дытнерский Ю.И.* Процессы и аппараты химической технологии / Ю.И. Дытнерский. М.: Химия, 2002. 368 с.

17. *Кичигин В.И.* Водоотводящие системы промышленных предприятий: учебное пособие / В.И. Кичигин. М.: Издательство АСВ, 2011. 656 с.
18. *Ксенофонтов Б.С.* Флотационная очистка сточных вод / Б.С. Ксенофонтов. М.: Новые технологии, 2003. 183 с.
19. Тютюнников А.Б. Основы расчетов и конструирования массообменных колонн / А.Б. Тютюнников, Л.Л. Товажнянский, А.П. Готлинская. Киев: Вища школа, 1989. 127 с.
20. *Аширов А.* Ионообменная очистка сточных вод, растворов и газов / А. Аширов. Л.: Химия, 1983. 295 с.
21. *Ольшанина К.М.* Практикум по хроматографическому анализу / К.М. Ольшанина, М.А. Потапова, И.М. Морозова. М.: Высшая школа, 1970. 312 с.
22. *Адамов А.П.* Расчет выпарной установки / А.П. Адамов, А.С. Жихарев. М.: МИНХ, 1981. 24 с.
23. *Яковлев С.В.* Технология электрохимической очистки воды / С.В. Яковлев, И.Г. Краснобородько. Л.: Стройиздат. Ленинградское отделение, 1987. 91 с.
24. *Найденко В.В.* Очистка и утилизация промстоков гальванического производства / В.В. Найденко, Л.Н. Губанов. Н. Новгород: Деком, 1999. 368 с.
25. Обработка и утилизация осадков сточных вод / ред. В.И. Аксенов. Челябинск: Восточные ворота, 2002. 58 с.
26. *Гюнтер Л.И.* Метантенки / Л.И. Гюнтер, Л.Л. Гольдфарб. М.: Стройиздат, 1991. 128 с.
27. *Евилевич А.З.* Утилизация осадков сточных вод / А.З. Евилевич, М.А. Евилевич. Л.: Стройиздат, 1988. 248 с.
28. *Систер В.Г.* Экология и техника сушки дисперсных материалов / В.Г. Систер, В.И. Муштаев, А.С. Тимонин. Калуга: Издательство Н. Бочкаревой, 1999. 117 с.
29. *Липунов И.Н.* Очистка сточных вод в биологических реакторах с биопленкой м активным илом (расчет биофильтров и аэротенков): учебное пособие / И.Н. Липунов, И.Г. Первова. Екатеринбург, УГЛТУ. 2015. 115 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица 1

Характеристика типовых песколовок с круговым движением воды [6, табл. 1.5, с. 400]

Номер типового проекта 902-2-27	Пропускная способность		Диаметр	Расстояние			Ширина		
	м ³ /сут.	л/с		между центрами песколовок	между осями подводящего лотка и камеры переключения	между осью песколовок и осью камеры переключения	кольцевого желоба	подводящего и отводящего лотков	лотков песколовки для впуска и выпуска
1	1400–2700		4000	6000 6500	2000	4700 4350	500 800	300	200
2	2700–4800	56–83						300	250
3	4200–7000	83–133						450	300
4	7000–10000	133–183						600	350
5	10000–17000	183–278	6000	10000 11000	7500	5000 4850	1000	600	600
6	17000–25000	278–394					1400	900	900
7	25000–40000	394–590					1500	900	900
8	40000–64000	590–920					1800	1200	900

Таблица 2

Техническая характеристика горизонтальных отстойников ЦНИИЭМ [6, табл. 1.6, с. 403]

Номер типового проекта 902-2	Размер отделения, м			Число отделений	Расчетный объем отстойника, м ³	Пропускная способность, м ³ /ч при $\tau_{отс}$ 1,5 ч
	ширина	длина	глубина зоны оттаивания			
305	6	24	3,15	4	1740	1160
304	6	24	3,15	6	2610	1740
240	9	30	3,10	4	3200	2130
241	9	30	3,10	6	4800	3200
242	9	30	3,10	8	6400	4260

Таблица 3

Основные параметры типовых радиальных отстойников
ОАО «Мосводоканалпроект» [6, табл. 1.9, с. 410]

Номер типового проекта	Отстойник	Диаметр, мм	Глубина, м	Объем зоны, м ³		Пропускная способность (м ³ /ч) при $\tau = 1,5$ ч
				отстойной	осадка	
902-2-83/76	Первичный	18	3,40	788	120	525
902-2-87/76	Вторичный	18	3,70	788	160	525
902-2-84/75	Первичный	24	3,40	1400	210	930
902-2-88/75	Вторичный	24	3,70	1400	280	930
902-2-85/75	Первичный	30	3,40	2190	340	1460
902-2-89/75	Вторичный	30	3,70	2190	440	1460
902-2-86/75	Первичный	40	4,00	4580	710	3054
902-2-90/75	Вторичный	40	4,35	4580	915	3054

Таблица 4

Техническая характеристика отстойников (сгустителей)
с центральным и периферическим приводом [6, табл. 1.10, с. 414]

Тип	Внутренние размеры кор- пуса, м		Площадь осажде- ния од- ного яруса, м ²	Число ярусов	Частота вращения гребковой фермы, об./мин.	Мощ- ность двига- телей, кВт	Производитель- ность при круп- ности частиц >295 мкм, т/сут.
	диа- метр	высота					
СО-1,8	1,80	1,8	2,540	1	0,630	1,0	1,3–5,6
СО-1,8	3,60	1,8	10,00	1	0,390	1,0	5,0–22,4
35-СГ	6,00	3,0	28,26	1	0,300	1,0	14,0–62,0
37а-Сг	9,00	3,6	63,58	1	0,150	1,0	32,0–140,0
СО-12	12,0	3,6	113,1	1	0,188	4,5	56,0–250,0
СО-15	15,0	4,5	175,0	1	0,188	4,5	88,0–390,0
СД-12	12,0	4,5	113,1	2	0,188	4,5	140,0–400,0
СД-15	15,0	—	175,0	2	0,188	4,0	160,0–700,0
П-15	15,0	3,0	176,5	1	0,122	2,8	88,0–390,0
П-18	18,0	3,6	254,5	1	0,100	2,8	127,0–560,0
П-24	24,0	3,6	452,4	1	0,083	4,5	226,0–1000,0
П-30	30,0	3,6	707,0	1	0,063	4,5	350,0–1150,0
П-50	50,0	4,5	1963,0	1	0,077–0,025	8,5–18,0	980,0–9800,0
П-75	75,0	4,5	4418,0	1	0,05–0,013	6,0–12,0	2210,0–22000,0
П-100	100,0	7,0	7854,0	1	0,038–0,013	8,5–18,0	3980,0–39000,0

Таблица 5

Техническая характеристика вертикальных отстойников
Союзводоканалпроекта [6, табл. 1.8, с. 406]

Номер типового проекта	Отстойник	Диаметр, м	Строительная высота, м		Пропускная способность, м ³ /ч при $\tau_{отс}$, ч	
			цилиндрической части	конической части	1,5	1,0
902-2-19	Первичный из монолитного железобетона	4	4,1	1,8	31,0	—
902-2-23	Вторичный из монолитного железобетона	4	2,1	1,8	—	22,1
902-2-20	Первичный из монолитного железобетона	6	4,1	2,8	69,5	—
902-2-165	Первичный из сборного железобетона	6	4,2	3,3	69,5	—
902-2-24	Вторичный из монолитного железобетона	6	3,0	2,8	49,7	—
		6	2,1	2,8	—	49,7
902-2-167	Вторичный из сборного железобетона	6	3,0	3,3	49,4	—
902-2-166	Первичный из сборного железобетона	9	4,2	5,1	156,5	—
902-2-168	Вторичный из сборного железобетона	9	3,0	5,1	111,5	—

Таблица 6

Параметры типовых осветлителей с естественной аэрацией
[6, табл. 1.33, с. 487]

Номер типового проекта	Диаметр, м	Высота, м		Объем, м ³		Пропускная способность (м ³ /ч) при $\tau_{отс} = 1,5$ ч и числе осветлителей	
		цилиндрической части	конической части	рабочий	строительный	два	четыре
902-2-152	6	4,2	5,0	150	180	169	338
902-2-153	9	4,2	5,1	350	445	375	750

Таблица 7

Основные параметры по типовым проектам горизонтальных нефтеловушек [6, табл. 1.13, с. 426]

Номер типового проекта	Глубина проточной части, м	Строительные размеры секций, м			Число секций	Пропускная способность, м ³ /ч	Разработчик
		Ширина	Длина	Высота			
902-2-157	1,20	2	12	2,4 и 3,6	1	18	ОАО «Гипротрубопровод»
902-2-158	1,20	2	12		2	36	
902-2-159	1,25	3	18		2	72	
902-2-160	1,50	3	24		2	108	
902-2-161	2,00	3	30		2	162	
902-2-3	2,00	6	36	2,4	2	396	ОАО «Союзводоканалпроект»
902-2-17				3	594		
902-2-18				4	792		

Таблица 8

Основные размеры гидроциклонов Усоль-Сибирского завода горного оборудования [6, табл. 1.32, с. 487]

Диаметр цилиндрической части D, мм	Угол конической части α, град.	Диаметр сливного патрубка d _{сл} , мм	Размер патрубка b×h, мм×мм	Диаметр шламowego насадка d _{шл} , мм	Диаметр подводящей трубы, мм	Q, м ³ /ч	Масса конструкции, кг	
							литой	футерованной
75	20	20	7×37	9, 12, 17	24	5–7	–	–
150	20	40	15×45	12, 17, 24	50	12–35	116	94
250	20	65	30×65	17, 24, 34	80	30–86	250	209
350	20	90	40×90	24, 34, 48	100	55–160	426	344
500	20	130	55×140	24, 34, 48, 75	150	98–280	742	605

Таблица 9

Характеристика гидроциклонов из пластмасс [6, табл. 1.33, с. 487]

Типоразмер	Диаметр корпуса, мм	Производительность ¹ , м ³ /ч	Габариты, мм	Масса, кг
ТВП-25	25	1,3	44×69×340	0,18
ТВП-32	32	2,0	56×81×435	0,30
ТВП-40	40	3,2	65×95×540	0,47
ТВП-50	50	5,0	74×108×660	0,62
ТВП-63	63	7,8	90×130×530	0,81
ТВП-80	80	12,0	110×150×680	1,33
ТВП-100	100	19,0	130×180×860	2,10

Таблица 10

Характеристика металлических гидроциклонов [6, табл. 1.33А, с. 487]

Типоразмер	Диаметр корпуса, мм	Производительность ¹ , м ³ /ч	Габариты, мм	Масса, кг
ТВП-25	25	1,5	90×120×400	4
ТВП-32	32	2,5	95×120×500	5
ТВП-40	40	3,6	100×140×580	7
ТВП-50	50	6,0	150×180×700	11
ТВП-63	63	9,0	160×180×870	15
ТВП-80	80	14	170×180×1050	20
ТВП-100	100	20	220×380×900	25
ТВП-125	125	30	230×380×1000	30
ТВП-150	150	50	260×400×1200	40
ТВП-200	200	90	350×450×1500	70
ТВП-250	250	120	400×500×1700	110
ТВП-300	300	200	450×600×2000	160

Примечание. ¹ При давлении 0,4 МПа.

Таблица 11

Параметры напорных гидроциклонов [6, табл. 1.34, с. 488]

Гидравлическая крупность (мм/с)		Диаметр цилиндрической части, мм	Размеры элементов, доли диаметра циклона				Потери напора, м	Производительность, м ³ /ч	Потери воды с пульпой, % от производительности
при объемной массе 2–3,5 г/см ³ и концентрации 2–4 г/л	при объемной массе 5 г/см ³ и концентрации 0,2–0,8 г/л		Диаметр впуска	Диаметр верхнего слива	Диаметр нижнего слива	Высота цилиндрической части			
1,0–1,7	0,20–0,25	50	0,28	0,4	0,12	1,0	10–15	3–4	2,0–3,0
1,3–2,1	0,3–0,4	75	0,24	0,27	0,12	1,0	15–20	5–6	3,0–5,0
2,7–3,7	0,4–0,5	250	0,20	0,23	0,10	0,7	15–25	46–53	5,0–7,0
3,6–4,6	0,8–1,1	350	0,18	0,22	0,07	0,88	20–30	75–85	2,0–3,0
4,3–4,8	1,8–2	500	0,13	0,22	0,06	0,8	25–35	85–90	1,5–2,0

Техническая характеристика гидроциклонов НГАСУ [6, табл. 1.35, с. 489]

Параметры	Размеры основных узлов и деталей для типа гидроциклона											
	ГН-25	ГН-40	ГН-60	ГН-80	ГНС-100	ГНС-125	ГНС-160	ГНС-200	ГНС-250	ГНС-320	ГНС-400	ГНС-500
Внутренний диаметр цилиндра d_c , мм	25	40	60	80	100	125	160	200	250	320	400	500
Диаметр питающего патрубка $d_{пит}$, мм	4			10	12	16	20	25	32	40	50	60
	6	6	8	12	16	25	25	32	40	50	60	80
	8	8	12	20	25	32	40	50	60	60	100	100
	8	12	16	25	32	40	50	60	80	80	125	125
Диаметр сливной насадки $d_{сл}$, мм	5	8	12	16	20	25	32	40	50	60	80	100
	8	12	16	20	32	32	40	50	60	80	100	125
	12	16	20	32	40	40	50	60	80	100	125	160
Диаметр шламовой насадки $d_{шл}$, мм	3	4	5	6	8	10	12	12	16	16	20	25
	4	5	6	8	10	12	16	16	20	20	25	32
	5	6	8	10	12	16	20	20	25	25	32	40
				12	16	20	25	25	32	32	40	50
Угол конусности α , град.	5	5	5	5	10	10	10	10	10	15	15	15
	10	10	10	10	15	15	15	15	15	20	20	20
	15	15	15	15	20	20	20	20	20	30	30	30
			20	20	30	30	30	30	30	45	45	45
Высота цилиндрической части H_c , мм	25	40	60	80	100	125	160	200	250	320	400	500
	50	80	120	160	200	250	320	400	500	500	500	750
	75	120	180	240	300	375	480	600	750	750	800	100
	100	160	240	320	400							
Глубина погружения сливного патрубка $H_{сл}$, мм	10	16	25	32	40	50	64	80	100	120	160	200
	16	25	32	40	64	64	80	100	120	160	200	250
	25	32	40	64	80	80	100	120	160	200	250	320
						100	120	160	200	250	320	400
Объемная производительность при $P_{пит} = 0,1$ МПа, м ³	0,3–1,1	0,65–2,2	1,18–3,7	1,85–6,48	2,74–10,16	4,4–21,17	6,78–31,83	10,29–47,48	16,34–78,7	24,05–117,3	37,67–180,3	54,6–282
Граничная крупность разделения δ , мкм	2,3–64	2,37–84	3,47–92	4,35–103	6,13–150	6,67–311	8,9–330	10,5–342	12,5–413,3	15,3–685,5	17,5–745	20,5–884

Таблица 13

Технические характеристики батарейных циклонов [6, табл. 1.36, с. 491]

Батарейные гидроциклоны	Типоразмер	Производительность, м ³ /ч	Диаметр гидроциклонов, мм	Габариты, мм	Масса, кг
С центральным коллектором ¹	БГЦ 25×8	10	25	360×400×750	25
	БГЦ 25×16	20	25	380×400×760	35
	БГЦ 40×6	20	40	700×800×1650	80
	БГЦ 40×12	40	40	720×800×1650	100
	БГЦ 63×6	50	63	800×900×1800	110
	БГЦ 63×12	100	63	840×900×1800	120
	БГЦ 80×6	50	80	820×950×2200	100
	БГЦ 80×12	100	80	900×950×2200	120
С гидроциклоном предварительной очистки ²	БГЦ 100/25×8	10	25 (100)	360×400×750	30
	БГЦ 150/25×16	20	25 (150)	380×400×750	40
	БГЦ 150/40×6	20	40 (150)	700×800×1650	90
	БГЦ 200/40×12	40	40 (200)	720×800×1650	110

Примечание. ¹ Рабочее давление на входе 0,4 МПа;

² Рабочее давление на входе 0,45 МПа.

Таблица 14

Техническая характеристика осадительных горизонтальных шнековых центрифуг [6, табл. 1.37, с. 495]

Марка	Производительность по суспензии, м ³ /ч	Наибольший внутренний диаметр, мм	Частота вращения, об./мин.	Фактор разделения	Отношение длины ротора к диаметру	Мощность электродвигателя, кВт	Размер центрифуги с электродвигателем, мм			Масса, кг
							длина	ширина	высота	
ОГШ-352 К-6	3–5	350	4000	3140	1,8	20	2380	1585	1030	1830
ОГШ-352 К-1	1–3	350	4000	3140	1,8	7,5	1630	1095	715	970
ОГШ-501 К-6	7–10	500	2650	2000	1,8	30	2585	2200	1080	3430
ОГШ-631 К-2	35	630	2000	1415	3,76	100	4530	2780	1430	10118
ОГШ-802 К-7	15–20	800	1850	1500	2,2	100	4978	2940	2360	14500
НОГШ-1203 К-1	70	1200	800	430	1,48	90	5020	4040	1725	14200
НОГШ-182	120	1320	600	530	2,1	160	4187	4333	1693	12000

Таблица 15

Техническая характеристика центрифуг типа ФГН [6, табл. 1.38, с. 496]

Марка	Внутренний диаметр ротора, мм	Частота вращения ротора об./мин.	Наибольший фактор разделения	Мощность привода	Габаритные размеры, мм			Масса, кг
					длина	ширина	высота	
ФГН-633К-01	630	2390	2000	18,5	2415	1840	1570	5575
ФГН-633К-02	630	2390	2000	18,5	2920	1840	1570	5750
ФГН-631Т-03	630	2390	2000	13/18	2415	1840	1570	5535
ФГН-903К-01	900	1500	1130	30	3180	2350	2100	10560
ФГН-902Т-01	900	1500	1130	30	3180	2350	2100	9670
ФГН-1253Т-01	1250	1000	710	37	4500	3150	3975	7050
ФГН-1253К-01	1250	1000	710	37	4500	3150	3975	8880
ФГН-1253К-02	1250	1000	710	37	4500	3150	3500	8280
ФГН-2001К-01	2000	725	600	75	4240	4660	4550	17770
ФГН-2001К-02	2000	725	600	75	4240	4660	4550	17770
2ФГН-22001К-01	2200	600	445	160	6030	5350	4965	30700

Таблица 16

Основные размеры напорных вертикальных фильтров [6, табл. 1.28, с. 479]

Диаметр фильтра, мм	Высота слоя загрузки, мм	Размеры фильтра по высоте, мм			Размеры фильтра в плане, мм			Диаметры основных трубопроводов, мм			Вес, т	
		H	H_1	H_2	L	L_1	L_2	d	d_1	d_2	без арматуры	с загрузкой
1000	1000	2675	492	192	212	583	680	80	50	50	0,92	4,0
1500	12000	2962	643	193	860	602	955	125	80	50	1,48	8,5
2000	1000	3235	738	236	885	685	1170	150	80	80	2,22	15,0
2600	1000	3512	820	220	1409	808	1500	200	100	100	3,94	28,0
3000	1000	3745	850	290	1706	690	1730	250	125	100	5,12	37,0
3400	1000	3870	850	250	1700	982	1930	250	125	100	6,54	50,0

Таблица 17

Техническая характеристика работы напорных фильтров [6, табл. 1.29, с. 479]

Материал загрузки	Крупность зерен, мм	Коэффициент неоднородности (максимум)	Скорость фильтрования, м/ч	Интенсивность промывки, л/с·м ²	
				водяной	воздушной
Песок кварцевый	0,8–1,8	1,8	10–12	6–8	15–20
То же	1,5–2,5	2,0	13–15	6–8	18–25
Антрацит дробленый	0,8–1,8	1,8	10–12	6–8	13–15
То же	1,5–2,5	2,0	13–5	6–8	16–20

Примечание. Гравийные поддерживающие слои не устраиваются.

Таблица 18

Барабанные вакуум-фильтры со сходящим полотном
для очистки сточных вод [6, табл. 1.14, с. 435]

Типоразмер фильтра	Площадь поверх- ности фильтрова- ния, м ²	Размеры барабана (диаметр x длина), мм	Масса фильтра с приводами, кг	Масса на единицу поверхности фильтрования, кг/м ²	Материал деталей, соприкасающихся с обрабатываемым продуктом
БОП5-1,8-1У	5	1800×970	2950	590	Углеродистая сталь
БОП5-1,8-К	5	1800×970	2950	590	Сталь 12Х18Н10Т Сталь 08Х22Н6Т
БОП5-1,8-1Г	5	1800×980	3300	660	Углеродистая сталь, гуммированная резиной
БОП10-1,8-1У	10	1800×1870	3600	360	Углеродистая сталь
БОП10-1,8-1К	10	1800×1870	3600	360	Сталь 12Х18Н10Т Сталь 08Х22Н6Т
БОП10-1,8-1Г	10	1800×1880	3800	380	Углеродистая сталь, гуммированная резиной
БОП20-2,4-1У	20	2400×2770	7800	390	Углеродистая сталь
БОП20- 2,4-1К	20	2400×2770	7800	390	Сталь 12Х18Н10Т Сталь 08Х22Н6Т
БОП20- 2,4-1Г	20	2400×2770	10140	570	Углеродистая сталь, гуммированная резиной
БОП30-2,4-1У	30	2400×4120	9300	310	Углеродистая сталь
БОП30-2,4-1К	30	2400×4120	9300	310	Сталь 10Х17Н13М3Т Сталь 08Х21Н6М2Т
БОП30-2,4-1Г	30	2400×4120	12600	420	Углеродистая сталь, гуммированная резиной
БОП40-3-1У	40	3000×4120	10400	260	Углеродистая сталь
БОП40-3-1К	40	3000×4120	10400	260	Сталь 12Х18Н10Т Сталь 08Х22Н6Т
БОП40-3-5У	40	3000×4420	28000	700	Углеродистая сталь
БОП80-3,75-5У	80	3750×800	38000	9500	Углеродистая сталь
БОП80-3,75-5К	80	3750×6800	38000	9500	Сталь 12Х18Н10Т

Техническая характеристика барабанных фильтров
[6, табл. 1.15, с. 438]

Показатели	Типоразмер фильтра			
	БОП5-1,8-1У БОП5-1,8-1К	БОП5-1,8-1Г	БОП10-1,8-1У БОП10-1,8-1К	БОП10-1,8-1Г
Площадь поверхности фильтрования, м ²	5,0	5,0	10,0	10,0
Размеры барабана, мм: диаметр; длина	1800,0 970,0	1800,0 980,0	1800,0 1870,0	1800,0 1880,0
Угол погружения барабана в суспензию, град.	130,0	130,0	130,0	130,0
Угол зон, град.: фильтрования; просушки; промывки и просушки; соединения с атмосферой	125,0 38,5 80,0 101,0	125,0 38,5 80,0 101,0	125,0 38,5 80,0 101,0	125,0 38,5 80,0 101,0
Рабочее давление (вакуум), МПа (кгс/см ²) не более	0,085 (0,85)	0,085 (0,85)	0,085 (0,85)	0,085 (0,85)
Частота вращения барабана, с ⁻¹ (об./мин.)	0,0016–0,016 (0,1–1,0)	0,0016–0,016 (0,1–1,0)	0,0016–0,016 (0,1–1,0)	0,0016–0,016 (0,1–1,0)
Число двойных качаний мешалки, кач./мин.	18,0	18,0	18,0	18,0
Мощность электродвигателей привода, кВт не более: барабана; мешалки; регулирующего ролика	1,7 1,1 0,4	1,7 1,1 0,4	1,7 1,1 0,4	1,7 1,1 0,4
Габаритные размеры, мм: длина; ширина; высота	2900,0 3000,0 2600,0	2900,0 3000,0 2600,0	4000,0 3000,0 2600,0	4000,0 3000,0 2600,0
Масса, кг, не более: фильтра с приводами; барабана	2950,0 1100,0	3300,0 1400,0	3600,0 1600,0	3800,0 1700,0

Техническая характеристика дисковых фильтров (типа ДОО) [6, табл. 1.21, с. 451]

Показатели	Типоразмер фильтра			
	ДОО63-2,5-5У	ДОО100-2,5-5У	ДОО160-3,2-5У	ДОО250-3,75-5У
Площадь фильтрования, м ²	63,0	100,0	160,0	250,0
Диаметр дисков, м	2,5	2,5	3,2	3,75
Количество:				
дисков;	8,0	12,0	13,0	14
секторов в диске	12,0	12,0	18,0	18
Углы зон, град.:				
фильтрования;	104,0	104,0	98,0	98
просушки;	166,0	166,0	188,0	175
подачи воздуха на продувку;	7,0	7,0	8,0	30
регенерации	30,0	30,0	30,0	22
Рабочее давление (вакуум), МПа (кгс/см ²) не более	0,085 (0,85)	0,085 (0,85)	0,085 (0,85)	0,085 (0,85)
Частота вращения, с (об./мин.):	0,0033–0,016 (0,2–1,0)	0,0033–0,016 (0,2–1,0)	0,0033–0,016 (0,2–1,0)	0,0033–0,016 (0,2–1,0)
дисков;	1,2 (72,0)	1,27 (75,0)	0,93 (56,0)	1,27 (75,0)
мешалки				
Мощность электродвигателей привода, кВт:				
дисков;	4,75	4,75	8,5	8,5
мешалки	5,5	7,5	5,5	5,5
Габаритные размеры, мм:				
длина;	5500,0	7400,0	7800,0	9400,0
ширина;	3300,0	3300,0	4500,0	4500,0
высота	3900,0	3900,0	5200,0	5200,0
Масса, кг не более:				
фильтра с приводами;	12700,0	17020,0	27780,0	35165,0
ячейковый вал	4900,0	6200,0	9000,0	13000,0

Таблица 21

Основные технические характеристики барабанных сеток
типа БСБ [6, табл. 1.31, с. 484]

Типоразмер	Производительность, тыс. м ³ /ч (числитель) тыс. м ³ /сут. (знаменатель)	Число поясов барабана	Площадь фильтрации, м ²	Скорость вращения барабана, об./мин.	Мощность, кВт		Масса, т	Длина, ширина, высота, мм
					электродвигателя	бактерицидных ламп		
1,5×1,9	0,35/8,4	2	3,75	2,6	2,2	1,8	2,2	3620; 1850; 2750
1,5×2,8	0,55/13,2	3	5,6	2,6	2,2	2,4	2,57	4500; 1850; 2750
1,5×3,7	0,75/18	4	7,5	2,6	2,2	3,0	2,86	5450; 1850; 2750
3,0×2,8	1,25/30	3	13,0	1,7	3,0	2,4	3,1	4545; 3156; 4240
3,0×3,7	1,65/39,6	4	17,5	1,7	3,0	3,0	3,4	5460; 3156; 4240
3,0×4,6	2,1/50,5	5	22,0	1,7	3,0	3,6	3,8	6375; 3156; 4240

Таблица 22

Технические характеристики установок мембранного разделения
[6, табл. 2.46, с. 686]

Тип установки	Производительность по фильтрату, м ³ /сут	Число разделительных элементов, шт.	Поверхность фильтрации одного элемента, м ²	Общая поверхность разделения, м ²	Рабочее давление, МПа	Потребляемая мощность, кВт	Габаритные размеры, мм (масса, кг)
MPP-1-400PK-01	До 0,4	1	2,5	2,5	До 5,0	1,1	660×900×1160 (300)
MPP-5-200PK-01	До 8,5	20	2,5	50,0	До 5,0	5,5	1980×830×1850 (1324)
MPP-20-2000P	До 42,0	40	6,5	260,0	До 5,0	47,0	3350×2750×2200 (4233)
MPP-120-2000P	До 250,0	240	6,5	1560,0	До 5,0	110,0	8200×5000×2400 (11600)
MPP-800-21K-01	До 1000,0	756	–	9828,0	До 4,0	298,0	17250×5000×5200 (7500)
MPT35-21K-01	12,0	35	0,5	17,0	0,5	27,0	4200×3800×2750 (4578)
MPT70-21K-01	24,0	70	0,5	35,0	0,5	110,0	4900×3800×2500 (5230)
MPT200-21K-01	72,0	200	0,5	100,0	0,5	114,0	9920×4800×4035 (13085)

Типы фильтров для доочистки сточных вод и характеристики их работы [3]

Тип фильтра	Направление фильтрования	Фильтрующий материал	Размер зерен загрузки, мм	Высота фильтрующего слоя, м	Скорость фильтрования, м/ч		Интенсивность промывки фильтра, л/(м ² ·с)		Продолжительность промывки, мин	
					нормальный режим	форсированный режим	водой	воздухом	водой	воздухом
Скорый однослойный	Сверху вниз	Песок, антрацит и др.	0,8–3,0	1,0–1,2	6,0–8,0	8–10	6–8	18–25	8	5
Скорый двухслойный	То же	Антрацит, песок	1,0–2,5	0,4–0,5	8,0–10,0	10–12	16–18	–	7–8	–
Скорый многослойный	То же	Керамзит, антрацит, песок	1,0–2,5	0,3–0,4	10,0–12,0	12–14	16–18	–	7–8	–
Контактный	Сверху вниз	Керамзит, антрацит, песок	2,0–3,0	0,3–0,4	10,0–12,0	12–14	16–18	–	7–8	–
			1,25–2,3	0,3–0,4	10,0–12,0	12–14	16–18	–	7–8	–
			0,7–1,25	0,4–0,5	10,0–12,0	12–14	16–18	–	7–8	–
Скорый однослойный	Сверху вниз	Керамзит, антрацит, песок и др.	0,8–3,0	1,0–1,2	8,0–12,0	12–14	6–8	18–25	8	5
С плавающей загрузкой ФПЗ-2	Сверху вниз	Гранулы вспененного полистирола	0,6–1,5	1,0	0,6–1,5	–	10	–	3–4	–
			1,5–2,5	1,0	0,6–1,5	–	10	–	3–4	–
Каркасно-засыпной	Сверху вниз	Гравий, песок	40,0–60,0	1,8	10,0	–	6–8	8–10	10–12	10–12
			0,8–1,0	0,9	10,0	10	6–8	8–10	10–12	10–12

Таблица 24

Показатели работы фильтровальных станций
доочистки сточных вод [3]

Станция доочистки	Производительность станции, м ³ /сут.	Качество воды после фильтрования		Эффективность очистки, %	
		C _{взв. веществ} , г/м ³	БПК ₅ , г О ₂ /м ³	по взв. веществам	по БПК ₅
Ист-Хайдская (Лутон, Англия)	28000 (I очередь) 70000 (II очередь)	3,0–5,0 до 20,0	5–7 до 11	80–90	50–65
Динхеймская (Конвентри, Англия)	94000	6,0	15	70–85	50
Ганновер-парк (Чикаго, США)	7650	3,0–5,0	3–4	75–80	50–60
Люблинская, опытная (Москва)	–	1,0–3,0	3–4	80–87	50
Зеленоградская	50000	1,5–3,0	2–4	70–90	55–75
Орехово-Зуевская (опытно-промышл.)	2000	1,5–2,5	4–7	85–90	50–60

Таблица 25

Дозы реагентов и эффект очистки сточных вод [3]

Реагент	Доза реагента, мг/л	Параметры качества очистки		рН	Сооружения	Примечания
		Показатели	Эффект очистки, %			
Al ₂ (SO ₄) ₃	1–2 Al ³⁺	Взвешенные вещества	98–100	6,5–7,5	Фильтр (смеситель и камера хлопьеобразования отсутствуют)	Добавить 0,5–1,0 мг/л флокулянта
Fe ₂ (SO ₄) ₃ или FeCl ₃	4–7 Fe ³⁺	ХПК БПК PO ₄ ³⁻ ПАВ Цветность Микроорганизмы	24–40 24–40 24–40 35–40 50 25–90	6,7–7,5	То же	То же
Al ₂ (SO ₄) ₃	30–35 Al ³⁺	Взвешенные вещества	60–80	6,2–6,5	Отстойник или флотатор, либо осветлитель	То же
Fe ₂ (SO ₄) ₃	70–85 Fe ³⁺	ХПК БПК PO ₄ ³⁻ ПАВ Микроорганизмы	25–40 25–40 80–96 35–40 –			

Реагент	Доза реагента, мг/л	Параметры качества очистки		рН	Сооружения	Примечания
		Показатели	Эффект очистки, %			
Ca(OH) ₂	200–300 CaO	Взвешенные вещества ХПК БПК PO ₄ ³⁻ Цветность	70–80 25–30 25–30 70–90 50–60	9,0–9,5	То же	Добавляется FeCl ₃ 20 мг/л и флокулянт 0,5–1,0 мг/л
	400–500 CaO	ХПК БПК PO ₄ ³⁻ Цветность Микроорганизмы	30–40 30 70–90 50–60 30–60	11,0– 11,5	То же	–
Катионные органические полимеры	10–20	ХПК БПК Микроорганизмы	20–40 25–40 25–30	6,5–7,5	Фильтр (смеситель и камера хлопьеобразования отсутствуют)	–

Примечания.

1. При использовании 30–35 мг/л Al³⁺ и 70–85 мг/л Fe³⁺ обеспечивается указанный максимальный эффект очистки; для получения эффекта очистки, например, в 1,5–2,0 раза меньшего, доза коагулянта Al³⁺ или Fe³⁺ перед отстойниками может быть снижена до 15 мг/л.
2. Высокая степень извлечения фосфатов обеспечивается при соотношении Al : P – 3–4 или Fe : P – 2,4–2,7.
3. Применение FeSO₄ при рН = 12 обеспечивает тот же эффект очистки, что и при рН = 6–6,5.

Таблица 26

Основные параметры флотаторов-отстойников [6, табл. 2.6, с. 520]

Расчетный расход на один флотатор-отстойник $q_{\text{ф}}, \text{м}^3/\text{ч}$	Флотационная камера		Общие габариты	
	Диаметр $d_{\text{к}}, \text{м}$	Высота $H_{\text{к}}, \text{м}$	Диаметр $d_{\text{ф}}, \text{м}$	Высота $H_{\text{ф}}, \text{м}$
150	3,0	1,5	6	3
300	4,5		9	
600	6,0		12	
900	7,5		15	

Характеристика активных углей [6, табл. 2.7, с. 524]

Показатели	Марки углей					
	AP-3	AG-2	BAУ	КАД-Й	КАД-М	СКТ
Основной размер зерен, мм	1,0–5,5	1,0–3,5	1,0–3,5	1,0–5,0	< 0,04	1,0–3,5
Насыпная масса, г/л	550,0	600,0	260,0	380,0	–	420,0
Содержание влаги, %	15,0	5,0	10,0	5,0	10,0	5,0
Содержание золы, %	–	–	8,0	–	–	15,0
Прочность, %	90,0	70,0	–	60,0	–	65,0
Динамическая активность	≥ 115 г/л по бензолу	≥ 45 % по бензолу	≥ 35 % по хлору	≥ 55 % по йоду	≥ 80 % по йоду	≥ 50 % по бензолу
Объем пор, см ³ /г						
общий;	0,7	0,6	1,5	1,0	–	0,98
микропор;	0,33	0,3	0,23	0,34	0,12	0,51
переходных;	0,07	0,05	0,08	0,1	0,11	0,20
макропор	0,3	0,22	1,19	0,51	–	0,27

Свойства сильнокислотных катионитов [6, табл. 2.9, с. 526]

Показатели	КУ-2×8		КУ-2×8чС	КУ-2×20	КУ-1	КУ-23			
	высшая категория	I сорт				дивинилбензол : порообразователь			
						10:60	12:80	15:100	30:100
Гранулометрический состав: размер зерен, мм; содержание рабочей фракции, %; эффективный размер зерен, мм	0,315–1,25		0,4–1,25	0,315–1,25	0,4–2,0	0,315–1,25			
	96,0	94,0	95,0	95,0	92,0	95,0	95,0	95,0	95,0
	0,5	0,5	0,5	–	–	–	–	–	–
Содержание влаги, %	50,0–60,0	50,0–60,0	50,0–60,0	30,0–40,0	45,0–55,0	55,0–70,0	60,0–70,0	60,0–70,0	60,0–70,0
Удельный объем, см ³ /г	2,9	2,9	3,0	2,0	3,3	4,3	4,1	3,8	4,1
Удельная поверхность, м ² /г	–	–	–	–	–	5,0–15,0	20,0–30,0	30,0–40,0	55,0–70,0
СОЕ, мг-экв/л не менее:	1,7	1,65	1,65	2,1	1,3	1,0	1,1	1,25	0,95
	1,6	1,5	1,5	–	0,6	0,9	1,0	1,1	0,85
ДОЕ, г-экв/м ³ не менее:	–	–	1300,0	–	550,0	–	–	–	–
	520,0	500,0	–	–	–	400,0	400,0	400,0	–
Окисляемость фильтрата в пересчете на O ₂ , мг/г	0,3	0,3	0,8	–	4,5	–	–	–	–
Осмотическая стабильность, %	90,0	85,0	80,0	–	90,0	85,0	85,0	85,0	85,0

Типы, исполнения, основные параметры выпарных аппаратов [6, табл. 2.30, с. 505]

Тип	Исполнение	Наименование	Поверхность теплообмена, м ²												Условное избыточное давление, МПа		
			50	63	80	100	125	160	200	250	315	400	500	630	800	в греющей камере	в сепараторе
I	2	Выпарные аппараты с естественной циркуляцией, соосной греющей камерой, вынесенной зоной кипения и солеотделением								+		+		+		0,3; 0,6	- 0,092*; 0,3; 0,6
II	1	Выпарные аппараты с естественной циркуляцией, вынесенной греющей камерой и кипением раствора в трубках			+		+		+	+						0,3; 0,6; 1,0	
	2	Выпарные аппараты с естественной циркуляцией, вынесенной греющей камерой и зоной кипения	+				+	+		+	+		+			0,3; 0,6; 1,0	
III	1	Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией, соосной греющей камерой, солеотделением		+			+		+		+					0,3; 0,6	
	2	Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией, соосной греющей камерой и вынесенной зоной кипения											+	+	0,3; 0,6		
IV	-	Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией, вынесенной греющей камерой и зоной кипения		+			+		+		+	+			0,3; 0,6		
V	1	Выпарные пленочные аппараты с восходящей пленкой и соосной греющей камерой	+			+		+		+	+	+	+	+	+	0,3; 0,6; 1,0	
Соответствует вакууму 700 мм рт. ст.																	

Таблица 30

Основные параметры аппаратов погружного горения
ЛенНИИгипрохима [6, табл. 2.40, с. 633]

Основные параметры	Для тепловой мощности	
	2,32 МВт	9,3 МВт
Диаметр аппарата, мм	2200	4300
Высота аппарата, мм	5030	7650
Высота цилиндрической части, мм	1600	1500
Диаметр устья горелки, мм	360	720
Диаметр барботажного листа, мм	1500	3200
Свободное сечение барботажного листа, %	6	8

Таблица 31

Основные параметры аппаратов погружного горения
УкрНИИхиммаша [6, табл. 2.41, с. 636]

Тепловая мощность аппарата, МВт	Производительность по выпаренной воде, т/ч	Тепловая мощность одной горелки при числе горелок, МВт			Размеры, мм				
					d	d_1	d_2	H	H_1
		1	2	3					
1,0	1,15	1,0	–	–	1800	500	–	4300	2330
1,6	1,83	1,6	–	–	2200	600	–	4600	2750
2,5	2,87	2,5	–	–	2600	750	–	4800	2930
4,0	4,59	4,0	–	–	3000	800	–	5100	3160
5,0	5,73	5,0	–	–	3200	850	–	5700	3300
6,3	7,22	6,3	–	–	3600	900	–	6300	3420
8,1	9,17	8,0	4,0	–	3800	950	–	6500	3560
10,1	11,46	10,0	5,0	–	3800	950	–	6500	3560

Таблица 32

Основные параметры типовых аэротенков-вытеснителей

[29, табл. 7, прил., с. 112]

Ширина коридора, м	Рабочая глубина аэротенка, м	Число коридоров	Рабочий объем одной секции, м ³ , при ее длине, м						Номер типового проекта	
			36-42	48-54	60-66	72-78	84-90	96-102		108-114
4,5	3,2	2	1040–1213	1386–1559	1732	–	–	–	–	902-2-195
		3	1560–1820	2080–2340	2600	–	–	–	–	902-2-192
		4	2070–2416	2762–3108	3494–3200	–	–	–	–	902-2-178
	4,4	2	1420–1658	1896–2134	2372	–	–	–	–	902-2-195
		3	2140–2496	2854–3208	3564	–	–	–	–	902-2-192
		4	2850–3325	3800–4275	4750–5225	–	–	–	–	902-2-178
6,0	4,4	2	–	2530–2847	3154–3471	3788	–	–	–	902-2-196
		3	–	3800–4275	4750–5225	5700	–	–	–	902-2-193
		4	–	5700	5334–6968	7602–8230	6870	–	–	902-2-179
	5,0	2	–	2880–3240	3600–3960	4320	–	–	–	902-2-196
		3	–	4320–4860	5400–5940	6480	–	–	–	902-2-193
		4	–	6500	7220–7940	8666–9380	10100	–	–	902-2-179
9,0	4,4	2	–	–	–	6180	6655–7130	7505–7980	8455	902-2-197
		3	–	–	–	9270	9983–10696	11409–12122	12835	902-2-194
		4	–	–	–	–	18300–14250	15200–16150	17100–18050	902-2-180
	5,0	2	–	–	–	7020	7560–8100	8640–9180	9720	902-2-197
		3	–	–	–	10530	11340–12150	12960–13770	14580	902-2-194
		4	–	–	–	–	15120–16200	17280–18360	19440–20520	902-2-180

Основные параметры типовых аэротенков-смесителей

[29, табл. 6, прил., с. 111]

Ширина коридора, м	Рабочая глубина аэротенка, м	Число коридоров	Рабочий объем секции, м ³	Длина секции, м	Тип аэрации	Номер типового проекта
3	1,2	2	170	24	Механическая	902-2-94 902-2-95/96
			260	36		
4	4,5	2	864	24	Низконапорная	902-2-215/216 902-2-217/218
			1296	36		
6	5,0	3	3780	42	Пневматическая	902-2-268 902-2-269 902-2-211
			5400	60		
			7560	83		
9	5,2	4	21680	120	Пневматическая	902-2-120/72 902-2-264
			28080	150		

Таблица 34

Расчетные характеристики отдельных видов сточных вод

[29, табл. 5, прил., с. 111]

Сточные воды	P_{\max} , мг БПК _п /(г·ч)	K_1 , мг БПК _п /л	K_0 , мгО ₂ /л	φ , л/г	s
Городские	85,0	33,0	0,625	0,07	0,3
Производственные:					
• нефтеперерабатывающих заводов					
– I система	33	3	1,81	0,17	–
– II система;	59	24	1,66	0,16	–
• азотной промышленности;	140	6	2,4	1,1	–
• заводов синтетического каучука;	80	30	0,6	0,06	0,1
• целлюлозно-бумажной промышленности					
– сульфатно-целлюлозное производство	650	100	1,5	2,0	0,16
– сульфитно-целлюлозное производство;	700	90	1,6	2,0	0,17
• заводов искусственного волокна;	90	35	0,7	0,27	–
• фабрик первичной обработки шерсти					
– I ступень	32	156	–	0,23	–
– II ступень;	6	33	–	0,2	–
• дрожжевых заводов;	232	90	1,66	0,16	0,35
• заводов органического синтеза;	83	200	1,7	0,27	–
• микробиологической промышленности					
– производство лизина	280	28	1,67	0,17	0,15
– производство биовита и витаминина;	1720	167	1,5	0,98	0,12
• свинооткормочных комплексов					
– I ступень	45	55	1,6	0,18	0,25
– II ступень	15	72	1,68	0,17	0,3

Таблица 35

Показатели биохимической очистки сточных вод НПЗ при аэрации воздухом и техническим кислородом [6, табл. 4.21, с. 837]

Показатели	Первая система канализации		ЭЛОУ		Смешанные воды НПЗ и НХЗ	
	воздух	кислород	воздух	кислород	воздух	кислород
Период аэрации, ч.	6,0	1,0	12,0	3,0	8,0	1,0; 2,0
Окислительная мощность, г. БПК/(м ³ · сут.)	1020,0	6840,0	202,0	1440,0	750,0	7992,0; 3780,0
Нагрузка на ил, мг БПК/(г · сут.)	387,0	1455,0	315,0	448,0	463,0	1037,0; 1682,0
Удельная скорость окисления, мг БПК/(г · ч)	15,6	57,2	11,5	17,2	17,8	41,9; 67,1
Концентрация ила, г/л	3,5	6,0	1,1	5,2	2,5	9,8; 3,13
Зольность ила, %	22,0	17,0	33,0	33,0	30,0	19,0; 25,0
Иловый индекс, см ³ /г	74,0	100,0	65,0	29,0	52,0	55,0; 53,0
ХПК, мг/л	422,0/ 56,0	453,0/ 86,0	405,0/ 183,0	347,0/ 75,0	500,0/ 98,0	518,0/91,0; 509,0/83,0
БПК _{полн} , мг/л	264,0/ 9,0	302,0/ 17,0	116,0/15,0	195,0/15,0	270,0/20,0	343,0/10,0; 329,0/14,0
Нефтепродукты (извлекаемые ССЛ), мг/л	46,0/6,0	40,0/10,0	38,0/11,0	26,0/9,0	34,0/18,0	30,0/12,0; 36,0/9,0
Фенолы, мг/л	6,8/ 0,014	8,0/0,025	0,94/ 0,015	1,07/ 0,005	3,8/0,012	6,8/0,015; 3,0/0,045
Взвешенные вещества, мг/л	79,0/6,0	50,0/8,0	64,0/7,0	62,0/11,0	94,0/20,0	58/4; 67/8
Азот аммонийный, мг N/л	80,0/37,0	81,0/58,0	33,0/9,0	20,0/2,0	25,0/4,0	52,0/25,0; 30,0/2,4
Нитриты, мг N/л	1,5	1,8	0,2	1,1	0,1	1,2; 1,4
Нитраты, мг N/л	21,0	6,0	12,0	6,0	6,0	15,0; 8,0
Сухой остаток, мг/л	978,0	1097,0	3600,0	4180,0	1350,0	2260,0; 1390,0
pH	7,9/6,9	8,3/7,6	7,3/6,6	7,5/7,4	8,0/7,9	8/7,7; 7,7/7,3
Растворенный кислород, мг/л	3,3	10,7	3,6	18,0	3,7	15,1; 6,4

Учебное издание

*Виталий Иванович Легкий,
Игорь Николаевич Липунов
Александр Федорович Никифоров
Инна Геннадьевна Перова*

ПРОЦЕССЫ, АППАРАТЫ И ТЕХНИКА ЗАЩИТЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

Часть I

Очистка промышленных сточных вод

ISBN 978-5-94984-569-1



Редактор Н.В. Рощина
Компьютерная верстка О.А. Казанцевой

Подписано в печать 25.06.2016	Печать офсетная	Формат 70x100 1/16
Усл. печ. л. 13,71	Тираж 100 экз.	Уч.-изд. л. 10,44
		Заказ №

ФГБОУ ВО «Уральский государственный лесотехнический университет»
620100, Екатеринбург, Сибирский тракт, 37
Тел.: 8(343)262-96-10. Редакционно-издательский отдел

Типография ООО «ИЗДАТЕЛЬСТВО УЧЕБНО-МЕТОДИЧЕСКИЙ ЦЕНТР УПИ»
620062, РФ, Свердловская область, Екатеринбург, ул. Гагарина, 35а, оф. 2