

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
МОСКОВСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ СТРОИТЕЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ

Кафедра водоснабжения

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ
к выполнению курсового проекта по дисциплине
«Водоснабжение. Очистные сооружения»
для студентов специальности 270112
“Водоснабжение и водоотведение”

Москва 2011 г.

С о с т а в и т е л и

доценты, кандидаты технических наук

А.М. Ефимов, В.А. Чухин

Р е ц е н з е н т

проф., канд. техн. наук **Г.Н. Жмаков**

1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

1.1 ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ ДЛЯ РАЗРАБОТКИ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Проектирование водопроводных очистных сооружений включает в себя выбор технологической схемы и набора соответствующих сооружений для очистки природной воды в зависимости от ее качества в источнике и требований, предъявляемых потребителем к качеству очищенной воды.

При выборе метода очистки воды необходимо произвести технико-экономическое сравнение вариантов, позволяющее определить оптимальный состав очистных сооружений в зависимости от целого ряда факторов.

Основные факторы, влияющие на выбор метода обработки воды, приводятся в качестве исходных данных в задании для проектирования. К ним относятся: полезная производительность водоочистой станции, ситуационный план района, климатологическая характеристика района строительства, геологический разрез площадки очистных сооружений с указанием глубины залегания грунтовых вод и их качества (коррозионная активность по отношению к бетону и стали), качественные показатели воды в источнике водоснабжения: мутность - максимальная летом и минимальная зимой; цветность; щёлочность; жёсткость; pH; вкус; запах; окисляемость; содержание в воде фтора, железа, марганца и других химических элементов и соединений; бактериологические показатели; стоимость 1 кВт·ч электроэнергии.

1.2 ОБЪЁМ, СОДЕРЖАНИЕ И ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ ВЫПОЛНЕНИЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Проект состоит из текстовой и графической частей.

Текстовая часть содержит сведения в отношении объекта капитального строительства, описание принятых технических и иных решений, пояснения, ссылки на нормативные и (или) технические документы, используемые при подготовке проектной документации и результаты расчетов, обосновывающие принятые решения.

Графическая часть отображает принятые технические и иные решения и выполняется в виде чертежей, схем, планов и других документов в графической форме [13].

Последовательность выполнения курсового проекта: сначала оформляют пояснительную записку, а затем вычерчивают графическую часть, при разработке которой необходимо учитывать требования к компоновке сооружений.

Расчетно-пояснительную записку выполняют на стандартных листах писчей бумаги (формат А4). Объем расчетно-пояснительной записки с учетом технико-экономической части проекта 30 - 40 стр.

В расчетно-пояснительную записку включают следующие разделы:

1. Исходные данные для проектирования объекта, для которого выполняется проект, и требования к качеству воды. Описание принципиальной схемы очистных сооружений.

2. Климатическая характеристика (по материалам справочной литературы и задания): климатический пояс района строительства, расчетная температура воздуха, продолжительность отопительного периода; интенсивность осадков и величина снежного покрова; нормативная глубина промерзания грунта; направление ветра в районе строительства по двум показателям (повторяемость ветра в процентах и его скорость).

3. Топографические и инженерно-геологические условия. Краткие сведения о топографии площадки, ее расстояние от уреза воды в реке и от населенного пункта, данные о составе грунта, уровне грунтовых вод, агрессивность грунтов и грунтовых вод по отношению к бетону и металлу трубопроводов. Кратко описываются принятые решения о планировке площадки, посадке очистных сооружений. При неглубоком залегании грунтовых вод предусматривают меры по снижению их уровня в период строительства либо производят общую подсыпку площадки, если воды агрессивные и слагающие грунты слабые (например, плавуны). Посадку очистных сооружений при высоком уровне грунтовых вод следует выбирать на основе технико-экономического сравнения вариантов.

4. Оценка источника водоснабжения: его характеристика с указанием качественных показателей воды в нем, количества и обеспеченности расходов воды.

5. Выбор состава сооружений и их технологический расчет: определение расчетной производительности очистной станции; выбор метода обработки воды и состав технологических сооружений по СНиП 2.04.02-84*; составление высотной схемы станции; расчет реагентного хозяйства; расчет основных водоочистных сооружений с использованием общепринятых типоразмеров; расчет оборудования для обеззараживания воды; расчет сооружений по фторированию или обесфториванию воды; расчет сооружений по повторному использованию промывной

воды и обработке осадка; расчет водонапорной башни для промывки фильтров или контактных осветлителей; расчет резервуаров чистой воды.

В технико-экономической части пояснительной записки содержится расчет:

- 1) капитальных затрат;
- 2) численности обслуживающего персонала и фонда заработной платы;
- 3) затрат на реагенты;
- 4) расходов на электроэнергию;
- 5) амортизационных отчислений;
- 6) затрат на текущий ремонт;
- 7) стоимости очистки одного кубометра воды.

Графическую часть проекта выполняют на двух-трех листах формата А1

На первом листе дают высотно-технологическую схему сооружений станции (масштаб произвольный); генплан участка станции обработки воды (масштаб 1:500) в пределах санитарной зоны строгого режима с нанесением всех технологических, подсобных и обслуживающих сооружений и построек – реагентного хозяйства, отстойников или осветлителей со взвешенным осадком, хлораторных, фильтров, резервуаров чистой воды, насосной станции 2-го подъема, склада хлора, сооружений по повторному использованию промывной воды, обезвоживанию осадка, пескового хозяйства станции, зданий администрации, охраны, проходной.

На генплан наносят инженерные сети: трубопроводы сырой и очищенной воды, трубопровод промывной воды, производственной канализации, трубопровод возврата промывной воды, хозяйственно-противопожарный водопровод, хозяйственно-бытовая канализация и другие коммуникации, а также указывают размеры технологических, подсобных и обслуживающих сооружений, и общие размеры станции водообработки. Трубопроводы должны быть размещены по площадке с указанием диаметров в соответствии с расчетом и привязками их к сооружениям.

При составлении генерального плана очистной станции необходимо предусмотреть возможность расширения сооружений на расчетный период. Для этого резервируют площадку (отмечают на генплане пунктиром), а трубопроводы прокладывают таким образом, чтобы в процессе расширения сооружений они не требовали перекладки и могли быть использованы в дальнейшем.

Кроме того, на первом листе приводят климатологическую характеристику (розу ветров), а также дают экспликацию сооружений к генплану и высотной схеме и условные обозначения трубопроводов к генплану и высотной схеме.

Примерный перечень трубопроводов, наносимых на генплан с их условными обозначениями по ГОСТ 21.106-78: В1 – хозяйственно-питьевой водопровод; В2 – хозяйственно-противопожарный водопровод; В3 – трубопровод промывной воды; В4 – обводной трубопровод; К1 – хозяйственно-бытовая канализация; К2 – дождевая канализация, К3 – производственная канализация; ТО – теплосеть; I – высоковольтный кабель.

На первом листе указывают основные технико-экономические показатели: производительность водоочистной станции; расход воды на собственные нужды; расход основных реагентов (коагулянт, известь, хлор), т/год; эксплуатационные затраты; капитальные вложения; стоимость обработки одного кубометра воды.

На втором листе приводят:

- планы этажей технологической части станции (один-два) в масштабе 1:100, на которых показывают реагентное хозяйство, смесители, камеры хлопьеобразования, отстойники или осветлители со взвешенным осадком, фильтры, контактные осветлители, хлораторные и др.;

- разрезы (поперечный и продольный) по фильтрам, отстойникам или осветлителям со взвешенным осадком, контактными осветлителям, смесителям, камерам хлопьеобразования, реагентному хозяйству и др.;

- условные обозначения технологических трубопроводов, арматуры и их нумерацию в последовательности технологического процесса (обозначения и нумерация должны быть едиными на планах и разрезах);

- спецификацию материалов и основного оборудования (трубы, арматура, регуляторы скорости фильтрования, пульта управления работой фильтров, указатели скорости фильтрования, потерь напора, интенсивности промывки и др.)

2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ

2.1. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОЛНОЙ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ОЧИСТНЫХ СООРУЖЕНИЙ

Полная производительность $Q_{o.c.}$ станции подготовки хозяйственно-питьевой воды складывается из расчетного расхода воды потребителями для суток максимального водопотребления, расхода воды на собственные нужды очистной станции (промывка фильтров, очистка отстойников, камер хлопьеобразования, смесителей, резервуаров чистой воды, продувка осветлителей и др.) и дополнительного расхода воды на пополнение противопожарного запаса.

В расчетный расход воды ($q_{\text{max.сут}}$), указанный в задании на составление проекта как для первой очереди строительства, так и для расчетного периода, включен расход воды на пополнение противопожарного запаса (в данном проекте его определение не требуется). Расход на собственные нужды станции рассчитывают с помощью коэффициента α , принимаемого 1,03 - 1,05 для станций с повторным использованием промывной воды [3,п.6.6]. Полную производительность водоочистной станции, $\text{м}^3/\text{сут}$, определяют по формуле

$$Q_{\text{о.с.}} = \alpha \cdot q_{\text{max.сут.}} \quad (1)$$

2.2 ВЫБОР МЕТОДА ОБРАБОТКИ ВОДЫ И СОСТАВА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СООРУЖЕНИЙ

Метод обработки воды и необходимый для этого состав очистных сооружений выбирают в зависимости от производительности, качества воды в источнике и санитарных требований к питьевой воде. Некоторые основные показатели качества питьевой воды приведены в табл.1 (в соответствии и нормами СанПиН 2.1.4.1074-01).

Т а б л и ц а 1

Показатели качества хозяйственно-питьевой воды

Качественные характеристики	Ед. изм.	Количественные показатели
Физические		
Мутность	мг/л	$\leq 1,5$
Цветность	град	≤ 20
Запахи и привкусы	баллы	2
Сухой остаток	мг/л	≤ 1000
Химические		
Хлориды,	мг/л	≤ 350
Сульфаты,	мг/л	≤ 500
Железо,	мг/л	$\leq 0,3$
Полифосфаты	мг/л	$\leq 3,5$
Нитраты,	мг/л	≤ 45
Полиакриламид	мг/л	≤ 2
Свинец,	мг/л	$\leq 0,03$
pH	-	6 - 9
Общая жесткость	мг-экв/л	≤ 7
Бактериологические		
Общие колиформные бактерии	шт./ 100 мл	отс.
Общее микробное число (ОМЧ)	колоний/100 мл	не более 50
Цисты лямблий	цисты/50 л	отс.

Выбор технологической схемы обработки воды необходимо проводить согласно рекомендациям СНиП 2.04.02-84*, а также классификаторов технологий очистки природных вод [10].

Реагентные методы обработки с применением коагулянтов и флокулянтов используют при цветности воды в источнике водоснабжения до 120 град., мутности до 1500 мг/л и при любой производительности станции водоподготовки.

При наличии в исходной воде планктона более 1000 кл/мл следует устанавливать микрофилтраты. Некоторые физические, химические и бактериологические показатели качества питьевой воды приведены в табл. 1.

Наличие фтора классифицируется по климатическим районам: для 1 и 2 северных районов - 1,5 мг/л; для 3 (среднего) - 1,2 мг/л; для 4 (южного) района - 0,7 мг/л.

Отстойники как вертикальные, так и горизонтальные, и осветлители со слоем взвешенного осадка применяют при количестве взвешенных веществ в исходной воде не менее 120 мг/л. Осветлители со взвешенным осадком целесообразно применять при равномерной подаче воды на очистные сооружения и отсутствии резких колебаний температур воды в течение суток.

В зависимости от показателей качества воды в источнике водоснабжения применяют различные технологические приёмы и способы обработки воды.

Пример 1. Определить метод обработки воды и состав очистных сооружений для четырех вариантов (табл.2).

Т а б л и ц а 2

Основные показатели	Ед. измерения	Значения по вариантам			
		1-й	2-й	3-й	4-й
Производительность станции (с учётом собственных нужд)	м ³ /сут,	23000	200000	60000	24000
	м ³ /ч,	958,4	8333,3	2500,0	1000,0
	л/с	266,2	2314,8	694,4	277,8
Мутность	мг/л	300	80	450	16
Цветность	град.	50	70	50	40
Вкус	балл	3	2	2	3
Запах	балл	2	3	2	2
pH	-	6,5	7,5	8	6,9

Щёлочность	мг-экв/л	0,9	1,2	0,96	1,9
Общая жёсткость	мг-экв/л	4	6	5	4
Железо	мг/л	0,35	0,4	0,5	0,3
Фтор	мг/л	0,8	0,4	0,0	0,9
Сухой остаток	мг/л	300	400	250	305
ОМЧ	колоний/ 100мл	60	70	90	50

По [3, табл.15] принимаем реагентный метод обработки воды для всех четырех вариантов.

Состав очистных сооружений: 1-й вариант – осветлители со слоем взвешенного осадка, скорые фильтры; 2-й вариант – контактные осветлители, фторирование; 3-й вариант – горизонтальные отстойники, скорые фильтры, фторирование; 4-й вариант – скорые безнапорные фильтры. Для всех четырех схем следует предусмотреть первичное и вторичное хлорирование или первичное озонирование и вторичное хлорирование. При наличии в воде планктона в количестве более 1000 кл/мл в схему включают микрофильтры, а при наличии примесей антропогенного происхождения (нефтепродукты, фенол, СПАВ) необходимо использовать порошкообразный или гранулированный активированный уголь. В ряде случаев в качестве первой ступени очистки следует применять биосорберы.

2.3 СОСТАВЛЕНИЕ ВЫСОТНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ ВОДООЧИСТНОЙ СТАНЦИИ

Высотно-технологическая схема представляет собой совокупность сооружений и трубопроводов, по которым вода последовательно движется в процессе очистки. Схема должна быть дополнена сооружениями, оборудованием и трубопроводами, используемыми для приготовления и дозирования реагентов, подачи промывной воды, водонапорной башней для хранения промывной воды, резервуарами чистой воды, насосной станцией второго подъема и сооружениями для обработки промывной воды и осадка. На схеме также указывают отметки уровней воды в технологических сооружениях в порядке, обратном движению воды: резервуар чистой воды (РЧВ) – фильтр – отстойник или осветлитель со слоем взвешенного осадка – камера хлопьеобразования – смеситель - микрофильтр. На высотной схеме, выполняемой в произвольном масштабе, кроме отметок уровня воды, наносят отметки дна сооружений.

При проектировании высотной схемы за нулевую отметку принимают максимальную отметку уровня воды в резервуаре чистой воды и в зависимости от нее рассчитывают отметки остальных сооружений. Максимальный уровень воды в резервуаре принимают на 0,5 – 1 м выше поверхности земли. Ориентировочные потери напора в сооружениях принимают по [3, п. 6.219].

При составлении высотной схемы очистных сооружений необходимо учитывать рельеф площадки, глубину залегания грунтовых вод, максимальный уровень воды в реке в период паводка (во избежание затопления), возможность самотечного отвода сточных вод и осадков из очистных сооружений. Примеры высотных схем представлены в работах [1, 4, 5].

2.4 РАСЧЕТ И ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ РЕАГЕНТНОГО ХОЗЯЙСТВА

При обработке воды с помощью реагентов в зависимости от показателей качества воды в источнике необходимо применять способы химической обработки и реагенты, рекомендуемые СНиП 2.04.02-84* [3].

Расчетные дозы реагентов

Расчетные дозы реагентов (коагулянтов и флокулянтов, хлора, фтора, извести) устанавливают на основании технологических изысканий или по аналогии с водоочистой станцией, работающей в подобных условиях.

Для ориентировочных расчетов при разработке проекта максимальные и среднегодовые дозы реагентов в расчете на безводный $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ (глинозем):

а) при обработке мутных вод определяют по [3, табл.16];

б) при обработке цветных вод дозу коагулянта D_k следует определять по формуле

$$D_k = 4\sqrt{Ц}, \quad (2)$$

где D_k – доза коагулянта в расчете на безводный продукт, мг/л;

$Ц$ – цветность исходной воды в градусах платино-кобальтовой шкалы.

При одновременном содержании в воде источника водоснабжения веществ, обуславливающих цветность и мутность, следует принимать большую из доз, определяемую по табл. 16 [3] и по формуле (2).

При использовании в качестве коагулянтов солей железа $FeCl_3$ (хлорное железо), $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ (железный купорос) дозы коагулянта по безводному продукту для очистки цветных и маломутных вод следует принимать по тем же данным, а в случае обработки мутных вод расчетные дозы реагентов следует уменьшить на 10 - 20% по сравнению с сернокислым алюминием.

Для интенсификации процесса коагуляции в дополнение к основным коагулянтам применяют флокулянты. Наиболее распространенные флокулянты – полиакриламид (ПАА) и активированная кремнекислота (АКК).

Расчетную дозу флокулянта при проектировании принимают следующим образом.

Дозу полиакриламида (ПАА) в пересчете на 100-процентный продукт принимают в зависимости от места его введения:

- перед отстойниками и осветлителями со взвешенным осадком (в соответствии с [3, табл.17]);
- перед фильтрами при двухступенчатой очистке (0,05 - 0,1 мг/л);
- перед контактными осветлителями и скорыми фильтрами при одноступенчатой очистке (0,2 - 0,6 мг/л).

Дозу активированной кремнекислоты (АКК) в пересчете на SiO_2 принимают в зависимости от места её введения:

- перед отстойниками и осветлителями со взвешенным осадком при температуре выше 5°C – 2 - 3 мг/л, при температуре ниже 5°C – 3 - 5 мг/л;
- перед фильтрами при двухступенчатой очистке (0,2 - 0,5 мг/л);
- перед контактными осветлителями и прямоточными фильтрами (1,0 - 3,0 мг/л).

В случаях, когда источником водоснабжения служат поверхностные воды, обеззараживание воды производят в два этапа: предварительное хлорирование (или озонирование) - перед поступлением ее на очистную станцию дозой хлора 3 - 6 мг/л (или озона 1 - 3 мг/л) (табл.1, приложение 4 СНиП) и для окончательного обеззараживания воды после фильтров дозой хлора 2 - 3 мг/л.

Для обработки подземных вод используют одноразовое обеззараживание воды.

При недостаточной щелочности воды её следует подщелачивать. Подщелачивание воды производят содой, едким натром или известью. Дозу подщелачивающего реагента, мг/л, рассчитывают по формуле

$$D_{щ} = k \cdot \left(\frac{D_k}{e_k} - Щ + 1 \right), \quad (3)$$

где k – коэффициент, равный для извести – 28, для едкого натра – 40, для соды – 53;

D_k - максимальная доза безводного коагулянта, мг/л;

e_k - эквивалентная масса безводного коагулянта, мг/мг-экв, для $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ – 57, FeCl_3 – 54, FeSO_4 – 67;

$Щ$ – щёлочность воды, мг-экв/л – по заданию.

При отрицательном значении $D_{\text{щ}}$ – подщелачивание не требуется.

В случае, если концентрация фтора в воде источника водоснабжения составляет менее 0,7 мг/л, необходимо предусмотреть фторирование.

Фторирование воды осуществляют фтористым натрием, кремнефтористым натрием или кремнефтористым аммонием. Дозу фторсодержащего реагента, $D_{\text{фз}}$ мг/л, определяют по формуле

$$D_{\text{ф}} = [m \cdot a - (F^-)] \cdot \frac{100}{k} \cdot \frac{100}{C_{\text{ф}}} \quad , \quad (4)$$

где m – коэффициент, учитывающий потери фтора в зависимости от места ввода реагента. При введении фторсодержащего реагента после очистных сооружений $m = 1$, перед скорыми фильтрами или контактными осветлителями $m = 1,1$;

a – необходимая концентрация фтора в воде, принимаемая 0,7 – 1,5 мг/л (в зависимости от климатических условий);

(F^-) – содержание фтора в исходной воде, мг/л;

k – содержание фтора в чистом реагенте, %;

$C_{\text{ф}}$ – содержание чистого вещества в техническом продукте, %.

Значения k и $C_{\text{ф}}$ приведены в табл. 3.

Подачу реагентов в обрабатываемую воду следует назначать в следующих местах.

1. Хлорсодержащие реагенты (при предварительном хлорировании):

а) во всасывающие трубопроводы насосной станции 1-го подъема;

б) в напорные водоводы, подающие воду на водоочистную станцию.

Т а б л и ц а 3

Соединение	Содержание фтора в чистом веществе, k , %	Содержание чистого вещества в техническом продукте, $C_{\text{ф}}$, %		
		высший сорт	1-й сорт	2-й сорт
Натрий фтористый	45	94	84	80
Натрий кремнефтористый	61	98	95	93
Аммоний кремнефтористый	64	-	-	98

2. Коагулянт следует вводить в трубопровод перед смесителем или в смеситель.

3. Реагент для подщелачивания воды следует вводить одновременно с коагулянтом.

4. Флокулянты вводят через 2 - 4 мин после введения коагулянта.

5. Фтор вводят перед РЧВ либо перед скорыми фильтрами.

Приготовление реагентов

Реагенты подают в обрабатываемую воду, как правило, в виде растворов и суспензий. Приготовление раствора коагулянта зависит от выбранного метода его хранения. Существует "мокрое" и "сухое" хранение коагулянта. При "сухом" хранении приготовление раствора осуществляют в растворных баках, а для разбавления раствора до концентрации 4 – 12%, при которой коагулянт подается в воду, используют расходные баки.

При "мокроем" хранении коагулянта растворные баки одновременно используются и как резервуары-хранилища. Расчет сооружений для "мокрого" хранения коагулянта следует производить из условия применения неочищенного сернокислого алюминия с содержанием в нем безводного продукта 33,5%.

Суточный расход товарного коагулянта, т/сут, определяют по формуле

$$Q_{\kappa} = \frac{Q_{o.c.} \cdot D_{\kappa}}{10000 \cdot P_c}, \quad (5)$$

где $Q_{o.c.}$ – полная производительность очистной станции, м³/сут;

D_{κ} – доза коагулянта, мг/л;

P_c – содержание безводного продукта в коагулянте, %.

На станции водоподготовки необходимо предусматривать 15 – 30-суточный запас коагулянта. Вместимость баков для мокрого хранения принимают из расчета 1,8 м³ на 1 т коагулянта. Дополнительно учитывают объем осадка, который составляет 0,7 м³ на 1 т коагулянта. Количество баков для мокрого хранения принимают не менее трех. В баках-хранилищах находится насыщенный раствор коагулянта, соответствующий его растворимости.

Концентрацию раствора коагулянта в растворных баках, считая по чистому и безводному продукту, принимают до 17 % – для неочищенного, до 20 % – для очищенного кускового, до 24 % – для очищенного гранулированного; до 12 % – в расходных баках.

Коагулянт забирают из верхней части баков-хранилищ с помощью поплавка и гибкого шланга и отводят в расходные баки. Количество расходных баков принимают не менее двух. При этом необходимо обеспечить постоянное наличие раствора в баках в течение суток. Объем, расходных баков, м³, определяют по формуле

$$W_p = \frac{q \cdot n \cdot D_{\kappa}}{10000 \cdot b \cdot \rho}, \quad (6)$$

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

D_k – максимальная доза коагулянта, считая по безводному продукту, мг/л ;

n – время, на которое заготавливается раствор коагулянта, равное 6 – 12 ч;

b – концентрация раствора коагулянта, равная 10 – 12%;

ρ – плотность раствора коагулянта, т/м^3 , $\rho = 1 \text{ т/м}^3$.

Материалы, идущие на изготовление трубопроводов для транспортирования коагулянта, должны быть кислотостойкими. Схема мокрого хранения коагулянта представлена в [5].

ПАА готовят с помощью установок типа УРП-2 производительностью 6 кг/ч , считая по чистому продукту, или 600 л/ч 1%-ного раствора ПАА.

При приготовлении раствора активированной кремнекислоты используют аппарат ДАК -10. Производительность аппарата по SiO_2 3 – 11 кг/ч . Технические характеристики установки приведены в прил.1.

Известь в воду подают для увеличения щелочного резерва воды. При использовании комковой извести её гасят в известегасилках, характеристики которых приведены в прил. 2.

Известковое молоко следует готовить в баках, количество которых принимают не менее двух. Объем баков определяют по формуле (6), в которой вместо D_k подставляют дозу извести $D_{\text{щ}}$, считая по CaO , г/м^3 ; концентрация известкового молока $b = 5\%$; время, на которое заготавливается раствор $n = 6 - 12$ ч; плотность известкового молока $\rho \approx 1 \text{ т/м}^3$.

Перемешивание извести предусматривают сжатым воздухом, гидравлическое или механическое.

Минимальный диаметр трубопроводов для транспортирования известкового молока – 25 мм, скорость движения раствора – не менее 0,8 м/с .

Фторсодержащие реагенты следует растворять в сатураторах при использовании кремнефтористого натрия и в расходных баках с воздушным перемешиванием при использовании кремнефтористого натрия и кремнефтористого аммония.

Производительность сатураторов, л/ч , по насыщенному раствору кремнефтористого натрия рассчитывают по формуле

$$q_c = \frac{D_{\text{ф}} \cdot q}{n_c \cdot p}, \quad (7)$$

где $D_{\text{ф}}$ – доза фтора, мг/л ;

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

n_c – количество сатураторов во фтораторной;

p – растворимость кремнефтористого натрия, г/л (при 0°С – 4,3; при 20°С – 7,3; при 40°С – 10,3).

Объем сатуратора вычисляют, исходя из скорости восходящего потока воды до 0,1 мм/с и времени пребывания раствора в нем более 5 ч.

При проектировании расходных баков следует использовать формулу (6), при этом концентрацию рабочего раствора принимают: для кремнефтористого аммония – 7%; для фтористого натрия – 2,5%; для кремнефтористого натрия при 0°С – 0,25, при 25°С – 0,5 %.

Установка для фторирования воды описана в [4 - 6].

Наиболее часто применяют перемешивание растворов сжатым воздухом. Интенсивность q_v подачи воздуха, л/(с·м²), принимают: для растворения коагулянта и фторсодержащего реагента – 8 – 10; для перемешивания коагулянтов в расходных баках – 3 – 5; для перемешивания известкового раствора – 8 – 10.

После определения суммарного расхода воздуха, необходимого для приготовления растворов, подбирают воздуходувки.

Зная расход и напор воздуха, создаваемый воздуходувкой, определяют диаметр воздухопровода d , м, по скорости движения воздуха $V = 10 - 15$ м/с:

$$d = \sqrt{\frac{W}{60 \cdot (p + 1) \cdot 0,785 \cdot V}} \quad , \quad (8)$$

где W – производительность воздуходувки, м³/мин;

p – давление, развиваемое воздуходувкой, кгс/см² (обычно $p = 1,5$ кгс/см²).

Потери давления по длине воздухопровода, кгс/см², определяют по формуле

$$p_1 = \frac{127 \cdot \beta \cdot G^2 \cdot L}{\gamma \cdot d^5} \quad , \quad (9)$$

где β – коэффициент сопротивления воздуха при 0°С (прил.3);

G – массовый расход воздуха, проходящего через трубопровод в течение 1 ч, кг/ч,

$G = W \cdot 60 \cdot \gamma$;

L – длина воздухопровода, м;

γ – удельный вес сухого воздуха, кг/м³, при 0°С (см.прил.3);

d – диаметр воздухопровода, мм.

Потери давления p_2 , мм вод. ст., на местные сопротивления определяют по формуле

$$p_2 = 0,063 V^2 \sum \zeta \quad , \quad (10)$$

где ζ – коэффициент местного сопротивления, принимаемый по прил.4.

Дозирование в обрабатываемую воду растворов реагентов производят насосами-дозаторами. Последние выпускают в двух модификациях, рассчитанных на дозирование растворов коагулянта и других кислых и нейтральных сред или известкового молока (в этом случае насосы-дозаторы в своем названии имеют индекс "И").

Насос, необходимый для дозирования реагента, подбирают по напору и производительности. Характеристики насосов-дозаторов даны в прил.5.

Пример 2. По данным, представленным в примере 1 (вариант 3), произвести расчет реагентного хозяйства.

Определить дозу коагулянта для мутности 450 мг/л и цветности 50 град.

Дозу сернокислого алюминия определяем по двум показателям:

- мутности [3, табл.17] ; $D_k = 45$ мг/л;

- цветности (по формуле 2), $D_k = 4\sqrt{50} = 28$ мг/л.

Выбираем максимальное значение дозы – 45 мг/л.

Суточный расход товарного сернокислого алюминия определяем по формуле (5):

$$Q_k = \frac{60000 \cdot 45}{10000 \cdot 33,5} = 8,1 \text{ м}^3 / \text{сут},$$

где 33,5 – процент активного вещества в товарном реагенте.

Количество коагулянта с учетом запаса на 30 дней составит 243 т. Принимаем "мокрое" хранение коагулянта в железобетонных баках. Вместимость баков-хранилищ принимаем из расчета 1,8 м³ на 1 т коагулянта (437,4 м³). Объем осадочной, подрешеточной части принимаем приблизительно равной 30% от общего объема бака (т.е. 131,2 м³). Высоту принимаем в пределах 1,5 - 2 м.

К установке принимаем четыре бака. Объем каждого составляет 109,4 м³, а объем подрешеточной части 32,8 м³. Суммарный объем одного бака 141,2 м³. Размеры баков А × В = 12 × 6 м при высоте 2 м.

Для уменьшения площади баков можно принять меньший срок хранения коагулянта или перейти к "сухому" способу хранения.

Раствор забирают из верхней части баков-хранилищ с помощью поплавка и гибкого шланга и насосом перекачивают в расходные баки, где разбавляют водопроводной водой до 10%-ной концентрации. Вместимость расходных баков определяем по формуле (6):

$$W_p = \frac{2500 \cdot 12 \cdot 45}{10000 \cdot 10 \cdot 1} = 13,5 \text{ м}^3.$$

Принимаем, что раствор в расходном баке готовится на 12 часов. Вместимость одного бака принимаем равной $13,5 \text{ м}^3$, а размер $A \times B = 4 \times 2 \text{ м}$ при высоте 1,7 м, количество баков – 3 шт. Расход раствора коагулянта, подаваемого в смеситель в течение 1 часа, $13,5 / 12 = 1,12 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Подачу 10%-ного раствора коагулянта производим одним насосом-дозатором 68Д1200/6 (прил. 5) с расходом $1,2 \text{ м}^3/\text{ч}$ каждый, $p = 0,6 \text{ МПа}$. Принимаем два рабочих (работающих попеременно) и один резервный насос. Реагент вводят в трубопровод сырой воды перед смесителем.

Необходимый расход воздуха для растворения коагулянта и его перемешивания в растворных и расходных баках определяем по следующим формулам:

- в баках-хранилищах

$$q_{\text{возд}}^I = q_{\text{с}} \cdot A \cdot B \cdot n = 8 \cdot 12 \cdot 6 \cdot 4 = 2304 \text{ л/с};$$

- в расходных баках $q_{\text{возд}}^{II} = 3 \cdot 4 \cdot 2 \cdot 3 = 72 \text{ л/с}$. Общий расход воздуха

$$Q_{\text{возд}} = 2304 + 72 = 2376 \text{ л/с}, \text{ или } 142,6 \text{ м}^3/\text{мин}.$$

Определяем диаметр воздухопровода по формуле (8) при скорости движения воздуха 10 -15 м/с.

$$d = \sqrt{\frac{142,6}{60 \cdot (1,5 + 1) \cdot 0,785 \cdot 15}} = 0,284 \text{ м} \approx 300 \text{ мм}.$$

Для подачи воздуха принимаем один рабочий и один резервный компрессор марки 1724-30-2В ($Q = 185 \text{ м}^3/\text{мин}$; $p = 0,3 \text{ МПа}$; $N = 7,5 \text{ кВт}$; $n = 970 \text{ об/мин}$).

Удельный вес сухого воздуха при давлении $1,5 \text{ кгс/см}^2$ и температуре 0°C равен $1,917 \text{ кг/м}^3$ (см прил. 3). Тогда вес воздуха, проходящего по воздухопроводу, составит: $G = 142,6 \cdot 60 \cdot 1,917 = 16402 \text{ кг/ч}$.

Коэффициент сопротивления β для данного значения G находим по прил. 3; $\beta = 0,78$.

Потерю давления по длине ($L = 20 \text{ м}$, принято конструктивно) воздухопровода определяем по формуле (9): $p_1 = \frac{127 \cdot 0,78 \cdot 16402^2 \cdot 20}{1,917 \cdot 300^5} = 0,114 \text{ кгс/см}^2$.

Потери давления на местные сопротивления, вычисляют по формуле (10), $p_2 = 0,063 \cdot 15^2 \sum \zeta$ мм вод. ст. Потери напора в фасонных частях воздухопровода при наличии семи прямоугольных колен (принято конструктивно), для которых $\sum \zeta = 10,5$, будут равны $p_2 = 0,063 \cdot 15^2 \cdot 10,5 = 148,8 \text{ мм вод.ст.}$ или $0,015 \text{ кгс/см}^2$.

Общие потери давления $p = p_1 + p_2 = 0,114 + 0,015 = 0,129 \text{ кгс/см}^2$.

При “сухом” способе хранения коагулянта определяем площадь склада и объемы размеры растворных и расходных баков ([5], стр. 44).

Площадь склада для коагулянта определяем по формуле

$$F_{\text{скл}} = \frac{Q_{\text{о.с.}} \cdot D_{\text{к}} \cdot T \cdot \alpha}{10000 \cdot p_{\text{с}} \cdot G_{\text{о}} \cdot h_{\text{к}}}, \quad (11)$$

где $Q_{\text{о.с.}}$ – производительность очистной станции, м³/сут;

$D_{\text{к}}$ – доза коагулянта, мг/л;

T – продолжительность хранения коагулянта на складе, сут;

α – коэффициент для учета дополнительной площади проходов на складе,

$\alpha = 1,15$;

$p_{\text{с}}$ – содержание безводного продукта в коагулянте, %;

$G_{\text{о}}$ – объемный вес коагулянта при загрузке склада навалом, т/м³;

$h_{\text{к}}$ – допустимая высота слоя коагулянта, м, $h_{\text{к}} = 2$ м.

Коагулянт из склада с помощью грейфера загружают в растворные баки. Емкость растворных баков, м³, рассчитывают по формуле 6, а емкость расходных баков по формуле

$$W_{\text{расх}} = \frac{W_{\text{раст}} \cdot b_{\text{раст}}}{b_{\text{расх}}}, \text{ м}^3, \quad (12)$$

где $b_{\text{расх}}$ – концентрация раствора в расходном баке.

Для интенсификации процесса осветления воды, особенно в паводковый период, предусматривается применение полиакриламида.

С этой целью используют 7% раствор полиакриламида, который поставляется в деревянных бочках массой 100 - 150 кг. На складе устанавливают лопадную мешалку конструкции ЦКБ АКХ УРП-2 вместимостью 1,2 м³ при общей вместимости бака 2 м³. В мешалке готовят раствор 0,2%-ной концентрации. Продолжительность растворения содержимого одной бочки - 25 - 40 мин. Продолжительность цикла приготовления раствора ПАА, включая взвешивание, загрузку, размешивание и перекачку в расходный бак, - 2 ч. Для перекачки раствора принят насос 2К-20/30 ($Q = 10 - 30$ м³/ч, $H = 34 - 24$ м). Габаритные размеры расходных баков приняты 2,5 х 1,5 х 1,3 /м/. Количество баков - 2, время опорожнения бака - 6 ч. Дозировку раствора производят дозатором поплавкового типа. Раствор вводят в сборный карман смесителя (для соблюдения разрыва во времени с вводом коагулянта).

Для подщелачивания воды принимаем известь. Дозу извести определяем по формуле (3)

$$D_{\text{из}} = 28 \cdot \left(\frac{1}{57} \cdot 45 - 0,96 + 1 \right) = 23 \text{ мг/л}$$

Суточный расход извести по СаО: $\frac{60000 \cdot 23}{1000 \cdot 1000} = 1,4 \text{ м} / \text{сут}$

Расход товарной извести с содержанием 78%-ного чистого продукта составляет

$$\frac{1,4 \cdot 100}{78} = 1,8 \text{ м} / \text{сут.}$$

В баках хранят известковое тесто. Одна тонна извести-кипелки в виде теста занимает объем $2,8 \text{ м}^3$. Потребность в известковом тесте обеспечивается на 16 дней. Для хранения принято 4 бака вместимостью $20,2 \text{ м}^3$. Известь сгружают в железобетонные баки размером $4,5 \times 3,2 \times 1,40 \text{ м}$, где ее заливают водой и гасят.

Из баков-хранилищ грейфером вместимостью $0,4 \text{ м}^3$, расположенным на кран-балке, известь подают в ёмкость для догашивания теста. Известковое молоко по лотку перепускают в мешалку вместимостью 8 м^3 , где его концентрацию доводят до 3,4%.

Перемешивание известкового молока в мешалке и подачу его к дозатору производят насосом ФГ-51/8 ($Q = 43 - 90 \text{ м}^3/\text{ч}$, $H = 25 - 34 \text{ м}$). Устанавливаются один рабочий и один резервный насосы.

Дозировку известкового молока производят дозаторами постоянного уровня системы ВОДГЕО с лотковым делительным устройством с постоянным переливом в мешалку. Производительность дозатора – $2 \text{ м}^3/\text{ч}$. Дозаторы устанавливают на площадке у смесителей. Известковое молоко самотеком поступает в смеситель.

Для фторирования воды в качестве реагента принимаем кремнефтористый натрий Na_2SiF_6 .

Дозу фторсодержащего реагента определяем по формуле (4).

$$D_{\phi} = (1,0 \cdot 0,7 - 0) \frac{100}{60} \cdot \frac{100}{95} = 1,23 \text{ мг/л.}$$

Расход фтора в сутки: $\frac{60000 \cdot 1,23}{1000} = 73,8 \text{ кг}$.

Расход насыщенного раствора определяем по формуле (7):

$$q_c = \frac{1,23 \cdot 2500}{2 \cdot 7,3} = 210,6 \text{ л/ч}$$

Площадь сечения цилиндрической части сатуратора

$$F_{\text{ц}} = \frac{q_c}{3600 \cdot V} = \frac{210,6}{3600 \cdot 0,05} = 1,17 \text{ м}^2,$$

где V - скорость движения раствора в цилиндрической части сатуратора, принимаемая $0,05 - 0,1 \text{ мм/с}$.

Диаметр сатуратора

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot F_u}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,17}{3,14}} = 1,22 \text{ м},$$

Высота цилиндрической части $H_{\text{ц}} = 3,6 \cdot t \cdot V = 3,6 \cdot 7 \cdot 0,05 = 1,26 \text{ м}$,
где $t = 7 \text{ ч}$ - время пребывания раствора в сатураторе.

Объем цилиндрической части сатуратора $W_{\text{ц}} = H_{\text{ц}} \cdot F_{\text{ц}} = 1,26 \cdot 1,17 = 1,47 \text{ м}^3$.

Высота нижней конусной части сатуратора

$$H_{\text{к}} = \frac{1}{2}(D_c - d) \operatorname{ctg} \frac{60^\circ}{2} = \frac{1}{2}(1,22 - 0,35) \operatorname{ctg} 30^\circ \approx 1 \text{ м},$$

где d – диаметр подводящей трубы, м.

Объем нижней конусной части сатуратора

$$W_{\text{к}} = \frac{1}{3} \pi H_{\text{к}} \left[\left(\frac{D_c}{2} \right)^2 + \left(\frac{d}{2} \right)^2 + \frac{\pi d}{4} \right] = \frac{1}{3} \cdot 3,14 \cdot 1 \left[\left(\frac{1,22}{2} \right)^2 + \left(\frac{0,35}{2} \right)^2 + \frac{3,14 \cdot 0,35}{4} \right] = 0,71 \text{ м}^3.$$

Общий объем сатуратора $W_{\text{с}} = W_{\text{ц}} + W_{\text{к}} = 1,47 + 0,71 = 2,18 \text{ м}^3$.

Кремнефтористый натрий подают со склада пневмотранспортом от вакуум-насоса РАН - 1,5, установленного в помещении фтораторной. Подачу осуществляют в вакуум-бункер вместимостью 180 л, откуда через секторный питатель фторсодержащий реагент поступает в сатуратор.

Подачу раствора в обрабатываемую воду осуществляют дозатором пропорциональной дозы.

2.5 РАСЧЕТ ХЛОРАТОРНОЙ УСТАНОВКИ ДЛЯ ДОЗИРОВАНИЯ ЖИДКОГО ХЛОРА

Наиболее распространенный метод обеззараживания воды – хлорирование.

Для обработки воды рассчитывают расход хлора, кг/сут, как для предварительного (первичного), так и для вторичного хлорирования по формуле

$$G_{\text{хл}} = \frac{Q_{\text{о.с.}} \cdot D_{\text{хл}}}{1000}, \quad (13)$$

где $Q_{\text{о.с.}}$ - расход обрабатываемой воды, м³/сут;

$D_{\text{хл}}$ - доза хлора, мг/л.

$$G_{\text{хл}} = G_{\text{хл1}} + G_{\text{хл2}}.$$

По часовому расходу хлора $\frac{G_{\text{хл}}}{24}$ определяют тип хлоратора (прил.6).

Хлор поступает на станцию обработки воды в баллонах или в бочках в жидком виде. Съем хлора (количество испарившегося хлора) с одного баллона принимают $S_{\text{хл}}$

= 0,5 - 0,7 кг/ч, а с одной бочки $S_{\text{хл.б}} = 3 \text{ кг/ч}$ с 1 м^2 боковой поверхности. Необходимое количество соответственно баллонов или бочек для хлора определяют по формуле

$$n_{\text{бал}} = \frac{G_{\text{х}}}{24 \cdot S_{\text{хл}}} , \quad (14)$$

$$n_{\text{боч}} = \frac{G_{\text{х}}}{24 \cdot S_{\text{хл.б}} \cdot F} ; \quad (15)$$

где F - площадь боковой поверхности бочки, равная $3,65 \text{ м}^2$ при размерах бочки: $D = 0,746 \text{ м}$ и $L = 1,6 \text{ м}$.

При проектировании хлораторной предусматривают запасной выход из помещения непосредственно наружу, а при входе в хлораторную – тамбур, в котором располагают шкаф для спецодежды, противогазы и устройство для включения вентиляции и освещения. Вентиляцию рассчитывают на 12 - кратный воздухообмен с забором воздуха в нижней части.

В хлораторной предусматривают резерв хлораторов: один резервный - при числе рабочих хлораторов до двух; два резервных – при большем числе рабочих хлораторов.

При суточном расходе жидкого хлора более трех баллонов рядом с хлораторной предусматривают помещение, сообщающееся с хлораторной, в котором хранится трехсуточный запас баллонов.

Пример 3. Рассчитать хлораторную для схемы обработки воды, выбранной в примере 1 (вариант 3).

Хлорирование воды принимаем жидким хлором в два этапа. Расчетный часовой расход хлора для предварительного хлорирования воды ($D_{\text{хл}}^I = 5 \text{ мг/л}$)

$$G_{\text{хл}} = \frac{Q_{\text{о.с.}} \cdot D_{\text{хл}}^I}{1000 \cdot 24} = \frac{60000 \cdot 5}{1000 \cdot 24} = 12,5 \text{ кг/ч}$$

для вторичного хлорирования воды ($D_{\text{хл}}^{II} = 1 \text{ мг/л}$)

$$G_{\text{хл}} = \frac{Q D_{\text{хл}}^I}{1000 \cdot 24} = \frac{60000 \cdot 1}{1000 \cdot 24} = 2,5 \text{ кг/ч}$$

Общий расход хлора 15 кг/ч , или 360 кг/сут . В хлораторной устанавливаем пять хлораторов ЛОНИИ - 100: два - для первичного хлорирования, один - для вторичного хлорирования и 2 резервных.

2.6 РАСЧЕТ СМЕСИТЕЛЕЙ

Смесительные устройства (смесители) обеспечивают быстрое (не более 2 мин) и равномерное перемешивание вводимого реагента (коагулянта) с обрабатываемой

водой, а также последовательность введения всех требуемых реагентов с соблюдением временного разрыва.

Смешивать реагенты с обрабатываемой водой следует в открытых (гидравлических) смесителях, которые конструктивно делят на дырчатые, перегородчатые, коридорные и вихревые (вертикальные).

Механические смесители применяют только в случае, когда гидравлические смесители применять экономически нецелесообразно.

При проектировании смесителей необходимо устраивать обводной трубопровод в обход смесителя. Резервный смеситель не предусматривают.

Наиболее широкое применение нашли вихревые смесители, обеспечивающие высокий эффект перемешивания исходной воды с реагентами, особенно для воды с высокой мутностью и при использовании извести для подщелачивания.

Вихревые (вертикальные) смесители устраивают круглыми или прямоугольными в плане с конусным или с пирамидальным днищем, с углом между стенками днища 30 – 45 град. Подвод воды в вихревой смеситель следует предусматривать сбоку в нижнюю часть. Скорость выхода воды из подводящего трубопровода в нижнюю часть принимают в пределах 1 – 1,2 м/с, скорость восходящего потока воды на уровне водосборного устройства вверху смесителя 0,03 – 0,04 м/с (108 – 144 м/ч), скорость движения воды с конце водосборного лотка принимают 0,6 м/с.

В смесителе следует предусматривать переливной трубопровод, а также трубопровод для опорожнения и выпуска осадка.

Расчет смесителя сводят к определению его линейных размеров. Площадь горизонтального сечения в верхней части смесителя, m^2 , рассчитывают по формуле

$$F_{\text{с}} = \frac{q}{V_{\text{с}}} \quad , \quad (16)$$

где q – часовой расход воды, $m^3/ч$;

$V_{\text{с}}$ – скорость движения воды в верхней части, м/ч.

Для квадратного в плане смесителя ширина, м, в верхней части $b_{\text{с}} = \sqrt{F_{\text{с}}}$, а для круглой формы – диаметр

$$d_{\text{с}} = \sqrt{1,273 \cdot F_{\text{с}}} \quad . \quad (17)$$

Размеры нижней части смесителя принимают равными диаметру подводящего трубопровода, скорость движения воды в котором 1 – 1,2 м/с. Высоту нижней пирамидальной (конусной) части смесителя, м, определяют по формуле

$$h_n = \frac{1}{2} \cdot (b_g - b_n) \cdot \operatorname{ctg} \frac{\alpha}{2}, \quad (18)$$

где b_n – ширина (диаметр d_n) нижней части смесителя, равная наружному диаметру подающего трубопровода, м, (определяют по таблице Шевелева);

α – угол между наклонными стенками днища, $\alpha = 30 - 45$ град.

Объем пирамидальной (конусной) части смесителя, м^3 , определяют по формуле

$$W_n = \frac{1}{3} \cdot h_n \cdot (F_g + F_n + \sqrt{F_g \cdot F_n}). \quad (19)$$

F_g – площадь горизонтального сечения в верхней части смесителя, м^2 ;

F_n – площадь горизонтального сечения в нижней части смесителя, м^2 .

Полный объем смесителя, м^3 , рассчитывают по формуле

$$W = \frac{q \cdot t}{60}, \quad (20)$$

где t – время пребывания воды в смесителе, 1,5 - 2 мин.

Объем верхней части смесителя, м^3

$$W_g = W - W_n, \quad (21)$$

Высота верхней части, м

$$h_g = \frac{W_g}{F_g}. \quad (22)$$

Полная высота смесителя, $\text{м}^{*})$

$$H = h_g + h_n. \quad (23)$$

Для сбора воды применяют лотки, расположенные по периметру смесителя. Вода, протекающая по лоткам в направлении бокового кармана, разделяется на два потока. Площадь живого сечения лотка, м^2 , рассчитывают по формуле

$$\omega = \frac{q}{3600 \cdot V_l \cdot n}, \quad (24)$$

где V_l – скорость движения воды в лотке, 0,6 м/с;

n – число водосборных лотков. Если лоток расположен по периметру смесителя, то $n = 1$.

Задаваясь шириной лотка b , находят высоту слоя воды в нем, м

$$h = \frac{\omega}{b}. \quad (25)$$

Уклон дна лотка принимают $j = 0,002$. Площадь всех затопленных отверстий, м^2 , в стенках сборных лотков

$$F_o = \frac{q}{V_o \cdot 3600}, \quad (26)$$

где V_o - скорость движения воды через отверстия $V_o = 1$ м/с.

Задаваясь размерами одного отверстия f_o , находят их количество:

$$n_o = \frac{F_o}{f_o}. \quad (27)$$

Расстояние между осями отверстий, м, определяют по формуле

$$l_o = \frac{P_{\text{л}}}{n_o}, \quad (28)$$

где $P_{\text{л}}$ - внутренний периметр лотка, м.

Пример 4. Рассчитать смеситель по данным, представленным в примере 1 (вариант 1).

Принимаем два вертикальных смесителя вихревого типа (п.6.44, [3]). Площадь горизонтального сечения в верхней части смесителя определяем по формуле (16)

$$F_{\text{с}} = \frac{q}{nV_{\text{с}}} = \frac{958,4}{2 \cdot 100} = 4,79 \text{ м}^2,$$

где $V_{\text{с}} = 100$ м/ч – скорость восходящего потока в верхней части.

Принимаем смесители квадратные в плане. Сторона квадратного смесителя

$$l_{\text{с}} = \sqrt{4,79} \approx 2,19 \text{ м.}$$

Диаметр трубопровода, подающего воду в смеситель, принимаем по секунднему расходу $266,2 / 2 = 133,1$ л/с и скорости движения воды $1 - 1,2$ м/с. Условный диаметр трубы равен 350 мм. Внутренний диаметр трубопровода 363 мм, наружный 377 мм, скорость 1,29 м/с, $1000i = 6,70$ м (диаметр трубы находим по таблицам Шевелева).

Высоту пирамидальной части смесителя определяем по формуле (18) при $\alpha = 40$ град: $h = 0,5 \cdot (2,19 - 0,377) \cdot 2,747 = 2,49$ м.

Объем пирамидальной части смесителя (19)

$$W_{\text{н}} = \frac{1}{3} \cdot 2,49 \cdot (4,79 + 0,377^2 + \sqrt{4,79 \cdot 0,377^2}) = 4,77 \text{ м}^3.$$

Полный объем смесителя

$$W = \frac{q \cdot t}{n \cdot 60} = \frac{958,4 \cdot 1,5}{2 \cdot 60} = 11,98 \text{ м}^3,$$

где t - время пребывания воды в смесителе (1,5 - 2 мин);

n - количество смесителей ($n = 2$ шт.).

Объем верхней части смесителя $W_{\text{в}} = 11,98 - 4,77 = 7,21 \text{ м}^3$. Высота верхней части смесителя (принимаем в пределах $1 - 1,5$ м)

$$h_{\text{с}} = \frac{7,21}{4,79} = 1,51 \text{ м.}$$

Полная высота смесителя $H = 2,49 + 1,51 = 4,0 \text{ м.}$

Сбор воды осуществляем сборным желобом через затопленные отверстия. На выходе из желоба в лотке смесителя устанавливают сороудерживающую сетку с ячейками 4 x 4 мм.

Дальнейший расчет смесителя осуществляем по формулам (24) – (28). Смеситель оборудован переливной трубой $d = 400 \text{ мм.}$

*) Примечание. Если высота смесителя значительно больше высоты следующего за смесителем сооружения, то необходимо увеличить количество смесителей.

2.7. РАСЧЕТ ОТСТОЙНИКОВ И КАМЕР ХЛОПЬЕОБРАЗОВАНИЯ

Отстойники применяют для выделения из осветляемой воды взвешенных веществ перед её поступлением на вторую ступень осветления – фильтры. Количество взвешенных веществ в воде после отстойников не должно превышать 8 - 12 мг/л.

Для устранения разрушения хлопьев в трубопроводах, соединяющих камеру хлопьеобразования с горизонтальным отстойником, следует устраивать их встроенными в отстойники или примыкающими к ним непосредственно. Тип отстойника выбирают в зависимости от производительности очистной станции [3, табл.15].

Горизонтальные отстойники рекомендуется применять при производительности станции более 30000 м³/сут, содержании взвешенных веществ до 1500 мг/л и цветности до 120 град.

При горизонтальных отстойниках устраивают камеры хлопьеобразования: перегородчатого типа, вихревые или встроенные со слоем взвешенного осадка.

Перегородчатые камеры хлопьеобразования принимают с горизонтальным или вертикальным движением воды.

При проектировании горизонтальных отстойников следует применять встроенные камеры хлопьеобразования, так как они наиболее эффективны по сравнению с другими.

Встроенные камеры хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка (а также вихревые) располагают в начале горизонтального отстойника. Скорость восходящего потока в верхнем сечении камеры хлопьеобразования следует принимать в

зависимости от мутности воды от 0,9 до 2,2 мм/с. Время пребывания воды в камере назначают не менее 20 мин, слой взвешенного осадка ~ менее 3 м.

Распределение воды по площади камеры хлопьеобразования производят с помощью перфорированных труб или каналов с отверстиями, направленными горизонтально или вниз под углом 45 град. Скорость движения воды в распределительных трубах следует принимать в пределах 0,5 - 0,6 м/с, а площадь всех отверстий в стенках труб – в пределах 30 - 40% площади сечения распределительного канала или трубы. Отвод воды из камеры хлопьеобразования в горизонтальный отстойник следует предусматривать через затопленный водослив (над стенкой, отделяющей камеру от отстойника). При этом скорость движения воды на водосливе принимают равной 0,05 м/с, в отверстиях затопленных желобов для сбора осветленной воды 1 м/с, в желобах 0,6 – 0,8 м/с.

Применение встроенных камер хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка позволяет принимать расчетную скорость осаждения взвеси в отстойнике на 20% больше при обработке мутных вод и на 15% больше при обработке маломутных вод.

Расчет камер хлопьеобразования производят после определения основных размеров горизонтальных отстойников.

Расчет горизонтальных отстойников.

Площадь (суммарная) горизонтального отстойника F , м^2 , определяют по формуле

$$F = \alpha \cdot \frac{q}{3,6 \cdot U_o}, \quad (29)$$

где α – коэффициент объемного использования отстойника, равный 1,3;

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

U_o – скорость выпадения взвеси, задерживаемой отстойником (гидравлическая крупность), мм/с.

Скорость выпадения взвеси следует принимать по данным [3, табл. 18].

Если при коагулировании воды применяют флокулянты, значение U_o увеличивается на 15 - 20%.

Длину отстойника, м, определяют по формуле

$$L = H_{cp} \frac{v_{cp}}{U_o}, \quad (30)$$

где H_{cp} – средняя глубина зоны осаждения взвеси (принимается в пределах 3,0 - 3,5 м в зависимости от высотной схемы станции);

$v_{\text{ср}}$ – средняя горизонтальная скорость движения воды в отстойнике, мм/с.

Ширину горизонтального отстойника, м, определяют по формуле

$$B_{\text{отст}} = \frac{F}{L}. \quad (31)$$

При значительной расчетной ширине горизонтальный отстойник должен быть разделен на самостоятельно работающие секции или блоки, количество которых принимается не менее 2. При количестве секций менее 6 для обеспечения их ремонта и чистки следует предусматривать одну резервную. При определении конструктивных размеров отстойников следует использовать существующие типовые решения.

Секция, при необходимости, может быть разделена на коридоры продольными перегородками. Ширину одного коридора $B_{\text{кор}}$ принимают не более 6 м. При небольшой производительности станции понятия “секция” и “коридор” могут совпадать. Каждый коридор может работать самостоятельно.

При этом число коридоров

$$N_{\text{кор}} = B_{\text{отс}} / B_{\text{кор}}. \quad (32)$$

Удаление из отстойника осадка рекомендуется производить гидравлическим способом без выключения его из работы. В этом случае объем зоны накопления и уплотнения осадка для всего сооружения, м^3 , определяют по формуле

$$W_{\text{з.н.}} = \frac{24 \cdot q \cdot (C_{\text{ср}} - m) \cdot T}{b}, \quad (33)$$

где m - количество взвеси в воде на выходе из отстойника, принимаемое 8 – 12 мг/л;
 T - продолжительность работы отстойника между чистками, ч, (принимаемая по табл. 19 [3]);

b - средняя концентрация уплотненного осадка, г/м^3 , $b = f(T)$, по табл. 19 [3];

$C_{\text{ср}}$ – средняя концентрация взвеси в осветляемой воде с учетом взвеси, образующейся при введении реагентов, мг/л.

$$C_{\text{ср}} = M + k \cdot D_{\text{к}} + 0,25 \cdot Ц + В, \quad (34)$$

M – количество взвешенных веществ в исходной воде (мутность), мг/л;

k – переводной коэффициент ($k = 1$ - неочищенный сернокислый алюминий; $k = 0,55$ - очищенный);

$D_{\text{к}}$ – доза коагулянта по безводному продукту, мг/л;

$Ц$ – цветность исходной воды, град;

$В$ – количество нерастворимых в воде взвешенных веществ, вносимых вместе с известью, мг/л.

После выхода из отстойника содержание взвеси в воде составляет m мг/л, следовательно, процент задержания взвеси отстойником, %, составит

$$P = \frac{(C_{\text{сп}} - m)}{C_{\text{сп}}} \cdot 100. \quad (35)$$

Количество осадка $P_{\text{ос}}$, т, который нужно удалить из коридора отстойника за одну чистку (по весу), составит:

$$P_{\text{ос}} = \frac{q \cdot T \cdot (C_{\text{сп}} - m)}{N_{\text{кор}} \cdot 1000 \cdot 1000}, \quad (36)$$

Расход воды $q_{\text{ос}}$, сбрасываемой с осадком по дырчатым трубам, уложенным в каждом коридоре отстойника на расстоянии не более 3 м друг от друга, м³/мин, составит

$$q_{\text{ос}} = \frac{K_p \cdot P_{\text{ос}} \cdot 100}{P_m \cdot t_c}, \quad (37)$$

где P_m – среднее содержание твердого вещества в осадке, %, принимается по табл. 19 [3]. Пример: при концентрации твердой фазы 40000 г/м³ P_m равно 4%;

K_p – коэффициент разбавления (принимаемый равным 1,5 для гидравлического удаления осадка без выключения отстойника);

t_c – продолжительность удаления осадка, равная 20-30 мин.

Дно горизонтального отстойника с гидравлическим удалением осадка проектируют с уклоном $i = 0,005$ по ходу движения осадка.

Для увеличения производительности горизонтальных отстойников следует применять поверхностный отбор воды в виде желобов или дырчатых труб [3, п. 6.75].

Пример 5. Рассчитать горизонтальный отстойник по данным примера 1 (вариант 3): производительность – 60000 м³/сут (2500 м³/ч), мутность 450 мг/л, цветность 50 град, щёлочность - 0,96 мг-экв/л. Дозы коагулянта и извести рассчитаны в примере 2.

Площадь отстойника в плане определяем с использованием соотношений (29) - (37).

$$F = \frac{\alpha \cdot q}{3,6 \cdot U_o} = 1,3 \cdot \frac{2500}{3,6 \cdot 0,5} = 1805,6 \text{ м}^2.$$

Длину отстойника находим по формуле (30), а ширину – по формуле (31).

$$L = (3 \times 9) / 0,5 = 54 \text{ м}, \quad \text{а}$$

$$B = 1805,6 / 54 = 33,44 \text{ м}.$$

Принимаем отстойник с двумя секциями шириной

$$B_c = B / 2 = 33,44 / 2 = 16,72 \text{ м}.$$

Каждую секцию делим на коридоры с шириной $B_{\text{кор}} = 6$ м. Число коридоров $N_{\text{кор}} = 33,44 / 6 = 5,57 \approx 6$ шт, а ширина блока отстойника - 36 м.

Объём зоны накопления осадка определяем по формуле (33) при $T = 1$ сут.

Среднюю концентрацию взвеси в воде после добавления реагентов определяем по формуле (34) при $D_k = 45$ мг/л. Дозу извести рассчитываем по формуле (3):

$$D_{и} = 28 \cdot (0,0175 \cdot 45 - 0,96 + 1) = 23,2 \text{ мг/л}; B = 0,6 \cdot D_{и} = 13,9 \text{ мг/л};$$

$$C_{ср} = 450 + 0,55 \cdot 45 + 0,25 \cdot 50 + 13,9 = 501,2 \text{ мг/л}.$$

$$W_{з.н.} = \frac{24 \cdot 2500 \cdot (501,2 - 8) \cdot 1}{60000} = 493,2 \text{ м}^3.$$

Высота зоны накопления осадка $H_{з.н.} = W_{з.н.} / F = 493,2 / 1805,6 = 0,27$ м. Эта высота недостаточна для прокладки желобов для удаления осадка. Поэтому, исходя из конструктивных соображений, принимаем $H_{з.н.} = 0,7$ м.

Фактический объем зоны накопления (для всего отстойника)

$$W_{з.н.} = 1805,6 \times 0,7 = 1263,9 \text{ м}^3.$$

Процент воды, расходуемой при удалении осадка

$$P = \frac{K_p \cdot W_{з.н.}}{24 \cdot q \cdot T} \cdot 100\% = \frac{1,5 \cdot 1263,9}{24 \cdot 2500 \cdot 1} \cdot 100\% = 3,16 \%,$$

Общая высота горизонтального отстойника

$$H_{го} = H_{ср} + H_{з.н.} = 3 + 0,7 = 3,7 \text{ м}.$$

Расчет высоты перегородки между отстойником и КХО, а также размеры желобов для удаления из отстойника осветленной воды и осадка следует проводить по рекомендациям, приведенным в настоящих методических указаниях и в литературе [3, 5].

Расчет встроенных в каждый коридор отстойника камер хлопьеобразования (КХО) производим после расчета горизонтального отстойника, принимая основные размеры из расчета горизонтального отстойника.

Высоту слоя воды h_k в камере хлопьеобразования принимают равной высоте слоя воды в отстойнике с учетом потерь напора (0,1 м);

$$h_k = 3,7 + 0,1 = 3,8 \text{ м}.$$

Время пребывания воды в камере хлопьеобразования, ч

$$t = \frac{h_k}{3,6 \cdot V_k} = \frac{3,8}{3,6 \cdot 1,6} = 0,66 \text{ ч},$$

где V_k – восходящая скорость движения воды, определяемая по ([3], п. 6.56 для КХО со слоем взвешенного осадка; (для расчета КХО вихревого типа следует использовать формулы для расчета вихревого смесителя с учетом времени пребывания воды. Пример КХО вихревого типа приведен на листе 2 Приложения).

Объем камеры хлопьеобразования равен

$$W = (Q_{o.c.} / 24) \times t = (60000 / 24) \times 0,66 = 1650 \text{ м}^3.$$

Длина КХО будет равна

$$L = W / (h_k \times B_{кор} \times N_{кор}) = 1650 / 3,8 \times 6 \times 6 = 12,1 \text{ м}.$$

2.8 ОСВЕТИТЕЛИ СО ВЗВЕШЕННЫМ ОСАДКОМ

Осветлители со взвешенным осадком рекомендуется применять при производительности станции более 5000 м³/сут, цветности воды в источнике не более 120 градусов, количестве взвешенных веществ - до 1500 мг/л [3, табл. 15].

Расчет осветлителей со взвешенным осадком производят с учетом годовых колебаний качества воды в источнике водоснабжения.

Скорости восходящего потока в зоне осветления и в зоне накопления и уплотнения осадка, а также коэффициент распределения воды между зоной осветления и зоной накопления и уплотнения осадка (осадкоуплотнителем) определяют по [3]. В настоящих методических указаниях приведен пример расчета коридорного осветлителя.

Площади зон осветления воды и зон накопления и уплотнения осадка принимают наибольшими при расчете по двум вариантам:

- для периода минимальной мутности при зимнем (минимальном) расходе воды;
- для периода наибольших расходов при соответствующей этому периоду наибольшей мутности.

Площадь зоны осветления, м², определяют по формуле

$$F_{осв} = \frac{K_{p.в.} \cdot q}{3,6 \cdot V_{осв}}, \quad (38)$$

где $K_{p.в.}$ – коэффициент распределения воды между зонами осветления и зоной накопления и уплотнения осадка, принимаемый по [3];

q – расчетный расход воды, м³/ч;

$V_{осв}$ – скорость восходящего потока воды в зоне осветления принимают по [3, табл.20], мм/с.

Площадь зоны накопления и уплотнения осадка, м², определяют по формуле

$$F_{отд} = \frac{(1 - K_{p.в.}) \cdot q}{3,6 \cdot V_{осв}}. \quad (39)$$

Общую площадь осветлителя, состоящего из двух боковых коридоров и центрального осадкоуплотнителя, м², определяют по формуле

$$F = F_{осв} + F_{отд}. \quad (40)$$

Количество осветлителей определяют из условия: площадь одного осветлителя в плане должна быть не более $100 - 120 \text{ м}^2$. При выборе размеров осветлителя следует пользоваться типовыми решениями.

Высоту слоя взвешенного осадка в осветлителе принимают от 2 до 2,5 м, (это расстояние от нижней кромки осадкоприёмных окон или верхней кромки осадкоотводящих труб до нижней зоны взвешенного осадка, ограниченное наклонными стенками, в котором скорость восходящего потока не превосходит 2 мм/с [3, п.6.79]).

Низ осадкоприёмных окон (или кромку осадкоотводящих труб) располагают на $1 - 1,5 \text{ м}$ выше перехода наклонных стенок взвешенного осадка осветлителя в вертикальные.

Угол между наклонными стенками нижней части зоны взвешенного осадка принимают в пределах $60 - 70$ град.

Высоту зоны осветления, $h_{\text{заш}}$, принимают в пределах $2,0 - 2,5 \text{ м}$ ($2,0 \text{ м}$ относится к мутным, $2,5 \text{ м}$ – к цветным водам), [3, п.6.79].

Расстояние между сборными лотками или трубами в зоне осветления принимают не более 3 м . Это расстояние определяет ширину коридора.

Объем зоны накопления и уплотнения осадка определяют по формуле (33).

Расход воды, удаляемой при сбросе осадка, определяют по формулам (36) – (37), при этом коэффициент разбавления осадка $k_p = 1,5$, а вместо $N_{\text{кор}}$ – расчетное количество осветлителей.

Распределение воды, поступающей в осветлитель, осуществляют с помощью дырчатых распределительных труб, скорость движения на входе в которые принимают $0,5 - 0,6 \text{ м/с}$. Отверстия в дырчатых трубах должны иметь диаметр не менее 25 мм ; расположение отверстий под углом 45 град к вертикали по обе стороны трубы в шахматном порядке, расстояние между ними – не более $0,5 \text{ м}$. Скорость выхода воды из отверстий – $1,5 - 2 \text{ м/с}$ [3, п. 6.82].

Отношение площади отверстий к площади сечения распределительных труб должно находиться в пределах $0,3 - 0,4$.

Сбор осветленной воды в зоне осветления осуществляют желобами с треугольными водосливами высотой $40 - 60 \text{ мм}$ при расстоянии между осями водосливов $100 - 150 \text{ мм}$ и угле между кромками водослива 60 град. Расчетная скорость движения воды в желобах $0,4 - 0,6 \text{ м/с}$ [3, п.6.84].

Водосборные желоба могут также выполняться с затопленными отверстиями, располагаемыми на 7 см ниже его верхней кромки.

Расход воды, на один желоб, $\text{м}^3/\text{ч}$, рассчитывают по формуле

$$q_{\text{жс}} = \frac{K_{\text{р.в.}} \cdot q}{4 \cdot N}, \quad (41)$$

где $K_{\text{р.в.}}$ - коэффициент распределения воды, принимается по [3, табл.20];

N - расчетное число осветлителей, каждый из которых имеет по 2 желоба в коридоре.

Ширина желоба, м

$$b_{\text{жс}} = 0,9 \cdot q_{\text{жс}}^{0,4}, \quad (42)$$

где $q_{\text{ж}}$ - расход воды на один желоб, м³/с.

Глубина в начале желоба, см

$$h_{\text{нач}} = 7 + 1,5 \frac{b_{\text{жс}}}{2}, \quad (43)$$

а глубина в конце желоба, см:

$$h_{\text{кон}} = 7 + 2,5 \frac{b_{\text{жс}}}{2}. \quad (44)$$

Площадь отверстий в стенке желоба, м²

$$\sum f_o = \frac{q_{\text{жс}}}{\mu \sqrt{2 \cdot g \cdot h}}, \quad (45)$$

где $\mu = 0,65$ - коэффициент расхода;

$h = 0,05$ м - разность уровней воды в осветлителе и желобе.

Задаваясь диаметром отверстия 5 - 20 мм, определяют их количество и расстояние между ними.

Площадь осадкоприемных окон рассчитывают по расходу воды, $q_{\text{ок}}$, м³/ч, поступающей вместе с избыточным осадком в осадкоуплотнитель при скорости движения воды в окнах 10 - 15 мм/с:

$$q_{\text{ок}} = \frac{(1 - K_{\text{р.в.}}) \cdot q}{N \cdot 2}. \quad (46)$$

Этот расход делят на два потока. Первый поток осветленной воды, $q_{\text{осв}}$, отводят с поверхности с помощью сборных дырчатых труб, располагаемых на 0,3 м ниже уровня воды в зоне осветления. Количество сборных труб – по две в каждом осветлителе. Второй поток – $Q_{\text{ос}}$, удаляют вместе с осадком по трубам, расположенным в нижней части осадкоуплотнителя.

Задаваясь размерами осадкоприёмных окон, определяют их количество и расстояние между осями соседних окон. Верх окон располагают на уровне низа защитной зоны.

Количество воды, теряемое при сбросе осадка из осадкоуплотнителя, %, определяют по формуле

$$P_{oc} = \frac{K_p \cdot (C_{cp} - m)}{\delta} \cdot 100\%, \quad (47)$$

где K_p – коэффициент разбавления осадка при его удалении, равный 1,5;

C_{cp} – концентрация взвеси в осветляемой воде, мг/л, определяемая по формуле (34);

m – мутность воды на выходе из осветлителя, мг/л, принимаемая равной 8 - 12 мг/л;

δ – средняя концентрация осадка, г/м³, принимаемая по [3];

Часовой расход воды при сбросе осадка, м³/ч

$$q_{oc} = \frac{P_{oc} \cdot q}{100}. \quad (48)$$

Расход осветленной воды, поступающей в сборные трубы осадкоуплотнителя, м³/ч,

$$q_{осв} = \frac{(1 - K_{п.в.}) \cdot q - q_{oc}}{N \cdot 2}. \quad (49)$$

Трубы рассчитывают на скорость движения воды в них 0,5 м/с. Отверстия принимают диаметром 15 - 20 мм, скорость входа воды - не менее 1,5 м/с.

Высота осветлителя от центра водораспределительного трубопровода до верхней кромки водосборных желобов, м

$$H_{осв} = \frac{b_{кор} - 2 \cdot b_{ж}}{2 \cdot \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}, \quad (50)$$

где $b_{кор}$ - ширина коридора осветлителя, м;

$b_{ж}$ – ширина желоба, м;

α – угол между осью водораспределительного трубопровода и верхними кромками водосборных желобов, град., принимается не более 30 град.

Высота пирамидальной части осветлителя, м

$$h_{пир} = \frac{b_{кор} - a}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha_1}{2}}, \quad (51)$$

где $a = 0,3 - 0,5$ м - ширина коридора понизу;

α_1 - центральный угол наклона стен нижней части зоны взвешенного осадка (60 – 70 град).

Высота взвешенного осадка на вертикальном участке стен, м

$$h_{верт} = H_{осв} - h_{защ} - h_{пир}, \quad (52)$$

где $h_{защ}$ - высота защитной зоны, принимают не менее 2,0 м;

Высота зоны взвешенного осадка, м

$$h_{з.в.о.} = h_{верт} + \frac{h_{пир}}{2}, \quad (53)$$

Объем осадкоуплотнителя, м³

$$W = l_{\text{кор}} \left[b_{\text{о.у.}} \cdot h_{\text{верт}} + 2 \left(\frac{h_{\text{пир}} \cdot 0,5 \cdot b_{\text{о.у.}}}{2} \right) \right], \quad (54)$$

где $b_{\text{о.у.}}$ – ширина осадкоуплотнителя выше окон для приема осадка м;

$l_{\text{кор}}$ – длина коридора, м.

Фактическое время пребывания осадка в осадкоуплотнителе, ч, определяют по формуле

$$T = \frac{W}{q_{\text{ос}}}. \quad (55)$$

Расчет дырчатых труб для удаления осадка производят из условия отведения осадка в течение 15 - 20 мин. Скорость движения воды в трубе принимают не менее 1 м/с, а в отверстиях для приема осадка - не менее 3 м/с.

Пример 6. Рассчитать осветлитель для примера 1 (вариант 1).

В проекте приняты осветлители коридорного типа с вертикальным осадкоуплотнителем, прямоугольные в плане. Часовая производительность 958,4 м³/ч. Определяем максимальную концентрацию взвешенных веществ в воде, поступающей на осветлитель $C_{\text{ср}}$, по формуле (34) (при $D_k = 45$ мг/л, $k = 0,55$ - переводной коэффициент для $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, $D_{\text{и}} = 28 \cdot (45 / 57 - 0,9 + 1) = 24,9$ мг/л; B - количество нерастворимых веществ, вводимых с известью для подщелачивания ($B = 0,6 \times D_{\text{и}}$); $B = 0,6 \cdot 24,9 = 14,9$ мг/л; $C_{\text{ср}} = 300 + 0,55 \cdot 45 + 0,25 \cdot 50 + 14,9 = 352,2$ мг/л.

Площадь осветлителей

При содержании взвеси 352,2 мг/л скорость восходящего потока воды в зоне осветления $V_{\text{з.о.}} = 1,0$ мм/с, а коэффициент распределения $K_{\text{р.в}} = 0,7$.

Общая площадь осветлителей:

$$F_{\text{общ}} = \frac{0,7 \cdot 958,4}{3,6 \cdot 1} + \frac{0,3 \cdot 958,4}{3,6 \cdot 1} = 186,4 + 79,9 = 266,3 \text{ м}^2.$$

Принимаем 4 осветлителя (площадь одного осветлителя в плане не должна превышать 100 - 120 м²). Площадь каждого из двух коридоров осветлителя $f_{\text{кор}} = 186,4 : 4 : 2 = 23,3 \text{ м}^2$, а площадь осадкоуплотнителя $f_{\text{о.у.}} = 79,9 : 4 \approx 20 \text{ м}^2$.

Ширину коридора принимаем равной $b_{\text{кор}} = 3$ м, тогда длина коридора $l_{\text{кор}} = 23,3 / 3 \approx 8$ м. Ширина осадкоуплотнителя выше окон для приема осадка $b_{\text{о.у.}} = 20 / 8 = 2,5$ м. Следовательно, размеры одного осветлителя будут равны $(2 \times 3 + 2,5) \times 8$ м, а площадь 68 м². Расход воды, подаваемой на каждый осветлитель, равен 239,6 м³/ч.

Водораспределительную дырчатую трубу, размещенную в нижней части коридоров осветителя, рассчитываем на наибольший расход воды, а скорость входа воды в трубу должна быть в пределах 0,5 - 0,6 м/с.

Тогда

$$q_{\text{кол}} = \frac{958,4}{4 \cdot 2} = 119,8 \text{ м}^3 / \text{ч} = 33,3 \text{ л} / \text{с} = 0,0333 \text{ м}^3 / \text{с}.$$

Диаметр трубы при скорости $V_{\text{кол}} = 0,6 \text{ м/с}$

$$D_{\text{кол}} = \sqrt{\frac{4q_{\text{кол}}}{\pi V}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0333}{3,14 \cdot 0,6}} = 0,26 \text{ м} (D = 250 \text{ мм}).$$

Так как во второй половине коллектора скорость становится менее 0,5 м/с, принимаем коллектор телескопической формы, сваренный из труб диаметром 250 и 200 и 150 мм равной длины (по 2,67м).

.Скорость выхода воды из отверстия должна быть в пределах $V_o = 1,5 - 2 \text{ м/с}$. Принимаем $V_o = 1,8 \text{ м/с}$, тогда площадь отверстий распределительного коллектора

$$f_o = \frac{q_{\text{кол}}}{V_o} = \frac{0,0333}{1,8} \approx 0,0185 \text{ м}^2, \text{ или } 185 \text{ см}^2.$$

При диаметре отверстий 20 мм площадь одного отверстия составит $3,14 \text{ см}^2$, а количество отверстий $n_o = \frac{185}{3,14} = 59 \text{ шт.}$

Отверстия размещаем в два ряда по обеим сторонам коллектора в шахматном порядке; они направлены вниз под углом 45 град к горизонту.

Отношение суммы площадей всех отверстий в распределительном коллекторе к площади его поперечного сечения

$$\alpha = n_o \cdot \frac{\pi d_o^2}{4} / \frac{\pi d_{\text{кол}}^2}{4} = n_o \cdot \frac{d_o^2}{d_{\text{кол}}^2} = 59 \cdot (0,0004 / 0,0625) = 0,38,$$

т.е. находится в допустимых пределах (0,3 - 0,4).

$$\text{Расстояние между осями отверстий } l_o = \frac{l_{\text{кор}}}{n_o} = \frac{8,0}{59} \approx 0,136 \text{ м},$$

(согласно СНиП значение l_o должно быть не более 0,5 м).

Водосборные желоба с затопленными отверстиями

Желоба размещены в зоне освещения, в верхней части осветителя, вдоль боковых стенок каждого из двух коридоров.

Расход воды на каждый желоб

$q_{ж} = K_{р.в.} \cdot \frac{Q}{2 \cdot L} = 0,7 \cdot \frac{958,4}{2 \cdot 2 \cdot 4} = 41,93 \text{ м}^3/\text{ч}$ или $0,0116 \text{ м}^3/\text{с}$.

Ширина желоба прямоугольного сечения

$$b_{ж} = 0,9 q_{ж}^{0,4} = 0,9 \cdot 0,0116^{0,4} \approx 0,15 \text{ м.} = 15 \text{ см.}$$

Затопленные отверстия размещают в один ряд по внутренней стенке желоба на 7 см ниже верхней кромки.

Тогда глубина желоба в начале $h_{нач} = 7 + 1,5 \frac{b_{ж}}{2} \approx 18 \text{ см}$ и в конце

$$h_{кон} = 7 + 2,5 \frac{b_{ж}}{2} \approx 26 \text{ см.}$$

Площадь отверстий в стенке желоба, м^2

$$\sum f_{отв} = \frac{q_{ж}}{\mu \sqrt{2 \cdot g \cdot h}}, \quad (56)$$

где μ - коэффициент расхода, равный 0,65;

h - разность уровней воды в осветлителе и в желобе, равная 0,05 м.

$$\text{Тогда } \sum f_{отв} = \frac{0,0116}{0,65 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,05}} = 0,0181 \text{ м}^2 \approx 181 \text{ см}^2.$$

При диаметре отверстия 20 мм и его площади $f = 3,14 \text{ см}^2$ количество отверстий $n = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{181}{3,14} = 58 \text{ шт.}$

$$\text{Шаг отверстий } l_o = \frac{l}{n} = \frac{8}{58} = 0,138 \text{ м} = 14 \text{ см.}$$

Высота осветлителя

Высоту осветлителя, считая от центра водораспределительного коллектора до верхней кромки водосборных желобов, определяем по формуле (50):

$$H_{осв} = (3 - 2 \times 0,25) / 2 \times \text{tg} (30 / 2) = 4,63 \text{ м;}$$

$$h_{пир} = (2,5 - 0,4) / 2 \times \text{tg} (70 / 2) = 1,5 \text{ м.}$$

Высоту защитной зоны над слоем взвешенного осадка принимаем $h_{защ} = 2 \text{ м.}$

Тогда высота зоны взвешенного осадка выше перехода наклонных стенок осветлителя в вертикальные

$$h_{верт} = H_{осв} - h_{защ} - h_{пир} = 4,63 - 2 - 1,5 = 1,13 \text{ м.}$$

Такая высота недостаточна, нужно не менее 1,5 м. Поэтому принимаем $H_{осв} = 5 \text{ м}$, угол $\alpha = 28^\circ$ и $h_{верт}^* = 5,0 - 2 - 1,5 = 1,5 \text{ м.}$

Дополнительная высота осветлителей, м (при количестве фильтров менее 6)

$$H_{\text{доп}} = \frac{W}{\sum F}, \quad (57)$$

где W – объём воды, накапливающейся за время промывки одного фильтра, м^3 , определение W приведено в разделе 2.9 (формула 61);

$\sum F$ - суммарная площадь сооружений, в которых происходит накопление воды, м^2 .

Осадкоприёмные окна

Площадь окон определяем по расходу воды, которая с двух сторон поступает в осадкоуплотнитель вместе с избыточным осадком

$$q_{\text{ок}} = \frac{(1 - 0,7) \cdot 958,4}{4 \cdot 2} = 35,94 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$f_{\text{ок}} = \frac{q_{\text{ок}}}{V_{\text{ок}}} = \frac{35,94}{45} \approx 0,80 \text{ м}^2,$$

где $V_{\text{ок}}$ - скорость движения воды с осадком в окнах, равная 36-54 м/ч.

Принимаем высоту окон 200 мм. Тогда общая длина их с каждой стороны осадкоуплотнителя $l_{\text{ок}} = 0,80 : 0,2 = 4,0 \text{ м}$.

Устраиваем с каждой стороны осадкоуплотнителя по горизонтали 5 окон для приема избыточного осадка каждое размером $0,2 \times 0,8 \text{ м}$.

Принимаем $b_{\text{ср}} = 32000 \text{ г/м}^3$ при $T = 12 \text{ ч}$. Тогда процент сбрасываемой через сборные трубы воды $p_{\text{ос}} = \frac{1,5 \cdot (352,2 - 8)}{32000} 100 = 1,6 \text{ \%}$.

Расход воды при продувке (при сбросе осадка)

$$q_{\text{ос}} = \frac{958,4 \cdot 1,6}{4 \cdot 100} = 3,83 \text{ м}^3 / \text{ч}.$$

При длине осадкоуплотнителя 8 м и 5 окнах шаг оси окон по горизонтали составит $8 : 5 = 1,6 \text{ м}$. Расстояние между двумя соседними окнами при ширине окна 0,8 м будет $1,6 - 0,8 = 0,8 \text{ м}$.

Дырчатые трубы для отвода и сбора воды

Дырчатые трубы для отвода и сбора осветленной воды из зоны отделения осадка в вертикальном осадкоуплотнителе размещают так, чтобы их верхняя образующая была ниже уровня воды в осветлителе не менее 0,3 м и выше верха

осадкоприемных окон - не менее 1,5 м. Зная расход воды, сбрасываемой при продувке, расход воды через каждую дырчатую трубу определяем по формуле (44)

$$q_{сб} = \frac{(1 - 0,7) \cdot 958,4 - 3,83}{4 \cdot 2} = 34,02 \text{ м}^3 / \text{ч} = 9,45 \text{ л} / \text{с} = 0,00945 \text{ м}^3 / \text{с}.$$

Скорость движения воды в устье сборной трубы должна быть не более 0,5 м/с. Принимаем $d_{сб} = 150$ мм, тогда $V_{сб} = 0,45$ м/с. Диаметр отверстий 15 - 20 мм. Площадь отверстий при скорости входа в них 1,5 м/с должна быть

$$\sum f_o = \frac{q_{сб}}{V_o} = 0,00593 \text{ м}^2 = 59,3 \text{ см}^2.$$

При отверстиях $d = 15$ мм площадь каждого $f_o = 1,76 \text{ см}^2$. Потребное количество отверстий $n_o = \frac{59,3}{1,76} \approx 33,7$. Принимаем 34 отверстия с шагом $\frac{8,0}{34} = 0,235 \text{ м} = 23,5 \text{ см}$.

Продолжительность пребывания осадка в осадкоуплотнителе

В данном примере объем осадкоуплотнителя (см. формулу 54)

$$W = 8,0 \cdot \left[2,5 \cdot 1,5 + 2 \left(\frac{1,5 \cdot 0,5 \cdot 2,5}{2} \right) \right] \approx 45,0 \text{ м}^3.$$

Фактическая продолжительность пребывания осадка в осадкоуплотнителе

$$T = \frac{W}{q_{ос}} = \frac{45,0}{15,33} = 2,93 \text{ ч}.$$

Дырчатые трубы для удаления осадка из осадкоуплотнителя

Эти трубы размещают по продольной оси дна в месте, где сходятся наклонные стенки осадкоуплотнителя.

Диаметр рассчитываем из условия отведения накопившегося осадка в течение не более 15 - 20 мин (0,25 - 0,33 ч) при скорости в конце трубы не менее 1 м/с и скорости в отверстиях труб не менее 3 м/с.

При объеме осадкоуплотнителя $W = 45,0 \text{ м}^3$ и времени его опорожнения 15 мин (0,25 ч) через каждую осадкосборную трубу протекает расход

$$q_{опор} = \frac{W}{t} = \frac{45,0}{0,25} = 180,0 \text{ м}^3 / \text{ч}, \text{ или } q_{опор} = 50,0 \frac{\text{л}}{\text{с}} = 0,05 \text{ м}^3 / \text{с}.$$

Принимаем диаметр трубы 200 мм при скорости осадка в ней $V_{тр} = 1,02$ м/с.

При скорости $V_{отв} = 3$ м/с площадь отверстий

$$\sum f_o = \frac{q_{опор}}{V_o} = \frac{0,05}{3} = 0,0167 \text{ м}^2 = 167 \text{ см}^2.$$

Принимаем отверстия диаметром 20 мм и площадью $f_o = 3,14 \text{ см}^2$. Потребное количество отверстий $n_o = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{167}{3,14} = 53$. Шаг оси отверстий равен $\frac{8 \cdot 0}{53} = 0,15 \text{ м}$.

2.9 РАСЧЁТ ФИЛЬТРОВ

Фильтрация воды при ее осветлении и обесцвечивании для хозяйственно-питьевого водоснабжения является завершающим этапом обработки воды.

Вода, поступающая на фильтры после отстойников или осветлителей со взвешенным осадком, не должна содержать более 12 мг/л взвешенных веществ, а после фильтрования мутность воды, предназначенной для хозяйственно-питьевых нужд, не должна превышать 1,5 мг/л.

В настоящее время применяют медленные фильтры - для осветления воды без применения химических реагентов - коагулянтов; скорые фильтры - при обработке воды коагулянтами.

Число фильтров в составе фильтровальной станции должно приниматься не менее 4.

Скорые фильтры

По направлению движения воды в процессе фильтрования скорые фильтры бывают: с фильтрацией воды сверху вниз (однопоточные); с фильтрацией одновременно снизу вверх и сверху вниз (двухпоточные - АКХ).

Скорые фильтры с нисходящим движением воды бывают с однослойной, двухслойной и грубозернистой (для частичного осветления воды) загрузками. Рекомендуемые характеристики фильтрующих слоев скорых фильтров и расчетные скорости фильтрования приведены в [3, табл.21].

Скорые фильтры бывают безнапорные (с открытым зеркалом воды) и напорные - при производительности станции до 5000 м³/сут, цветности воды до 50 град и содержании взвешенных веществ в воде источника до 20 мг/л.

При отключении на ремонт одного (при количестве фильтров на станции до 20) или двух фильтров (при большем их количестве) скорые фильтры работают в форсированном режиме.

Расчетную площадь фильтров, м², определяют по формуле

$$F = \frac{Q_{o.c.}}{T \cdot V_{p.n.} - 3,6 \cdot n \cdot \omega_n \cdot t_1 - n \cdot t_2 \cdot V_{p.n.}}, \quad (58)$$

где $Q_{o.c.}$ - расчетная полезная производительность станции, м³/сут;

T - продолжительность работы станции в течение суток, ч;

$V_{p.n.}$ - расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме м/ч, принимаемая по [3, табл.21],;

n - число промывок каждого фильтра в сутки при нормальном режиме эксплуатации, принимаемое 2 - 3 [3];

ω_n - интенсивность промывки фильтра, л/(с·м²), принимаемая по [3, табл.21];

t_1 - продолжительность промывки, $t_1 = 0,1$ ч;

t_2 - время простоя в связи с промывкой, $t_2 = 0,33$ ч для однопоточных и $t_2 = 0,5$ ч - для двухпоточных фильтров.

Количество фильтров на станции определяем по формуле

$$N = \frac{1}{2} \sqrt{F}, \quad (59)$$

где F - площадь всех фильтров м².

При определении размеров скорых фильтров следует использовать типовые решения.

Расчетную скорость фильтрования, м/ч, при форсированном режиме определяем по формуле

$$V_{p.ф.} = V_{p.n.} \frac{N}{N - N_1}, \quad (60)$$

где $V_{p.n.}$ - расчетная скорость фильтров, м/ч, принимаемая по [3];

N_1 - число фильтров, находящихся в ремонте.

Если расчетная скорость при форсированном режиме, определенная по формуле, получится больше допустимой, необходимо соответственно уменьшить принятое значение расчетной скорости фильтрования при нормальном режиме.

Состав загрузки фильтров принимаем по [3, табл. 21].

Высота слоя воды над поверхностью загрузки в открытых фильтрах должна быть не менее 2 м. При этом следует учитывать, что при включении фильтра на промывку на остальных фильтрах уровень воды может увеличиться на 20%.

При работе скорых фильтров с постоянной скоростью фильтрования нужно предусматривать дополнительную высоту, м, для приема воды при включении фильтров на промывку:

$$H_{\text{доп}} = \frac{W}{\sum F}, \quad (61)$$

где W - объем воды, накапливающийся за время одной промывки фильтров, м^3 . При промывке одного фильтра: $W = \frac{Q_{o.c.}}{N \cdot t_2}$.

ΣF - суммарная площадь сооружений (фильтров, отстойников, осветлителей), в которых происходит накопление воды, м^2 .

Дренажные (распределительные) системы применяют с поддерживающими слоями и безгравийные: пористый бетон, щелевые трубы, колпачки.

Расстояние между осями дренажных труб принимают 250 – 350 мм.

Диаметр коллектора распределительной системы определяют из расчета скорости движения воды в начале коллектора 1,0 - 1,2 м/с.

Потери напора в дренажной системе скорых фильтров из перфорированных труб, м, определяют по формуле

$$h = \zeta \frac{V_{\kappa}^2}{2g} + \frac{V_{\delta.o.}^2}{2g}, \quad (62)$$

где V_{κ} - скорость в начале коллектора, м/с;

$V_{\delta.o.}$ - скорость в начале бокового ответвления, м/с;

ζ - коэффициент сопротивления ($\zeta = \frac{2,2}{\omega_{уд}^2} + 1$ - для труб с отверстиями под углом 45

град к оси; $\zeta = \frac{2,2}{\omega_{уд}^2} + 1$ - для труб с отверстиями под углом 90 град к оси);

$\omega_{уд}$ - отношение суммы площадей отверстий к площади поперечного сечения коллектора, $\omega_{уд} = \frac{f_{отв}}{f_{кол.}}$.

Потерю напора h , м, в распределительных системах с промежуточным днищем и щелевыми колпачками определяют по формуле

$$h = \frac{V_{щ}^2}{2g\mu}, \quad (63)$$

где $V_{щ}$ - скорость воды на выходе из щелей, принимаемая равной (1,5 - 2 м/с);

μ - коэффициент расхода, равный 0,5.

Скорость движения воды в отверстиях принимают 1,8 - 2 м/с. В дренаже двухпоточных фильтров скорость движения воды не должна превышать 1 м/с.

Для сбора и отвода промывной воды в промканализацию предусматривают желоба полукруглого или пятиугольного сечения. Расстояние между осями соседних желобов принимают не более 2,2 м. Ширину желоба определяют по формуле

$$B = k \sqrt[5]{\frac{q_{\text{ж}}^2}{(1,57 + \alpha)^3}}, \quad (64)$$

где k - коэффициент, принимаемый равным для желобов с полукруглым лотком $k = 2$, для пятиугольных желобов $k = 2,1$;

$q_{\text{ж}}$ - расход воды по желобу, $\text{м}^3/\text{с}$;

α - отношение высоты прямоугольной части желоба к половине его ширины, принимаемое в пределах 1 - 1,5.

Высоту кромки желоба, м , над поверхностью фильтрующей загрузки вычисляют по формуле

$$h_{\text{кр}} = \frac{H \cdot e}{100} + 0,3, \quad (65)$$

где H - высота фильтрующего слоя, м ;

e - относительное расширение фильтрующей загрузки при промывке, %, принимаемое по [3, табл. 23].

Промывная вода по желобам поступает в сборный канал. При площади фильтра до 40 м^2 устраивают боковой сборный канал, располагаемый между фильтрами или по фронту при числе более 2; при площади фильтра более 40 м^2 - центральный. В этом случае фильтр состоит из двух отделений.

Расстояние от дна желоба до дна сборного канала, м , для исключения подпора воды в нем определяется по формуле:

$$H_{\kappa} = 1,73 \sqrt[3]{\frac{q_{\kappa}^2}{g \cdot A^2}} + 0,2, \quad (66)$$

где q_{κ} - расход воды в канале, $\text{м}^3/\text{с}$;

A - ширина канала (минимум $0,7 \text{ м}$);

$g = 9,81 \text{ м/с}^2$.

Промывку фильтров осуществляют насосами из бака либо из водонапорной башни. При использовании промывных насосов забор воды осуществляют из резервуаров чистой воды или из отводящего трубопровода фильтрованной воды.

При использовании для промывки бака его вместимость рассчитывают на две промывки для одного фильтра и три - при одновременной промывке двух фильтров.

Пример 7. Рассчитать фильтры по данным примера 1 (вариант 4).

Фильтры приняты скорые однослойные с песчаной загрузкой. Определяем суммарную площадь фильтров по формуле (58) при скорости фильтрования 6 м/ч и двух промывках в сутки. (Для двухступенчатых схем с горизонтальными отстойниками и осветлителями со взвешенным осадком следует проводить аналогичный расчет).

$$F = \frac{24000}{24 \cdot 6 - 3,6 \cdot 2 \cdot 12,5 \cdot 0,1 - 2 \cdot 0,33 \cdot 6} = 178,3 \text{ м}^2.$$

$$N = \frac{1}{2} \sqrt{178,3} = 6,68 \text{ шт.}$$

Принимаем 7 фильтров с площадью $178,3 : 7 = 25,47 \text{ м}^2$.

Принимаем фильтры с боковым сборным каналом и размерами в плане $4,5 \times 6 \text{ м}$, площадью 27 м^2 и скоростью фильтрования $V_{p.н.} = \frac{1000}{27 \cdot 7} = 5,29 \text{ м/ч}$;

$V_{p.ф.} = 5,29 \frac{7}{7-1} = 6,17 \frac{\text{м}}{\text{ч}}$, что отвечает требованиям [3, табл 21].

Состав загрузки фильтра

Высоту фильтрующего слоя песка принимаем 800 мм с крупностью частиц 0,5 - 1,2 мм. Эквивалентный диаметр зерен 0,7 - 0,8 мм, а коэффициент неоднородности $k_n = 1,8 \dots 2,0$.

Поддерживающие слои гравия имеют общую высоту 500 мм.

Расчет распределительной системы фильтра

Расход промывной воды, необходимой для промывки одного фильтра,

$$q_{пр} = F \cdot \omega_n = 27 \cdot 12,5 = 337,5 \text{ л/с.}$$

Диаметр коллектора распределительной системы определяем по скорости входа промывной воды $d_{кол} = 600 \text{ мм}$, $V = 1,19 \text{ м/с}$, $f_{кол} = 2826 \text{ см}^2$, наружный диаметр 640 мм. Коллектор размещаем вдоль длинной стороны фильтра под сборным каналом. Конструкция фильтра приведена в графической части проекта на листе 2. Площадь, занимаемая сборным каналом, не входит в площадь фильтрования. Ширина канала зависит от диаметра коллектора, но должна быть не менее 0,7 м.

Площадь дна фильтра, приходящаяся на каждое ответвление распределительной системы при расстояниях между ними $m = 0,30 \text{ м}$

$$f_{отв} = 4,5 \cdot 0,3 = 1,35 \text{ м}^2.$$

Расход промывной воды, поступающей через одно ответвление,

$$q_{отв} = f_{отв} \cdot \omega = 1,35 \cdot 12,5 = 16,88 \text{ л/с.}$$

Диаметр труб ответвлений $d_{отв} = 125 \text{ мм}$ (ГОСТ 3262 – 75*), тогда скорость выхода воды в ответвление будет 1,28 м/с (что не превышает рекомендуемую скорость 1,8 м/с).

В нижней части ответвлений под углом 45 град к вертикали предусматриваем отверстия $d = 10 - 12$ мм. Отношение площади $\sum f_o$ всех отверстий в ответвлениях распределительной системы к площади фильтра принимаем равным 0,25%.

При площади одного фильтра $F = 27 \text{ м}^2$ суммарная площадь отверстий

$$\sum f_{\text{отт}} = \frac{0,25 \cdot 27}{100} = 0,0675 \text{ м}^2 \text{ или } 675 \text{ см}^2.$$

При диаметре отверстий $d = 12$ мм площадь отверстий $f_{\text{отв}} = 1,13 \text{ см}^2$.
Общее количество отверстий в распределительной системе каждого фильтра

$$\frac{\sum f_{\text{отт}}}{f_o} = \frac{675}{1,13} = 597 \text{ шт.}$$

Общее количество ответвлений на каждом фильтре при расстоянии между осями ответвлений 0,30 м $n_{\text{общ}} = \frac{6,0}{0,30} = 20$.

Количество отверстий, приходящихся на каждое ответвление

$$n_{\text{отв}} = \frac{597}{20} = 30 \text{ шт.}$$

При длине каждого ответвления $l_{\text{отв}} = 4,5 \text{ м}$, шаг между осями отверстий ответвлений $l_o = \frac{l_{\text{отв}}}{20} = \frac{4,5}{20} = 0,225 \text{ м}$.

Отверстия располагаем снизу трубы в два ряда в шахматном порядке под углом 45 град к вертикальной оси трубы.

Расчет устройств для сбора и отвода воды при промывке

Сбор воды при промывке фильтров осуществляем с помощью желобов, которые заканчиваются в сборном канале. Желоба располагаем над загрузкой. Принимаем три желоба, расстояние между ними должно быть не более 2,2 м. При симметричном размещении по длинной стороне фильтра расстояние между осями желобов составит $\frac{6}{3} = 2 \text{ м}$, а расстояние между стенками и осями крайних желобов равно 1,0 м.

Расход промывной воды, приходящейся на один желоб

$$q_{\kappa} = \frac{337,5}{3} \approx 112,5 \text{ л/с} = 0,1125 \text{ м}^3 / \text{с}.$$

Принимаем $\alpha = 1,5$ - отношение высоты прямоугольной части желоба к половине его ширины; $k = 2,1$ - для желобов с треугольным основанием. Тогда для желоба пятиугольного сечения ширина $B = 2,1 \sqrt[5]{\frac{0,1125^2}{(1,57+1,5)^3}} = 0,44$ м.

Высота прямоугольной части желоба $h_{пр} = 0,75 \cdot B = 0,75 \cdot 0,44 = 0,33$ м.

Полезная высота желоба $h = 1,25 \cdot B = 1,25 \cdot 0,44 = 0,55$ м, а конструктивная, с учетом толщины стенки, $h_k = 0,55 + 0,08 = 0,63$ м. Площадь сечения желоба, $\omega = 0,194$ м².

Усредненная скорость движения воды в желобе $V = \frac{q}{\omega} = 0,58$ м/с. Высота кромки желоба над поверхностью фильтрующей загрузки при $H_{слоя} = 0,8$ м и $e = 45\%$

$$\Delta H_{жс} = \frac{0,8 \cdot 45}{100} + 0,3 \approx 0,66 \text{ м.}$$

Принимаем $\Delta H_{жс} = 0,7$ м, с тем, чтобы расстояние от низа желоба до верха загрузки фильтра было 0,07 м.

Процент воды, идущей на промывку фильтров (от общей суточной производительности)

$$P = \frac{3,6 \cdot q_{пр} \cdot t_1 \cdot N \cdot n}{Q_{o.c.}} \cdot 100, \quad (67)$$

где N - число фильтров на станции;

n - число промывок каждого фильтра в сутки при нормальном режиме эксплуатации.

$$P = \frac{3,6 \cdot 337,5 \cdot 0,1 \cdot 7 \cdot 2}{24000} \cdot 100 = 7,09\%.$$

Сборный канал отводит загрязненную воду из желобов на сооружения обработки промывной воды. Расстояние от дна желоба до дна сборного канала определяем по формуле

$$H_k = 1,73 \sqrt[3]{\frac{q_k^2}{g \cdot A^2}} + 0,2, \quad (68)$$

где A - минимально допустимая ширина канала, м, $A = 0,7$.

$$H_{кан} = 1,73 \sqrt[3]{\frac{0,3375^2}{9,81 \cdot 0,7^2}} + 0,2 = 0,66 \text{ м.} = 0,7 \text{ м.}$$

Скорость движения воды в канале при площади поперечного сечения $f_{\text{кан}} = 0,7 \times 0,7 = 0,49 \text{ м}^2$ составит $V_{\text{кан}} = \frac{q_{\text{кан}}}{f_{\text{кан}}} = \frac{0,3375}{0,49} \approx 0,7 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

Потери напора при промывке фильтра, м:

а) потери в отверстиях труб распределительной системы определяем по формуле (62)

$$\omega_{\text{уд}} = \frac{675 \text{ см}^2}{2826 \text{ см}^2} = 0,24; \quad \zeta = \frac{2,2}{0,24^2} + 1 = 39,56; \quad h = 39,56 \frac{1,19^2}{2 \cdot 9,81} + \frac{1,28^2}{2 \cdot 9,81} = 2,94 \text{ м};$$

б) потери в фильтрующем слое высотой $H_{\text{слоя}} = 800 \text{ мм}$ определяем по формуле А.И.Егорова

$$h_{\text{ф}} = (a + b \cdot \omega) \cdot H_{\text{ф}}; \quad (69)$$

$a = 0,76$; $b = 0,017$ - для крупности зерен песка $0,5 - 1,2 \text{ мм}$;

$$h_{\text{ф}} = (0,76 + 0,017 \cdot 12,5) \cdot 0,800 \approx 0,78 \text{ м};$$

в) потери в гравийных слоях $H_{\text{г.с.}} = 0,5 \text{ м}$ определяем по формуле В.Т.Турчиновича

$$h_{\text{г.с.}} = 0,022 \cdot H_{\text{г.с.}} \cdot \omega; \quad (70)$$

$$h_{\text{г.с.}} = 0,022 \cdot 0,5 \cdot 12,5 \approx 0,14 \text{ м};$$

г) потери напора в трубопроводе, подводящем промывную воду к общему коллектору распределительной системы при $q = 337,5 \text{ л/с}$, $d = 600 \text{ мм}$ и $V = 1,19 \text{ м/с}$, $1000i = 4,48 \text{ м}$, при общей длине трубопровода $\approx 100 \text{ м}$
 $h_{\text{п.т.}} = i \cdot L = 0,00448 \cdot 100 \approx 0,448 \text{ м} \approx 0,45 \text{ м}$.

д) потери на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре ($\zeta = 0,984$ – для отвода; $\zeta = 0,26$ - для задвижки; $\zeta = 0,5$ - для входа во всасывающую трубу и $\zeta = 0,92$ - для тройника)

$$h_{\text{м.с.}} = (2 \cdot 0,984 + 0,26 + 0,5 + 0,92) \frac{1,19^2}{2 \cdot 9,81} = 0,26 \text{ м}.$$

Полные потери напора при промывке фильтра

$$\sum h = 2,94 + 0,78 + 0,14 + 0,45 + 0,26 = 4,57 \approx 4,6 \text{ м}.$$

Геометрическая высота подъема воды $h_{\text{г}}$ от дна резервуара чистой воды до верхней кромки желобов над фильтром будет

$$h_{\text{г}} = 0,7 + 1,3 + 4,5 = 6,5 \text{ м},$$

где $\Delta H_{\text{ж}} = 0,7 \text{ м}$ – высота кромки желоба над поверхностью фильтра;

1,3 м – высота загрузки фильтра, включая дренаж;

4,5 м – глубина воды в РЧВ.

Промывку фильтров осуществляем из бака водонапорной башни, расположенного выше уровня воды в фильтрах. Емкость бака башни промывной воды, рассчитанную на две промывки, определяем по формуле

$$V_{\text{пр}} = 2(F \cdot \omega_{\text{пр}} \cdot t_1) / 1000 = 2(27 \cdot 12,5 \cdot 360) / 1000 = 243 \text{ м}^3.$$

Напор насоса, подающего воду в водонапорную башню, равен

$$H = h_{\text{г}} + \sum h + h_{\text{з.н.}} = 6,5 + 4,6 + 1,5 = 12,6 \text{ м},$$

где $h_{\text{з.н.}} = 1,5 \text{ м}$ – запас напора.

Примечание: Полный напор насоса следует определять с учетом высоты бака башни промывной воды.

2.10. РАСЧЁТ КОНТАКТНЫХ ОСВЕТИТЕЛЕЙ

Контактные осветлители применяют при содержании взвешенных веществ до 120 мг/л, цветности воды до 120 град и при любой производительности станции. При использовании контактных осветлителей очистку воды осуществляют по одноступенчатой схеме. При наличии планктона перед контактными осветлителями устанавливают микрофильтры. Хлор для первичного хлорирования в этом случае подают в контактную камеру, располагаемую после осветлителя и рассчитываемую на время пребывания воды в ней не менее 5 мин.

Контактные осветлители, промывка которых производится только водой, обычно выполняют без поддерживающих слоев (КО–1), при промывке водой и воздухом – с поддерживающими слоями (КО-3).

Площадь контактных осветлителей определяют по формуле (71) для КО-1 и по формуле (72) для КО-3.

$$F_{\text{к.о.}} = \frac{Q_{\text{о.с.}}}{T \cdot V_{\text{р.н.}} - n \cdot (3,6 \cdot \omega_{\text{н}} \cdot t_1 + V_{\text{рн}} \cdot t_1 + t_2 \cdot V_{\text{р.н.}} / 60)}, \quad (71)$$

$$F_{\text{к.о.}} = \frac{Q_{\text{о.с.}}}{T \cdot V_{\text{р.н.}} - (3,6 \cdot n \cdot (\omega_{\text{вс}} \cdot t_3 + \omega_{\text{в}} \cdot t_4) + n \cdot (V_{\text{рн}} \cdot t_1 + t_2 \cdot V_{\text{р.н.}} / 60))}, \quad (72)$$

где $Q_{\text{о.с.}}$ - расчетная полезная производительность станции, $\text{м}^3/\text{сут}$;

T - продолжительность работы станции в течение суток, ч;

$V_{\text{р.н.}}$ - расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме, м/ч, принимаемая по [3, п. 6.130];

n - число промывок каждого осветлителя в сутки при нормальном режиме эксплуатации, принимаемое равным 2 - 3 [3];

$\omega_{\text{н}}$ - интенсивность промывки, принимаемая равной 15-18 л/(с·м²), [3, табл.26];

t_1 - продолжительность промывки, ч, принимаемая по [3] ;

t_2 – продолжительность сброса первого фильтрата, мин, принимаемая по [3, п.6.133];
 $\dot{\omega}_{\text{вв}}$ - интенсивность промывки водой, принимаемая равной 3 - 3,5 л/(с·м²) по [3, п. 6.133] при водовоздушной промывке;

$\dot{\omega}_{\text{в}}$ - интенсивность промывки, принимаемая равной 6 - 7 л/(с·м²) по [3, п. 6.133], при подаче только воды при водовоздушной промывке;

t_3 и t_4 - время промывки водой и воздухом и только водой соответственно, принимаемое по [3, п. 6.133].

Пример 8₁ Рассчитать контактные осветлители по данным примера 1 (вариант 2).

Исходные данные: $Q_{\text{сут}} = 200000 \text{ м}^3/\text{сут}$; $Q_{\text{ч}} = 8333,3 \text{ м}^3/\text{ч}$; $t = 24 \text{ ч}$; $V_{\text{р.н.}} = 5 \text{ м/ч}$ (при $n < 6$), интенсивность промывки $\dot{\omega}_{\text{п}} = 16 \text{ л/с на } 1\text{м}^2$; $n = 3$; $t_1 = 6 \text{ мин}$ (0,1 ч); $t_2 = 10 \text{ мин}$. К расчету приняты контактные осветлители КО – 1, промывка предусмотрена профильтрованной водой. (При необходимости снижения расхода воды на промывку следует использовать КО – 3) с водовоздушной промывкой.

Определение площади контактного осветлителя

Площадь контактного осветлителя определяем по формуле

$$F_{\text{к.о.}} = \frac{200000}{24 \cdot 5 - 2 \cdot (3,6 \cdot 16 \cdot 0,1 + 5 \cdot 0,1 + 10 \cdot 5 / 60)} = 1890,0 \text{ м}^2.$$

$$N = \frac{1}{2} \sqrt{1890,0} = 22 \text{ шт.}$$

Площадь одного осветлителя равна $1890,0 / 22 = 85,9 \text{ м}^2$.

Принимаем 22 осветлителя размером 9 × 11 м с центральным сборным каналом шириной 1 м и полезной площадью фильтрования 88 м² (два отделения с размерами 4 × 11 м). Площадь, занимаемая каналом, не входит в полезную площадь осветлителя.

Проверяем скорость восходящего потока при форсированном режиме (при одновременной промывке двух контактных осветлителей)

$$V_{\text{р.ф.}} = V_{\text{р.н.}} \cdot \frac{N}{N - N_1} = 5 \cdot \frac{22}{22 - 2} = 5,5 \text{ м/ч.}$$

Таким образом, скорость при форсированном режиме не превышает допустимую скорость фильтрования воды, равную 6,0 м/ч.

Расчет распределительной системы и сборных желобов производим аналогично расчетам фильтра.

Из контактных резервуаров вода после вторичного хлорирования поступает в резервуары чистой воды. Расчет РЧВ производим на основании графиков поступления и отбора воды, а при их отсутствии - по формуле (33) (СНиП 2.04.02-84*), при этом $K_n = 1$, а $K_{\text{ч}}$ определяем по формуле (4) (СНиП 2.04.02-84*). Количество резервуаров принимаем не менее 2, а размеры в плане определяем, задавая глубиной резервуара (4 – 5 м).

3. РАСЧЕТЫ ПО ВСПОМОГАТЕЛЬНЫМ СООРУЖЕНИЯМ

3.1. СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ ПОВТОРНОГО ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ПРОМЫВНОЙ ВОДЫ

В случае, когда очистку воды производят в две ступени (отстаиванием и фильтрованием), промывную воду от фильтров направляют в сооружения для повторного использования, откуда осветленную воду подают в начало очистных сооружений. Если очистку воды осуществляют только фильтрованием, промывную воду направляют в дополнительный отстойник (время отстаивания 1 ч, доза полиакриламида 0,8 - 0,16 мг/л), а затем - в начало очистных сооружений. Осадок во всех случаях обезвоживают.

Основными компонентами осадка, задерживаемого загрузкой скорых фильтров и контактных осветлителей, являются загрязнения, содержащиеся в исходной воде или в воде, прошедшей предварительную очистку в отстойниках или осветлителях со слоем взвешенного осадка, а также продукты гидролиза коагулянта, используемого для очистки воды. Следовательно, масса осадка, образующегося на станции в течение суток равна произведению суточной производительности станции на концентрацию взвеси в исходной воде, определяемой по формуле (34) для контактных осветлителей или на концентрацию взвешенных частиц после предварительной очистки для скорых фильтров, т.е. 8-12 мг/л.. Для определения средней концентрации твердой фазы в промывной воде делят полученную массу (г/сут) на суточный объем промывной воды, который рассчитывают в каждом конкретном случае (см. примеры 5 и 6).

При отсутствии предварительного хлорирования на очистной станции промывную воду обеззараживают.

Пример 9. Рассчитать концентрацию взвешенных веществ в промывной воде по данным табл.2 (вариант 2) и примера 8.

Исходные данные: $Q_{\text{сут}} = 200000 \text{ м}^3/\text{сут}$ или $8333,3 \text{ м}^3/\text{ч}$; мутность - 80 мг/л, цветность – 70 град. Площадь контактного осветлителя 88 м^2 , количество осветлителей 22, число промывок одного осветлителя в сутки – 2, время промывки 6 мин.

Определяем концентрацию взвешенных веществ в исходной воде с учетом вводимых реагентов $C_{\text{ср}}$, по формуле (34). Доза коагулянта, определяемая по мутности, - $D_k = 35 \text{ мг/л}$, по цветности - $D_k = 33,5 \text{ мг/л}$. Уменьшаем большую дозу на 15 % (по примечанию 2 к табл. 16, [3]). $D_k = 29,8 \text{ мг/л}$. $k = 0,55$ - переводной коэффициент для $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$. Дозу подщелачивающего реагента определяем по формуле (3). $D_{\text{и}} = 28 \cdot (29,8 / 57 - 1,2 + 1) = 0,32 \text{ мг/л}$; B - количество нерастворимых веществ, вводимых с известью для подщелачивания ($B = 0,6 \times D_{\text{и}}$); $B = 0,6 \cdot 0,32 = 0,19 \text{ мг/л}$; $C_{\text{ср}} = 80 + 0,55 \cdot 29,8 + 0,25 \cdot 70 + 0,19 = 114,08 \text{ мг/л (г/м}^3\text{)}$.

Определяем расход промывной воды $q_{\text{пр}} = F \cdot \omega_n = 88 \cdot 16,0 = 1408,0 \text{ л/с}$

Объем промывной воды на одну промывку равен $1408 \cdot 6 \cdot 60 / 1000 = 506,88 \text{ м}^3$.

Суммарный объем воды на промывку всех контактных осветлителей в течение суток $W_{\text{пр}} = 506,88 \cdot 2 \cdot 22 = 22302,72 \text{ м}^3/\text{сут}$ или 11,15 % от суточной производительности. Находим суммарную массу взвешенных частиц, задерживаемую всеми осветлителями в течение суток и концентрацию взвешенных веществ в промывной воде

$M_{\text{ос}} = 200000 (114,08 - 1,5) = 22\,516\,000 \text{ г/сут}$.

$C_{\text{ос}} = 22516000 / 22302,72 = 1009,56 \text{ г/м}^3 \text{ (мг/л)}$.

Расчет отстойников производят по ранее описанной схеме, количество секций отстойников принимается не менее 2. В воде, возвращаемой в голову очистных сооружений, содержание взвешенных веществ не должно превышать их содержание в исходной воде, поступающей на очистные сооружения.

При расходе промывных вод менее $5000 \text{ м}^3/\text{сут}$ следует применять вертикальные отстойники. Расчет вертикальных отстойников приведен в [6].

3.2. ОБРАБОТКА ОСАДКА

Осадок из горизонтальных отстойников, осветлителей со слоем взвешенного осадка и сооружений повторного использования воды следует обезвоживать на центрифугах, пресс- или вакуум-фильтрах либо на иловых площадках, для чего предусматриваются специальные площади. Карты иловых площадок могут быть расположены вне территории очистных сооружений. При наличии вблизи очистной

станции естественных впадин или искусственных выработок их следует использовать как шламонакопители. Одним из способов обработки осадка водопроводных станций является совместная его обработка с осадком, образующимся при очистке бытовых сточных вод [11]. В этом случае осадок с помощью насосов перекачивают в городскую канализационную сеть, и он по трубам поступает на канализационные очистные сооружения.

3.3. КОМПОНОВКА ОЧИСТНЫХ СООРУЖЕНИЙ

При проектировании водоочистных станций все технологические сооружения и вспомогательные помещения располагают в одном здании. Это значительно уменьшает строительно-монтажную стоимость станции и упрощает ее эксплуатацию.

Взаимное расположение отдельных сооружений станции должно обеспечивать минимальную протяженность трубопроводов между ними, дорог и пешеходных дорожек.

Следует предусматривать расширение станции по мере увеличения водопотребления. При этом должны быть оставлены свободные от надземной застройки и подземных коммуникаций площадки для сооружений второй очереди.

Для обеспечения бесперебойности водоснабжения на водоочистой станции предусматривают систему обводных водоводов, обеспечивающих возможность подачи воды, минуя основные технологические сооружения, а также отключение отдельных сооружений станции.

Компоновка технологических и вспомогательных сооружений в виде отдельных зданий допускается только для станций большой производительности (более 100000 м³/сут) при наличии технико-экономических обоснований. Расстояние между соседними сооружениями в таком случае должно быть минимальным, но с условием сохранения удобства строительства, эксплуатации и производства ремонтных работ.

На территории станции (в санитарной зоне строгого режима) размещают все вспомогательные помещения, предусмотренные СНиПом, а также насосные станции 1-го и 2-го подъемов, резервуары, понизительные трансформаторные подстанции, котельную, мастерские, склады, проходную. Не допускается располагать здесь помещения, не имеющие непосредственного отношения к эксплуатации (например, гараж, помещение охраны и т.п.).

Из экономических соображений понизительную трансформаторную станцию следует располагать в центре энергонагрузки (обычно возле насосных станций), а котельную - в центре тепловой нагрузки (обычно возле фильтров, с подветренной стороны).

Площади складских водоочистных сооружений рассчитывают. Для коагулянтов предусматривают "мокрое" хранение, расчет которого представлен ранее, для извести - "сухое".

Расчет склада для песка или для другого фильтрующего материала производят из условия ежегодного пополнения фильтрующего материала в количестве 10% от его общего объема.

Состав площади вспомогательных помещений для станции водообработки назначают в зависимости от ее производительности по [3].

3.4. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЁТ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ТРУБОПРОВОДОВ СТАНЦИИ ОБРАБОТКИ ВОДЫ

При проектировании станции водообработки большое значение имеет правильный выбор диаметров трубопроводов и размещение их на очистных сооружениях. В зависимости от назначения трубопровода принимают соответствующую скорость движения воды в нем.

Диаметр трубопровода определяют по таблицам для гидравлического расчета трубопроводов, задавая соответствующий расход и скорость. Расчетные скорости движения воды в трубах и каналах очистных сооружений принимают по табл.4.

Таблица 4

Рекомендуемые скорости в коммуникациях очистных сооружений

Трубопроводы и каналы	Расчётные скорости движения воды, м/с
От насосной станции 1-го подъёма к смесителю	1 - 1,2
От смесителя до камеры хлопьеобразования	0,8 - 1
От камеры хлопьеобразования до отстойника	До 0,3
От отстойников (осветлителей) до фильтров	0,8 - 1,2
От фильтров до резервуаров чистой воды	1 - 1,5
В напорном трубопроводе, подающем воду потребителю	1 - 1,5
В начале коллекторов и ответвлений трубчатой распределительной системы фильтра	до 2
В устье желоба для отвода промывной воды	0,6
В канале для отвода промывной воды	не менее 0,8

4. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ ПРОЕКТА

При расчете технико-экономических показателей необходимо определить капитальные и эксплуатационные затраты, а также стоимость очистки 1 м³ воды. Расчет следует производить по данным [8].

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Николадзе Г.И., Сомов М.А. Водоснабжение. Учебник для вузов. – М.:Стройиздат, 1995. – 688 с.
2. Николадзе Г.И., Минц Д.М., Кастальский А.А. Подготовка воды для питьевого и промышленного водоснабжения. – Москва: «Высшая школа», 1984 – 368 с.
3. Строительные нормы и правила СНиП2.04.02-64*. Водоснабжение. Наружные сети и сооружения. – М.:ФГУП ЦПП, 2004. -128 с.
4. Водоснабжение населённых мест и промышленных предприятий. Справочник проектировщика. Разд. III. – М. :Стройиздат, 1977–287 с.
5. Справочник по очистке природных и сточных вод/ Пааль Л.Л., Кару Я.Я., Мельцер Х.А., Репин Б.Н. – М : Высш. шк., 1994. – 336 с.
6. Кожин В.Ф. Очистка питьевой и технической воды. Примеры и расчёты. 3-е изд. – М.: Стройиздат, 1971. – 303 с.
7. Тугай А.М., Терновцев В.Е. Водоснабжение. Курсовое проектирование. – Киев : Вища школа. 1980. – 207 с.
8. Справочник монтажника. Оборудование водопроводно-канализационных сооружений/ Москвитин А.С. и др.– М.: Стройиздат, 1979. - 480 с.
9. Водоснабжение. Техничко-экономические расчёты. – Киев: Вища школа, 1977. –150 с.
10. Журба М.Г. и др. Классификаторы технологий очистки природных вод.– М.: ГНЦ НИИ ВОДГЕО, 2000. – 118 с.
11. Беляева С.Д. Обработка алюминийсодержащих осадков природных вод // Современные технологии и оборудование для обработки воды на водоочистных станциях / НИИ коммунального водоснабжения и очистки воды. – М.:1997.
12. СанПиН 2.1.4.1074-01. Питьевая вода. Гигиенические требования к качеству воды централизованных систем питьевого водоснабжения. Контроль качества. Санитарно-эпидемиологические правила и нормативы. – М.: Федеральный центр госсанэпиднадзора Минздрава России, 2002. – 103 с.
13. Постановление Правительства Российской Федерации N 87 от 16 февраля 2008 г. "О составе разделов проектной документации и требованиях к их содержанию".

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение 1

Характеристика устройств для приготовления флокулянтов УПР-2 (приготовление раствора ПАА)

Рабочая вместимость бака, м ³	2
Частота вращения мешалки, об/мин	1000
Продолжительность растворения содержимого бочки (150 кг), мин	25 – 40
Производительность, кг/ч	6

Характеристики центробежных насосов для перекачки раствора ПАА.

(при частоте вращения 2900 об/мин и мощности двигателя 4,5 кВт)

Марка	Производительность, л/с	Напор, м вод. ст.	Мощность, кВт
2 к-20/30а	2,52	7,1	1,91
	5,2	24,7	2,55
	8,05	19,8	3
2 к-20/30б	2,53	20,9	1,44
	5,28	18,4	1,92
	6,7	16,2	2,1

ДАК – 10

Производительность по SiO ₂ , кг/ч	3-11
Точность дозировки золя, %	± 2,5
Расход:	
- жидкого стекла, л/ч	6,5-30
- хлора, кг/ч	1,5
- воды, м ³ /ч	5 – 8
Давление воды, МПа	0,25 – 0,3
Мощность, кВт	0,3
Габаритные размеры, мм	1600×600×440
Масса, кг	100

Техническая характеристика известегасильных аппаратов

Основные технические показатели	С-322, лопаст- ная	Термохи- мическая непрерыв- ного действия	ЮЗ, бегунко- вая	Барабанные		Фрезерные	
				«Микка» периоди- ческого действия	Термохи- мическ. непре- рывного действия	АЧ-2	ФИС
Произво- дитель- ность по извести- кипелке, т/ч	1	1	1,5 - 2	1 - 2	2	1,5-2	4-5
Мощность электро- двигателя, кВт	4,5	2,8	6	2,8-4,5	4,5	7,8	7,8
Габарит- ные размеры, мм:							
- длина	1900	3500	2654	5500	6100	1520	1860
- ширина	1800	1800	3640	2600	1610	1018	1200
- высота	1590	1600	2854	3850	2850	1792	1290
Масса, кг	1250	2000	3935	5500	3450	630	532

Плотность воздуха γ при 0°C, кг/м³

Давление, кгс/см ²	1	2	4	6	8	10
ρ , кг/м ³	1,275	2,633	5,103	7,654	10,2	12,75

Значение коэффициента β при 0°C в зависимости
от массового расхода, кг/ч

G, кг/ч	β	G, кг/ч	β
10	2,03	400	1,18
15	1,92	650	1,1
25	1,78	1000	1,03
40	1,68	1500	0,97
65	1,54	2500	0,9
100	1,45	4000	0,84
150	1,36	6500	0,78
250	1,26	-	-

Коэффициент сопротивления для определения
потерь напора на местные сопротивления

Внезапное расширение трубы

d_2/d_1	1	1,25	1,5	1,75	2	2,25	2,5	3,75	3,0	3,5
ζ	0	0,3	1,56	4,24	9	16,4	27,5	42,7	64	126

Внезапное сужение трубы

d_2/d_1	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
ζ	0,5	0,49	0,46	0,43	0,4	0,35	0,29	0,22	0,14	0

Обратный клапан $\zeta = 1,7$.

Колено $\alpha = 90^\circ$; $\zeta = 0,5 - 0,6$.

Тройник $\zeta = 1,5$.

Характеристики насосов-дозаторов

Показатели	Марки насосов-дозаторов					
	НД-120/6 НД _и - 120/6	6НД- 400/6 6НД _и - 400/6	6НД- 800/6 6НД _и - 800/6	68Д-1200 68Д _и - 1200	68Д- 1600/6 68Д _и - 1600/6	1В610Х 1В610Х _и
Производи- тельность, л/ч	120	400	800	1200	1600	500-6000
Напор, м	60	60	60	60	100	40
Мощность электродви- гателя, кВт	0,6	1	1	1,7	3	2,8
Габаритные размеры, мм:						
- длина	680	840	374	875	965	2000
- ширина	292	300	300	319	359	530
- высота	540	634	634	672	840	840

Характеристика хлораторов

Марка	Производи- тельность по хлору, кг/ч	Расход воды, м ³ /ч	Диаметр подводя- щего патрубка эжектора, мм	Габариты аппарата, мм
ЛК – 10м	0,04 – 0,08	До 5	25	530×230×60
ЛК – 10м	1,0 – 5,4	“ 5	25	530×230×60
ЛК – 10Б	2,0 – 25,0	“ 30	50	800×340×200
ЛК – 10у	5,0 – 100,0	“ 30	100	1230×640×300
ЛК – 11	0,5 – 5,0	“ 5	25	500×200×125
ЛК – 12	1,8 – 25,4	“ 30	100	760×280×350
ЛОНИИ-100	0,2 – 10	-	25,50	800×730×160

