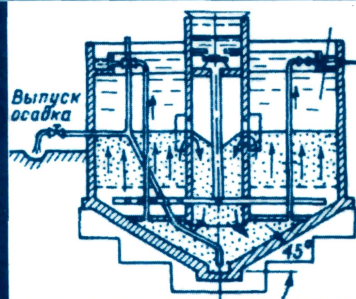


В. Ф. Кожин

ОЧИСТКА ПИТЬЕВОЙ И ТЕХНИЧЕСКОЙ ВОДЫ



В. Ф. Кожин,
проф. д-р техн. наук

Очистка питьевой и технической воды

Примеры и расчеты

4-е издание, репринтное

*3-е издание допущено Министерством высшего
и среднего специального образования СССР
в качестве учебного пособия для студентов
специальности «Водоснабжение и канализация»
высших учебных заведений*



Кожинов В. Ф.

К 585 Очистка питьевой и технической воды. Примеры и расчеты: Учеб. пособие для вузов. — 4-е изд., репринтное. — М.: ООО «БАСТЕТ», 2008. — 304 с.: ил.

ISBN 978-5-903178-09-4

В книге приведены числовые примеры расчёта сооружений для очистки питьевой и технической воды, сопровождаемые необходимыми схемами и чертежами.

В книге помещены расчёты осветлителей разных типов, новой аппаратуры для обеззараживания воды бактерицидным излучением, установок для озонирования воды и т.д.

Приведены данные о применении полиакриламида, об устройствах для мокрого хранения реагентов, о радиальных отстойниках для первичного осветления высокомутных вод. Предложен уточнённый расчёт устройств для отвода воды при промывке фильтров и рассмотрена схема повторного использования промывных вод.

Большое внимание уделено результатам исследований по теоретическим основам осаждения взвеси и процесса фильтрования.

Рассмотрены некоторые типы установок для опреснения и обессоливания воды и их расчёт. Приведены схемы и расчёты обесфторивающих и фтораторных установок.

Учебное пособие предназначено для студентов инженерно-строительных факультетов, специализирующихся по водоснабжению, а также может быть полезным для инженеров и техников, работающих в области очистки воды.

Таблиц 73, иллюстраций 85, библиография 22 наименования.

УДК 628.16
ББК 38.76



ПРЕДИСЛОВИЕ

Огромные объемы работ, выполненные в нашей стране за время Советской власти, позволили значительно увеличить количество и мощность городских водопроводов. За период 1917-1970 гг. суммарная подача воды в городах и рабочих поселках СССР увеличилась почти в 50 раз, т.е. количество воды, которое было подано за весь 1917 г., стало подаваться за неделю.

Увеличение количество коммунальных водопроводов происходило в условиях исключительно высокого прироста городского населения. По сравнению с 1913 г. население городов СССР (включая рабочие поселки) возросло с 28,5 до 136 млн. человек, или в 4,8 раза. Однако темп роста подачи воды все время обгонял темпы роста городского населения. Благодаря этому резко возросло и среднее потребление воды на душу населения — с 30 до 270 л.

ЦК КПСС и Совет Министров СССР в июне 1969 г. приняли постановление «О мерах по улучшению качества жилищно-гражданского строительства». В этом постановлении было намечено значительное повышение уровня бытовых условий и комфортности жилого фонда, составлявшего к началу 1969 г. 1,4 млрд. м². Только за период 1959-1968 гг. в 1400 городах и поселках СССР были проложены водопроводы. Для обеспечения высокого качества подаваемой питьевой воды городские водопроводы располагали очистными станциями, которые подвергали исходную воду всесторонней обработке: устраняли мутность и цветность воды и производили ее обеззараживание; в необходимых случаях снижали жесткость воды и содержание растворенного железа. Ликвидировали привкусы и запахи воды и т.д.

Значительные масштабы водоснабжения и все возрастающие требования к качеству подаваемой воды поставили перед советской наукой и техникой ряд неотложных задач по повышению эффективности действия водопроводных сооружений. Над разрешением этих задач трудились ученые, инженеры, техники и передовые рабочие-новаторы.

При проектировании очистных сооружений необходимо знать требования, предъявляемые к качеству воды, которая подается различным потребителям. Для питьевых целей качество воды должно отвечать требованием ГОСТ 2874-54.

В принятом ЦК КПСС и Советом Министров СССР постановлении «О совершенствовании планирования капитального строительства и об усилении экономического стимулирования строительного производства» (июнь 1969 г.) отмечалось, что за период с 1950 по 1968 г. в СССР построено свыше 12,5 тыс. крупных промышленных предприятий.

Промышленность Советского Союза использовала воду в весьма больших количествах на технологические нужды при различных производственных процессах. Особенно много воды требовалось для охлаждения действующих агрегатов (например, конденсаторов паровых турбин тепловых электростанций, холодильников доменных и мартеновских печей и т.д.). Воды должна быть освобождена от избытка взвешенных веществ, которые, осаждаясь, засоряют охлаждающие устройства, не должна содержать сероводорода и железа и ее карбонатная жесткость должна быть не выше 2-7 мг-экв/л.

Осуществление программы, принятой Пленумом ЦК КПСС в декабре 1963 г. по развитию мощной химической индустрии, в частности, по резкому увеличению производства минеральных удобрений и ядохимикатов, требовало создания крупных систем технического водоснабжения. Так, на 1 т выпускаемой продукции расходуются следующие количества воды: при производстве серной кислоты до 90 м³, при производстве азотной кислоты до 250 м³, при производстве аммиака до 1050 м³.

Очистные сооружения должны обеспечить высокое качество обработки воды перед поступлением ее к холодильникам, скрубберам, а также для наполнения гидравлических затворов и других потребностей химических заводов.

Воду, подаваемую для некоторых производственных нужд, зачастую нужно подвергать такой же тщательной очистке, как и воду для питьевых целей (например, в пищевой промышленности). Нередко оказывается необходимой еще более глубокая обработка воды (например, для питания котельных установок, для технологических процессов вязкозных фабрик, для изготовления люминофоров, полупроводников и т.д.). В таких случаях обязательно не только устранение мутности воды, но и резкое снижение содержания в ней солей кальция и магния, железа, а также двуокиси кремния, фосфорного ангидрида, кислорода и свободной углекислоты. Все это, конечно, усложняет процессы очистки воды.

Большое значение для повышения эффекта очистки воды представляют результаты научных исследований, проводимых советскими учеными в Академии коммунального хозяйства им. К. Д. Памфилова, во ВНИИ ВОДГЕО, в ИОНХ АН УССР и др.

В 1967 г. в СССР был завершен монтаж самого мощного в мире Серпуховского синхрофазотрона на 70 млрд. электроновольт, представляющего собой кольцеобразный туннель длиной 1,5 км. В нем

размещено 120 электромагнитов и 54 ускоряющих станций, где пульсирующее электрическое поле придает дополнительное ускорение частицам — протонам. Обмотка магнитов нуждается в охлаждении, поэтому последние обмотаны не проволокой, а трубкой, по которой циркулирует вода. Однако вода, как движущийся проводник, искажает магнитное поле, и ей нужно придать свойства изолятора. Но этому требованию обычная дистиллированная вода не отвечает; даже двойная и тройная дистилляция в данном случае недостаточна. Для подготовки «сверхдистиллированной» воды был создан специальный завод, откуда целая река такой воды подается насосами по трубопроводам, имеющим общую длину, которая измеряется сотнями километров.

В рассмотренном выше случае вода служит охлаждающим агентом для потребностей предприятий ядерной физики. В свою очередь ядерные установки также могут быть использованы для опреснения соленых вод, если применяется способ выпаривания последней с последующей конденсацией пара. Для выпаривания воды требуются большие затраты тепла, мощным источником которого являются ядерные реакторы атомной электростанции. Если применить установку с реактором на быстрых нейтронах тепловой мощностью 2,2 млн. квт с шестью турбогенераторами, то при расходе пара 480 т/ч турбина развивает мощность 85 тыс. квт, а суммарная мощность шести турбин составит 510 тыс. квт. Пар, получаемый на выходе из турбин с общим расходом 2150 т/ч, направляется на опреснительную установку. Такая комплексная схема обеспечивает годовую выработку электроэнергии, равную $3,5 \cdot 10^9$ квт*ч, и одновременное опреснение 180 тыс. м³ соленой воды в сутки¹.

Пресная вода, получаемая на установках, которые используют тепло ядерного реактора, не содержит радиоактивных веществ, так как в процессе опреснения она совершенно не соприкасается с активной зоной реактора.

Из изложенного выше следует, что к 1970 г. произошли значительные качественные изменения в области очистки воды.

В декабре 1970 г. Верховным Советом СССР были утверждены «Основы водного законодательства Союза ССР и союзных республик» устанавливающие порядок водопользования, охраны вод и предупреждения их вредного воздействия, государственного учета и планирования использования вод, а также ответственности за нарушение водного законодательства.

Это вызвало необходимость изменения норм и технических условий проектирования водоочистных сооружений.

В Строительных нормах и правилах СНиП II-Г.3-62 «Водоснабжение. Нормы проектирования» имеется раздел «Очистка воды и водоподготовка».

¹ Е. Д. Мальцев. Опреснение соленых вод. Атомиздат, 1965.

Эти нормы были пересмотрены с учетом отражения результатов ряда научных исследований, уже проверенных практикой, а также обобщения опыта проектирования, строительства и эксплуатации водоочистных сооружений.

В Директивах XXIV съезда КПСС по пятилетнему плану развития народного хозяйства СССР на 1971-1975 гг. указывалось на необходимость:

- завершить в основном обеспечение городского населения централизованным водоснабжением, построить за пятилетие водопроводы в 700 городах и рабочих поселках;

- усилить работы по улучшению санитарного состояния населенных пунктов и окружающей среды;

- продолжить работы по рациональному использованию и усилению охраны водных ресурсов страны; обеспечить ввод в действие водохозяйственных объектов, имея в виду улучшить водообеспечение городов, рабочих поселков и промышленных предприятий.

Изложенное выше побудило автора при выпуске 3-го издания книги «Очистка питьевой и технической воды» внести необходимые коррективы и дополнения.

Материал предлагаемой книги отражает современные научно-технические достижения в области очистки воды и дает возможность правильно выполнять гидравлические расчеты всех основных сооружений водоочистных станций. При конструировании установок и сооружений водоочистных станций следует пользоваться типовыми проектами, утвержденными Госстроем СССР. Размеры зданий следует назначать в соответствии с величиной шага между колоннами и осями стен согласно действующим правилам по унификации производственных зданий.

Автор выражает искреннюю благодарность рецензенту — кафедре водоснабжения и канализации Горьковского инженерно-строительного института им. В. П. Чкалова за ценные предложения, сделанные при рецензировании рукописи, а также канд. техн. наук И. В. Кожинуву, написавшему § 40 и главу X настоящей книги.

ГЛАВА I

ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К КАЧЕСТВУ ПИТЬЕВОЙ И ТЕХНИЧЕСКОЙ ВОДЫ, И ЕЕ АНАЛИЗЫ

§ 1. ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К КАЧЕСТВУ ПИТЬЕВОЙ ВОДЫ

Требования к качеству питьевой воды и ее санитарно-бактериологический анализ являются основными исходными данными для проектирования очистных сооружений.

Качество питьевой воды должно удовлетворять ГОСТ 2874—54 «Вода питьевая» (табл. 1).

Кроме качественных показателей, перечисленных в ГОСТе, имеет значение окисляемость, которая характеризует содержание в воде органических веществ и легко окисляющихся неорганических примесей. Окисляемость воды определяется путем добавки в нее марганцевокислого калия KMnO_4 , расход которого, требуемый для окисления содержащихся в воде органических веществ, пропорционален их содержанию. Повышенная окисляемость воды (более 10 мг KMnO_4 на 1 л воды) часто свидетельствует о загрязнении ее сточными водами. Окисляемость, равная 0,253 мг/л KMnO_4 , соответствует 1 мг/л O_2 .

Азотсодержащие вещества — аммиак NH_3 , ангидриды кислот азотной N_2O_3 и азотистой N_2O_5 — образуются в воде преимущественно в результате разложения белковых соединений, попадающих в нее со сточными водами. Иногда аммиак, встречающийся в воде, может иметь неорганическое происхождение вследствие его образования в результате восстановления нитратов и нитритов гуминовыми веществами, сероводородом, закисным железом и т. д.

Поэтому такие показатели качества воды, как присутствие аммиака, нитритов и нитратов и окисляемость воды, нужно сопоставлять с бактериологическими анализами воды и санитарно-гигиенической характеристикой района водоприемных сооружений.

Отсутствие в воде аммиака с одновременным присутствием нитритов и, особенно, нитратов, т. е. соединений азотной кислоты, показывает, что загрязнение водоема произошло давно и вода подверглась самоочищению. Наличие в воде аммиака и отсутствие

Основные требования к качеству хозяйственно-питьевой воды
(по ГОСТ 2874—54)

Качественные показатели	Условия определения	Допускаемая величина	Методы испытаний по ГОСТ	Примечание
Мутность	По мутномеру	Не более 2 мг/л	3351—46	В исключительных случаях по согласованию с органами Государственного санитарного надзора до 3 мг/л
Прозрачность	По шрифту Снеллена	Не менее 30 см	3351—46	—
Цветность	По платино-кобальтовой шкале	Не более 20°	3351—46	В исключительных случаях по согласованию с органами Государственного санитарного надзора не выше 35°
Запах	По пятибалльной шкале при температуре воды 20°C	Не более 2 баллов	3351—46	—
Привкус	То же	То же	3351—46	—
Общая жесткость	—	Не более 7 мг-экв/л	4151—48	В исключительных случаях по согласованию с органами Государственного санитарного надзора не более 14 мг-экв/л
Активная реакция pH	При осветлении или умягчении воды	6,5—9,5	4011—48	—
Содержание железа	При обезжелезивании воды	Не более 0,3 мг/л	4011—48	—
Свинец	—	Не более 0,1 мг/л	4614—49	—
Мышьяк	—	Не более 0,05 мг/л	4152—48	—

Продолжение табл. 1

Качественные показатели	Условия определения	Допускаемая величина	Методы испытаний по ГОСТ	Примечание
Фтор	—	Не более 1,5 мг/л	4386—48	—
Медь	—	Не более 3 мг/л	4388—48	—
Цинк	—	Не более 5 мг/л	4387—48	—
Общее число бактерий	При посеве в 1 мл неразбавленной воды, определяемое числом колоний, после 24-часового выращивания при температуре 37°C	Не более 100	5216—50	—
Коли-индекс = $\frac{1000}{\text{коли-титр}}$	Количество кишечных палочек в 1 л воды, определяемое числом колоний на фуксин-сульфитном агаре, с применением концентрации бактерий на мембранных фильтрах	Не более 3	5216—50	Не более трех кишечных палочек в 1 л воды
Коли-титр = $\frac{1000}{\text{коли-индекс}}$	—	Не менее 300	5216—50	Одна кишечная палочка в объеме воды более 300 см³
Остаточный активный хлор	В водопроводной воде населенного пункта в ближайшей точке к насосной станции	Не менее 0,3 мг/л и не более 0,5 мг/л	4245—48	—
Хлороформные запахи	При хлорировании воды	Отсутствие	3351—46	—

нитратов указывает на недавнее загрязнение воды органическими веществами. Из сказанного выше следует, что в питьевой воде не должно быть аммиака (возможно только наличие его следов) и допускаются только слабые следы соединений азотистой кислоты (нитритов), а лучше их полное отсутствие.

Содержание нитратов (соединений азотной кислоты) в питьевой воде не должно быть выше 15—40 мг/л. По данным австрийских гигиенистов, повышенное содержание нитратов (более 50 мг/л) в воде, постоянно используемой для питья, приводит к нарушению окислительной функции крови — метгемоглобинемии.

Существенное значение имеет общая сумма растворенных в воде веществ, так называемый сухой остаток (или плотный остаток) в мг/л. Для его определения выпаривают известное количество предварительно профильтрованной воды, затем остаток высушивают при температуре 105—120°C, взвешивают и пересчитывают на 1 л воды.

Величина общего солесодержания обычно определяется суммированием веса всех содержащихся в воде катионов и анионов, обнаруженных химическими анализами.

В питьевой воде содержание хлоридов не должно превышать 30—50 мг/л, а содержание сульфатов — 60 мг/л. Однако это не всегда достижимо в некоторых южных маловодных районах нашей страны (Туркмения, Казахстан и др.), где местные водоисточники сильно минерализованы.

Согласно санитарно-гигиеническим исследованиям последнего времени полагают, что содержание в питьевой воде хлор- и сульфат-ионов должно быть не более 300—400 мг/л каждого, натрия — не более 200 мг/л, кальция и магния — не более 100—200 мг/л каждого. Следовательно, общая сумма твердых минеральных примесей в питьевой воде не должна превышать 1000—1500 мг/л. При больших общей минерализации и содержании отдельных ионов наблюдается гиперминерализация организма человека, что вызывает различные функциональные заболевания.

Эти выводы совпадают с известным заключением Д. И. Менделеева о том, что «содержание 1 г в 1 л каких бы то ни было веществ уже делает воду мало пригодной и даже вредной для питья». Согласно ГОСТ 2761—57 величина сухого остатка воды источника централизованного хозяйственно-питьевого водоснабжения допускается не более 1000 мг/л.

Необходимо отметить значение наличия в питьевой воде йода, отсутствие или недостаточное содержание которого может вызвать распространение тяжелого заболевания — эндемического зоба. Установлено, что для предотвращения этой болезни содержание в питьевой воде йода должно быть не менее 10^{-8} мг/л. Однако добавка йода в питьевую воду как мера борьбы с эндемическим зобом не нашла практического применения. Одна из причин этого заключается в неблагоприятном действии содержащей йод воды на отдельных лиц.

Продолжительное потребление питьевой воды с избытком фтора (выше 1,5 мг/л) ведет к почернению и разрушению эмали зубов.¹ Недостаток в воде фтора (менее 0,5 мг/л) усиливает кариес зубов. Наличие в воде фтора более 1,5 мг/л при одновременном малом содержании в воде йода может вызвать заболевание щитовидной железы, так как фтор вытесняет йод из тканей. Поэтому полагают, что фтор в питьевой воде должен содержаться в количестве не более 1,5 мг/л (ГОСТ 2874—54), но и не менее 0,7—0,8 мг/л.

В воде природных источников обычно содержатся растворенные газы — углекислота, кислород и сероводород. В зависимости от величины рН воды углекислота может встречаться в свободном состоянии — в виде углекислого газа CO_2 , полусвязанной углекислоты (бикарбонатные ионы HCO_3^-) и связанной углекислоты (карбонатные ионы CO_3^{2-}). При значениях $\text{pH} < 4,5$ все углекислые соединения присутствуют только в виде свободной углекислоты¹. При величине $\text{pH} = 8,4$ углекислота находится в воде в полусвязанной форме, а при значениях $\text{pH} > 10,5$ — только в связанной форме.

Находящиеся в воде ионы HCO_3^- , CO_3^{2-} и углекислый газ CO_2 связаны так называемым углекислотным равновесием. Часть свободной углекислоты, находящаяся в равновесии с бикарбонатами, имеет название равновесной и не вступает в химические реакции.

Избыточная свободная (или агрессивная) углекислота в отличие от равновесной является весьма активной. Наличие ее в воде вызывает коррозию бетонных сооружений и водопроводных труб.

В водах открытых водоемов (реки, водохранилища, озера) присутствие агрессивной углекислоты является мало вероятным вследствие низкого содержания CO_2 в атмосферном воздухе. Однако в подземных водах содержание агрессивной углекислоты может быть значительным и составлять несколько десятков мг/л.

Количество кислорода, растворенного в воде, зависит от температуры воды и от парциального давления². При парциальном давлении кислорода в атмосферном воздухе, равном 0,21 ат, т. е. в условиях контакта воды с воздухом при атмосферном давлении, предельное содержание растворенного кислорода отвечает данным, приведенным в табл. 2.

Понижение концентрации кислорода по сравнению с этими величинами характеризует загрязнение воды. В реках, используемых для хозяйственно-питьевого водоснабжения, содержание растворенного кислорода не должно быть менее 4 мг/л. При концентрации кислорода ниже 1—1,5 мг/л погибает рыба.

Сероводород в водах поверхностных источников почти не встречается, так как легко окисляется. В подземных водах присутствие сероводорода объясняется процессами восстановления и разложе-

¹ Содержание свободной углекислоты в воде при $t = 10^\circ\text{C}$ и $\text{pH} = 6 + 8,5$ приведено в табл. 69.

² Парциальное давление — часть общего давления в газовой смеси, обусловленного наличием данного газа.

ния некоторых минеральных солей (гипса, серного колчедана и др.). Наличие сероводорода иногда до 20—40 мг/л придает воде неприятный запах, вызывает коррозию труб и может способствовать зарастанию трубопроводов вследствие развития серобактерий.

Таблица 2

Содержание растворенного в воде кислорода при давлении 760 мм рт. ст. и разных температурах воды

Температура воды в °С	Содержание кислорода		Температура воды в °С	Содержание кислорода	
	в см ³ /л	в мг/л		в см ³ /л	в мг/л
0	10,19	14,56	16	6,89	9,85
1	9,91	14,16	17	6,75	9,65
2	9,64	13,78	18	6,61	9,45
4	9,14	13,06	19	6,48	9,26
5	8,91	12,73	20	6,36	9,09
6	8,68	12,41	21	6,23	8,9
7	8,47	12,11	22	6,11	8,73
8	8,2	11,81	23	6	8,58
9	8,06	11,56	24	5,89	8,42
10	7,87	11,25	25	5,78	8,26
11	7,69	10,99	26	5,67	8,11
12	7,52	10,75	27	5,56	7,95
13	7,35	10,5	28	5,46	7,81
14	7,19	10,28	29	5,36	7,67
15	7,04	10,06	30	5,26	7,52

Вода, подаваемая в хозяйственно-питьевой водопровод, должна быть полностью освобождена от болезнетворных бактерий на водоочистных сооружениях. Число видов болезнетворных (патогенных) бактерий, встречающихся в воде, сравнительно невелико. Однако к их числу принадлежат опасные бактерии, вызывающие брюшной тиф, паратиф, холеру, острый гастроэнтерит, дизинтерию, инфекционную желтуху, полиомиелит, сибирскую язву, туляремию, бруцеллез и др.

Присутствие в водопроводной воде болезнетворных бактерий является недопустимым. Показателем бактериального загрязнения могут служить кишечные палочки (бактерии коли), которые сравнительно легко обнаружить при анализе и которые попадают в воду тем или иным путем из кишечника животных и людей.

Тот наименьший объем воды в кубических сантиметрах, в котором содержится одна кишечная палочка, называется *коли-титром*. Согласно ГОСТ 2874—54 для питьевой воды титр кишечной палочки (коли-титр) должен быть не менее 300 (т. е. одна кишечная палочка на 300 см³ питьевой воды). Существует также термин *коли-индекс*, который соответствует 1000/коли-титр; следовательно

но, коли-индекс питьевой воды должен быть не выше 3, т. е. не более трех кишечных палочек в 1 л воды.

Бактериальным свойствам воды должно быть уделено серьезное внимание уже на стадии выбора источника питьевого водоснабжения. Согласно ГОСТ 2761—57 источник считается пригодным, если среднее количество кишечных палочек (коли-индекс) на протяжении цикла исследований составляет: а) для источников, намечаемых к использованию только с хлорированием воды, — не более 1000 на 1 л воды; б) для источников, намечаемых к использованию с полной очисткой и хлорированием воды, — не более 10 000 на 1 л воды. Показатели пригодности воды природных источников, намечаемых к использованию, и воды после очистки и хлорирования приведены в табл. 3.

Таблица 3

Показатели пригодности воды

Условия использования воды	Коли-титр	Коли-индекс
Вода, намечаемая к использованию		
Вода природных источников: при условии полной очистки и хлорирования (ГОСТ 2761—57)	0,1	10 000
	0,15	6670
	0,2	5000
	0,3	3330
	0,4	2500
	0,5	2000
	0,6	1670
	0,7	1430
	0,8	1250
	0,9	1100
при условии только хлорирования	1	1000
Вода, подаваемая после очистки и хлорирования		
Вода питьевая по стандарту:		
США	100	10
ГОСТ 2874—54	300	3
Московского водопровода	500	2

В водохранилищах и других открытых водоемах распространены мелкие формы водорослей (фитопланктон) и простейшие животные организмы (зоопланктон). В питьевой воде не допускается наличия ни планктонных организмов, ни продуктов распада их клеток и т. п. Следовательно, очистные сооружения должны обеспечивать полное задержание всех видов планктона.

§ 2. ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К КАЧЕСТВУ ТЕХНИЧЕСКОЙ ВОДЫ

На промышленных предприятиях вода расходуется на самые различные нужды, но преимущественно ее используют для следующих основных целей.

1. Для охлаждения действующих агрегатов, например конденсаторов паровых турбин тепловых электростанций, холодильников доменных и мартеновских печей и т. д. Эта вода должна быть освобождена от избытка взвешенных веществ, которые, осаждаясь, засоряют охлаждающие устройства. Охлаждающая вода не должна содержать сероводорода и железа и иметь карбонатную жесткость не выше 2—7 мг-экв/л, в зависимости от температуры нагрева воды и от содержания в ней свободной углекислоты (табл. 4).

Таблица 4

Требования к качеству воды, применяемой для охлаждения агрегатов промышленных предприятий

Показатели качества воды	Допустимое содержание в охлаждающей воде в мг/л	Примечание
Мутность	50—200	В зависимости от типа холодильников
Сероводород	0,5	—
Железо	0,1	—
Гипс (CaSO_4)	1500—2000	В зависимости от общего содержания в воде сульфатов MgSO_4 и Na_2SO_4
Карбонатная жесткость в мг-экв/л	2—7	При температуре нагрева охлаждающей воды 20—50°C и содержании в ней свободной CO_2 от 10 до 100 мг/л

Содержание взвеси в воде, направляемой в холодильники, применяемые на металлургических заводах, должно отвечать более строгим требованиям, которые дифференцируются в зависимости от типа холодильника (табл. 5).

Таблица 5

Требования к качеству воды, направляемой в холодильники металлургических заводов

Холодильники	Предельно допустимое содержание взвеси в воде в мг/л	
	круглогодичное	в половодье
Коробчатого типа:		
фуры	15	30
прочие	30	60
Трубочатого типа:		
фуры, шлаковые и чугунные летки	50	100
прочие	100	200

2. Для питания котлов вода должна быть в большей или меньшей степени освобождена от взвеси (в зависимости от типа котлов), солей жесткости и растворенного кислорода. Питательная вода для современных котлов высокого давления (барабанных и прямоточных) должна быть полностью умягчена, обескремнена,

обескислорожена; она должна иметь минимальный плотный остаток, соответствующий экономически приемлемой продувке котлов.

Прозрачность питательной воды для котлов всех типов и параметров должна быть не ниже 50 см по Снеллену. Ориентировочные требования к качеству котловой и питательной воды для котлов различных типов приведены в табл. 6.

Таблица 6

Ориентировочные расчетные нормы котловой и питательной воды для котлов различных типов

Показатели	Котлы					
	жаротрубные (5—15 атм)	водотрубные (15—25 атм)	большой производи- тельности (25—50 атм)	высокого давления (50—100 атм)	барабанные (100—185 атм)	прямоточные (100 — 150 атм) и прямоточ- ные на около-и сверхкритическом давлении (215—300 атм)
Общая жесткость в мг-экв/л. . .	0,35	0,15	0,05	0,035*	0,005	0,003
Содержание в мг/л:						
кремниевой кислоты в пе- ресчете на SiO_3^{2-}	Не нормируется					0,02
кислорода O_2	1	0,5	0,01	0,01	0,01	0,01
свободной углекислоты	Следы					
смазочных масел	10	5	2	1	0,5	Следы
натриевых соединений в пересчете на Na_2SO_4	Не нормируется					0,02
соединений железа в пере- счете на Fe_2O_3	—	—	—	—		0,01
соединений меди в пересче- те на CuO	—	—	—	—		0,005
нитритов и нитратов в пе- ресчете на NO_2 и NO_3	—	—	—	—		0,02
pH	1	—	Не ниже 7			7—8,5

* При давлении более 80 атм общая жесткость воды составляет не более 0,015 мг-экв/л.

3. Для очистки выпускаемого продукта, например для травления стали, очистки текстиля, пищевых продуктов и т. д., когда вода подлежит той или иной предварительной обработке в зависимости от ее технологического назначения. Требования к качеству воды, применяемой для этих целей, приведены в табл. 7.

4. Для перемещения материала. Такое использование воды имеет место, например, в бумажной промышленности для транспортирования сырой бумажной массы к бумажной машине в виде водной суспензии. Для подобных целей требования к качеству воды в отдельных случаях могут быть понижены.

5. Как составная часть выпускаемой продукции, например, на консервных заводах, в производстве пива и т. д.; для этих пред-

приятый вода подвергается такой же тщательной очистке, как и в хозяйственно-питьевых водопроводах.

Таблица 7

Требования к качеству технической воды различных производств

Показатели	Производства						
	бумажное	целлюлозное	вискозное	текстильное (прядельно-ткацкое)	отбельно-красильное	дубленое кож	кожевенное
Мутность в мг/л	2—5	0	5	5	5	20	10
Цветность в град	30	15	0	10—12	5—10	10—100	—
Прозрачность (по шрифту Снеллена) в см	—	—	30	30	30	—	—
Общая жесткость в мг-экв/л	4,3—5,7	0,7	0,2	1,4—2,1	0,2—0,35	1—2,65	0,5
Окисляемость в мг/л O ₂	10	6	2	—	8—10	—	—
Содержание в мг/л:							
железа	1	0,2	0,03	0,2	0,1	0,2	—
марганца	—	—	0,03	0,2	0,1	0,2	—
кремниевой кислоты	—	—	25	—	—	—	—
сероводорода	—	—	—	—	—	—	1
плотного остатка	300	—	100	—	—	—	—
pH	7—7,5	7—7,5	—	7—8,5	7—8,5	—	—

6. Для устранения промышленных отходов, например, для разбавления и нейтрализации израсходованных кислот и щелочей; при этом качество воды не имеет существенного значения.

Данные табл. 4—7 показывают, что многие отрасли производства предъявляют высокие требования к качеству используемой воды. Вода, применяемая для охлаждения, не должна содержать взвеси больше тех количеств, которые нормированы табл. 4 и 5. Отложение взвеси в холодильниках приводит к их засорению, снижению теплопередачи и прогоранию. Вследствие этого может наблюдаться недовыплавка металла из-за простоев, связанных с ремонтом холодильников. Взвесь загрязняет трубки конденсаторов паротурбин тепловых электростанций и сопла брызгальных бассейнов для охлаждения воды.

Требования к прозрачности питательной воды для котлов (не ниже 50 см по шрифту Снеллена) превышают требования ГОСТ 2874—54 к прозрачности питьевой воды (не менее 30 см по шрифту Снеллена).

Вода, применяемая для питания паровых котлов, не должна содержать солей жесткости больше тех количеств, которые указаны в табл. 6. При использовании жесткой воды на стенках паровых котлов образуется твердая накипь, что приводит к снижению теплопроводности стенок и перерасходу топлива. Присутствие в воде растворенного кислорода и углекислоты служит основной при-

чиной коррозии стали. В паровых котлах вследствие высокой температуры воды явления коррозии усиливаются.

Реакция питательной воды для котлов должна быть слабощелочной во избежание попадания в котел кислой воды, вызывающей коррозию элементов котла.

Воду, применяемую для очистки выпускаемого продукта, и воду, используемую как средство перемещения материала, подвергают различной обработке в зависимости от технологии производства. Как видно из табл. 7, для многих производств требуется в той или иной степени умягченная вода. В кожевенном производстве жесткая вода вызывает перерасход дубильных веществ, в текстильном — снижает качество тканей (они становятся грубыми) и затрудняет их окраску.

Ряд производств требует низкой цветности воды, например отбельно-красильные фабрики.

Имеет значение также содержание в воде железа, которое недопустимо при производстве целлюлозы, и особенно вискозы, так как вызывает появление желтых ржавых пятен на выпускаемой продукции.

Еще более высокие требования предъявляются к воде, используемой в некоторых химических производствах. Так, например, при изготовлении люминофоров и полупроводников общее содержание солей в воде не должно превышать 0,2 мг/л, в том числе содержание железа не более 0,05 мг/л.

§ 3. ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К КАЧЕСТВУ ВОДЫ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВЕННЫХ НУЖД СТРОИТЕЛЬСТВА

Вода на строительстве используется для приготовления бетона (225—325 л на 1 м³), для поливки уложенного бетона (50 л на 1 м³), для промывки щебня и гравия (1000 л на 1 м³ материала) и песка (1250—1500 л на 1 м³). С этой целью вода подается на бетонные заводы, заводы бетонных изделий и деталей, к карьерам гравия и песка, а также к местам укладки бетона.

Для приготовления и поливки гидротехнического бетона может использоваться без предварительного опробования любая вода, пригодная для питьевых целей. Применение производственных сточных и болотных вод для приготовления и поливки бетона не допускается. Минерализованные природные воды могут применяться для приготовления и поливки гидротехнического бетона, если показатели их химических свойств удовлетворяют требованиям ГОСТ 4797—64 (табл. 8).

На строительстве вода используется также для охлаждения двигателей внутреннего сгорания строительных механизмов, временных силовых станций и компрессоров; для заправки радиаторов автотракторного парка; для питания паровозных котлов почтового железнодорожного транспорта. Требования к качеству воды на перечисленные цели приведены в табл. 9.

Таблица 8

**Показатели химических свойств воды, пригодной для приготовления
и поливки бетона (по ГОСТ 4797—64)**

Показатели химических свойств воды	Подводный бетон малоармированных и железобетонных конструкций	Надводный бетон и бетон, расположенный в зоне переменного горизонта воды бетонных конструкций	Надводный бетон и бетон малоармированных и железобетонных конструкций, расположенный в зоне переменного горизонта воды	Гидротехнический бетон на сульфатостойком цементе
1	2	3	4	5
Общее содержание солей в мг/л	3500	5000	—	
Содержание ионов SO_4^{2-} в мг/л	2700	2700	Не более 10 000	
pH (не менее)	4	4	4	
Примечание. Показатели в графах 2—4 относятся к бетону на портландцементе, пуццолановом и шлаковом портландцементе.				

Таблица 9

**Требования к качеству воды для охлаждения двигателей внутреннего сгорания
строительных механизмов и компрессоров, заправки радиаторов
и питания котлов**

Целевое назначение воды	Количество воды	Качество воды
Охлаждение двигателей внутреннего сгорания: экскаваторов землечерпалок и рефулеров компрессоров	300—500 л на 1 м³ вынутого грунта 4000 л/ч на 1 кВт мощности двигателя 4—5 л на 1 м³ забираемого воздуха или 40—55 л/ч на 1 кВт мощности двигателя	Карбонатная жесткость не выше 2—7 мг-экв/л, взвеси не более 400 мг/л
Для заправки радиаторов: грузовых автомашин гусеничных тракторов	150—300 л/сутки при двухсменной работе 25 л/ч на 1 кВт мощности двигателя	То же
Для питания паровых котлов построечного железнодорожного транспорта: паровозов широкой колеи паровозов узкой колеи	20 м³/сутки на один паровоз 6 м³/сутки на один паровоз	Жесткость воды не выше 2—3,5 мг-экв/л, взвеси не более 200 мг/л. Отсутствие веществ, вызывающих коррозию стенок котла (кислоты, хлористый магний)

§ 4. АНАЛИЗ ВОДЫ

Качество воды в природном источнике и в водопроводе после очистки определяется по данным анализа, при этом проба должна отражать действительный средний состав воды. Для полного анализа (табл. 10) берут 3—4 л воды, для сокращенного анализа — 1 л.

Таблица 10

Форма полного анализа воды источника водоснабжения

I. Общие сведения

Пункт водоснабжения	
Род и название источника	
Место отбора пробы воды	
Дата отбора пробы воды	
Дата начала анализа	

II. Физические свойства воды

Цветность в град	
Прозрачность в см	
Осадок в мг/л	
Запах в баллах	
Вкус в баллах	
Температура воды (при отборе пробы) в °C	
Взвешенные вещества при 110°C в мг/л	
Взвешенные вещества после прокаливания в мг/л	

III. Химические свойства воды

Определение	Обозначение	Размерность
Реакция	pH	—
Сухой остаток при 150°C	—	мг/л
Минеральный остаток	—	»
Потеря при прокаливании	—	»
Окись кальция	CaO	»
Окись магния	MgO	»
Ангидрид серной кислоты	SO ₃	»
Хлор-ион	Cl ⁻	»
Ангидрид азотной кислоты	N ₂ O ₅	»
Ангидрид азотистой кислоты	N ₂ O ₃	»
Аммиак	NH ₃	»
Сероводород	H ₂ S	»
Кислород	O ₂	»
Углекислота:		
свободная	CO ₂	»
бикарбонатная	CO ₃	»
Полуторные окислы железа и алюминия	Fe ₂ O ₃ + Al ₂ O ₃	»
Железо	Fe	»
Кремниевая кислота	SiO ₂	»
Окисляемость	—	мг/л O ₂
Щелочность	Щ	мг-экв/л
Гуматы	Гу°	град
Жесткость:		
общая	Ж _о	мг-экв/л
постоянная (некарбонатная)	Ж _н	»
временная (карбонатная)	Ж _к	»
кальциевая	Ж _{Ca}	мг/л
магниевая	Ж _{Mg}	»

Продолжение табл. 10

Катионы	Содержание в 1 л		% мг-экв	Анионы	Содержание в 1 л		% мг-экв
	в мг	в мг-экв			в мг	в мг-экв	
K^+ Na^+ Ca^{2+} Mg^{2+} Fe^{2+}				Cl^- SO_4^{2-} NO_3^- HCO_3^- SiO_3^{2-}			
Сумма				Сумма			

В табл. 10 помимо общих сведений о роде источника, месте и времени отбора пробы приводятся данные о физических и химических свойствах воды. Однако этих данных недостаточно для выбора рациональной схемы очистки воды, поскольку они не характеризуют ее технологических свойств. Так, величина цветности воды не позволяет составить представление об оптимальном способе устранения цветности и о потребной для этого дозе коагулянта. Чтобы более надежно запроектировать отстойники, надо знать кинетику осаждения взвеси (осаждаемость взвеси). Знание способности данной воды к фильтрованию позволяет более обоснованно подойти к выбору типа фильтров и т. д.

Таким образом, следует выяснить технологические свойства воды конкретного источника водоснабжения путем пробного коагулирования, пробного обесцвечивания и т. д. Наличие этих данных позволяет более правильно обосновать выбор метода очистки воды и значение расчетных параметров.

ГЛАВА II

ОПРЕДЕЛЕНИЕ СОСТАВА СООРУЖЕНИЙ ДЛЯ ОЧИСТКИ ВОДЫ И РАСЧЕТЫ, СВЯЗАННЫЕ С ИХ КОМПОНОВКОЙ

§ 5. СОСТАВ ОЧИСТНЫХ СООРУЖЕНИЙ

Состав очистных сооружений определяют исходя из результатов анализов исходной воды и тех требований, которые предъявляются к качеству очищенной воды. При устройстве хозяйственно-питьевого водоснабжения сооружения для очистки воды должны в конечном итоге обеспечить качество воды, отвечающее ГОСТ 2874—54 (см. главу I).

В этом случае в процесс очистки воды входят следующие операции:

- 1) предварительное отстаивание в тех случаях, когда вода забирается из водоема, представляющего собой естественный отстойник (водохранилище, озеро, пруд);
- 2) обработка воды растворами реагентов (обычно сернокислым алюминием, хлорным железом или железным купоросом) с целью коагулирования взвеси, содержащейся в воде; при низком значении щелочности исходной воды, не обеспечивающем нормальное протекание процесса коагуляции, воду искусственно подщелачивают путем добавления в нее щелочи (обычно извести);
- 3) смешение реагентов с очищаемой водой, которое производится в смесителе в течение 1—2 мин;
- 4) хлопьеобразование — создание хлопьев коагулянта, происходящее в камере хлопьеобразования в течение 6—30 мин (в зависимости от типа камеры);
- 5) осветление воды путем осаждения из нее основной массы взвешенных веществ и частично бактерий; осветление воды производится в отстойниках — вертикальных или горизонтальных — или же в осветлителях, работающих по принципу пропуска воды через взвешенный осадок;
- 6) фильтрование через скорые песчаные фильтры для окончательного осветления воды и задержания бактерий;
- 7) хлорирование — обеззараживание воды до полного уничтожения бактерий хлор-газом, которое производится при помощи

приборов — хлораторов, устанавливаемых в отдельных помещениях (хлораторных); хлор вводится в воду или после ее фильтрования, или дважды — перед осветлением воды и после фильтров перед поступлением ее в резервуары чистой воды;

8) аммонизация — добавка в профильтрованную воду аммиака при помощи аммонизаторов; применяется при наличии в воде привкусов и запахов (особенно хлорфенольных) для их устранения; привкусы и запахи, вызываемые гидробиологическими факторами (водоросли, микрофауна и т. д.), лучше устраняются добавкой порошкообразного активированного угля, вводимого непосредственно перед фильтрами.

Таким образом, очистная станция представляет собой объединенную систему сооружений, на которых производится ряд последовательных операций по очистке воды.

Водоочистные станции рассчитываются на равномерную работу в течение суток. Для установок производительностью менее 3000 м³/сутки может допускаться работа станции в течение части суток.

Выбор состава основных сооружений водоочистной станции зависит от ее производительности, количества взвешенных веществ в исходной воде и цветности обрабатываемой воды (табл. 11).

Таблица 11

Состав основных сооружений водоочистной станции в зависимости от ее производительности и качества исходной воды

Способ обработки воды и производительность станции в м ³ /сутки	Мутность воды в мг/л	Цветность воды в град	Состав основных сооружений станции
С применением коагулянта			
До 2000	До 50	До 80	Напорные фильтры
Любая	» 50	» 80	Открытые скорые фильтры
До 3000	» 2500	Любая	Вертикальные отстойники, скорые фильтры
Более 3000	» 2500	»	Осветлители со взвешенным осадком, скорые фильтры
» 30 000	» 2500	»	Горизонтальные отстойники, скорые фильтры
Любая	Более 2500	»	Первичные и вторичные отстойники, скорые фильтры
»	До 150	До 150	Грубозернистые фильтры для частичного осветления
»	» 150	» 150	Контактные осветлители
Без применения коагулянта			
До 20 000	До 200—500	» 50	Медленные фильтры
» 20 000	» 500—1000	» 50	Отстойники, медленные фильтры

§ 6. СОСТАВЛЕНИЕ ВЫСОТНОЙ СХЕМЫ

Высотная схема очистной станции — это графическое изображение в профиле всех ее сооружений с взаимной увязкой высоты их расположения на местности. Такая схема позволяет установить зависимость между уровнями воды и основными отметками сооружений станции.

При компоновке очистных сооружений чрезвычайно важно: 1) компактно их разместить с обеспечением удобства эксплуатации; 2) создать условия самотечного движения воды на всем ее пути — от головного сооружения очистной станции до резервуара чистой воды.

Для самотечного движения воды в очистных сооружениях следует по возможности использовать рельеф местности. Это позволяет уменьшить заглубление сооружений и, следовательно, сократить объем земляных работ и удешевить устройство фундаментов. Тем самым достигается снижение строительной стоимости очистной станции.

Применение напорных схем целесообразно только на станциях небольшой производительности обычно для осветления воды в одну ступень — на напорных фильтрах.

При выборе технологической схемы обработки воды нужно руководствоваться данными, приведенными в табл. 11.

Пример. Составление высотной схемы (при самотечном движении воды) начинаем с конечного сооружения, т. е. с резервуара чистой воды, задавшись отметкой наивысшего уровня воды в нем. Эта отметка должна быть на 0,25—0,5 м выше отметки земли.

В рассматриваемом примере (рис. 1) отметка уровня воды в резервуаре 4 принята +0,3 м. Отметка —1,7 м соответствует уровню противопожарного запаса воды в резервуаре, а устройство петли на этой отметке предупреждает захват противопожарного запаса промывным насосом. Перепад уровней воды на фильтре 3 и в резервуаре чистой воды 4 принимаем равным 3,3 м для преодоления сопротивлений: 1) в песчаной загрузке фильтра при движении в нем воды к концу фильтроцикла 2,9 м; 2) на пути от фильтровальной станции до резервуара чистой воды 0,4 м (табл. 12). Следовательно, отметка поверхности воды на фильтре будет: $0,3 + 2,9 + 0,4 = 3,6$ м.

Разности уровней воды в различных сооружениях — фильтре 3, осветлителе 2 (или отстойнике), камере хлопьеобразования и смесителе 1 — определяют в зависимости от гидравлических сопротивлений (потерь напора) как в самих сооружениях, так и на пути движения воды — в трубах, каналах, лотках и т. д. (см. табл. 12).

При пользовании табл. 12, составленной для трех различных схем технологической обработки воды, нужно иметь в виду, что указанные в ней потери напора являются ориентировочными и подлежат уточнению после проверки гидравлическим расчетом действительных потерь напора.

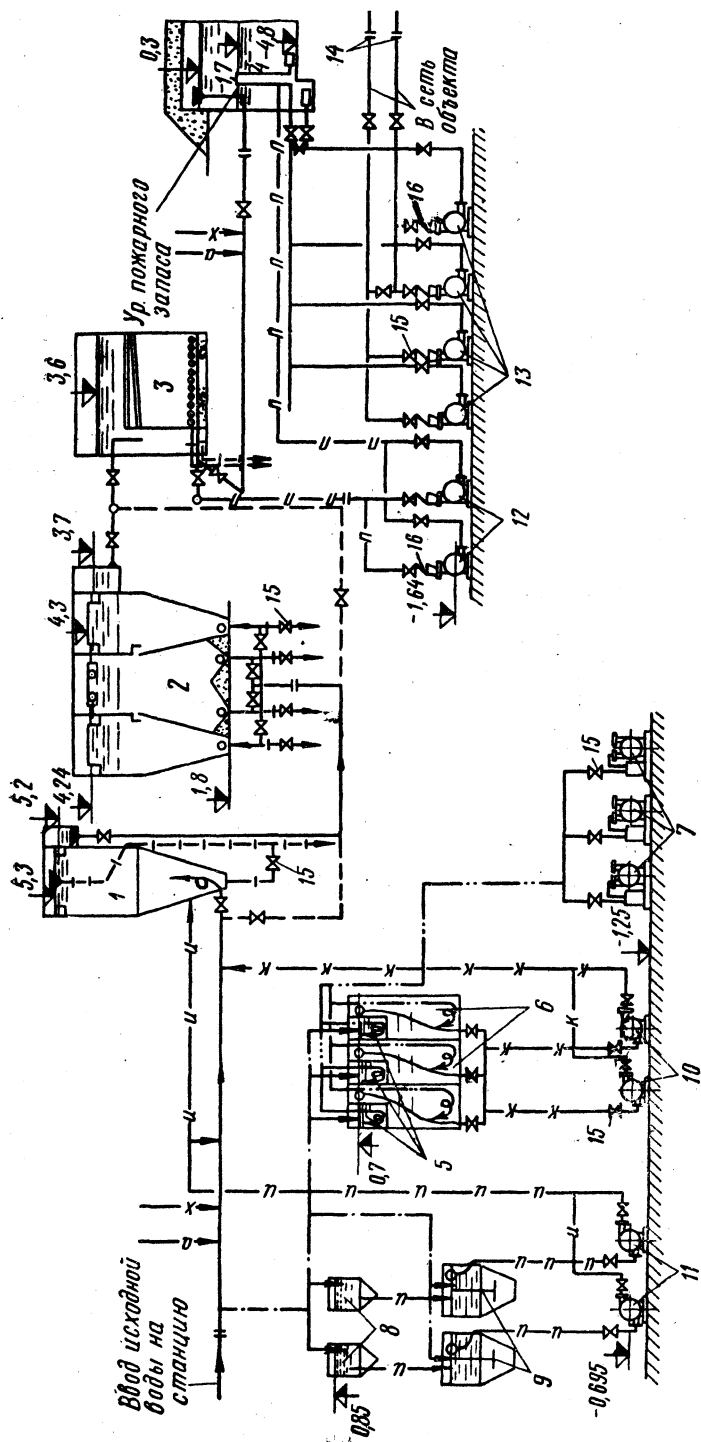


Рис. 1. Высотная схема станции очистки питьевой воды

1 — осветитель; 2 — смеситель; 3 — фильтр; 4 — резервуар чистой воды; 5 — растворные отделения баков для коагулянта; 6 — расходные баки; 7 — воздушники; 8 — баки для гашения известки; 9 — лопастные мешалки известкового молока; 10 — насосы для дозирования раствора коагулянта; 11 — насосы для дозирования известкового молока; 12 — промывные насосы; 13 — хозяйственно-противопожарные насосы; 14 — диафрагмы расходомера; 15 — задвижки; 16 — обратные клапаны; 17 — для раствора коагулянта; 18 — для известкового молока; 19 — для аммиачной воды; 20 — х — для хлорной воды; 21 — для промывной воды; 22 — для исходной воды (на собственные нужды станции); 23 — воздухопровод; 24 — производственная канализация; 25 — обводные

Таблица 12

**Потери напора при движении воды между сооружениями очистной станции
и в самих сооружениях
(для ориентировочных расчетов)**

Путь движения воды	Потери напора в м при составе основных сооружений очистной станции		
	отстойники, фильтры	осветлители, фильтры	контактные осветлители
1	2	3	4
От фильтров или контактных осветлителей до резервуара чистой воды	0,3—0,5	0,3—0,5	0,3—0,5
В песчаной загрузке фильтра (к концу фильтроцикла)	2,5—3	2,5—3	—
От отстойников или осветлителей до фильтров	0,1—0,3	0,1—0,3	—
В контактных осветлителях	—	—	2,2
В осветлителях со взвешенным осадком	—	0,6—0,8	—
В отстойниках	0,2—0,3	—	—
От смесителя или входной камеры к контактным осветлителям	—	—	0,3
От смесителя к осветлителям со взвешенным осадком	—	0,3—0,5	—
В сетках входной камеры контактного осветлителя	—	—	0,2
В камере хлопьеобразования	0,4—0,5	—	—
От смесителя к отстойникам	0,3	—	—
В смесителе	0,4—0,5	0,4—0,5	0,4—0,5
Всего	4,2—5,6	4,2—5,6	3,4—3,7

На высотной схеме станции очистки воды должны быть показаны, кроме того, отметки оси промывных насосов 12 и вакуум-насосов, уровни раствора и коагулянта в растворных баках 5 и в расходных баках 6, отметки оси насосов 10 для перекачки раствора коагулянта и воздуходувок 7, подающих сжатый воздух для перемешивания раствора коагулянта.

Если требуется подщелачивание воды известью, на высотной схеме показывают баки для гашения извести 8, циркуляционные мешалки известкового молока 9 и насосы 11 для подачи его в дозаторы.

§ 7. ПОДБОР СКОРОСТЕЙ ДВИЖЕНИЯ ВОДЫ В ТРУБАХ И КАНАЛАХ СООРУЖЕНИЙ ОЧИСТНОЙ СТАНЦИИ

Правильное определение диаметров труб и размеров каналов на сооружениях для очистки воды имеет большое значение для компоновки станции. Это определение производится по скорости

движения воды в трубах и каналах, которая принимается от 0,05 до 2 м/сек в зависимости от степени обработки воды на различных участках (табл. 13).

Таблица 13

**Расчетные скорости движения воды в трубах и каналах сооружений
для очистки воды**

Трубопроводы и каналы	Расчетные скорости движения воды в м/сек
От насосов I подъема к смесителю	1—1,2
От смесителя до камеры хлопьеобразования (или осветлителей)	0,8—1
От камеры хлопьеобразования до отстойников	Не более 0,1 для мутных вод и 0,05 для цветных вод
От отстойников (осветлителей) до фильтров	0,8—1,2
От фильтров до резервуаров чистой воды	1—1,5
В трубах и каналах для подачи промывной воды на фильтр	1,5—2
В начале распределительных коллекторов	1—1,2
В начале ответвлений трубчатой распреде- лительной системы фильтров	1,8—2
В трубчатом дренаже двухпоточного фильтра	Не более 1
В устье желобов для отвода грязной воды при промывке фильтров	0,6
В канале для отвода в сток грязной про- мывной воды	0,8—2

Скорости движения воды, равные 1,8—2 м/сек, принимают только для напорных линий, подающих промывную воду к фильтрам, во избежание назначения большого диаметра труб.

Данные табл. 12 и 13 позволяют ориентировочно определить при разработке предварительной схемы все необходимые отметки уровней воды на сооружениях очистной станции.

Пример. В предыдущем примере технологическая схема предусматривает обработку воды в осветлителях со взвешенным осадком и скорых фильтрах, а поэтому следует пользоваться данными графы 3 табл. 12.

Отметка поверхности воды на скорых фильтрах была определена ранее равной 3,6 м. Поэтому отметка уровня воды в осветлителе будет: $3,6 + 0,1 + 0,6 = 4,3$ м (где 0,1 м — потери напора на пути от осветлителя до фильтра; 0,6 м — глубина погружения труб для сбора и отвода воды в осветлителе, считая от поверхности воды в нем до низа труб). Отметка уровня воды в смесителе составит: $4,3 + 0,3 + 0,6 + 0,1 = 5,3$ м (где 0,3 м — потери напора на пути от смесителя к осветлителю; 0,6 м — потери напора в осветлителе; 0,1 м — перепад уровней воды в смесителе и его боковом кармане).

Потерю напора в смесителе, равную 0,4—0,5 м, учитывают при определении высоты напора насосов I подъема, подающих воду на станцию очистки воды, а также насосов-дозаторов 10 и 11 (см. рис. 1).

Определение потерь напора при промывке скорого фильтра приводится в § 26.

Если вода для промывки фильтра подается не промывными насосами, а из возвышенного бака, то отметка дна его над отметкой верхней кромки желобов, расположенных над загрузкой фильтра, для рассматриваемого случая должна быть:

$$H = h_p + h_z + h_t + h_{ж},$$

где h_p — потери напора в распределительной системе фильтра, составляющие 4—4,5 м;

h_z — потери напора в загрузке фильтра, равные ее полной высоте, т. е. 1,8—2 м;

h_t — потери в трубопроводах и фасонных частях, а также на образование скорости движения воды, которые суммарно составляют 1—1,5 м;

$h_{ж}$ — отметка кромки желобов над уровнем земли.

При высоте слоя воды над загрузкой фильтра 2,5 м и высоте кромки желобов над загрузкой 0,7 м отметка кромки желобов $h_{ж} = 3,6 - 2,5 + 0,7 = 1,8$ м (где 3,6 м — отметка поверхности воды на скором фильтре).

Таким образом, дно бака для промывки фильтра должно иметь отметку $H = 4,5 + 2 + 1,5 + 1,8 = 9,8$ м.

При составлении высотной схемы необходимо предусматривать возможность спуска воды от отдельных сооружений (резервуаров, отстойников и т. д.), а также отвод бытовых сточных вод.

Расположение сооружений на площадке должно быть достаточно удобным для дальнейшего их расширения.

Планировка площадки очистной станции сопровождается созданием архитектурного ансамбля, увязанного с другими инженерными сооружениями. Следует предусмотреть устройство асфальтированных дорог, аллей, фонтанов, посадку зеленых насаждений (деревьев, кустарников, цветов и т. д.). Вокруг территории станции, совпадающей с первым поясом зоны санитарной охраны (пояс строгого санитарного режима), устраивается надежное ограждение.

§ 8. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ОЧИСТНОЙ СТАНЦИИ

Водоочистные станции должны рассчитываться на равномерную работу в течение суток, если их производительность составляет не менее 3000 м³/сутки. Производительность очистной станции $Q_{о.с.}$ составляет:

$$Q_{о.с.} = \alpha Q_{\text{макс. сут}} + Q_{\text{доп}}, \quad (1)$$

где α — коэффициент для учета расхода воды на собственные нужды станции (при сбросе осадка из

отстойников или при продувке осветлителей, при промывке скорых фильтров и т. д.), равный 1,06—1,08;

$Q_{\text{макс.сут}}$ — расход воды для суток максимального водопотребления;

$$Q_{\text{доп}} = 3,6 t_{\text{пож}} (m q_{\text{пож}} + m' q'_{\text{пож}}) \text{ м}^3; \quad (2)$$

$t_{\text{пож}}$ — расчетная продолжительность пожара в ч (принимается для всех случаев равной 3 ч);

m и m' — число одновременных пожаров соответственно в населенном пункте и на промышленных предприятиях (принимается по СНиП);

$q_{\text{пож}}$ и $q'_{\text{пож}}$ — расход воды в л/сек на один пожар соответственно в населенном пункте и на промышленном предприятии.

Полная производительность очистной станции — это сумма полезного расхода воды, подаваемой потребителю, и расхода воды на собственные нужды станции. Полезная производительность определяется с учетом пополнения противопожарного запаса воды.

Пример. Определить расчетную производительность очистной станции для города с населением 50 000 человек при норме 250 л на одного жителя в сутки максимального водопотребления и значениях $\alpha = 1,1$; $m = 2$ (два одновременных пожара); $q_{\text{пож}} = 35$ л/сек; $t_{\text{пож}} = 3$ ч.

В городе имеется промышленное предприятие с категорией пожарной опасности А, при этом расход воды на один пожар $q_{\text{пож}} = 30$ л/сек. Расход воды на внутренние пожарные краны принимаем 5 л/сек. При числе жителей 25 тыс. человек и более расход воды определяется как сумма потребного большего расхода (в данном примере для населенного места) плюс 50% меньшего расхода (в данном примере на предприятии). Следовательно, по формуле (2)

$$Q_{\text{доп}} = 3,6 \cdot 3 [2 (35 + 5) + 1 (30 + 5) 0,5] = 1053 \text{ м}^3.$$

Тогда расчетная производительность станции очистки воды по формуле (1)

$$Q_{\text{о.с}} = 1,08 \frac{250 \cdot 50\,000}{1000} + 1053 = 14\,553 \text{ м}^3/\text{сутки}.$$

§ 9. ОСНОВНЫЕ ПОЛОЖЕНИЯ КОМПОНОВКИ СТАНЦИЙ

Основные принципы компоновки очистных станций заключаются: а) в обеспечении компактной планировки всех сооружений и служебных помещений; б) в создании условий самотечного движения воды по всему комплексу сооружений станции.

При размещении отдельных сооружений необходимо стремиться к сокращению длины трубопроводов между ними, а также к осуществлению возможности ввода в эксплуатацию и дальнейшего расширения сооружений без прекращения их действия. Оборудование и арматура должны быть легко доступными для ремонта и обслуживания. Необходимо предусматривать устройство обводных трубопроводов, позволяющих подавать воду для обработки хлором без предварительного пропуска ее через отстойники или другие сооружения станции.

Все технологические сооружения и служебные помещения станции экономически целесообразно объединять (блокировать) в общем здании. Это облегчает эксплуатацию станции и снижает объем капитальных затрат при строительстве.

В местностях со средними положительными температурами во время отопительного сезона допускается устраивать открытые отстойники.

Основные размеры водоочистных сооружений должны приниматься соответственно шагу между колоннами и осями стен с учетом типоразмеров выпускаемых в СССР сборных железобетонных элементов.

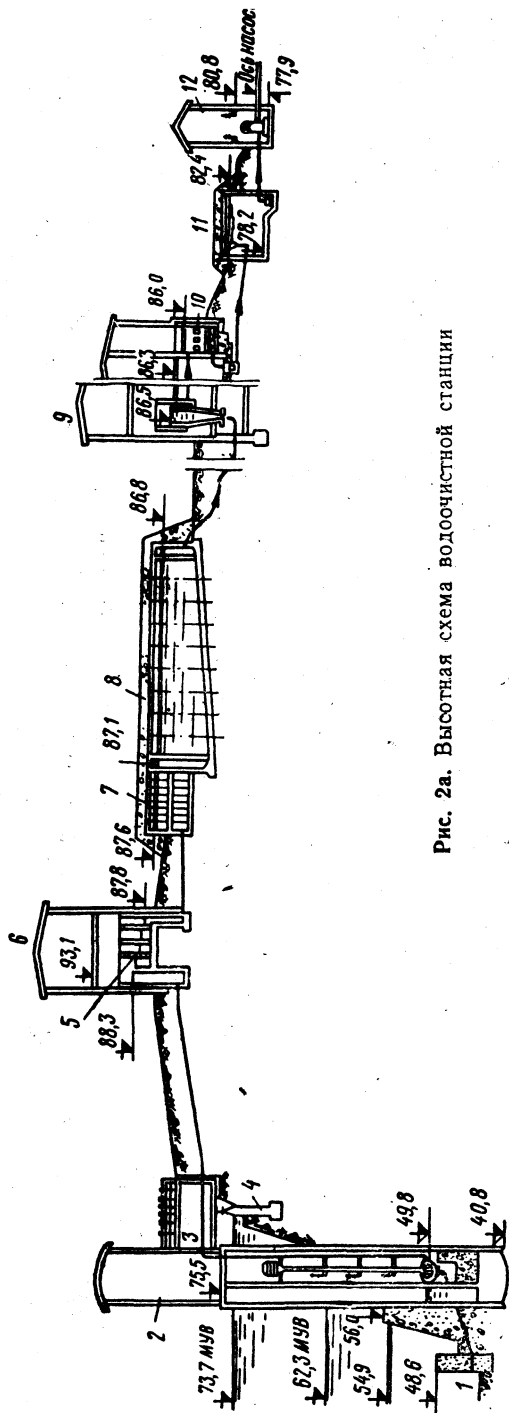


Рис. 2а. Высотная схема водоочистной станции

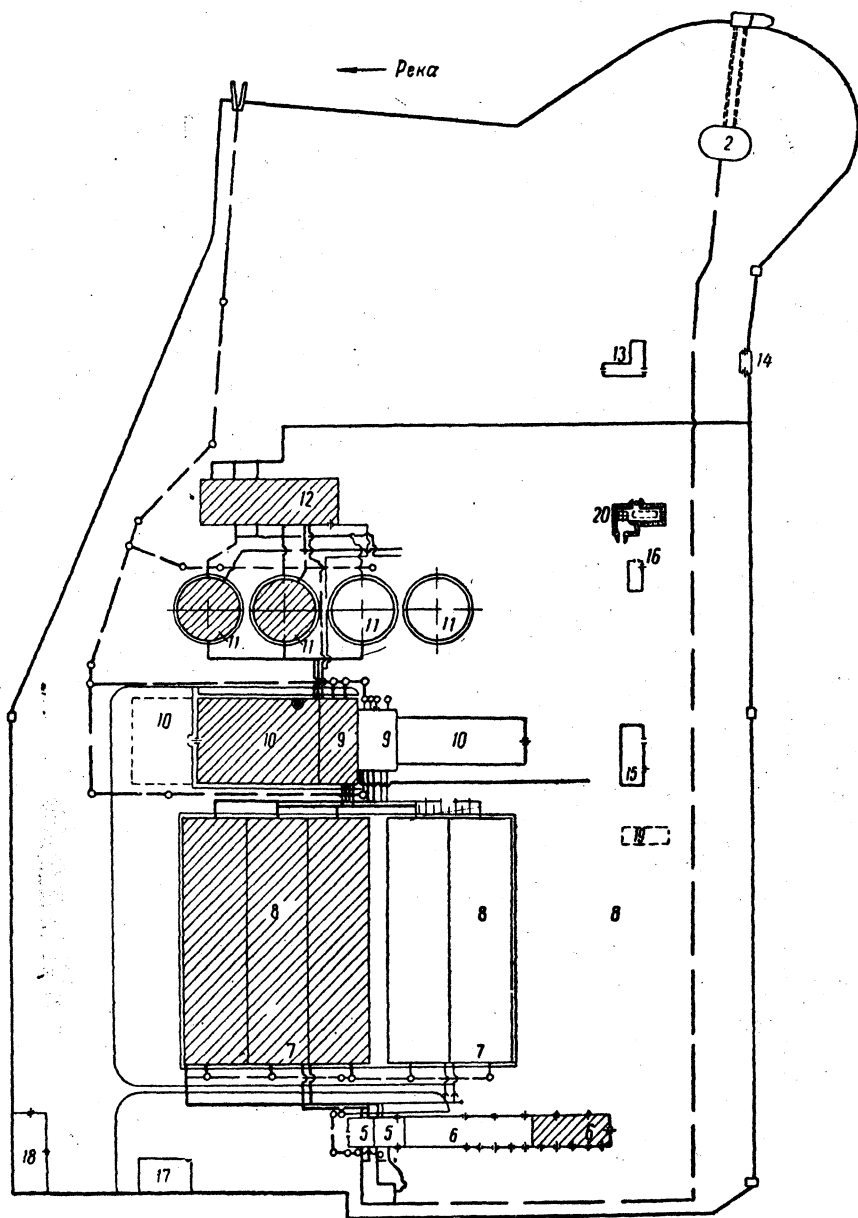


Рис. 26. Генеральный план территории водоочистой станции

На территории водоочистой станции разрешается располагать насосные и трансформаторные станции, склады хлора и аммиака, котельную, мастерские и проходную будку. Другие сооружения, не имеющие непосредственного отношения к эксплуатации станции, размещать на ее территории запрещается.

На рис. 2 приведены генеральный план территории и высотная схема водоочистой станции производительностью 100—120 тыс. м³/сутки.

В северной части территории размещены оголовок водозабора 1 и насосная станция I подъема 2.

Около насосной станции водоводы проложены в галерее 3; они опираются на железобетонную опору 4, что обеспечивает их устойчивость в пределах берегового откоса.

Затем водоводы прокладываются на юго-восток и под прямым углом подводятся к помещению дырчатого смесителя 5. В этом же здании размещается реагентное хозяйство 6.

Из смесителя 5 вода поступает в камеры хлопьеобразования 7, которые примыкают к головной части горизонтальных отстойников 8.

Вертикальные смесители 9 размещаются перед фильтрами 10. После фильтрования вода поступает в резервуары чистой воды 11, откуда насосами II подъема 12 подается по напорным водоводам к месту потребления.

Хлораторная и аммонизаторная находятся в отдельном здании 13 (однако это решение не типично, так как чаще их размещают в первом этаже фильтровального здания). Склад хлора и аммиака 14 всегда выносятся в отдельное помещение.

Кроме того, на территории очистной станции находятся механическая мастерская 15, котельная 16, контора-проходная 17, помещение охраны 18, склад с навесом 19 и топливное хозяйство 20.

ГЛАВА III

РАСЧЕТ УСТРОЙСТВ ДЛЯ ПРИГОТОВЛЕНИЯ И ДОЗИРОВАНИЯ РАСТВОРА РЕАГЕНТОВ

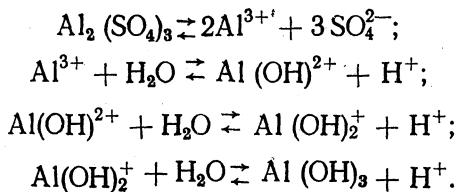
§ 10. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О РЕАГЕНТАХ

Для ускорения выпадения взвеси применяется коагулирование, осуществляемое путем добавки в обрабатываемую воду химических реагентов (коагулянтов), образующих хлопья, которые, оседая, увлекают за собой взвесь.

В качестве коагулянта обычно используют: сернокислый алюминий $Al_2(SO_4)_3$, сернокислое железо $Fe_2(SO_4)_3$, железный купорос $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ или хлорное железо $FeCl_3$.

Действие сернокислого алюминия основывается на его гидролизе, заканчивающемся образованием геля гидроокиси алюминия $[Al_2(OH)_3]$ и свободной углекислоты. При коагулировании сернокислым железом диссоциация солей железа приводит к образованию малорастворимой гидроокиси железа $Fe(OH)_3$.

После введения в воду сернокислого алюминия происходят следующие реакции:

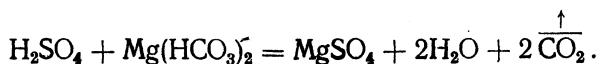
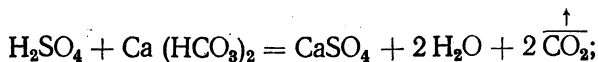
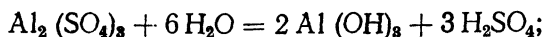


Образующаяся гидроокись алюминия $Al(OH)_3$ представляет собой коллоидное вещество, частицы которого имеют положительные заряды. Между тем коллоиды, содержащиеся в природной воде (гуминовые вещества, кремниевая кислота и др.), заряжены отрицательно. Это ведет к нейтрализации зарядов частиц обоих коллоидов, вызывающей их взаимную коагуляцию с образованием хлопьев. Аналогичное явление происходит и в случае применения $FeSO_4$. Образующийся коллоидный раствор гидроокиси железа $Fe(OH)_3$ коагулирует содержащиеся в воде отрицательно заряженные коллоиды.

Ионы водорода, выделившиеся после гидролиза сернокислого алюминия, связываются с находящимися в природной воде бикарбонатными ионами



Благодаря этому кроме осветления воды достигается понижение ее карбонатной жесткости на 0,7—1 мг-экв/л с одновременным таким же повышением некарбонатной жесткости воды согласно реакциям:



При излишней щелочности переход гидроокиси в водную окись может задержаться. При недостаточной же щелочности реакция образования гидроокиси из сернокислого алюминия протекать не может. В этом случае нужно искусственно подщелачивать воду гашеной известью $\text{Ca}(\text{OH})_2$, едким натром NaOH или кальцинированной содой Na_2CO_3 , добавляемыми в количестве:

$$D_{\text{щ}} = K \left(\frac{1}{e} D_{\text{к}} - \text{Щ} + 1 \right) \text{ мг/л}, \quad (3)$$

где $D_{\text{щ}}$ — количество щелочи, добавляемой для подщелачивания воды, в мг/л;

e — эквивалентный вес коагулянта (безводного) в мг-экв/л, равный для $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 57, FeCl_3 54, $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ 67;

$D_{\text{к}}$ — максимальная доза безводного сернокислого алюминия в мг/л;

Щ — минимальная щелочность воды в мг-экв/л (для природных вод обычно равная карбонатной жесткости);

K — количество щелочи в мг/л, необходимое для подщелачивания воды на 1 мг-экв/л и равное для извести 28 мг/л, для едкого натра 30—40 мг/л, для соды 53 мг/л.

Пример. Определить необходимые дозы реагента для подщелачивания воды при ее мутности 700 мг/л и щелочности $\text{Щ} = 1,7$ мг/л. Максимальная доза безводного сернокислого алюминия $D_{\text{к}} = 75$ мг/л.

Необходимые дозы реагента для подщелачивания воды составят:

гашеной извести

$$D_{\text{и}} = 28 \left(\frac{1}{57} 75 - 1,7 + 1 \right) \approx 17,4 \text{ мг/л};$$

кальцинированной соды

$$D_c = 53 \left(\frac{1}{57} 75 - 1,7 + 1 \right) \approx 33 \text{ мг/л.}$$

В тех случаях, когда значения D_n и D_c получаются с отрицательным знаком, подщелачивания воды не требуется. Обычно это наблюдается при небольшой мутности и достаточно высокой щелочности (карбонатной жесткости) воды.

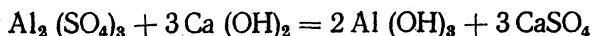
Пример. Определить необходимую дозу гашеной извести для подщелачивания воды при ее мутности 200 мг/л, щелочности $Щ = 2$ мг/л и величине $D_n = 40$ мг/л.

Тогда

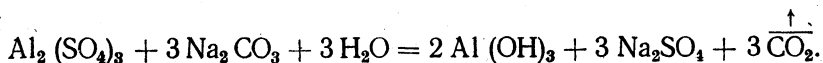
$$D_n = 28 \left(\frac{1}{57} 40 - 2 + 1 \right) \approx -8,4 \text{ мг/л,}$$

т. е. подщелачивания воды не требуется.

Ход реакций при подщелачивании следующий:



или



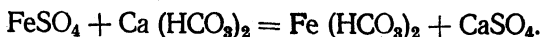
Скорость гидролиза коагулянта зависит от температуры воды (резко уменьшается при низкой температуре) и от величины pH. При повышенном значении pH (более 8,2) частицы $\text{Al}(\text{OH})_3$ получают отрицательный заряд, хлопья гидрооксида алюминия не образуются и процесс осветления воды замедляется.

Коагулирующая способность реагента возрастает с повышением валентности иона электролита. Исследования показали, что если коагулирующую способность одновалентного иона принять за единицу, то коагулирующая способность двухвалентного иона достигает 7, а трехвалентного — 75.

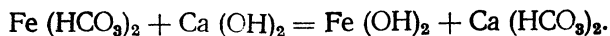
В отечественной практике водоснабжения чаще всего применяются соли трехвалентного алюминия в виде очищенного сернокислого алюминия, содержащего около 45% безводного $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, а также и неочищенного сернокислого алюминия, содержащего 33% безводного $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$. Следовательно, теоретически 1 кг неочищенного коагулянта по своей коагулирующей способности эквивалентен 0,73 кг очищенного. Практически коагулирующая способность неочищенного сернокислого алюминия несколько выше за счет мелкозернистых нерастворимых примесей в неочищенном продукте, усиливающих коагуляцию.

В качестве коагулянта применяют также соли трехвалентного $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ и двухвалентного железа FeSO_4 .

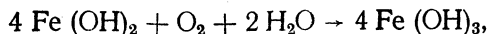
Вступая в реакцию с двууглекислыми солями кальция (или магния), железный купорос FeSO_4 превращается в двууглекислое железо по уравнению



Для ускорения процесса необходима добавка гашеной извести, отнимающей углекислоту,



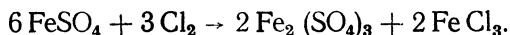
Гидрат закиси железа окисляется при $\text{pH} > 8$ за счет растворенного в воде кислорода



а получившийся гидрат окиси железа выпадает в виде хлопьев, увлекаемая взвесь, содержащуюся в обрабатываемой воде.

При коагулировании солями железа величина pH воды после ввода коагулянта должна быть не менее 8,2—8,5, так как в этом случае высокое значение pH не задерживает коагуляцию, а способствует ей.

Если коагуляция производится при содержании в воде взвеси более 100—125 мг/л, можно окислить FeSO_4 и перевести его в трехвалентное железо $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ путем хлорирования раствора железного купороса:



Хлопья гидрата окиси железа тяжелее хлопьев гидроокиси алюминия в 1,5 раза и, следовательно, скорее осаждаются. Они более устойчивы и не разрушаются в щелочной среде, что имеет значение при объединении в общей установке процессов коагуляции и умягчения воды. Температура воды не оказывает существенного влияния на скорость процесса коагуляции солями железа. В силу этого соли железа нашли широкое применение в качестве коагулянтов, особенно на водоумягчительных установках.

Хлорное железо FeCl_3 доставляется на станции очистки воды в стальных бочках; содержание FeCl_3 в товарном продукте составляет не менее 98 %.

В табл. 14 приведена краткая характеристика свойств и назначения различных реагентов.

Необходимые дозы коагулянта должны назначаться в соответствии с данными технологического анализа воды (по ГОСТ 2919—45). Действующие нормы предлагают принимать дозу безводного сернокислого алюминия или хлорного железа в зависимости от содержания в воде взвешенных веществ (табл. 15).

Для ориентировочного определения дозы безводного сернокислого алюминия в зависимости от мутности исходной воды рекомендуется также пользоваться графиком, приведенным на рис. 3.

При обработке вод, имеющих высокую цветность, производится проверка достаточности дозы коагулянта для обесцвечивания воды по формуле

$$D_k = 4 \sqrt{C} \text{ мг/л}, \quad (4)$$

Реагенты, применяемые для очистки питьевой и технической воды

Название реагента	Химическая формула	Удельный вес	ГОСТ	Назначение
Сернокислый алюминий очищенный (технический)	$Al_2SO_4 \times 18H_2O$	1,62	12966—67	Ускорение процесса выпадения взвеси, содержащейся в воде
Глинозем сернокислый (неочищенный)	$Al_2SO_4 \times 18H_2O$	1,6	5155—49	То же
Железный купорос технический (сернокислая закись железа)	$FeSO_4 \times 7H_2O$	1,89*	6981—54	»
Железо хлорное	$FeCl_3$	2,8	4147—65	»
Известь гашеная (строительная воздушная)	$Ca(OH)_2$	2,08	9179—59	Подщелачивание воды. Устранение карбонатной и магnezияльной жесткости воды
Сода кальцинированная синтетическая	Na_2CO_3	2,53	5100—64	Подщелачивание воды. Устранение некарбонатной жесткости воды
Хлорная известь	$CaOCl_2$	—	1692—58	Обеззараживание воды
Хлор жидкий	Cl_2	0,003214	6718—68	То же
Аммиак жидкий синтетический сорта Б	NH_3	0,000771	6221—62	Устранение привкусов и запахов воды
Тиосульфат натрия (гипосульфит)	$Na_2S_2O_3 \times 5H_2O$	1,69	4215—66	Дехлорирование воды
Медный купорос	$CuSO_4$	3,58	2142—67	Уничтожение микрофлоры и водорослей (в водоемах)
Натр едкий технический (сода каустическая)	$NaOH$	2,13	2263—59	Умягчение воды. Подщелачивание воды. Регенерация анионитовых фильтров
Серная кислота техническая	H_2SO_4	1,84	2184—67	Регенерация Н-катионитовых фильтров. Подкисление воды
Соляная кислота техническая	HCl	0,00164	1382—42	Стабилизация воды
Соль поваренная	$NaCl$	2,16	13830—68	Регенерация Na-катионитовых фильтров
Тринатрийфосфат технический	$Na_2PO_4 \times 12H_2O$	1,62	201—58	Доумягчение воды перед котельными установками

Название реагента	Химическая формула	Удельный вес	ГОСТ	Назначение
Полиакриламид технический	—	—	СТУ 7-04-01-66; ТУ 7-04-01-66; СТУ 12-02-21-64	Интенсификация процесса хлопьеобразования при коагулировании
Натрий кремнефтористый технический	Na_2SiF_6	2,67	87—66	Фторирование воды
Сернистый ангидрид технический	SO_2	0,002927	2918—45	Дехлорирование воды
Активный уголь марки БАУ	—	0,19*	6217—52	Дехлорирование воды. Устранение привкусов и запахов

* Объемный вес.

Таблица 15

Дозы коагулянта для обработки воды

Содержание в воде взвешенных веществ в мг/л	Дозы безводного сернокислого алюминия или хлорного железа в мг/л	Содержание в воде взвешенных веществ в мг/л	Дозы безводного сернокислого алюминия или хлорного железа в мг/л
100	25—35	801—1000	60—90
101—200	30—45	1001—1400	65—105
201—400	40—60	1401—1800	75—115
401—600	45—70	1801—2200	80—125
601—800	55—80	2201—2500	90—130

Примечание. Меньшие значения доз относятся к водам, содержащим грубодисперсную взвесь.

где D_k — доза коагулянта в пересчете на безводный сернокислый алюминий в мг/л;

C — цветность обрабатываемой воды в градусах платино-кобальтовой шкалы.

Пример. Определить дозу коагулянта при мутности воды 100 мг/л и цветности 90°. По табл. 15 или графику, приведенному на рис. 3, необходимая доза коагулянта для осаждения грубодисперсной взвеси должна быть в пределах 25—30 мг/л. В то же время высокая цветность воды требует для ее снижения с 90 до 20° (отвечающих ГОСТ 2874—54) более высокой дозы коагулянта, т. е. $D_k = 4 \sqrt{90} \approx 38 \text{ мг/л} > 25 \text{ мг/л}$.

При одновременном наличии в воде взвешенных веществ и высокой цветности принимается большая из доз, определенная по табл. 15 или вычисленная по формуле (4).

Вместо сернокислого алюминия или хлорного железа в качестве коагулянта можно применять железный купорос $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (см. табл. 14). Ориентировочные дозы железного купороса на 1 л обрабатываемой воды: для периода паводка 100 мг/л, а для остального времени 40—50 мг/л.

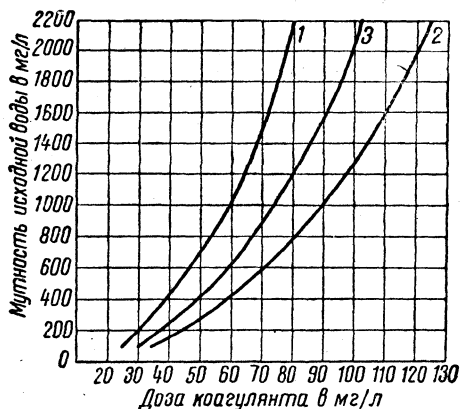


Рис. 3. График для определения дозы безводного сернокислого алюминия в зависимости от мутности воды

1 — для вод с грубодисперсной взвесью; 2 — для вод с мелкодисперсной взвесью; 3 — средняя доза

§ 11. ПРИМЕНЕНИЕ ПОЛИАКРИЛАМИДА ДЛЯ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПРОЦЕССОВ ОСВЕЩЕНИЯ И ОБЕСЦВЕЧИВАНИЯ ВОДЫ

Процесс осветления (коагулирования и осаждения взвеси) можно интенсифицировать при помощи высокомолекулярных флокулянтов, в частности, полиакриламида (ПАА).

При добавке полиакриламида происходит ускорение слипания агрегативно неустойчивых твердых частиц. Интенсифицирующее действие полиакриламида вызвано адсорбцией его молекул на частицах взвеси и хлопьях коагулянта, что ведет к их быстрейшему укрупнению и ускоряет осаждение.

Существуют два основных способа ввода полиакриламида: 1) непосредственно перед фильтрами (или контактными осветлителями); 2) перед отстойниками или осветлителями со взвешенным осадком.

Технический полиакриламид — прозрачный, бесцветный (или желто-коричневый), вязкий и тягучий гель, содержащий 7—9% полимера, поставляется и транспортируется в деревянных бочках емкостью нетто 100—150 кг. Бочки с ПАА нужно хранить при положительных температурах (но не выше 25°C) в вертикальном положении, загрузочным люком вверх.

Для практического применения наиболее удобно пользоваться 1%-ным раствором ПАА. Технический полиакриламид растворяют в водопроводной воде с применением быстроходных мешалок.

На рис. 4 показана схема растворного узла. В состав его входит бак с мешалкой на вертикальной оси 1, циркуляционный и перекачивающий насос 2, расходный бак 3, дозатор 4 и эжектор 5 для разбавления и транспортирования раствора ПАА.

Центральным конструкторским бюро Академии коммунального хозяйства разработана мешалка, рассчитанная на растворение за один цикл содержимого одной бочки (или 150 кг геля ПАА).

Рабочая емкость бака мешалки 1,2 м³ при общей его емкости 2 м³. Баки имеют квадратную форму в плане для уменьшения воронки, образующейся при вращении раствора.

Скорость вращения вала 1000 об/мин. Вал имеет две лопасти размером 60×100 мм, монтируемых под углом 10° к вертикальной оси.

Внутренние и наружные поверхности бака, вал и лопасти мешалки покрываются нитроэмалью по глифталевому грунту (ГОСТ 4056—63).

Продолжительность растворения содержимого одной бочки (150 кг) 25—40 мин. Продолжительность цикла приготовления раствора ПАА, включая взвешивание, загрузку, размешивание и перекачку раствора в расходный бак, равна 2 ч.

Одна мешалка описанной выше конструкции может обеспечить рабочим раствором ПАА очистную станцию производительностью

$$Q_{o.c} = \frac{q_m \cdot 24 \cdot 1000}{D_{ПАА}} \text{ м}^3/\text{сутки}, \quad (5)$$

где q_m — производительность мешалки в кг/ч ПАА;

$D_{ПАА}$ — доза полиакриламида в мг/л.

Пример. Определить мощность водоочистной станции, работу которой обеспечит мешалка конструкции ПКБ АКХ производительностью $q_m = 6$ кг/ч ПАА в пересчете на чистый продукт (или 600 л/ч 1%-ного раствора). Доза $D_{ПАА} = 1$ мг/л. При этих условиях одна мешалка обеспечит работу очистной станции производительностью

$$Q_{o.c} = \frac{6 \cdot 24 \cdot 1000}{1} = 144\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}.$$

Для перекачки рабочих растворов ПАА можно применять центробежные насосы марок 2К-6а и 2К-6б (табл. 16).

Потери напора при транспортировании по трубопроводам раствора ПАА концентрацией 0,5—1% определяются так же, как и для воды, но с увеличением их значений на 30—50%.

Полиакриламид следует вводить в воду после коагулянта. Время разрыва между дозированием этих реагентов должно составлять

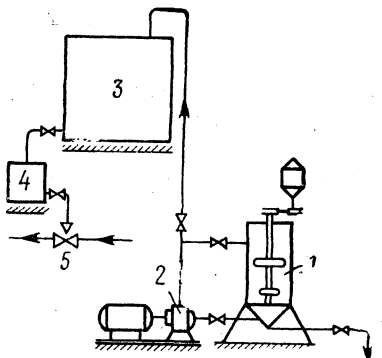


Рис. 4. Схема растворного узла для полиакриламида (ПАА)

Таблица 16

Характеристика центробежных насосов марок 2К-6а и 2К-6б

Марка насоса	Размеры колеса в см		Характеристика насоса при работе на ПАА			
	диаметр	ширина	производительность в л/сек	напор в м вод. ст.	к. п. д. в %	мощность в кВт
2К-6а	14,8	2,7	2,52	7,1	35,5	1,91
			5,2	24,7	49,6	2,55
			8,05	19,8	52,8	3
2К-6б	13,2	2,8	2,53	20,9	36,1	1,44
			5,28	18,4	50	1,92
			6,7	16,2	51	2,1

Примечание. Электродвигатели имеют скорость вращения вала 2900 об/мин и мощность 4,5 кВт.

Таблица 17

Расчетные дозы полиакриламида¹

Типы сооружений для очистки воды	Характеристика воды, поступающей на очистные сооружения	Доза ПАА по чистому продукту в % от взвешенных веществ
Отстойники и осветлители со взвешенным осадком	1. Мутные воды горных рек с неустойчивой, легко коагулируемой взвесью в количестве 500—10 000 мг/л	0,01—0,04
	2. Мутные и мутно-цветные воды средней полосы при паводке: повышенная мутность (100—500 мг/л) и малая цветность (20—60°)	0,1—0,25
	3. Цветные воды северной полосы в зимний период с малой мутностью (до 10 мг/л) и цветностью более 50°	0,5—1
Фильтры скорые, двухслойные, двухточные	Количество взвешенных веществ, поступающих на фильтры, до 30 мг/л	2—3
Контактные осветлители	Мутно-цветные и мутные воды северной и средней полосы преимущественно во время паводка. Количество взвешенных веществ, поступающих на контактное осветление, до 300 мг/л	0,1—0,3
		0,15—0,4

¹ Министерство коммунального хозяйства РСФСР. Технические указания на применение полиакриламида ПАА для очистки питьевых вод на городских водопроводах. Изд. ОНТИ АКХ МХ РСФСР, 1969.

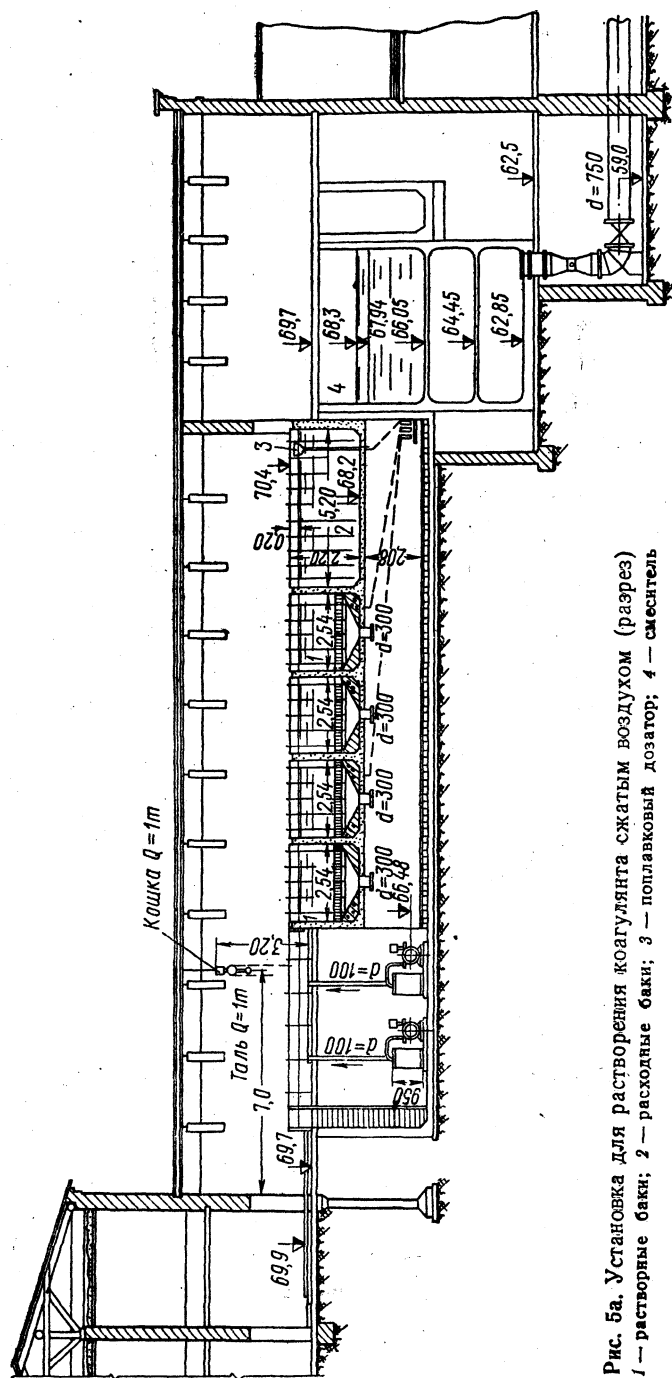


Рис. 5а. Установка для растворения коагулянта сжатым воздухом (разрез)

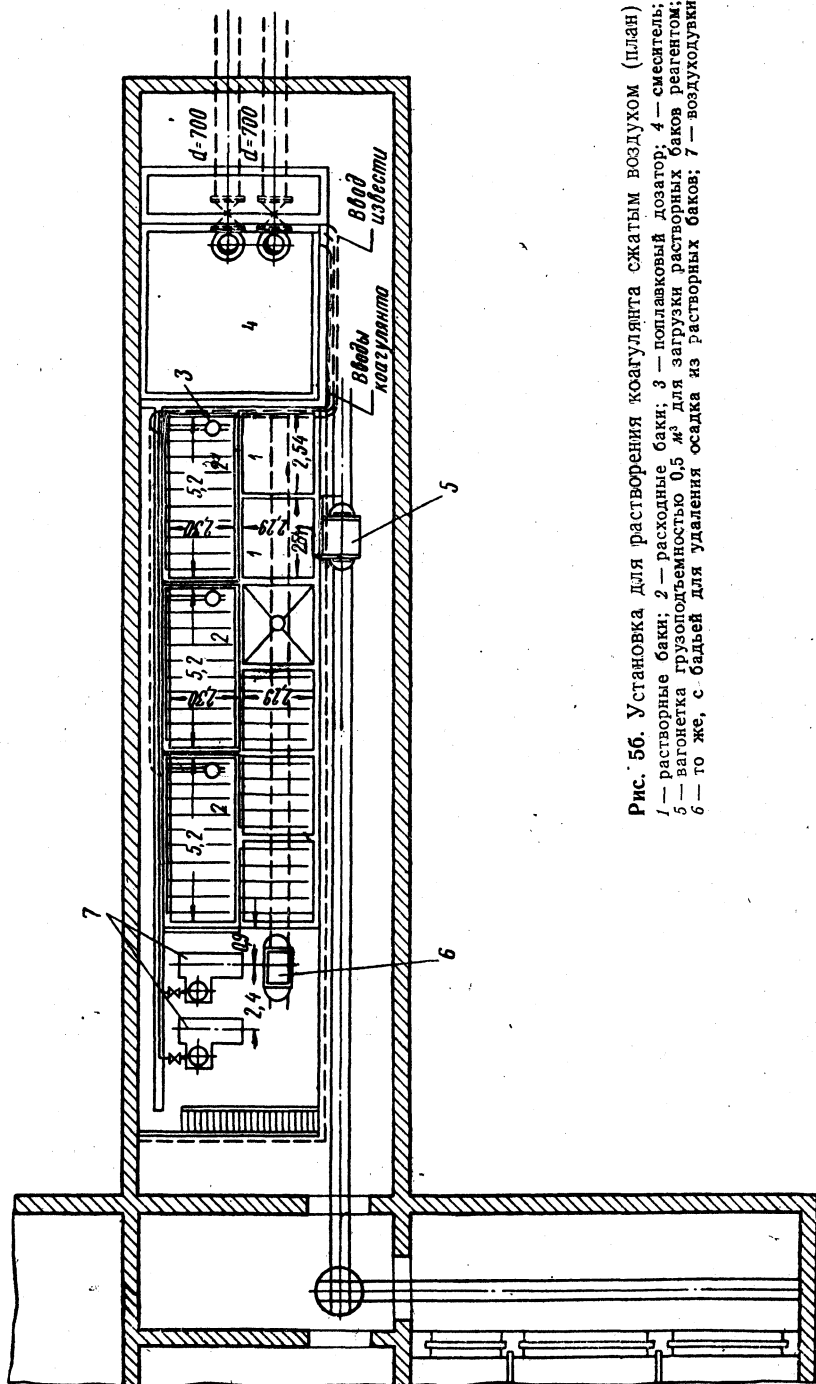


Рис. 56. Установка для растворения коагулянта сжатым воздухом (план)
 1 — растворные баки; 2 — расходные баки; 3 — поплавковый дозатор; 4 — смеситель;
 5 — вагонетка грузоподъемностью 0,5 м³ для загрузки растворных баков реагентом;
 6 — то же, с бадей для удаления осадка из растворных баков; 7 — воздуходувка

$t=4$ мин при температуре воды $0-5^{\circ}\text{C}$ и цветности более 60° , $t=1,5 \div 1,67$ мин при мутности воды до $40-50$ мг/л и цветности $20-60^{\circ}$, $t=1 \div 1,2$ мин при мутности воды более 50 мг/л и цветности менее 20° . Время разрыва между дозированием рекомендуется проверять в лаборатории. При температуре воды $15-25^{\circ}\text{C}$ минимальное время разрыва для соответствующих вод можно уменьшить в два раза. Во всех случаях необходимо обеспечить хорошее перемешивание ПАА с обрабатываемой водой, для чего желательно применять шайбовый смеситель. Расчетные дозы ПАА указаны в табл. 17.

§ 12. УСТАНОВКА ДЛЯ РАСТВОРЕНИЯ КОАГУЛЯНТА СЖАТЫМ ВОЗДУХОМ

В состав установки (рис. 5) входят: 1) баки для приготовления раствора коагулянта — растворные баки, число которых принимается не менее двух; 2) баки расходные, откуда раствор коагулянта поступает в дозатор; они располагаются рядом с растворными баками, при этом на один растворный бак желательно иметь по два расходных бака; 3) две воздуходувки, подающие сжатый воздух для перемешивания раствора реагентов.

Кроме того, при устройстве больших установок для транспортирования реагентов со склада к растворным бакам предусматривается прокладка узкоколейного пути для вагонетки.

В тех случаях, когда необходимо подщелачивание воды, устанавливают еще два бака для приготовления известкового молока.

При использовании кускового коагулянта (а не дробленого) баки оборудуются деревянными съемными колосниковыми решетками с прозорами размером $10-15$ мм. Назначение этих решеток — поддерживать кусковой коагулянт на некоторой высоте от дна бака (рис. 6). Под решеткой размещается резиновая или винипластовая трубка с отверстиями, через которые подается сжатый воздух для ускорения растворения реагента.

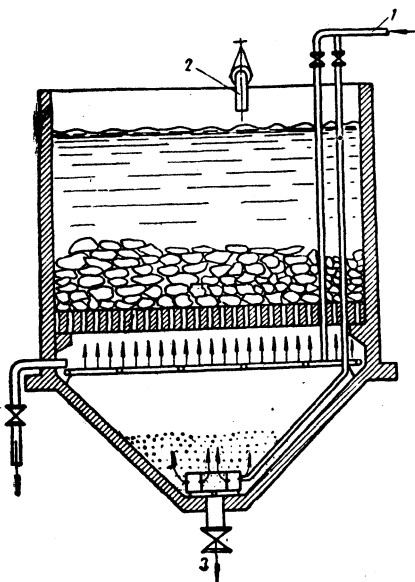


Рис. 6. Бак для растворения коагулянта с подводом сжатого воздуха
1 — подвод сжатого воздуха; 2 — подвод воды; 3 — выпуск осадка

А. Определение размеров растворных и расходных баков для коагулянта

Емкость растворного бака W_p определяют по формуле

$$W_p = \frac{Q_{\text{час}} n D_k}{10\,000 b_p \gamma}, \quad (6)$$

где $Q_{\text{час}}$ — расход воды в $\text{м}^3/\text{ч}$;
 D_k — максимальная доза коагулянта в пересчете на безводный продукт в $\text{г}/\text{м}^3$;
 b_p — концентрация раствора коагулянта в растворном баке в %;
 γ — объемный вес раствора коагулянта в $\text{т}/\text{м}^3$; принимается равным $1 \text{ т}/\text{м}^3$;
 n — время, на которое заготавливают раствор коагулянта, в ч.

Продолжительность полного цикла приготовления раствора коагулянта (загрузка, растворение, отстаивание, перекачка, очистка поддона) при температуре воды до 10°C составляет 10—12 ч. При использовании воды с температурой 40°C продолжительность цикла сокращается до 6—8 ч.

Время, на которое заготавливают раствор коагулянта, принимают: а) для станций производительностью до $10\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$ при круглосуточной работе $n = 12 \div 24$ ч, а при некруглосуточной работе число n равно числу часов работы станции в сутки; б) для станций производительностью $10\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$ и более $n = 10 \div 12$ ч.

Емкость расходного бака определяют по формуле

$$W = \frac{W_p b_p}{b}, \quad (7)$$

где b — концентрация раствора коагулянта в расходном баке в %; принимается равной 4—10% в пересчете на безводный продукт.

В нижней части бака рекомендуется устанавливать стенки с углом наклона $45\text{—}50^\circ$ к горизонту. Внутренняя поверхность растворных и расходных баков должна быть защищена от корродирующего действия раствора коагулянта при помощи кислотостойких материалов. Приготовленный в растворном баке раствор коагулянта с концентрацией 10—17% самотеком перепускается в расходные баки, где разбавляется до концентрации 4—10%.

Раствор коагулянта дозируется в обрабатываемую воду при помощи дозатора. Ввод раствора реагента производится в суженный участок напорного водовода, подающего воду на очистные сооружения.

На очистных станциях производительностью не более $1200 \text{ м}^3/\text{сутки}$ рационально применение совмещенного растворно-расходного бака. В этих случаях растворный бак располагают в верхней части расходного бака и оборудуют колосниковой решеткой, под которой горизонтально укрепляют дырчатые воздухопода-

ющие трубы для ускорения процесса растворения коагулянта. Установку оборудуют трубами для подвода воздуха, подачи воды для растворения коагулянта, отвода рабочего раствора к дозаторам и сброса нерастворенного осадка.

Такая совмещенная конструкция допустима лишь для применения реагентов, которые не образуют больших количеств нерастворимого осадка (очищенный серноокислый алюминий).

Пример. Определить емкости растворного и расходного баков при расчетном расходе очищаемой воды $Q_{\text{сут}} = 32\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 1335 \text{ м}^3/\text{ч}$.

При заданной мутности воды $700 \text{ г}/\text{м}^3$ доза коагулянта $D_k = 75 \text{ г}/\text{м}^3$ (см. табл. 15).

Принимаем $n = 12$ ч; $b_p = 10\%$; $b = 5\%$; $\gamma = 1 \text{ т}/\text{м}^3$. Следовательно, по формуле (6)

$$W_p = \frac{1335 \cdot 12 \cdot 75}{10\,000 \cdot 10 \cdot 1} = 12 \text{ м}^3.$$

Количество баков такой емкости должно быть не менее двух. Принимаем четыре растворных бака емкостью по 6 м^3 каждый. Размеры бака (см. рис. 5): ширина $b_1 = 2,29 \text{ м}$, длина $l_1 = 2,54 \text{ м}$, высота $1,4 \text{ м}$ (при высоте слоя раствора $1,05 \text{ м}$).

Тогда емкость одного растворного бака будет:

$$W_p = 2,29 \cdot 2,54 \cdot 1,05 \approx 6 \text{ м}^3.$$

Емкость расходного бака по формуле (7)

$$W = \frac{12 \cdot 10}{5} = 24 \text{ м}^3.$$

Принимаем два расходных бака емкостью по 24 м^3 каждый со следующими размерами: ширина $b_2 = 2,3 \text{ м}$, длина $l_2 = 5,2 \text{ м}$, высота $2,2 \text{ м}$ (при высоте слоя раствора 2 м).

Кроме того, с учетом перспективного развития станции предусматривается установка одного резервного бака емкостью 24 м^3 , который может быть использован в качестве как расходного, так и растворного бака.

Б. Расчет воздухоувок и воздухопроводов

Для интенсификации процессов растворения коагулянта и перемешивания раствора в растворных и расходных баках предусматривается подача сжатого воздуха.

Интенсивность подачи воздуха принимается: для растворения коагулянта $8\text{--}10 \text{ л}/\text{сек}$ на 1 м^2 , для его перемешивания при разбавлении до нужной концентрации в расходных баках $3\text{--}5 \text{ л}/\text{сек}$ на 1 м^2 .

Расчетный расход воздуха $Q_{\text{возд}}$ определяется как произведение площадей баков (в плане) на величину интенсивности подачи

воздуха. Это позволяет подобрать воздуходувку необходимой производительности ($W \geq Q_{\text{возд}}$).

Далее определяют скорость движения воздуха в трубопроводе по формуле

$$v = \frac{W}{60(p+1)0,785d^2}, \quad (8)$$

где W — производительность воздуходувки в $\text{м}^3/\text{мин}$;

p — давление в воздухопроводе (обычно $p=1,5 \text{ кгс/см}^2$);

d — диаметр воздухопровода в м .

Потери давления воздуха определяют по формуле

$$p_1 = \frac{12,5 \beta G^2 l}{\gamma d^5} \text{ кгс/см}^2, \quad (9)$$

где β — коэффициент сопротивления, принимаемый по данным табл. 18 в зависимости от величины G ;

Таблица 18

Значения коэффициента β в зависимости от величины G

$G, \text{ кг/ч}$	β	$G, \text{ кг/ч}$	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	—	—

G — вес воздуха, проходящего через трубопровод в течение 1 ч, в кг/ч ;

$$G = W \cdot 60 \gamma \text{ кг/ч}; \quad (10)$$

l — длина воздухопровода в м ;

d — диаметр труб в мм ;

γ — удельный вес сухого воздуха, принимаемый по данным табл. 19.

Таблица 19

Значения удельного веса сухого воздуха γ в кг/м^3

Давление в кгс/см^2	Удельный вес сухого воздуха при температуре в $^\circ\text{C}$							
	—30	—20	—10	0	10	20	30	40
1	1,406	1,350	1,299	1,251	1,207	1,166	1,128	1,058
2	2,812	2,701	2,589	2,583	2,414	2,332	2,555	2,115
4	5,624	5,402	5,196	5,006	4,829	4,664	4,510	4,232
6	8,436	8,102	7,794	7,509	7,244	6,996	6,765	6,346
8	11,25	10,80	10,39	10,01	9,658	9,328	9,020	8,464
10	14,06	13,50	12,99	12,51	12,07	11,66	11,28	10,58

Потеря напора в фасонных частях воздухопровода

$$p_2 = 0,063 v^2 \sum \zeta \text{ мм вод. ст.}, \quad (11)$$

где v — скорость движения воздуха, определяемая по формуле (8);
 $\sum \zeta$ — сумма коэффициентов местного сопротивления.

Необходимую мощность на валу компрессора можно определить по формуле

$$N_k = \frac{QH}{102 \eta} \text{ кВт}, \quad (12)$$

где Q — количество воздуха, перемещаемого воздуходувкой, в $\text{м}^3/\text{сек}$;

H — давление воздуха в мм вод. ст. ;

η — к. п. д. воздуходувки.

Пример. Произвести расчет воздуходувки и воздухопроводов при расчетном расходе воздуха:

а) для растворных баков (одновременно работают два бака) при их площади $2(2,29 \times 2,54) = 11,64 \text{ м}^2$

$$q'_{\text{возд}} = 11,64 \cdot 9 = 104,76 \text{ л/сек};$$

б) для расходного бака при его площади $2,3 \times 5,2 = 11,96 \text{ м}^2$

$$q''_{\text{возд}} = 11,96 \cdot 5 = 59,8 \text{ л/сек.}$$

Таким образом, общий потребный расход воздуха составит:

$$q_{\text{возд}} = 104,76 + 59,8 = 164,56 \text{ л/сек, или } \sim 9,9 \text{ м}^3/\text{мин.}$$

Устанавливаем две воздуходувки (одну рабочую и одну резервную) марки ВК-12 производительностью $W = 10 \text{ м}^3/\text{мин}$ и напором $H = 15 \text{ м}$; принимаем электродвигатель А-82/6 мощностью 40 кВт при скорости вращения $n = 960 \text{ об/мин}$.

Скорость движения воздуха в трубопроводе диаметром $d = 80 \text{ мм} = 0,08 \text{ м}$ при давлении $p = 1,5 \text{ кгс/см}^2$ определяем по формуле (8):

$$v = \frac{10}{60 (1,5 + 1) 0,785 \cdot 0,08^2} = 13,3 \text{ м/сек} < 15 \text{ м/сек.}$$

Для определения потерь давления в воздухопроводе находим по табл. 19 удельный вес сухого воздуха $\gamma = 1,917 \text{ кг/м}^3$ при давлении $p = 1,5 \text{ кгс/см}^2$ и температуре 0°C . Тогда вес воздуха, проходящего через трубопровод, по формуле (10) составит:

$$G = 10 \cdot 60 \cdot 1,917 \approx 1115 \text{ кг/ч.}$$

Коэффициент сопротивления β для данного значения G находим по данным табл. 18 путем интерполяции: $\beta = 1,016$.

Подставив в формулу (9) найденные величины, а также приняв длину воздухопровода $l = 20 \text{ м}$, получим

$$p_1 = \frac{12,5 \cdot 1,016 \cdot 1115^2 \cdot 20}{1,917 \cdot 80^5} = 0,05 \text{ кгс/см}^2 = 0,05 \text{ ат.}$$

Потери напора в фасонных частях воздухопровода при наличии семи прямоугольных колен, для которых $\Sigma \zeta = 1,5 \cdot 7 = 10,5$, по формуле (11) будут

$$p_2 = 0,063 \cdot 13,3 \cdot 10,5 \approx 117 \text{ мм вод. ст.}, \text{ или } \sim 0,012 \text{ ат.}$$

Следовательно, $\Sigma p = 0,05 + 0,012 = 0,062 \text{ ат.}$, или около 4% давления, развиваемого воздуходувкой ВК-12. Ввиду небольшой величины этого давления принят ресивер уменьшенного объема, равного $0,5 \text{ м}^3$, при диаметре $0,7 \text{ м}$ и высоте $1,2 \text{ м}$.

Произведем проверку соответствия принятой ранее мощности электродвигателя воздуходувки.

Так как $Q = W = 10 \text{ м}^3/\text{мин.}$, или $0,167 \text{ м}^3/\text{сек.}$, $H = 1,5 \text{ кгс/см}^2$, или $15\,000 \text{ мм вод. ст.}$, $\eta = 0,7$, то

$$N_k = \frac{0,167 \cdot 15\,000}{102 \cdot 0,7} \approx 35 \text{ квт.}$$

Мощность электродвигателя должна быть: $N_s = 35 : 0,88 = 40 \text{ квт.}$

Кроме магистрального воздухопровода диаметром $d = 80 \text{ мм}$ устраиваются ответвления диаметрами по 50 мм , система стояков и горизонтальных распределительных дырчатых шлангов диаметрами по 38 мм , располагаемых на взаимных расстояниях 500 мм под решетками растворных баков и по дну расходных баков.

Применение прорезиненных армированных шлангов вызывается тем, что растворы коагулянтов коррозионны по отношению к обычным стальным трубам. Аналогичные шланги диаметром 100 мм применяются для перепуска раствора из растворных баков в расходные и диаметром 50 мм — для отведения раствора реагента из баков. Вместо прорезиненных шлангов весьма целесообразно применять винипластовые трубы тех же диаметров.

Для загрузки растворных баков реагентами применяют вагонетку грузоподъемностью до 1 т (при ее емкости $0,5 \text{ м}^3$) с опрокидывающимся кузовом, а для удаления шлама из растворных баков — вагонетку без кузова, оборудованную бадьей грузоподъемностью $0,5 \text{ т}$. В здании реагентного хозяйства предусматривается установка тельфера грузоподъемностью 1 т .

Стенки и дно железобетонных баков для растворов реагента покрывают кислотостойкими плитками на кислотостойкой замазке или оклеивают по праймеру рубероидом с защитой его изнутри досчатыми щитами.

В. Расчет суженного участка подводящего трубопровода для ввода раствора реагента

Ввод раствора реагента производят в месте примыкания к смесителю двух линий водовода, подводящих исходную воду на очистную станцию.

Заданный расчетный расход воды, приходящейся на одну нитку водовода, составляет $Q_{\text{сут}}$ в $\text{м}^3/\text{сутки}$, или $q_{\text{сек}}$ в $\text{м}^3/\text{сек.}$

Принимаем диаметр водовода D по скорости движения воды $v_1 = 1 \div 1,2$ м/сек, что отвечает данным СНиП.

Вблизи выпускного конца водовода устанавливают суженный участок трубы (рис. 7) диаметром $d < D$. Скорость движения воды v_1 возрастает до v_2 , вследствие чего динамическое давление воды $h_{дин1} = v_1^2 / 2g$ увеличивается до $h_{дин2} = v_2^2 / 2g$, а гидростатическое давление $h_{ст.1}$ уменьшается до величины $h_{ст.2}$, при которой возможна подача раствора реагента из расходного бака в водовод.

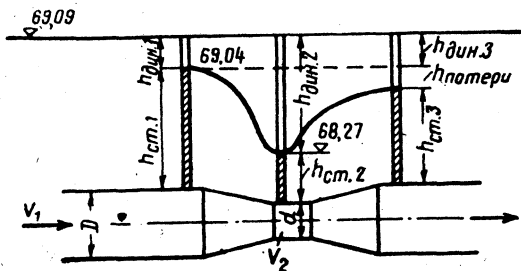


Рис. 7. Схема сужения трубопровода для ввода раствора реагента

Пользуясь уравнением Бернулли, можно написать, что для нормального и суженного сечений трубопровода имеют место следующие соотношения:

$$\frac{v_1^2}{2g} + z_1 = \frac{v_2^2}{2g} + z_2,$$

где v_1 и v_2 — скорости движения воды соответственно в трубе нормального сечения и в суженной части трубопровода; z_1 и z_2 — пьезометрические отметки, равные: $z_1 = h_{ст.1} + D/2$ и $z_2 = h_{ст.2} + d/2$.

Обозначим разность отметок уровней воды в пьезометрах (см. рис. 7) через $h = z_1 - z_2$ и выразим скорости v_1 и v_2 через расход и площади сечений f_1 и f_2 . Тогда

$$\frac{q^2}{f_2^2 \cdot 2g} - \frac{q^2}{f_1^2 \cdot 2g} = \frac{q^2}{f_1^2 \cdot 2g} \left(\frac{f_1^2}{f_2^2} - 1 \right) = h.$$

Обозначив отношение площадей сечений $m_1 = f_1/f_2$ и введя коэффициент расхода μ , получим

$$q_{сек} = \mu f_1 \sqrt{\frac{2gh}{m_1^2 - 1}}. \quad (13)$$

Откуда

$$\sqrt{h} = \frac{q_{сек} \sqrt{m_1^2 - 1}}{\mu f_1 \sqrt{2g}}. \quad (13')$$

Потери напора в сужении трубопровода

$$h_c = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g}. \quad (14)$$

Величина h_c должна находиться в пределах от 0,3 до 0,4 м.

Пример. Произвести расчет суженного участка трубопровода при расчетном расходе воды, приходящейся на одну нитку водовода, $Q_{\text{сут}} = 24\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $q_{\text{сек}} = 0,278 \text{ м}^3/\text{сек}$. Диаметр водовода $D = 600 \text{ мм}$ при скорости движения воды $v_1 = 1 \text{ м/сек}$.

Диаметр суженного участка трубы принимаем $d = 300 \text{ мм}$ при скорости движения воды $v_2 = 2,55 \text{ м/сек}$ (рекомендуется принимать $v_2 < 3 \text{ м/сек}$).

Площади поперечных сечений трубопроводов $f_1 = 0,283 \text{ м}^2$ и $f_2 = 0,0707 \text{ м}^2$. Тогда $m_1 = 0,283 : 0,0707 = 4$ и $\mu = 0,98$.

По формуле (13')

$$\sqrt{h} = \frac{0,278 \sqrt{4^2 - 1}}{0,98 \cdot 0,283 \sqrt{2 \cdot 9,81}} \approx 0,876 \text{ м};$$

$$h = 0,876^2 \approx 0,77 \text{ м}.$$

Отметка рабочего уровня воды в смесителе $p_c = 67,94 \text{ м}$ и минимального уровня раствора реагента в расходном баке $p_p = 68,6 \text{ м}$ (см. рис. 7).

Потеря напора в суженном участке трубопровода по формуле (14)

$$h_c = \frac{2,55^2 - 1^2}{2 \cdot 9,81} \approx 0,3 \text{ м}.$$

Необходимое пьезометрическое давление в месте ввода раствора реагента должно составлять: $p = 67,94 + 0,8 + 0,3 = 69,04 \text{ м}$ (где 0,8 — потери напора на свободный излив; 0,3 — потери напора в суженном участке). С учетом найденной ранее высоты гидростатического перепада $h = 0,77 \text{ м}$ пьезометрическое давление в суженном участке трубопровода будет $69,04 - 0,77 = 68,27 \text{ м}$, т. е. ниже, чем отметка дна расходного бака на величину $68,6 - 68,27 = 0,33 \text{ м}$. Это вполне обеспечивает самотечное поступление раствора реагента в смеситель.

§ 13. ПРИГОТОВЛЕНИЕ ИЗВЕСТКОВОГО МОЛОКА

Известь характеризуется низкой растворимостью в воде, составляющей при температуре воды 20°С только $1,23 \text{ г/л}$. Вследствие этого приготовление раствора извести целесообразно лишь при расходе ее не более $0,25 \text{ т/сутки}$, так как иначе потребуются аппаратура очень больших размеров. Для приготовления насыщенного раствора извести применяют специальные сатураторы.

В большинстве случаев, когда расход извести превышает $0,25 \text{ т/сутки}$, практикуется приготовление известкового молока (т. е. суспензии, а не раствора). Известь доставляется в негашеном виде и направляется в известегасилки. Наиболее распространена механическая лопастная известегасилка марки С-322 производительностью 1 т/ч (размер в плане $1,77 \times 1,75 \text{ м}$ при высоте $1,54 \text{ м}$) с электродвигателем АО-42-4 мощностью $2,8 \text{ кВт}$.

После известегасилки концентрированное известковое молоко поступает в бак, где концентрация его снижается до величины не более 5%. Этот процесс должен сопровождаться непрерывным перемешиванием для поддержания частиц извести во взвешенном состоянии.

С этой целью можно применять: а) гидравлическое перемешивание при помощи циркуляционного насоса, который служит и для подачи известкового молока в дозатор; б) барботирование путем непрерывной подачи сжатого воздуха от воздуходувок (например, марки ВК-12; в) перемешивание в баках с лопастными мешалками, вращающимися вокруг вертикальной оси.

Емкость бака для приготовления известкового молока определяется по формуле

$$W_{\text{и}} = \frac{Q_{\text{час}} n D_{\text{и}}}{10\,000 b_{\text{и}} \gamma_{\text{и}}} \text{ м}^3, \quad (15)$$

где $Q_{\text{час}}$ — расчетный расход воды в $\text{м}^3/\text{ч}$;
 n — время, на которое заготавливают известковое молоко; принимается равным 6—12 ч;
 $D_{\text{и}}$ — доза извести, необходимая для подщелачивания воды; определяется по формуле (3);
 $b_{\text{и}}$ — концентрация известкового молока (не более 5%);
 $\gamma_{\text{и}}$ — объемный вес известкового молока; принимается равным $1 \text{ т}/\text{м}^3$.

Мощность электродвигателя мешалки с горизонтальными лопастями определяется по формуле

$$N = 0,004 \rho h_{\text{л}} n^3 d_o^4 z \eta \psi \text{ кВт}, \quad (16)$$

где ρ — объемный вес перемешиваемого раствора, равный $1000 \text{ кг}/\text{м}^3$;
 $h_{\text{л}}$ — высота лопасти, равная 0,25 м;
 n — скорость вращения мешалки, равная 0,67 об/сек;
 d_o — диаметр окружности, описываемой концом лопасти; принимается равным 1,8 м;
 z — количество парных лопастей на валу мешалки, равное 2;
 η — коэффициент полезного действия передаточного механизма и редуктора, равный 0,6;
 ψ — коэффициент сопротивления для учета увеличения сечения струи жидкости, перемещаемой лопастью мешалки, по сравнению с высотой мешалки; коэффициент ψ зависит от отношения $d_o/h_{\text{л}}$ (табл. 20).

Таблица 20

Значение коэффициента сопротивления ψ при разных величинах отношения $d_o/h_{\text{л}}$

$d_o/h_{\text{л}}$	0,5	1	2	5	10
ψ	1,1	1,15	1,19	1,3	1,4

Пример. Рассчитать установку для приготовления известкового молока при $Q_{\text{час}} = 2000 \text{ м}^3/\text{ч}$ и $n = 8 \text{ ч}$. Доза извести по формуле (3) $D_{\text{и}} = 17,4 \text{ мг/л}$; $b_{\text{и}} = 5\%$; $\gamma_{\text{и}} = 1 \text{ т/м}^3$.

Емкость баков для приготовления известкового молока будет:

$$W = \frac{2000 \cdot 8 \cdot 17,4}{10\,000 \cdot 5 \cdot 1} \approx 6 \text{ м}^3.$$

Принимаем два бака прямоугольной формы в плане с размерами: ширина $b = 2,3 \text{ м}$, длина $l = 2,5 \text{ м}$ и высота $1,4 \text{ м}$ (при высоте слоя известкового молока $1,05 \text{ м}$). Перемешивание извести с водой осуществляется сжатым воздухом.

Рассмотрим другой вариант установки для приготовления известкового молока — в цилиндрическом баке, оборудованном двумя лопастными мешалками.

Емкость бака принята также равной 6 м^3 .

Принимаем отношение диаметра бака к его рабочей высоте $d:h = 1$, т. е. $d = h$; тогда

$$d = \sqrt[3]{\frac{4W_{\text{и}}}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 6}{3,14}} \approx 2 \text{ м}.$$

Скорость вращения горизонтальных лопастей мешалки вокруг вертикальной оси должна быть $n = 40 \text{ об/мин}$. Длина лопасти от оси вала $l_{\text{л}} = 0,45 d = 0,9 \text{ м}$, а полная ее длина $1,8 \text{ м}$.

Площадь лопастей принята из расчета $0,15 \text{ м}^2$ на 1 м^3 известкового молока в баке, т. е.

$$f_{\text{л}} = 0,15 \cdot 6 = 0,9 \text{ м}^2.$$

Таким образом, высота каждой лопасти будет:

$$h_{\text{л}} = 0,5 (0,9 : 1,8) = 0,25 \text{ м}.$$

При отношении $d_0:h_{\text{л}} = 1,8:0,25 = 7,2 \psi = 1,344$ (определяется по интерполяции).

Мощность двигателя мешалки

$$N = 0,004 \cdot 1000 \cdot 0,25 \cdot 0,67^3 \cdot 1,8^4 \cdot 2 \cdot 0,6 \cdot 1,344 \approx 5 \text{ кВт}.$$

§ 14. СКЛАДЫ РЕАГЕНТОВ

Для хранения коагулянта и извести необходимо устройство склада, рассчитанного на 15—30-суточную наибольшую потребность в реагентах.

Склады должны примыкать к помещению, где установлены баки для приготовления раствора коагулянта и известкового молока.

Площадь склада для коагулянта определяется по формуле

$$F_{\text{скл}} = \frac{Q_{\text{сут}} D_{\text{к}} T_{\text{а}}}{10\,000 \rho_{\text{с}} G_0 h_{\text{к}}}, \quad (17)$$

где $Q_{\text{сут}}$ — полная производительность очистной станции в $\text{м}^3/\text{сутки}$;

- D_k — расчетная доза коагулянта по максимальной потребности в г/м³;
 T — продолжительность хранения коагулянта на складе в сутках;
 α — коэффициент для учета дополнительной площади проходов на складе, равный 1,15;
 p_c — содержание безводного продукта в коагулянте в %;
 G_0 — объемный вес коагулянта при загрузке склада навалом в т/м³;
 h_k — допустимая высота слоя коагулянта на складе (для сернокислого алюминия и железного купороса $h_k = 2$ м).

Пример. Определить площадь склада для коагулянта при $Q_{\text{сут}} = 48\,000$ м³/сутки, $D_k = 75$ г/м³, $T = 15$ суток, $\alpha = 1,15$, $p_c = 33,5$ %; $G_0 = 1,1$ т/м³ и $h_k = 2$ м.

По формуле (17) получим:

$$F_{\text{скл. к}} = \frac{48\,000 \cdot 75 \cdot 15 \cdot 1,15}{10\,000 \cdot 33,5 \cdot 1,1 \cdot 2} \approx 84,3 \text{ м}^2.$$

Площадь склада для извести при дозе $D_n = 17,4$ г/м³, $\alpha = 1,15$, $T = 15$ суток, $G_0 = 1$ т/м³, $p_c = 15$ %, $h_n = 1,5$ м будет:

$$F_{\text{скл. и}} = \frac{48\,000 \cdot 17,4 \cdot 15 \cdot 1,15}{10\,000 \cdot 50 \cdot 1 \cdot 1,5} \approx 19,2 \text{ м}^2.$$

§ 15. СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ МОКРОГО ХРАНЕНИЯ РЕАГЕНТОВ

В настоящее время большинство фильтровальных станций пользуется либо неочищенным сернокислым алюминием — глиноземом (ГОСТ 5155—49) в виде кусков неправильной формы с содержанием от 30 до 35 % $Al_2(SO_4)_3$ и нерастворимого остатка не более 23 %, либо очищенным сернокислым алюминием (сорт В по ГОСТ 12966—67) в виде плиток.

В обоих случаях загрузка коагулянта в растворные баки представляет собой весьма трудоемкую операцию. Задача может быть облегчена путем перехода на мокрое хранение реагентов с использованием современных средств механизации. Это особенно целесообразно при применении очищенного коагулянта, так как емкости для мокрого хранения такого коагулянта значительно меньше, чем для неочищенного.

Одна из установок для мокрого хранения очищенного коагулянта была построена на водоочистной станции химического завода.

По техническим требованиям содержание взвешенных веществ в воде, поступающей в цехи, должно быть не более 12 мг/л (допускается кратковременное повышение на период паводка до 50 мг/л). В соответствии с этим требованием исходная вода осветляется в горизонтальных отстойниках с коагулированием в периоды большой мутности и с известкованием при низкой ее щелочности.

В состав очистных сооружений входят: реагентное хозяйство, двухэтажный перегородчатый смеситель, горизонтальные отстойники с примыкающими к ним двухэтажными камерами хлопьеобразования и камерами всасывания, насосная станция II подъема, насосная станция для перекачки осадка, совмещенная с резервуаром, осадкоуплотнитель.

Ниже в качестве примера рассматривается только реагентное хозяйство, осуществленное по схеме мокрого хранения реагентов — коагулянта и извести.

Доставка реагентов производится по железной дороге до приельского склада с последующей перевозкой автотранспортом до водоочистой станции. С целью устранения тяжелых перегрузочных работ в дальнейшем реагенты будут доставляться по подъездному железнодорожному пути непосредственно к станции очистки воды.

На водоочистой станции принята следующая схема приготовления, хранения и дозирования реагентов (рис. 8). Коагулянт загружается самосвалами в баки-растворители 1, где готовится 25%-ный раствор. Для его перемешивания подается сжатый воздух от воздуходувок 2. Затем частично самотеком, частично насосами 3 раствор перепускается в резервуары-хранилища 4, где находится в течение нескольких суток. Отсюда 25%-ный раствор перекачивается теми же насосами 3 в расходные баки 5, где доводится до 8%-ной концентрации. Перемешивание осуществляется при помощи воздуходувок 6. Из расходных баков 5 рабочий 8%-ный раствор подается насосами 7 по трубопроводу в смеситель 8.

В периоды низкой щелочности исходной воды применяется известкование. Гашение извести и приготовление известкового молока производится в известегасилке 9 и тарельчатом питателе с редуктором. Затем растворонасос 10 подает известковое молоко в железобетонные баки 11 для приготовления известкового молока с 5%-ной концентрацией.

Для перемешивания известкового молока служат насосы 12. Эти же насосы подают известковое молоко в дозаторы постоянной дозы 13, расположенные над смесителем 8.

Здание реагентного хозяйства прямоугольной формы в плане совмещено с перегородчатым двухэтажным смесителем 8. По длине здания к нему примыкают с одной стороны баки-растворители коагулянта 1, с другой стороны — резервуары-хранилища раствора коагулянта 4. В подвальном этаже размещаются расходные баки коагулянта 5, баки известкового молока 11, известегасилка 9, воздуходувки 2 и 6, насосы 3 и 7, а на первом этаже — склад извести, механическая мастерская, трансформаторная, помещение для щита управления, диспетчерская, лаборатории, служебные помещения и санузел.

Для внутрицехового транспорта служит кран-балка 14 грузоподъемностью 3 т.

Пример. Рассчитать сооружения и оборудование для мокрого хранения реагентов применительно к схеме, приведенной на рис. 8.

Выбор емкостей и оборудования реагентного хозяйства определяется условиями работы при максимальных дозах реагентов.

Доза коагулянта при наиболее высокой мутности воды в реке 1000 мг/л принята в пересчете на безводный продукт $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ равной 90 мг/л.

Расчет сооружений ведется для условий применения неочищенного сернокислого алюминия с содержанием в нем безводного в количестве 33,5%.

Суточный расход товарного сернокислого алюминия составит: для I очереди производства (расход воды $Q_{\text{сут}} = 288\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$)

$$\frac{288\,000 \cdot 90 \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot 33,5} \approx 77,4 \text{ т/сутки};$$

для полного развития (с увеличением подачи воды на 50%)

$$\frac{288\,000 \cdot 1,5 \cdot 90 \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot 33,5} \approx 116 \text{ т/сутки}.$$

Емкость четырех баков-растворителей коагулянта I определяется из условия загрузки 20 т неочищенного сернокислого алюминия в каждый бак. Таким образом, суммарный загрузочный вес коагулянта составляет $20 \cdot 4 = 80 \text{ т}$ (при потребности I очереди производства 77,4 т).

Количество раствора 25%-ной концентрации, получаемое при растворении 20 т сернокислого алюминия, будет

$$\frac{20 \cdot 100}{25 \cdot 1,257} \approx 63,7 \text{ м}^3,$$

где 1,257 — удельный вес 25%-ного раствора коагулянта при температуре 15°C.

Поэтому каждый бак имеет размер в плане (в осях) $12 \times 3 \text{ м}$ и высоту 3 м.

Перемешивание раствора коагулянта принято сжатым воздухом из расчета 10 л/сек на 1 м² площади бака-растворителя.

Количество воздуха при перемешивании одновременно в двух баках-растворителях равно: $12 \cdot 3 \cdot 10 \cdot 2 = 720 \text{ л/сек}$, или 43,2 м³/мин. К установке приняты три воздуходувки 2 марки РМК-4 производительностью 16,4 м³/мин с электродвигателем мощностью $N = 75 \text{ кВт}$ и скоростью вращения $n = 740 \text{ об/мин}$. Так как эти воздуходувки работают периодически, то резерв не предусматривается.

Из баков-растворителей I (см. рис. 8) раствор частично самоотеком, частично насосами перепускается в резервуары-хранилища 4. По конструктивным соображениям приняты четыре резервуара размером в плане (в осях) $12 \times 24 \text{ м}$ и полезной высотой 3,8 м. Полезная емкость каждого резервуара составляет 950 м³, а общая их емкость — $950 \cdot 4 = 3800 \text{ м}^3$.

Суточный расход 25%-ного раствора сернокислого алюминия составляет:

$$\text{для I очереди производства} \quad \frac{77,4 \cdot 100}{25 \cdot 1,257} \approx 246,5 \text{ м}^3/\text{сутки};$$



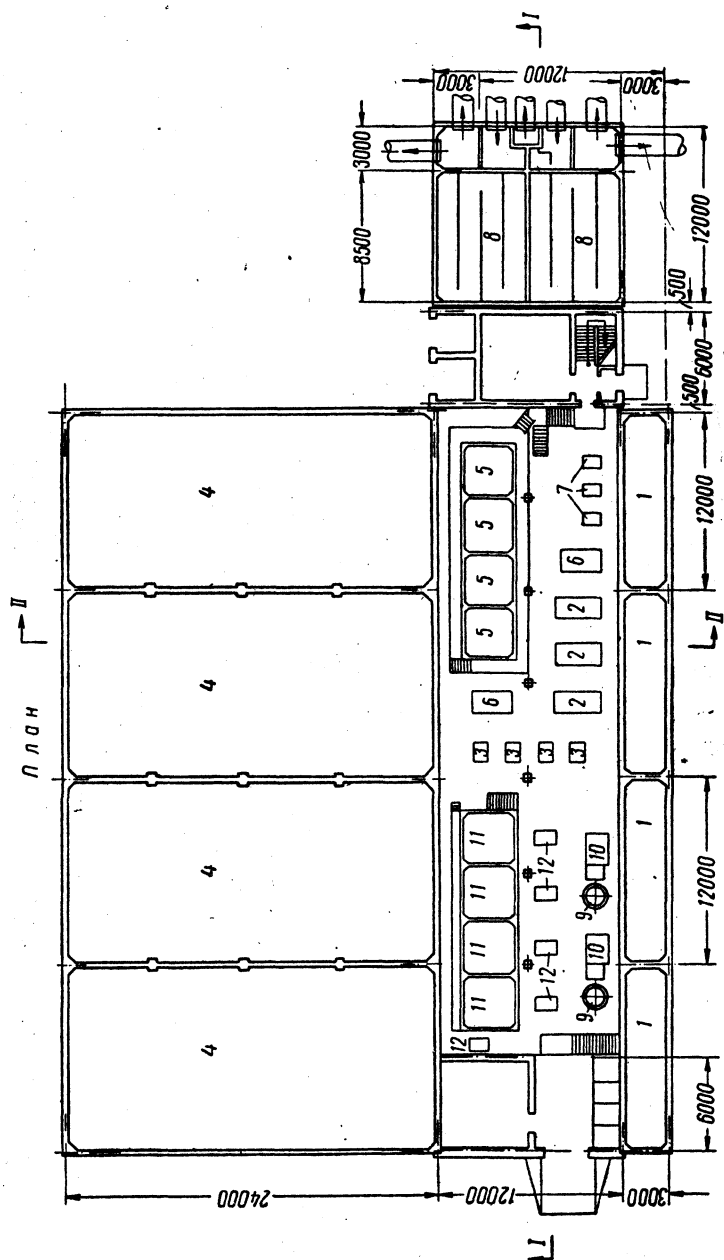


Рис. 8. Здание реактного хозяйства для мокрого хранения реагентов

$$\text{для полного развития} \quad \frac{116 \cdot 100}{25 \cdot 1,257} \approx 369,4 \text{ м}^3/\text{сутки}.$$

Время хранения раствора при максимальном расходе коагулянта равно:

для I очереди производства $3800 : 246,5 \approx 15$ суток;

для полного развития $3800 : 369,4 \approx 10$ суток.

Как указывалось выше, для перекачки раствора из баков-растворителей I в резервуары-хранилища 4 установлено четыре насоса 3 (один из них — резервный) марки 4X-12Д-1-41 с параметрами: $q=30$ л/сек, $H=30$ м, $N=30$ квт и $n=2900$ об/мин. Этими же насосами раствор из резервуаров-хранилищ 4 перекачивается в расходные баки 5, где доводится до 8%-ной концентрации.

Часовой расход 8%-ного раствора коагулянта ($\gamma=1,08$) составляет:

$$\text{для I очереди производства} \quad \frac{77,4 \cdot 100}{24 \cdot 8 \cdot 1,08} \approx 37,3 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$\text{для полного развития} \quad \frac{116 \cdot 100}{24 \cdot 8 \cdot 1,08} \approx 55,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Предусмотрена установка четырех железобетонных расходных баков размером в плане (в осях) $3,5 \times 3,5$ м и полезной высотой 3 м. Полезная емкость каждого расходного бака составляет $32,7 \text{ м}^3$.

Емкость четырех баков обеспечивает расход коагулянта при максимальной дозе в течение:

$$\text{для I очереди производства} \quad \frac{32,7 \cdot 4}{37,3} \approx 3,5 \text{ ч};$$

$$\text{для полного развития} \quad \frac{32,7 \cdot 4}{55,5} \approx 2,35 \text{ ч}.$$

Раствор коагулянта перемешивается сжатым воздухом из расчета 5 л/сек на 1 м^2 площади бака. Количество воздуха, необходимого для перемешивания коагулянта одновременно в двух баках, будет $3,3 \cdot 3,3 \cdot 5 \cdot 2 = 109$ л/сек, или $6,54 \text{ м}^3/\text{мин}$.

К установке принимаем две воздуходувки 6 марки ВК-12 производительностью $10 \text{ м}^3/\text{мин}$ с электродвигателем мощностью 40 квт и скоростью вращения 960 об/мин (одна рабочая и одна резервная).

Раствор дозируется пропорционально расходу обрабатываемой воды. Расход коагулянта регулируется электрифицированным вентилем на трубопроводе коагулянта. Насосы 7 принимаем марки 3X-9Д-1-41 производительностью 8—15 л/сек. Для I очереди производства устанавливаются три насоса (два рабочих и один резервный). После окончания строительства будут работать четыре насоса (три рабочих и один резервный).

На периоды недостаточной щелочности обрабатываемой воды предусмотрено подщелачивание ее путем введения известкового молока. Известь для приготовления известкового молока будет поступать с расположенного поблизости содово-цементного комбината с содержанием 78% СаО.

Доза извести, определяемая по формуле (3) при щелочности (карбонатной жесткости) $Щ = 1,2 \text{ г/м}^3$, составит:

$$D_{\text{и}} = 28 (0,0175 \cdot 90 - 1,2 + 1) \approx 40 \text{ г/м}^3.$$

Суточный расход извести (в пересчете на CaO) равен:

для I очереди производства $\frac{288\,000 \cdot 40}{1000 \cdot 1000} \approx 11,5 \text{ т/сутки};$

для полного развития $\frac{288\,000 \cdot 1,5 \cdot 40}{1000 \cdot 1000} \approx 17,3 \text{ т/сутки}.$

Суточный расход товарной извести составит:

для I очереди производства $\frac{11,5 \cdot 100}{78} \approx 14,8 \text{ т/сутки};$

для полного развития $\frac{17,3 \cdot 100}{78} \approx 22,2 \text{ т/сутки}.$

Гашение извести и приготовление известкового молока предусмотрено при помощи известегасилки 9 марки С-322 и тарельчатого питателя СМ-179А с редуктором.

Полученное известковое молоко подается насосом 10 марки 2,5НФу производительностью $40 \text{ м}^3/\text{ч}$ и напором 40 м с электродвигателем мощностью 10 квт в железобетонные баки 11, где готовится известковое молоко 5%-ной концентрации.

Требуемая емкость баков составит:

для I очереди $\frac{11,5 \cdot 6 \cdot 100}{24 \cdot 5 \cdot 1} = 57,5 \text{ м}^3;$

для полного развития $\frac{17,3 \cdot 6 \cdot 100}{24 \cdot 5 \cdot 1} = 86,5 \text{ м}^3.$

Устанавливаются четыре железобетонных бака размером в плане (в осях) $3,5 \times 3,5 \text{ м}$; емкость каждого бака составляет $21,7 \text{ м}^3$ при заполнении на высоту 2 м.

Известковое молоко перемешивается насосом 12, производительность которого определена из условия создания восходящей скорости известкового молока, равной 5 мм/сек.

На каждый бак 11 устанавливают насос 12 марки 4НФу производительностью $210 \text{ м}^3/\text{ч}$ и напором 2,3 м с электродвигателем мощностью $N = 22 \text{ квт}$. Эти же насосы подают известковое молоко в дозаторы постоянной дозы 13.

Внутренние поверхности всех железобетонных баков, соприкасающихся с раствором коагулянта, покрывают слоем нефтяного битума. Для предотвращения сползания битума со стенок бака устанавливают предохранительные щиты из досок толщиной 40 мм, соединенные в шпунт.

Доставка извести на водоочистную станцию предусматривается автотранспортом в закрытых контейнерах грузоподъемностью 12,5 т.

Небольшое расстояние от содово-цементного комбината до очистных сооружений позволяет отказаться от устройства склада извести, резервируется только помещение для установки четырех контейнеров.

§ 16. ДОЗИРОВАНИЕ РАСТВОРОВ РЕАГЕНТОВ

Аппараты для дозирования растворов реагентов подразделяются на два основных типа: 1) дозаторы постоянной дозы, устанавливаемые на водоочистных станциях с равномерным расходом воды; 2) дозаторы пропорциональной дозы, при помощи которых достигается автоматическое изменение дозы реагента при изменениях расхода обрабатываемой воды.

Оба типа дозаторов в зависимости от их конструктивного устройства могут быть напорными или безнапорными, т. е. приспособленными к дозированию реагентов либо в напорные трубопроводы, либо в безнапорные самотечные каналы.

Характеристика некоторых типов применяемых дозаторов (рис. 9—12) приведена в табл. 21.

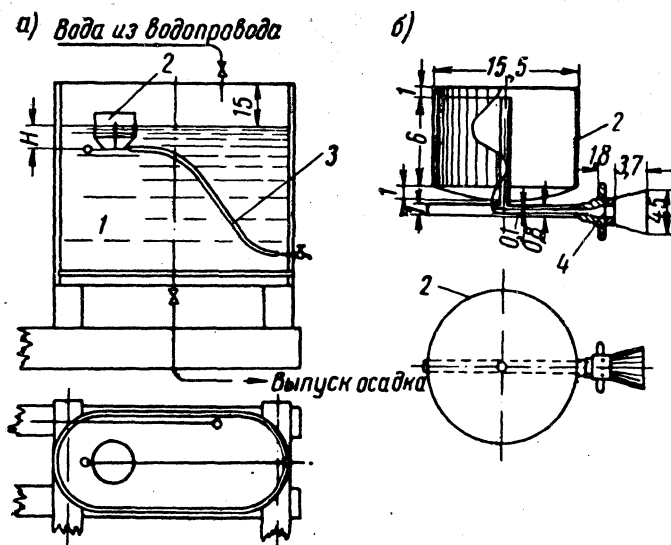


Рис. 9. Поплавковый дозатор системы В. В. Хованского
а — дозировочный бачок; б — поплавок-дозатор; 1 — бачок; 2 — поплавок; 3 — резиновая трубка; 4 — сменная диафрагма

Рассматриваемый ниже шайбовый дозатор, выпускаемый промышленностью серийно, относится к напорным дозаторам пропорциональной дозы, приспособленным для дозирования легкорастворимых реагентов (очищенный сернокислый алюминий, сода, едкий натр).

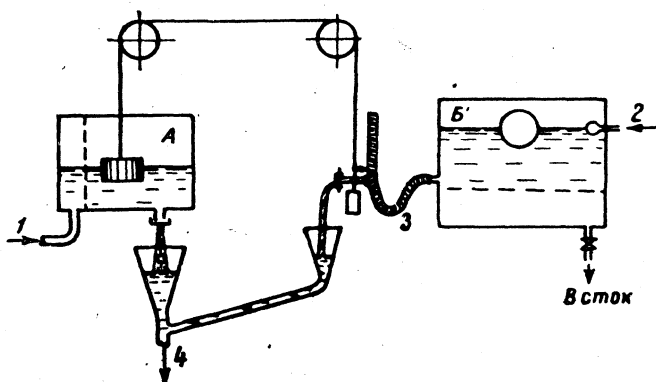


Рис. 10. Сифонный дозатор пропорциональной дозы

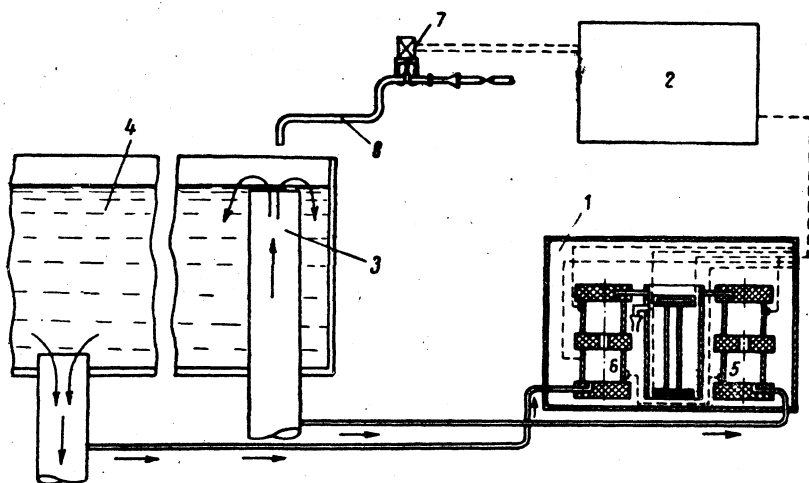


Рис. 11. Автоматический дозатор системы В. Л. Чейшвили и И. Л. Крымского

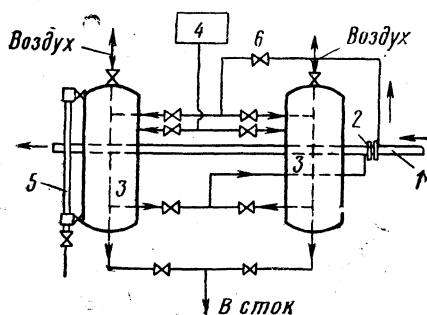


Рис. 12. Схема установки шайбовых дозаторов

Аппараты для дозирования растворов реагентов

Тип дозатора	Название дозатора	Условия применения	Принцип действия
Безнапорный постоянный дозы	Дозировочный шаровой кран из пластмассы	Для подачи постоянно заданной дозы раствора реагента в безнапорный трубопровод	Постоянство уровня раствора в дозирующей бачке над дозировочным шаровым краном обеспечивает равномерное истечение раствора
То же	Поплавковый дозатор системы В. В. Хованского (см. рис. 9)	То же, при постоянном расходе воды не более 6000—9000 м ³ /сутки	В дозировочном бачке (см. рис. 9) имеется поплавок, к которому снизу прикреплена трубка со вставкой сменной диафрагмы (соответственно расходу реагента). Другой конец трубки присоединен к выпускной трубе, по которой отдозированный раствор поступает в смеситель
Безнапорный пропорциональной дозы	Сифонный дозатор пропорциональной дозы для растворов (см. рис. 10)	Для изменения дозы раствора реагента пропорционально колебаниям расхода воды, поступающей на очистку	Через одно отделение дозатора А непрерывно протекает часть очищаемой воды, поступающей по трубе 1. Поплавок соединен тросом и блоками с сифоном 3, находящимся в соседнем отделении дозатора Б. Шаровый кран поддерживает постоянный уровень раствора, поступающего по трубе 2. Пропорциональность дозирования расходу воды достигается тем, что при изменении последнего изменяется положение поплавка; соответственно происходит понижение или повышение связанного с поплавком сифона и увеличение или уменьшение подачи через него раствора реагента к смесителю по трубе 4
То же	Автоматический дозатор системы В. Л. Цейшли и И. Л. Крымского (ВНИИГС, см. рис. 11)	Для обработки больших количеств воды с невысоким содержанием (не более 150—250 мг/л)	Действие дозатора, имеющего датчик 1 и электронный мост 2, основано на измерении разности электропроводностей некоагулированной 3 и коагулированной 4 воды, протекающей через измерительные электролитические ячейки 5 и 6.

Тип дозатора	Название дозатора	Условия применения	Принцип действия
Безнапорный пропорциональной дозы	Автоматический дозатор растворов коагулянта системы ИОНХ АН УССР	Для автоматического контроля и управления процессом обработки воды раствором коагулянта	<p>Если эта разность сопротивлений воды прохождение тока отклоняется от той, которая отвечает заданной дозе коагулянта, то включается электропривод регулятора 7 и количество раствора реагента, подаваемое по трубе 8, изменяется</p> <p>Прибор автоматически (по заданной дозе) регулирует расход коагулянта, измеряет и регистрирует расход раствора, выполняет контрольные замеры расхода раствора и сигнализирует о произошедшем отклонении от заданной дозы</p>
Напорный пропорциональной дозы	Шайбовый напорный дозатор (см. рис. 12)	Для подачи раствора реагента в напорный трубопровод	<p>В установке имеется два попеременно работающих дозатора 3 с водомерными стеклами 5. Ввиду разности давления, создаваемой шайбой 2 на трубе исходной воды 1, раствор реагента вытесняется из дозатора 4 в трубопровод по другую сторону шайбы, где давление понижено. Количество раствора регулируется вентилем 6 на линии исходной воды и контролируется по водомерному стеклу, а более точно — ротаметром</p>

Расчет шайбового дозатора (см. рис. 12) заключается в определении емкости дозатора и диаметра шайбы на трубопроводе исходной воды.

Емкость дозатора определяют по формуле

$$W = 0,1 \frac{n Q_{\text{час}} D_k}{b \gamma} \text{ л}, \quad (18)$$

где n — время непрерывного действия дозатора в ч;
 $Q_{\text{час}}$ — расход обрабатываемой воды в $\text{м}^3/\text{ч}$;
 D_k — доза реагента в $\text{г}/\text{м}^3$;
 b — концентрация раствора реагента в %;
 γ — удельный вес единицы раствора реагента; принимается в зависимости от концентрации по данным табл. 22.

Таблица 22

Удельные веса водных растворов в зависимости от процентного содержания $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ при температуре 15°C

Удельный вес в $\text{г}/\text{см}^3$	Концентрация раство- ра в %	Удельный вес в $\text{г}/\text{см}^3$	Концентрация раство- ра в %
1,017	1	1,067	6
1,027	2	1,0768	7
1,037	3	1,087	8
1,047	4	1,0968	9
1,0569	5	1,1071	10

Перепад давления, создаваемый дроссельной шайбой, составит:

$$\Delta h = (\gamma - 1) \left(H + \frac{100 H_1}{K} \right) + 3 \Sigma h \zeta, \quad (19)$$

где H — максимальная геометрическая высота подачи раствора из дозатора в трубопровод исходной воды в м;

H_1 — максимальная высота слоя раствора реагента в дозаторе в м;

K — точность дозирования, принимается обычно 10%;

$\Sigma h \zeta$ — гидравлические сопротивления на пути обрабатываемой воды от дроссельной шайбы к дозатору и на пути раствора реагента от дозатора к дроссельной шайбе в м вод. ст.

Диаметр шайбы на трубопроводе обрабатываемой воды можно определить по формуле

$$d_{\text{ш}} = 4,27 \sqrt{\frac{Q_{\text{час}}}{\alpha \sqrt{\Delta h}}} \text{ мм}, \quad (20)$$

где α — коэффициент истечения, применяемый по табл. 23 в зависимости от отношения $m = (d_{\text{ш}}/D)^2$, где D — диаметр трубопровода исходной воды, на котором установлена шайба.

Зависимость значения коэффициента истечения α от отношения диаметров шайбы и трубопровода m

m	α	m	α
0,05	0,596	0,40	0,660
0,10	0,600	0,45	0,675
0,15	0,607	0,50	0,695
0,20	0,615	0,55	0,715
0,25	0,625	0,60	0,740
0,30	0,635	0,65	0,765
0,35	0,647		

Пример. Рассчитать шайбовый дозатор при $Q_{\text{час}} = 500 \text{ м}^3/\text{ч}$, или $q_{\text{сек}} = 140 \text{ л/сек}$; $n = 6 \text{ ч}$; $D_k = 45 \text{ г/м}^3$; $b = 8\%$; $\gamma = 1,08$; $H = 5,5 \text{ м}$; $K = 10$; $\Sigma h_{\xi} = 0,15 \text{ м}$.

Следовательно, емкость дозатора по формуле (18)

$$W = 0,1 \frac{6 \cdot 500 \cdot 45}{8 \cdot 1,08} = 1560 \text{ л} = 1,56 \text{ м}^3.$$

Принимаем максимальную высоту слоя раствора реагента в дозаторе $H_1 = 2d_0$ (где d_0 — диаметр цилиндрического корпуса дозатора). Тогда $W = \frac{\pi \left(\frac{H_1}{2}\right)^2}{4} H_1 \text{ м}^3$. Откуда $H_1 = \sqrt[3]{5,1 W} \approx 2 \text{ м}$ и, следовательно,

$$d_0 = H_1 : 2 = 1 \text{ м}.$$

Перепад давления, создаваемый дроссельной шайбой, по формуле (19)

$$\Delta h = (1,08 - 1) \left(5,5 + \frac{100 \cdot 2}{10} \right) + 3 \cdot 0,15 \approx 2,5 \text{ м вод. ст.}$$

Принимая предварительно $\alpha = 0,6$, найдем по формуле (20)

$$d_{\text{ш}} = 4,27 \sqrt{\frac{500}{0,6 \sqrt{2,5}}} = 98,2 \approx 100 \text{ мм}.$$

При расходе воды $q_{\text{сек}} = 140 \text{ л/сек}$ и скорости движения $v = 1,4 \text{ м/сек}$ диаметр трубы $D = 350 \text{ мм}$. Тогда

$$m = \left(\frac{d_{\text{ш}}}{D} \right)^2 = \left(\frac{100}{350} \right)^2 \approx 0,082.$$

По табл. 23 величина $m = 0,082$ примерно соответствует значению $\alpha = 0,6$, т. е. величина коэффициента α принята была правильной и корректировки расчета не требуется.

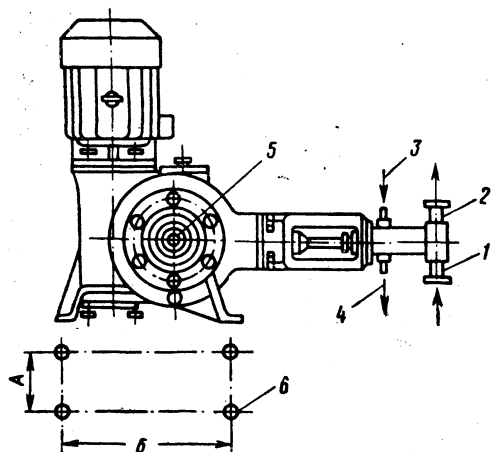


Рис. 13. Общий вид насоса-дозатора серии НД

1 и 2 — всасывающий и нагнетательный патрубки; 3 и 4 — подвод и отвод воды к «Фонарю»; 5 — устройство для изменения длины хода плунжера при выключенном электродвигателе; 6 — отверстия для анкерных болтов; $A \times B = 125 \times (285 \div 342)$ мм

В практике очистки воды весьма распространено использование для дозирования растворов и суспензий реагентов насосов-дозаторов. Достоинство их состоит в том, что они компактные, обеспечивают возможность дозирования в напорный трубопровод и могут быть легко автоматизированы.

Может быть рекомендован поршневой насос-дозатор серии НД (рис. 13), который изготавливает Рижский турбомеханический завод. Применявшийся прежде двухплунжерный насос-дозатор марки ПР-5/6, как не удовлетворяющий требованиям эксплуатации, в настоящее время снят с производства.

Основные данные о насосах-дозаторах типа НД приведены в табл. 24.

Таблица 24

Данные о насосах-дозаторах типа НД

Показатель	Марка насоса-дозатора			
	НД-120/6	НД-400/6	НД-800/6и	НД-1200/6и
Производительность (номинальная) в л/ч	120	400	800	1200
Мощность электродвигателя в кВт	0,6	1	1	1,7
Размер в мм:				
длина	680	840	874	875
ширина	272	300	300	319
высота	540	634	634	672
Вес дозатора с электродвигателем в кг	78	108	115	135

Примечание. Расстояния между отверстиями для болтов составляют: $A = 125$ мм и $B = 285 \div 342$ мм.

ГЛАВА IV

РАСЧЕТ СМЕСИТЕЛЕЙ И КАМЕР ХЛОПЬЕОБРАЗОВАНИЯ

§ 17. СМЕСИТЕЛИ

Смесители служат для равномерного распределения реагентов в массе обрабатываемой воды, что способствует более благоприятному протеканию последующих реакций, происходящих затем в камерах хлопьеобразования. Смешение должно быть быстрым и осуществляться в течение 1—2 мин. Иногда с этой целью вводят раствор коагулянта во всасывающую трубу центробежного насоса. Можно вводить реагент и в напорный трубопровод насоса I подъема. При использовании в качестве смесителя напорного трубопровода ввод реагента в него должен быть предусмотрен на расстоянии не менее 50 диаметров от конца трубопровода. При этом скорость течения воды в трубопроводе должна быть не менее 1—1,5 м/сек, что создает турбулентность потока, обеспечивающую полное смешение раствора реагента с водой.

В отечественной практике применяют следующие типы смесителей: 1) шайбовый; 2) вертикальный (вихревой); 3) дырчатый; 4) перегородчатый.

Шайбовый смеситель. Наиболее удобный способ ввода раствора реагента в напорный трубопровод достигается при помощи шайбового смесителя, т. е. вставки-диафрагмы, в которой создается пониженное давление. Расчет подобного устройства — сужения участка трубопровода — изложен в § 12.

При выборе соотношения диаметров проходного отверстия диафрагмы и трубопровода следует исходить из условия, чтобы потери напора в диафрагме составляли 0,3—0,4 м.

Рассмотренный выше шайбовый смеситель пригоден к установке на водоочистных станциях практически любой производительности.

Вертикальный смеситель может быть применен на водоочистных станциях как средней, так и большой производительности при условии, что на один смеситель будет приходиться расход воды не свыше 1200—1500 м³/ч. Таким образом, на станции производи-

тельностью $100\,000\text{ м}^3/\text{сутки}$ нужно устанавливать три-четыре вертикальных смесителя.

Дырчатый смеситель целесообразно применять на водоочистных станциях производительностью до $1000\text{ м}^3/\text{ч}$.

Перегородчатый смеситель может быть применен на водоочистных станциях производительностью не более $500\text{—}600\text{ м}^3/\text{ч}$. Он представляет собой лоток прямоугольного сечения с несколькими перегородками. В первой и третьей перегородках устраивают проходы для воды, размещенные в центральной части перегородок. В средней перегородке предусмотрены два боковых прохода для воды, примыкающих к стенкам лотка. Благодаря такой конструкции смесителя возникает турбулентность движущегося потока воды, обеспечивающая полное смешение реагента с водой.

Необходимо отметить, что на станциях, где вода обрабатывается известковым молоком, применение дырчатых и перегородчатых смесителей не рекомендуется. Скорость движения воды в смесителях указанных типов не обеспечивает поддержания частиц известия во взвешенном состоянии, что приводит к их осаждению перед перегородками.

Для таких водоочистных станций более пригодны вертикальные смесители, так как процесс растворения известия происходит в них значительно полнее. Это объясняется тем, что крупные частицы находятся в нижней части вертикального смесителя, где под действием повышенных скоростей они быстрее растворяются. Уменьшаясь в размерах, эти частицы выносятся водой в верхнюю часть смесителя и остаются в нем практически до своего окончательного растворения в водной среде.

Еще сравнительно недавно на станциях производительностью до $12\text{—}15\text{ тыс. м}^3/\text{сутки}$ применялся ершовый смеситель (с пятью перегородками под углом 45° к направлению водного потока). В настоящее время этот тип смесителя признан менее удачным, чем перечисленные выше, и к использованию не рекомендуется.

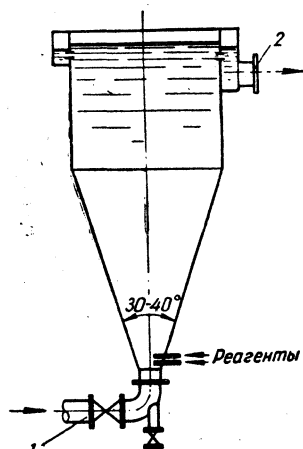


Рис. 14. Вертикальный (вихревой) смеситель

А. Расчет вертикального (вихревого) смесителя

Смеситель этого типа может быть квадратного или круглого в плане сечения, с пирамидальной или конической нижней частью.

Центральный угол между наклонными стенками смесителя должен составлять $\alpha = 30 \div 40^\circ$ (рис. 14). Обрабатываемая вода по трубе 1 подводится в нижнюю часть смесителя с входной скоростью $v_n = 1 \div 1,2\text{ м/сек}$.

Пример. Рассчитать вертикальный (вихревой, смеситель при заданном расходе воды 9000 м³/сутки.

Расчетные расходы воды с учетом собственных нужд очистной станции будут:
 часовой

$$Q_{\text{час}} = \frac{9000 \cdot 1,08}{24} = 405 \text{ м}^3/\text{ч};$$

секундный

$$q_{\text{сек}} = 405 : 3600 = 0,1125 \text{ м}^3/\text{сек}, \text{ или } 112,5 \text{ л/сек.}$$

Площадь горизонтального сечения в верхней части смесителя

$$f_{\text{в}} = Q_{\text{час}} : v_{\text{в}} = 405 : 95 \approx 4,2 \text{ м}^2,$$

где $v_{\text{в}}$ — скорость восходящего движения воды, равная 90—100 м/ч, или 25—28 мм/сек.

Если принять верхнюю часть смесителя квадратной в плане, то сторона ее будет иметь размер: $b_{\text{в}} = \sqrt{f_{\text{в}}} = \sqrt{4,2} \approx 2,05 \text{ м}$.

Трубопровод 1 (см. рис. 14), подающий обрабатываемую воду в нижнюю часть смесителя со входной скоростью $v_{\text{н}} = 1 \div 1,2 \text{ м/сек}$, должен иметь внутренний диаметр 350 мм. Тогда при расходе воды $q_{\text{сек}} = 112,5 \text{ л/сек}$ входная скорость $v_{\text{н}} = 1,08 \text{ м/сек}$.

Так как внешний диаметр подводящего трубопровода равен: $D = 377 \text{ мм}$ (ГОСТ 10704—63), то размер в плане нижней части смесителя в месте примыкания этого трубопровода должен быть $0,377 \times 0,377 \text{ м}$, а площадь нижней части усеченной пирамиды составит: $f_{\text{н}} = 0,377^2 \approx 0,142 \text{ м}^2$.

Принимаем величину центрального угла $\alpha = 40^\circ$. Тогда высота нижней (пирамидальной) части смесителя

$$h_{\text{н}} = 0,5 (b_{\text{в}} - b_{\text{н}}) \operatorname{ctg} 40^\circ/2 = 0,5 (2,05 - 0,377) 2,747 \approx 2,3 \text{ м}.$$

Объем пирамидальной части смесителя

$$\begin{aligned} W_{\text{н}} &= \frac{1}{3} h_{\text{н}} (f_{\text{в}} + f_{\text{н}} + \sqrt{f_{\text{в}} f_{\text{н}}}) = \\ &= \frac{2,3}{3} (4,2 + 0,142 + \sqrt{4,2 \cdot 0,142}) \approx 3,92 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Полный объем смесителя

$$W = \frac{Q_{\text{час}} t}{60} = \frac{405 \cdot 1,5}{60} \approx 10,1 \text{ м}^3,$$

где t — продолжительность смешения реагента с массой воды, равная 1,5 мин (менее 2 мин).

Объем верхней части смесителя

$$W_{\text{в}} = W - W_{\text{н}} = 10,1 - 3,92 = 6,18 \text{ м}^3.$$

Высота верхней части смесителя

$$h_{\text{в}} = W_{\text{в}} : f_{\text{в}} = 6,18 : 4,2 \approx 1,45 \text{ м}.$$

Полная высота смесителя

$$h_c = h_n + h_b = 2,3 + 1,45 = 3,75 \text{ м.}$$

Сбор воды производится в верхней части смесителя периферийным лотком через затопленные отверстия. Скорость движения воды в лотке $v_l = 0,6 \text{ м/сек.}$

Вода, протекающая по лоткам в направлении бокового кармана, разделяется на два параллельных потока. Поэтому расчетный расход каждого потока будет:

$$Q_l = Q_{\text{час}} : 2 = 405 : 2 \approx 203 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Площадь живого сечения сборного лотка

$$\omega_l = \frac{203}{0,6 \cdot 3600} = 0,094 \text{ м}^2.$$

При ширине лотка $b_l = 0,27 \text{ м}$ расчетная высота слоя воды в лотке $h_l = \omega_l : b_l = 0,094 : 0,27 \approx 0,35 \text{ м.}$ Уклон дна лотка принят $i = 0,02$.

Площадь всех затопленных отверстий в стенках сборного лотка

$$F_o = \frac{Q_{\text{час}}}{v_o : 3600} = \frac{405}{1 \cdot 3600} \approx 0,113 \text{ м}^2,$$

где v_o — скорость движения воды через отверстия лотка, равная 1 м/сек.

Отверстия приняты диаметром $d_o = 80 \text{ мм}$, т. е. площадью $f_o = 0,00503 \text{ м}^2$.

Общее потребное количество отверстий

$$n_o = F_o : f_o = 0,113 : 0,00503 \approx 22.$$

Эти отверстия размещаются по боковой поверхности лотка на глубине $h_o = 110 \text{ мм}$ от верхней кромки лотка до оси отверстия.

Внутренний периметр лотка

$$p_l = 4 [2,05 - 2 (0,27 + 0,06)] = 5,56 \text{ м, или } 5560 \text{ мм.}$$

Шаг оси отверстий $e_o = p_l : n_o = 5560 : 22 \approx 250 \text{ мм}$. Расстояния между отверстиями $e_o - d_o = 250 - 80 = 170 \text{ мм}$.

Из сборного лотка вода поступает в боковой карман. Размеры кармана принимаются конструктивно с тем, чтобы в нижней части его разместить трубу 2 (см. рис. 14) для отвода воды, прошедшей смеситель.

Расход воды, протекающей по отводящей трубе для подачи в камеру хлопьеобразования, $q_{\text{сек}} = 112,5 \text{ л/сек}$. Скорость в этом трубопроводе должна быть $0,8 - 1 \text{ м/сек}$, а время пребывания — не более 2 мин . Принят стальной трубопровод наружным диаметром 426 мм (ГОСТ 10704—63) при скорости движения в нем воды $0,84 \text{ м/сек}$.

Б. Расчет дырчатого смесителя

Смеситель дырчатого типа выполняется в виде лотка с тремя вертикальными перегородками (рис. 15). Наличие в перегородках нескольких рядов отверстий позволяет создать большое число мелких вихрей, способствующих хорошему смешению реагентов с водой.

Скорость движения воды в отверстиях перегородок $v_0 = 1$ м/сек. Чтобы избежать насыщения воды пузырьками воздуха, верхний ряд отверстий диаметром 20—120 мм должен быть затоплен на глубину 0,1—0,15 м.

Потеря напора в отверстиях всех перегородок

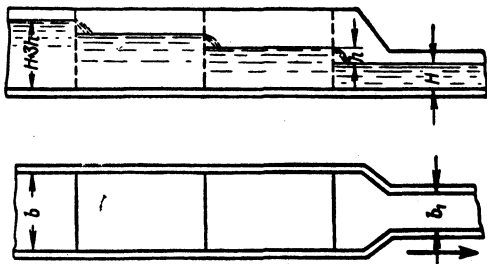


Рис. 15. Дырчатый смеситель

$$\Sigma h = \frac{m v_0^2}{2 g \mu^3}, \quad (21)$$

где m — общее количество перегородок в смесителе, равное 3;

μ — коэффициент расхода, равный при $d_0 : b = 2,065$ и при $d_0 : b = 1$ 0,15.

Пример. Рассчитать дырчатый смеситель при заданном расходе воды $Q_{\text{сут}} = 19\,000$ м³/сутки, или $q_{\text{сек}} = 0,22$ м³/сек. Принимаем отверстия диаметром $d_0 = 0,06$ м.

Количество отверстий в каждой перегородке равно:

$$n = \frac{4 q_{\text{сек}}}{\pi v_0 d_0^2} = \frac{4 \cdot 0,22}{3,14 \cdot 1 \cdot 0,06^2} \approx 77.$$

При толщине стенки $b = 6$ см = 0,06 м отношение $d_0 : b = 1$ и $\mu = 0,75$.

Тогда потеря напора в отверстиях перегородок по формуле (21) составит

$$\Sigma h = \frac{3 \cdot 1^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,75^3} \approx 0,27 \text{ м.}$$

Перепад уровня воды за каждой перегородкой будет

$$h = \Sigma h : m = 0,27 : 3 = 0,09 \text{ м.}$$

Сечение лотка в конце смесителя составит

$$f_{\text{л}} = q_{\text{сек}} : v_{\text{л}} = 0,22 : 0,6 = 0,37 \text{ м}^2.$$

Принимаем высоту слоя воды в конце смесителя (после всех перегородок) $H = 0,65$ м, тогда ширина лотка $b_1 = 0,37 : 0,65 \approx 0,57$ м.

Высота слоя воды перед перегородками (считая от конца смесителя) будет (см. рис. 15):

$$\text{перед первой } H+h=0,65+0,09=0,74 \text{ м;}$$

$$\text{перед второй } H+2h=0,65+0,18=0,83 \text{ м;}$$

$$\text{перед третьей } H+3h=0,65+0,27=0,92 \text{ м.}$$

Площадь отверстий, приходящаяся на каждую перегородку, будет:

$$f_0 = n \cdot 0,785 d_0^2 = 77 \cdot 0,785 \cdot 0,06^2 \approx 0,22 \text{ м}^2.$$

Так как суммарная площадь отверстий не должна превышать 30% рабочей площади перегородки, то минимально необходимая площадь перегородки $f_n = 0,22 : 0,3 \approx 0,75 \text{ м}^2$.

Высота первой перегородки с учетом затопления верхнего ряда отверстий (0,1—0,15 м) $h_n = 0,74 - 0,1 = 0,64 \text{ м}$.

Поэтому ширина смесителя должна быть

$$b_c = f_n : h_n = 0,75 : 0,64 \approx 1,2 \text{ м.}$$

Первая перегородка (считая от конца смесителя) имеет наименьшую рабочую площадь $h_n b_c = 0,64 \cdot 1,2 = 0,768 \text{ м}^2$.

Размещаем на ней семь рядов отверстий по вертикали с 11 отверстиями в каждом горизонтальном ряду, а всего 77 отверстий. Шаг оси отверстий по вертикали:

$$\text{в первой перегородке } e_1 = (740 - 100) : 7 \approx 91 \text{ мм;}$$

$$\text{во второй перегородке } e_2 = (830 - 100) : 7 \approx 104 \text{ мм;}$$

$$\text{в третьей перегородке } e_3 = (920 - 100) : 7 \approx 117 \text{ мм.}$$

Расстояния между осями отверстий по горизонтали будут одинаковыми для всех перегородок и составят $1200 : 11 = 109 \text{ мм}$.

Расстояния между перегородками по длине дырчатого смесителя принимаются равными ширине смесителя, т. е. $l = 1,2 \text{ м}$.

В. Расчет перегородчатого смесителя

Пример. Рассчитать перегородчатый смеситель при заданном расходе воды $Q_{\text{час}} = 540 \text{ м}^3/\text{ч}$, или $q_{\text{сек}} = 0,15 \text{ л/сек}$.

Смеситель состоит из лотка с тремя поперечными вертикальными перегородками (рис. 16). Сечение лотка при допустимой скорости движения воды $v_d = 0,6 \text{ м/сек}$ будет

$$f_d = q_{\text{сек}} : v_d = 0,15 : 0,6 = 0,25 \text{ м}^2.$$

Принимаем высоту слоя воды в конце смесителя после перегородок $H = 0,5 \text{ м}$ (минимально допускаемые величины $H = 0,4 \div 0,5 \text{ м}$). Тогда ширина лотка $b_d = f_d : H = 0,25 : 0,5 = 0,5 \text{ м}$.

Потеря напора в каждом сужении перегородчатого смесителя при скорости движения в них воды $v_c = 1 \text{ м/сек}$ составит

$$h_c = \frac{v_c^2}{\mu^2 \cdot 2 g} = \frac{1^2}{0,62^2 \cdot 2 \cdot 9,81} = 0,13 \text{ м.}$$

При наличии трех перегородок общая потеря напора в сужениях всего смесителя $\Sigma h_c = 0,39 \text{ м}$.

Размеры суженных проходов для воды:

а) в центральной перегородке, где имеется два боковых сужения,

$$f_{c.л} = 0,5 \frac{q}{v_c} = 0,5 \frac{0,15}{1} = 0,075 \text{ м}^2.$$

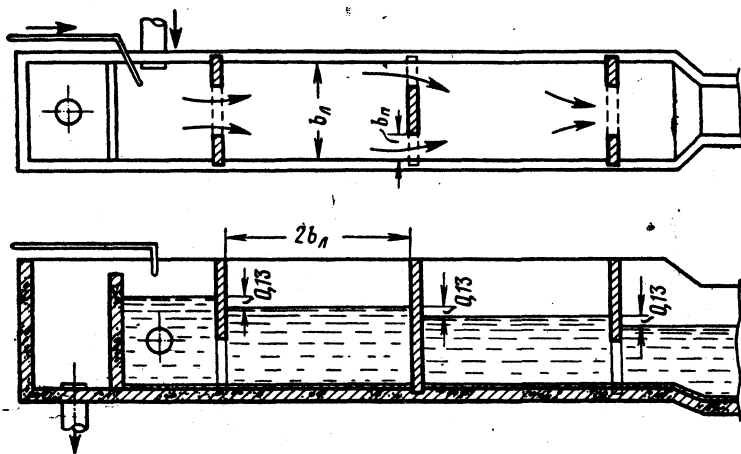


Рис. 16. Перегородчатый смеситель

Высота слоя воды ниже центральной (второй) перегородки

$$h_2 = 0,5 + 0,13 = 0,63 \text{ м}.$$

Глубина затопления проходов от уровня воды до их верха должна быть не менее 0,1—0,15 м. Тогда высота в свету каждого из двух боковых проходов в центральной перегородке составит

$$h_n = 0,63 - 0,13 = 0,5 \text{ м}.$$

Следовательно, необходимая ширина каждого суженного бокового прохода

$$b_n = f_{c.л} : h_n = 0,075 : 0,5 = 0,15 \text{ м} = 15 \text{ см}.$$

В первой и третьей перегородках устраивается по одному центральному суженному проходу. Площадь одного прохода $f_{1,3} = q : v_c = 0,15 : 1 = 0,15 \text{ м}^2$.

Высота слоя воды ниже третьей перегородки $h_3 = 0,5 \text{ м}$. Глубина затопления принята 0,13 м. Высота в свету суженного прохода $h_n = 0,5 - 0,13 = 0,37 \text{ м}$. Следовательно, ширина центрального прохода в третьей перегородке $b_3 = f_3 : h_n = 0,15 : 0,37 = 0,4 \text{ м} = 40 \text{ см}$.

Высота слоя ниже первой перегородки $h_1 = 0,5 + 2 \cdot 0,13 = 0,76 \text{ м}$. Глубина затопления принята 0,16 м. Высота в свету суженного

прохода $h_n = 0,76 - 0,16 = 0,6$ м. Ширина прохода в первой перегородке $b_1 = 0,15 : 0,6 = 0,25$ м = 25 см.

Расстояния между перегородками по длине смесителя принимают $l = 2b_c = 2 \cdot 0,75 = 1,5$ м (где b_c — ширина смесителя).

§ 18. КАМЕРЫ ХЛОПЬЕОБРАЗОВАНИЯ

Камеры хлопьеобразования служат для перемешивания воды и обеспечения более полной агломерации мелких хлопьев коагулянта в крупные хлопья.

Установка камеры хлопьеобразования необходима перед горизонтальными и вертикальными отстойниками. В тех случаях, когда вместо отстойников применяются осветлители со взвешенным осадком, устройство камер хлопьеобразования излишне, так как процесс образования хлопьев протекает в самом осветлителе, непосредственно в слое взвешенного осадка.

Емкость камеры хлопьеобразования рассчитывается на время пребывания в ней воды от 6 до 30 мин (в зависимости от типа камеры).

При горизонтальных отстойниках следует устраивать камеры хлопьеобразования — перегородчатые, вихревые, встроенные со слоем взвешенного осадка и лопастные; при вертикальных отстойниках — водоворотные.

Отвод воды из камер хлопьеобразования в отстойники должен осуществляться так, чтобы не разрушались сформировавшиеся хлопья. Поэтому скорость движения воды в сборных лотках, трубах и отверстиях распределительных перегородок должна быть не более 0,1 м/сек для мутных вод и 0,05 м/сек для цветных вод.

А. Перегородчатые камеры хлопьеобразования

В перегородчатых камерах хлопьеобразования устраивают ряд перегородок, заставляющих воду изменять направление своего движения либо в вертикальной, либо в горизонтальной плоскости, что и обеспечивает необходимое перемешивание воды.

Потеря напора в такой камере определяется по формуле

$$h_k = 0,15 v^2 m, \quad (22)$$

где v — скорость движения воды в камере;
 m — общее число поворотов потока.

Пример. Рассчитать перегородчатую камеру хлопьеобразования с вертикальной циркуляцией воды (рис. 17).

Применение таких камер целесообразно при расходе воды не менее 6000 м³/сутки.

Расчетное количество воды $Q_{\text{сут}} = 15\,000$ м³/сутки, или $Q_{\text{час}} = 625$ м³/ч.

Время пребывания воды в камере $t = 20 \div 30$ мин (нижний предел принимается для мутных вод, верхний — для цветных вод).

Объем камеры

$$W = \frac{Q_{\text{час}} t}{60} = \frac{625 \cdot 20}{60} \approx 208 \text{ м}^3.$$

В соответствии с высотной схемой очистной станции высота камеры хлопьеобразования принята $H = 3,5$ м (рекомендуется принимать высоту камеры примерно равной высоте отстойника). Тогда площадь камеры в плане

$$F = W : H = 208 : 3,5 \approx 59,4 \text{ м}^2.$$

Скорость движения воды в камере принимаем $v = 0,2$ м/сек (по СНиП $v = 0,2 \div 0,3$ м/сек).

Площадь одной ячейки камеры

$$f = \frac{Q_{\text{час}}}{3600 v} = \frac{625}{3600 \cdot 0,2} \approx 0,9 \text{ м}^2.$$

Число ячеек в камере $n = F : f = 59,4 : 0,9 = 66$. В каждом ряду по ширине камеры размещаем по 6 ячеек, а по длине камеры располагаем в каждом ряду по 11 ячеек.

Общее число поворотов m потока в камере будет

$$m = \frac{n}{6} - 1 = \frac{66}{6} - 1 = 10.$$

Число поворотов в камере принимают в пределах $m = 8 \div 10$.

Размеры каждой ячейки в плане: длина $S = 1$ м и ширина $b = 0,9$ м (размер ячеек должен быть не менее $0,7 \times 0,7$ м).

Полная ширина камеры хлопьеобразования $B = 6 \cdot 0,9 = 5,4$ м, а длина камеры $L = 11 \cdot 1 = 11$ м.

Действительная скорость движения воды в камере с учетом толщины перегородок при фактической площади ячейки $f_1 = 0,72 \text{ м}^2$

$$v_1 = \frac{Q_{\text{час}}}{3600 f_1} = \frac{625}{3600 \cdot 0,72} = 0,24 \text{ м/сек.}$$

Потеря напора в камере

$$h_k = 0,15 \cdot 0,24^2 \cdot 10 = 0,09 \text{ м.}$$

Пример. Рассчитать перегородчатую камеру хлопьеобразования с горизонтальной циркуляцией воды (рис. 18).

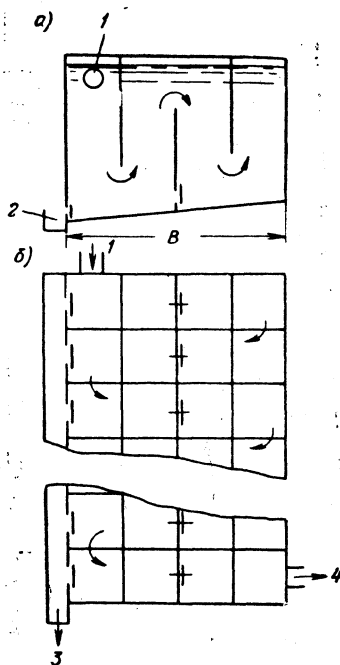


Рис. 17. Схема перегородчатой камеры хлопьеобразования с вертикальной циркуляцией воды

а — разрез; б — план; 1 — подвод воды; 2 — сток; 3 — выпуск осадка; 4 — отвод воды

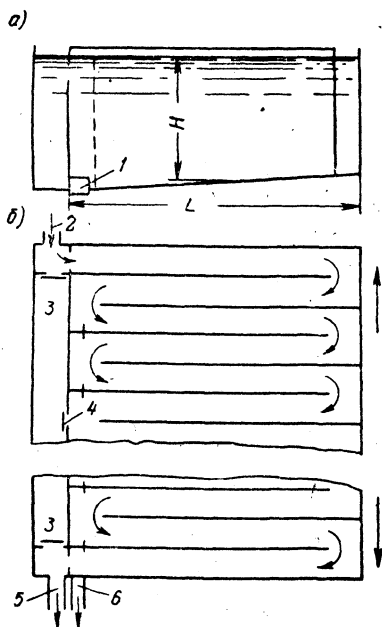


Рис. 18. Схема перегородчатой камеры хлопьеобразования с горизонтальной циркуляцией воды

а — разрез; б — план; 1 — отверстие в стенке для выпуска осадка; 2 — подвод воды; 3 — обводной канал; 4 — промежуточный выпуск; 5 — выпуск воды; 6 — выпуск осадка

Так как камера хлопьеобразования примыкает к торцевым стенкам горизонтальных отстойников, то по условиям компоновки станции надо принять длину камеры L равной суммарной ширине горизонтальных отстойников.

Для данного примера ширина отстойников составляет 14 м. Тогда, принимая длину камеры $L=14$ м, найдем необходимое число коридоров

$$n = \frac{L}{b + \delta} = \frac{14}{1,07 + 0,18} = 11,2,$$

где δ — толщина железобетонных стенок камеры, равная 0,18.

Принимаем число коридоров $n=11$; следовательно, количество поворотов потока m будет на единицу меньше числа коридоров, т. е. $m=n-1=10$ (число поворотов должно быть в пределах $m=8 \div 10$).

Ширина камеры хлопьеобразования в плане, т. е. длина каждого коридора камеры $B=F:L=256:14 \approx 18,3$ м.

Потеря напора в камере по формуле (22)

$$h_k = 0,15 \cdot 0,2^2 \cdot 10 = 0,06 \text{ м.}$$

Такие камеры применяются для водоочистных станций с горизонтальными отстойниками при производительности не менее 40—45 тыс. $\text{м}^3/\text{сутки}$.

Расчетное количество воды $Q_{\text{сут}} = 48\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 2000 \text{ м}^3/\text{ч}$. Время пребывания воды в камере $t=20$ мин. Объем камеры

$$W = \frac{Q_{\text{час}} t}{60} = \frac{2000 \cdot 20}{60} \approx 667 \text{ м}^3.$$

В соответствии с высотной схемой станции высоту камеры хлопьеобразования принимаем $H=2,6$ м (обычно $H=2 \div 3$ м).

Площадь камеры (в плане)

$$F = W : H = 667 : 2,6 \approx 256 \text{ м}^2.$$

Ширина коридора камеры при скорости движения воды $v=0,2$ м/сек

$$b = \frac{Q_{\text{час}}}{3600 v H} = \frac{2000}{3600 \cdot 0,2 \cdot 2,6} \approx 1,07 \text{ м}$$

(согласно СНиП минимальная ширина коридора $b=0,7$ м).

Б. Водоворотные камеры хлопьеобразования

Водоворотные камеры хлопьеобразования (рис. 19) обычно имеют вид вертикального цилиндра, куда впускается вода после смесителя. Вода, смешанная с реагентами, поступает в камеру по трубопроводу, который на конце снабжен насадками (соплами). Насадки установлены так, что вода, выходя из них с большими скоростями, приобретает внутри камеры вращательное (водоворотное) движение, обеспечивающее перемешивание.

Потеря напора в сопле определяется по формуле

$$h_c = 0,06 v_{\phi}^2, \quad (23)$$

где v_{ϕ} — фактическая скорость выхода воды из сопла.

В нижней части камеры хлопьеобразования устанавливают решетку из щитов для гашения вращательного движения воды. Щиты имеют высоту 0,8 м с размером ячеек в плане 0,5 × 0,5 м.

Чаще всего такую водоворотную камеру устраивают в виде трубы, расположенной в центре вертикального отстойника (см. далее § 20). В настоящее время вертикальные отстойники применяют только на водоочистных станциях производительностью не более 3000 м³/сутки. При большей производительности станций предпочтительнее принимать осветлители со взвешенным осадком, которые наряду с другими преимуществами не требуют устройства камер хлопьеобразования.

Пример. Рассчитать водоворотную камеру хлопьеобразования, совмещенную с вертикальным отстойником диаметром D .

Расчетный часовой расход очистной станции принимаем $Q_{\text{час}} = 125 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Площадь одной водоворотной камеры (в плане)

$$f_k = \frac{Q_{\text{час}} t}{60 H_1 N} = \frac{125 \cdot 15}{60 \cdot 3,6 \cdot 4} \approx 2,17 \text{ м}^2,$$

где t — время пребывания воды в камере; обычно принимается 15—20 мин;

H_1 — высота камеры в м; принимается $H_1 = 0,9 H_0 = 3,6 \text{ м}$;

H_0 — высота зоны осаждения вертикального отстойника; обычно принимается $H_0 = 4 \div 5 \text{ м}$;

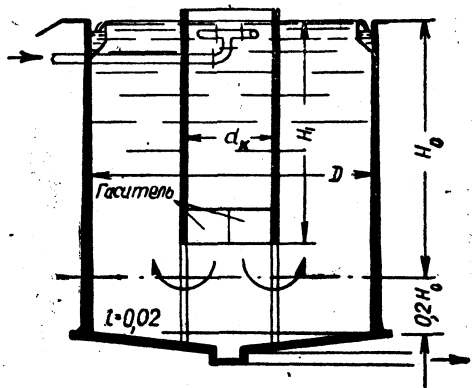


Рис. 19. Схема водоворотной камеры хлопьеобразования, совмещенной с вертикальным отстойником

N — расчетное количество вертикальных юстойников (и камер хлопьеобразования); в данном примере принято $N=4$. Диаметр водоворотной камеры хлопьеобразования

$$d_k = 1,13 \sqrt{f_k} = 1,13 \sqrt{2,17} \approx 1,66 \text{ м.}$$

Секундный расход воды, поступающей в камеру,

$$q_{\text{сек}} = \frac{125}{4 \cdot 3600} \approx 0,0087 \text{ м}^3/\text{сек.}$$

Диаметр подводящего трубопровода $d_r = 100 \text{ мм}$ (по ГОСТ 10704—63). В этом случае скорость подвода воды в камеру хлопьеобразования составляет: $v = 0,85 \text{ м/сек}$, т. е. находится в рекомендуемых пределах ($v = 0,8 \div 1 \text{ м/сек}$).

Подача воды в камеру производится при помощи сопла, направленного тангенциально. Сопло размещается на расстоянии $0,2d_k = 0,2 \cdot 1,66 \approx 0,33 \text{ м}$ от стенки камеры на глубине $0,5 \text{ м}$ от поверхности воды.

Необходимый диаметр сопла

$$d_c = 1,13 \sqrt{\frac{q_{\text{сек}}}{\mu v_c}} = 1,13 \sqrt{\frac{0,0087}{0,908 \cdot 2,5}} = 0,063 \text{ м} \approx 70 \text{ мм.}$$

Здесь $\mu = 0,908$ — коэффициент расхода для конически сходящегося насадка с углом конусности $\beta = 25^\circ$;

$v_c = 2,5 \text{ м/сек}$ — скорость выхода воды из сопла (принимается равной $2\text{—}3 \text{ м/сек}$).

Длина сопла, отвечающая углу конусности $\beta = 25^\circ$,

$$l_c = \frac{d_c}{2} \operatorname{ctg} \frac{\beta}{2} = \frac{70}{2} \operatorname{ctg} \frac{25^\circ}{2} \approx 160 \text{ мм.}$$

Фактическая скорость выхода воды из сопла

$$v_\phi = \frac{1,274 q_{\text{сек}}}{d_c^2 \mu} = \frac{1,274 \cdot 0,0087}{0,07^2 \cdot 0,908} \approx 2,49 \text{ м/сек.}$$

Потеря напора в сопле по формуле (23)

$$h_c = 0,06 \cdot 2,49^2 \approx 0,37 \text{ м.}$$

В. Вихревые камеры хлопьеобразования

Вихревая камера хлопьеобразования¹ (рис. 20) имеет форму обратной пирамиды или конуса с углом между его стенками $50\text{—}70^\circ$, верхняя надставка — с вертикальными стенками. Вода от смесителя к камере хлопьеобразования подается по трубопроводу со скоростью $0,8\text{—}1 \text{ м/сек}$. Обработываемую воду вводят в нижнюю часть камеры; при этом скорость входа воды должны быть $0,7\text{—}$

¹ Этот тип камеры предложен канд. техн. наук Е. Н. Тетеркиным (ВНИИ ВОДГЕО).

1,2 м/сек. Скорость восходящего потока на выходе из камеры (в верхней ее части) $v_b = 4 \div 5$ мм/сек.

Время пребывания воды в вихревой камере хлопьеобразования составляет 6—10 мин вместо 15—30 мин для камер других типов. Это установлено исследованиями, которые показали, что процесс хлопьеобразования заканчивается в вихревой камере значительно быстрее.

Пример. Рассчитать вихревую камеру хлопьеобразования со сборным кольцевым желобом. Заданная производительность камеры $Q_{\text{час}} = 200 \text{ м}^3/\text{ч}$, или $q_{\text{сек}} = 55,6 \text{ л/сек}$.

Объем камеры хлопьеобразования.

$$W_{\text{к.х}} = \frac{Q_{\text{час}} t}{60} = \frac{200 \cdot 8}{60} \approx 26,67 \text{ м}^3,$$

где t — время пребывания воды в камере, равное 8 мин.

При скорости восходящего движения воды в верхней части камеры $v_b = 5 \text{ мм/сек} = 18 \text{ м/ч}$ площадь поперечного сечения верхней части камеры и ее диаметр равны:

$$f_b = Q_{\text{час}} : v_b = 200 : 18 \approx 11,1 \text{ м}^2;$$

$$D_b = \sqrt{\frac{4 f_b}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 11,1}{3,14}} \approx 3,8 \text{ м}.$$

При скорости входа воды $v_{\text{вх}} = 0,7 \text{ м/сек}$ диаметр нижней части камеры и площадь ее поперечного сечения равны:

$$d_n = \sqrt{\frac{4 q_{\text{сек}}}{\pi v_{\text{вх}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0556}{3,14 \cdot 0,7}} \approx 0,32 \text{ м} = 320 \text{ мм};$$

$$f_n = \frac{\pi d_n^2}{4} = 0,785 \cdot 0,32^2 \approx 0,08 \text{ м}.$$

Принимаем диаметр нижней части камеры $d_n = 325 \text{ мм}$, т. е. равным наружному диаметру трубопровода, подающему воду от смесителя в камеру. Тогда скорость входа воды в камеру составит $v'_{\text{вх}} = 0,73 \text{ м/сек}$.

Высота конической части камеры хлопьеобразования при угле конусности $\beta = 50^\circ$

$$h_{\text{кон}} = 0,5 (D_b - d_n) \operatorname{ctg} \frac{\beta}{2} = 0,5 (3,8 - 0,325) \operatorname{ctg} \frac{50^\circ}{2} \approx 3,73 \text{ м}.$$

Потери напора в вихревой камере хлопьеобразования составляют 0,2—0,3 м вод. ст. на 1 м высоты конуса, в данном случае $h = 3,73 \cdot 0,3 = 1,12 \text{ м вод. ст.}$

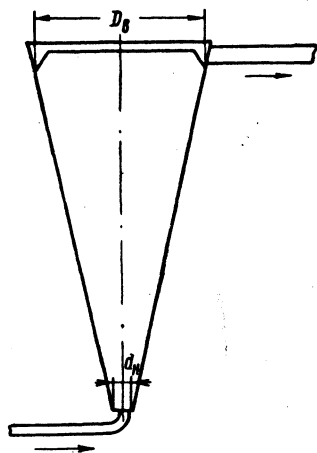


Рис. 20. Вихревая камера хлопьеобразования

Объем конической части камеры

$$W_{\text{кон}} = \frac{1}{3} h_{\text{кон}} (f_{\text{в}} + f_{\text{н}} + \sqrt{f_{\text{в}} f_{\text{н}}}) = \\ = \frac{1}{3} 3,73 (11,1 + 0,08 + \sqrt{11,1 \cdot 0,08}) \approx 15 \text{ м}^3.$$

Объем цилиндрической надставки над конусом

$$W_{\text{цил}} = W_{\text{к.х}} - W_{\text{кон}} = 26,67 - 15 = 11,67 \text{ м}^3.$$

При площади сечения камеры $f_{\text{в}} = 11,1 \text{ м}^2$ высота цилиндрической надставки $h_{\text{ц}} = W_{\text{цил}} : f_{\text{в}} = 11,67 : 11,1 \approx 1,05 \text{ м}$. Полная высота вихревой камеры $h_{\text{к}} = 3,73 + 1,05 = 4,78 \text{ м}$.

Вода, прошедшая камеру хлопьеобразования, собирается верхним кольцевым желобом через затопленные отверстия, размещенные по периметру его внутренней стенки.

При расчетной скорости движения воды в желобе $v_{\text{ж}} = 0,1 \text{ м/сек}$ и двухпоточном направлении к отводящему трубопроводу необходимая площадь поперечного сечения желоба составит:

$$f_{\text{ж}} = \frac{q_{\text{сек}}}{2} : v_{\text{ж}} = \frac{0,0556}{2} : 0,1 \approx 0,278 \text{ м}^2.$$

Принимаем ширину желоба $b_{\text{ж}} = 0,4 \text{ м}$, тогда высота желоба

$$h_{\text{ж}} = 0,278 : 0,4 \approx 0,7 \text{ м}.$$

Потребное количество затопленных отверстий диаметром 120 мм и площадью $f_0 = 0,0113 \text{ м}^2$ будет:

$$n_0 = \frac{q_{\text{сек}}}{v f_0} = \frac{0,0556}{0,1 \cdot 0,0113} \approx 50 \text{ отверстий}.$$

Периметр кольцевого желоба по внутренней стенке

$$p = \pi D_{\text{в}} = 3,14 (3,8 - 2 \cdot 0,4) = 9,42 \text{ м} = 9420 \text{ мм}.$$

Шаг оси затопленных отверстий $e_0 = 9420 : 50 \approx 190 \text{ мм}$.

Г. Встроенная камера хлопьеобразования со взвешенным осадком

Такие камеры устраивают непосредственно в горизонтальных отстойниках в их передней части (рис. 21).

Вода, поступающая из смесителя, по каналу 6 через водослив 4 подается в приемный карман и по вертикальному трубопроводу направляется в дырчатые распределительные каналы 2 (или перфорированные трубы). Здесь вследствие уменьшения скорости воды образуются хлопья скоагулированной взвеси, которые агломерируются и укрупняются при движении воды вверх через слой взвешенного осадка камеры высотой не менее 2 м. В верхней части отстойника устраивают отбойный щиток, направляющий поток воды, которая прошла камеру хлопьеобразования.

Пример. Рассчитать встроенную камеру со взвешенным осадком при расходе воды, поступающей для отстаивания, $Q_{\text{сут}} = 34\,800 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 1450 \text{ м}^3/\text{ч}$. Мутность исходной воды 700 мг/л .

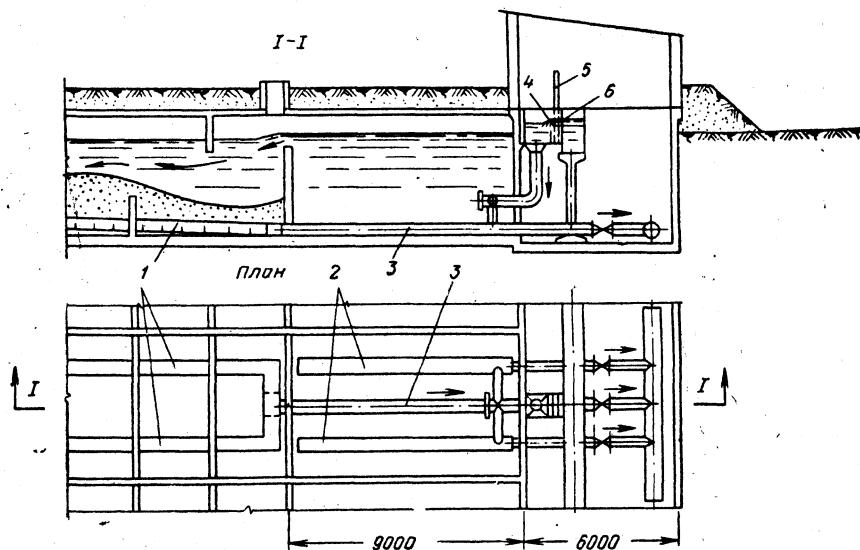


Рис. 21. Встроенная камера хлопьеобразования со взвешенным осадком
1 — дырчатый канал для спуска осадка; 2 — дырчатый распределительный перфорированный канал; 3 — выпуск осадка из отстойника; 4 — подача воды через водослив; 5 — шибер; 6 — подающий канал из смесителя

Площадь (в плане) всех камер хлопьеобразования

$$\Sigma F_k = \frac{Q_{\text{час}}}{3600 v} = \frac{1450}{3600 \cdot 0,002} \approx 201,4 \text{ м}^2,$$

где v — скорость восходящего потока воды в верхнем сечении встроенной камеры хлопьеобразования, равная 1 мм/сек при осветлении маломутных вод, $1,5 \text{ мм/сек}$ при осветлении вод средней мутности ($300\text{—}600 \text{ мг/л}$) и 2 мм/сек при осветлении вод высокой мутности.

Принимаем четыре камеры (по числу горизонтальных отстойников), тогда площадь одной камеры

$$F_k = 201,4 : 4 \approx 50,3 \text{ м}^2.$$

При ширине камеры $b_k = 5,6 \text{ м}$ (равной ширине отстойника) длина камеры

$$l_k = F_k : b_k = 50,3 : 5,6 \approx 9 \text{ м}.$$

Высоту камеры h_k принимаем равной высоте отстойника с учетом потерь напора в камере. Следовательно, $h_k = h_{\text{отст}} + h_{\text{п}} = 3,5 + 0,1 = 3,6 \text{ м}$.

Время пребывания воды в камере

$$t = \frac{h_k}{v \cdot 60} = \frac{3,6}{0,002 \cdot 60} = 30 \text{ мин},$$

что соответствует данным СНиП ($t \geq 20$ мин).

Расход воды, приходящейся на каждую камеру,

$$q_k = \frac{Q_{\text{час}} \cdot 1000}{4 \cdot 3600} = \frac{1450 \cdot 1000}{4 \cdot 3600} \approx 100,7 \text{ л/сек.}$$

Распределение воды по площади камеры предусмотрено при помощи перфорированных труб¹ с отверстиями, направленными горизонтально. В каждой камере размещают две—четыре перфорированные трубы на расстояниях не более 3 м; в данном примере приняты две трубы.

Следовательно, расход воды по каждой трубе будет

$$q_{\text{тр}} = q_k : n = 100,7 : 2 \approx 50,4 \text{ л/сек.}$$

Принимаем трубы $D=350$ мм при скорости движения воды $v=0,49$ м/сек (по СНиП $v=0,5 \div 0,6$ м/сек). Площадь отверстий диаметром 15—25 мм в стенках перфорированной распределительной трубы составляет 30—40% площади ее поперечного сечения

$$\Sigma f_{\text{отв}} = 0,4 \frac{\pi D^2}{4} = 0,4 \frac{3,14 \cdot 0,35^2}{4} \approx 0,04 \text{ м}^2.$$

Принимаем отверстия $d_o=25$ мм площадью $f_o=0,000491$ м². Необходимое количество отверстий на каждой трубе

$$n = 0,04 : 0,00049 \approx 82.$$

Отверстия располагаем в два ряда с шагом

$$e_o = l_k : n = 9000 : 82 = 110 \text{ мм},$$

где l_k — длина камеры в мм.

Из камеры в горизонтальный отстойник воду отводят над затопленным водосливом. Верх стенки водослива располагают ниже уровня воды в отстойнике на величину

$$h_b = \frac{q_k}{v_b b_k} = \frac{0,1007}{0,05 \cdot 5,6} \approx 0,35 \text{ м},$$

где v_b — скорость движения воды через водослив, равная 0,05 м/сек.

За стенкой водослива устанавливают подвесную перегородку, погруженную на 0,25—0,33 высоты отстойника, чтобы отклонять поток воды книзу. Скорость воды между стенкой водослива и перегородкой должна быть не более 0,03 м/сек.

¹ При больших расходах воды целесообразно применять распределительные короба прямоугольного сечения с отверстиями в стенках у днища.

Д. Лопастные камеры хлопьеобразования

В лопастных камерах хлопьеобразования перемешивание воды достигается при помощи лопастей, вращающихся вокруг вертикальных или горизонтальных осей (рис. 22).

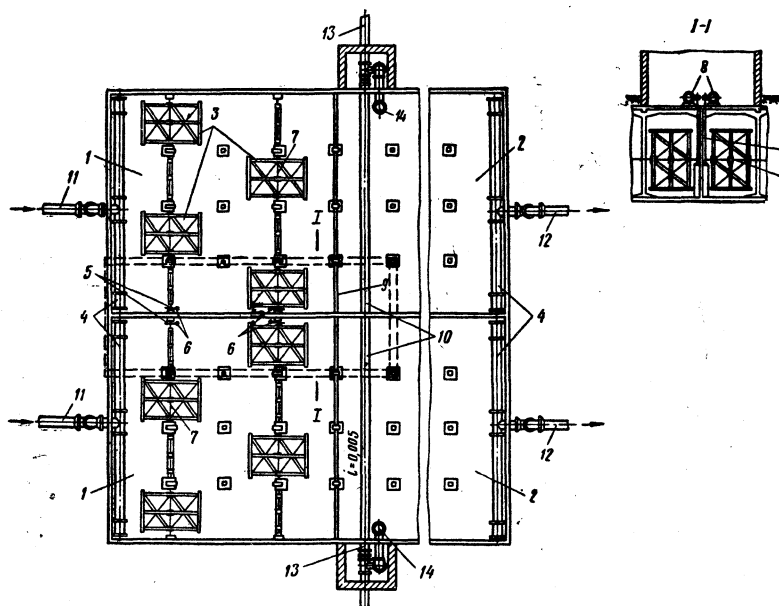


Рис. 22. Лопастная камера хлопьеобразования

1 — камеры хлопьеобразования; 2 — отстойники; 3 — мешалки; 4 — дырчатые трубы; 5 — зубчатые колеса на валу мешалок; 6 — вертикальные валы мешалок с червячной передачей; 7 — горизонтальный вал мешалки; 8 — электродвигатель; 9 — дырчатая перегородка; 10 — желоб. Трубопроводы: 11 — подачи осветляемой воды; 12 — отвода осветленной воды; 13 — грязевый; 14 — переливной

Лопастные мешалки на горизонтальных осях вращаются очень медленно — с окружной скоростью 0,4—0,55 м/сек, в зависимости от качества исходной воды, а также от вида и дозы применяемого коагулянта.

Лопасты, смонтированные на горизонтальной оси, вращаются от двигателя через зубчатую передачу с цепью или через коническую зубчатую передачу. Все механическое оборудование следует размещать в сухом колодце (камере), так как при контакте с водой оно быстро корродирует.

Длина камеры хлопьеобразования

$$L \geq \beta z H, \quad (24)$$

где β — эмпирический коэффициент; принимается равным 1—1,5; z — количество осей с лопастными рамами (обычно принимают $z=2 \div 4$);

H — глубина воды в камере в м.

Пример. Рассчитать лопастную камеру хлопьеобразования с лопастями на горизонтальных осях для станции очистки воды производительностью $Q_{\text{сут}} = 40\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 1667 \text{ м}^3/\text{ч}$. Объем камеры хлопьеобразования

$$W_{\text{к.х}} = \frac{Q_{\text{час}} t}{60} = \frac{1667 \cdot 30}{60} \approx 833 \text{ м}^3,$$

где t — время пребывания воды в камере, равное 30 мин.

Принимаем камеру хлопьеобразования, разделенную продольной перегородкой на два отделения. Следовательно, объем каждого из двух отделений камеры должен быть

$$W_{\text{к}} = W_{\text{к.х}} : 2 = 833 : 2 \approx 417 \text{ м}^3.$$

Длина камеры хлопьеобразования при $\beta = 1,5$; $z = 2$ и $H = 3,6 \text{ м}$ по формуле (24)

$$L = 1,5 \cdot 2 \cdot 3,6 = 10,8 \text{ м}.$$

Ширина каждого отделения камеры хлопьеобразования

$$B = \frac{W_{\text{к}}}{LH} = \frac{417}{10,8 \cdot 3,6} \approx 10,75 \text{ м}.$$

Средняя расчетная горизонтальная скорость прохода воды через камеру

$$v_{\text{ср}} = \frac{1000 L}{60 t} = \frac{1000 \cdot 10,8}{60 \cdot 30} = 6 \text{ мм/сек}.$$

Вращающаяся рама имеет четыре взаимно перпендикулярные лопасти. Размер лопастей должен быть принят таким, чтобы при вращении они не доставали до дна камеры и до поверхности воды в ней на величину $f = 0,1 \div 0,15 \text{ м}$. Следовательно, при глубине воды в камере H диаметр лопастной рамы (рис. 23) будет $D = H - 2f$.

Между концами лопастей и боковыми стенками камеры должны сохраняться зазоры не более 0,25 м. Такой же зазор предусматривается между передней (по ходу воды) лопастью и торцевой стенкой камеры.

Заделка осей в стены камеры не рекомендуется; для опирания осей нужно устраивать специальные опоры вдоль стенок камер.

При ширине одного отделения камеры хлопьеобразования B и установке на каждой оси отделения двух вращающихся рам (в шахматном порядке, как показано на рис. 22) длина лопасти будет равна:

$$l = (B - 5f) 2z.$$

Ширина лопасти b принимается в пределах $(1/10 \div 1/15)l$.

Для определения мощности электродвигателя, требуемой для вращения одной лопастной рамы, необходимо рассчитать работу вращательно движущейся лопасти в жидкой среде.

Действующими силами являются: 1) сила P , затрачиваемая на преодоление сопротивления водной среды при вращении рамы, которая состоит из четырех лопастей, закрепленных на одной оси (рис. 23,а); 2) сила P_1 , затрачиваемая на преодоление трения водной среды о боковые поверхности лопастей. Величина силы на преодоление трения весьма мала по сравнению с величиной силы на преодоление сопротивления водной среды, а поэтому без существенной погрешности для расчета величины P_1 можно пренебречь.

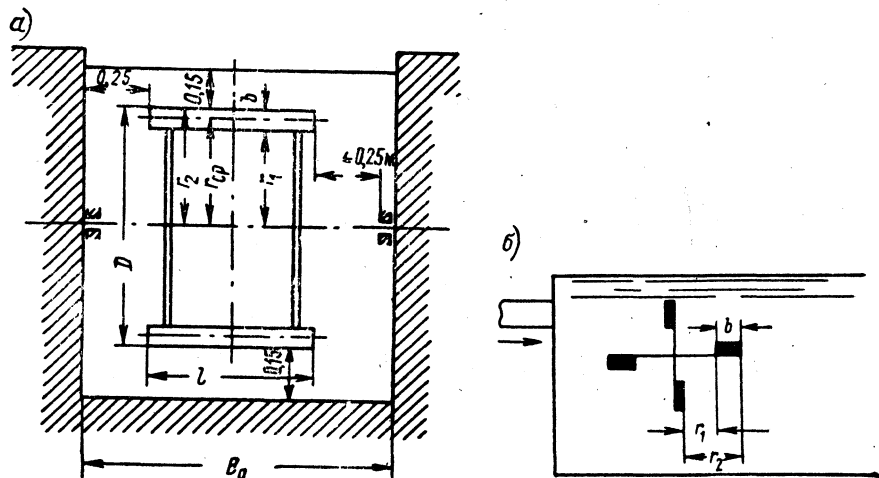


Рис. 23. К расчету лопастной камеры хлопьеобразования

а — рама лопастной мешалки; б — схема размещения четырехлопастной вращающейся рамы в камере хлопьеобразования

Работу, производимую силой P , можно определить по формуле

$$P_{\text{раб}} = \frac{y k l u^3}{4} (r_2^4 - r_1^4) \text{ кгс} \cdot \text{м/сек}, \quad (25)$$

где y — количество лопастей на одной оси;

l — длина лопасти;

r_1 — радиус внутреннего круга, описываемого лопастью ($r_1 = 1,4 \text{ м}$);

r_2 — радиус наружного круга, описываемого лопастью ($r_2 = 1,65 \text{ м}$);

k — коэффициент, равный:

$$k = \frac{\psi \gamma}{2 g}; \quad (26)$$

$\gamma = 1000 \text{ кг/м}^3$;

ψ — коэффициент сопротивления, зависящий от отношения ширины лопасти к ее длине (табл. 25);

Значение коэффициента сопротивления ψ

b/l	<1	$1-2$	$2,5-4$	$4,5-10$	$10,5-18$	>18
ψ	1,1	1,15	1,19	1,29	1,4	2

u — угловая скорость вращения лопасти в *рад*, определяемая по формуле

$$u = \frac{v_0}{r_2}; \quad (27)$$

v_0 — окружная скорость вращения точки, отстоящей от оси мешалки на расстоянии $r_2/2$ ($v_0 = 0,2 \div 0,5$ м/сек).

Пример. Рассчитать работу вращательно движущейся лопасти в жидкой среде.

При глубине воды в камере $H = 3,6$ м диаметр лопастной рамы (см. рис. 23) $D = 3,6 - 2 \cdot 0,15 = 3,3$ м.

Ширина каждого из двух отделений камеры $B_0 = 10,75$ м. Зазоры между концами лопастей и боковыми стенками камеры принимаем по 0,15 м. Тогда длина лопасти $l = (10,75 - 5 \cdot 0,15) : 4 = 2,5$ м, а ширина лопасти $b = 0,1 \cdot 2,5 = 0,25$ м.

Для данного случая $b : l = 0,25 : 2,5 = 0,1$. Следовательно, $\psi = 1,1$. Тогда по формуле (26)

$$k = \frac{1,1 \cdot 1000}{2 \cdot 9,81} = 56 \text{ кг} \cdot \text{сек}^2/\text{м}^4.$$

Принимаем в формуле (25) следующие значения величин: $y = 4$; $l = 2,5$ м; $r_1 = 1,4$ м и $r_2 = 1,65$ м.

Угловая скорость вращения лопасти по формуле (27)

$$u = 0,5 : 1,65 = 0,303 \text{ } 1/\text{сек}.$$

Тогда по формуле (25)

$$P_{\text{раб}} = \frac{4 \cdot 56 \cdot 2,5 \cdot 0,303^3}{4} (1,65^4 - 1,4^4) = 13,95 \text{ кгс} \cdot \text{м/сек}.$$

Мощность электродвигателя, необходимая для вращения одной лопастной рамы, составит

$$N_s = \frac{P_{\text{раб}}}{102 \eta} = \frac{13,95}{102 \cdot 0,45} = 0,3 \text{ квт}.$$

Применение лопастных камер хлопьеобразования позволяет регулировать интенсивность перемешивания изменением числа оборотов лопастной мешалки.

Американский исследователь Кэмп предложил теорию работы камер хлопьеобразования с лопастными мешалками на основе

обобщения опыта их эксплуатации. Согласно выводам Кэмп, устанавливаются следующие параметры:

1) отношение площади лопастей $f_{\text{л}}$ к площади поперечного сечения камеры F не должно превышать 15—20%, т. е. $(f_{\text{л}}:F) 100 \leq 15 \div 20\%$ ($f_{\text{л}} = 4lbn$, где n — количество рам);

2) отношение разности скоростей движения лопасти и воды Δv к относительной скорости движения лопасти v должно быть

$$\alpha = \Delta v : v = 0,75,$$

где

$$v = \frac{l \cdot 2 \pi r_2 \alpha}{60}. \quad (28)$$

Тогда расход мощности для вращения четырех лопастных рам, размещенных на одной горизонтальной оси, по формуле Кэмп составит

$$N = 51 \varphi f_{\text{л}} v^3, \quad (29)$$

где φ — коэффициент сопротивления воды, зависящий от отношения $l:b$; при $l:b=5$ $\varphi=1,2$; при $l:b=20$ $\varphi=1,5$ и при $l:b=\infty$ $\varphi=1,9$;

3) критерий работы камер с лопастными мешалками должен соответствовать величине

$$G = 10 \sqrt{\frac{N_{\text{уд}}}{\mu}}, \quad (30)$$

где

$$N_{\text{уд}} = \frac{N}{LBH}.$$

При температуре воды 10°C значение $\mu=0,0131$ нз. По выводам Кэмп, величина G должна быть в пределах 25—65 сек⁻¹.

Безразмерный критерий GT при продолжительности пребывания воды в камере 30 мин должен быть в пределах 40 000—2 100 000 при температуре воды 10°C .

Пример. Проверить по формулам Кэмп правильность выбранных выше размеров и расчетных параметров камеры согласно данным предыдущего примера.

1-я проверка — соответствие площади лопастей мешалки принятой площади поперечного сечения камеры.

Площадь поперечного сечения камеры, состоящей из двух отделений,

$$F = 2 B_0 H = 2 \cdot 10,75 \cdot 3,6 = 77,4 \text{ м}^2.$$

Площадь лопастей, находящихся в поперечном сечении обоих отделений камеры (с четырьмя рамами),

$$f_{\text{л}} = 4 l b \cdot 4 = 4 \cdot 2,5 \cdot 0,25 \cdot 4 = 10 \text{ м}^2.$$

Отношение площади лопастей к площади поперечного сечения камеры: $(10:77,4) \cdot 100 \approx 13\% < 15 \div 20\%$.

2-я проверка — расход мощности для вращения лопастных рам. Относительная скорость движения лопасти с радиусом вращения r_2 по формуле (28)

$$v = \frac{2,5 \cdot 2 \cdot 3,14 \cdot 1,65 \cdot 0,75}{60} \approx 0,33 \text{ м/сек.}$$

В данном случае $l:b=2,5:0,25=10$ и, следовательно, $\varphi=1,29$. Тогда по формуле (29) $N=51 \cdot 1,29 \cdot 10 \cdot 0,33^3 \approx 23,9 \text{ кгс} \cdot \text{м/сек} \approx 0,24 \text{ квт}$, т. е. менее 0,3 квт, принятых по расчету.

Так как одновременно действуют два двигателя, то удельный расход мощности на 1 м³ емкости камеры хлопьеобразования

$$N_{уд} = \frac{2N}{LB_0H} = \frac{2 \cdot 23,9}{10,8 \cdot 10,75 \cdot 3,6} \approx 0,115 \text{ кгс} \cdot \text{м/сек.}$$

3-я проверка — критерий работы камер с лопастными мешалками по предложенной Кэмпом формуле (30)

$$G = 10 \sqrt{\frac{0,115}{0,0131}} = 29,6 \text{ сек}^{-1}.$$

Безразмерный критерий выразится величиной

$$GT = 29,6 \cdot 30 \cdot 60 = 53\,280.$$

Следовательно, произведенный выше расчет вполне отвечает рекомендуемым значениям критерия, предложенного Кэмпом.

ГЛАВА V

РАСЧЕТ ОТСТОЙНИКОВ

§ 19. КРАТКИЕ СВЕДЕНИЯ О ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ОСНОВАХ ОСАЖДЕНИЯ ВЗВЕСИ

Скорость осаждения взвешенных в воде частиц зависит от их размеров, формы, плотности и степени шероховатости их поверхности.

Если отстаиванию подвергаются мелкие частицы или частицы малой плотности, то действует линейный закон, иначе говоря, сопротивление частиц осаждению пропорционально скорости осаждения в первой степени. Отстаивание крупных частиц происходит по квадратичному закону, т. е. сопротивление, испытываемое частицами, становится пропорциональным второй степени скорости осаждения. Для частиц средних размеров сопротивление пропорционально скорости осаждения в степени, значения которой больше 1 и меньше 2.

В условиях движения потока воды вертикальная составляющая скорости потока замедляет выпадение частиц. Исследования М. А. Великанова, С. Ф. Савельева, А. П. Зегжды и других показали, что величина вертикальной составляющей скорости потока подчиняется закону Гаусса.

Следовательно, в любой точке потока и в любое время могут появляться скорости, непостоянные по величине и направлению. Таким же изменениям подвергается и действительная скорость перемещения частиц в отстойнике. Это исключает практическую возможность однозначного решения задачи определения точки выпадения взвешенной частицы на дно отстойника.

Из сказанного выше следует, что в настоящее время теоретическое определение расчетной скорости осаждения коагулированной взвеси является неосуществимым. Поэтому для расчета отстойников скорость осаждения взвеси должна определяться при помощи экспериментальной кривой процентного выпадения взвеси. По оси абсцисс откладывают числовые значения продолжительности отстаивания в минутах, а по оси ординат — количество выпавшей взвеси в процентном отношении к первоначальному содержанию взвешенных веществ в воде данного источника.

Другим параметром, необходимым для расчета отстойников, является средняя величина вертикальной составляющей скорости потока. Исследования показали, что эта величина линейно зависит от средней скорости потока. Следовательно, средняя скорость движения воды в горизонтальном отстойнике должна назначаться в зависимости от расчетной скорости выпадения взвеси u_0 , которая, в свою очередь, зависит от мутности воды в данном источнике.

В СНиП приведены ориентировочные значения скорости выпадения взвеси u_0 в мм/сек, задерживаемой отстойником.

Для определения коэффициента α , учитывающего взвешивающее влияние вертикальной скорости потока, служит формула

$$\alpha = \frac{u_0}{u_0 - \frac{v_{\text{ср}}}{30}}, \quad (31)$$

где u_0 — скорость выпадения взвеси, задерживаемой отстойником, в мм/сек;

$v_{\text{ср}}$ — средняя горизонтальная скорость движения воды в отстойнике в мм/сек, которая принимается равной:

$$v_{\text{ср}} = K u_0. \quad (32)$$

Отсюда следует, что

$$\alpha = \frac{1}{1 - \frac{K}{30}}, \quad (33)$$

т. е. величина α зависит только от коэффициента K .

Величины коэффициентов K и α определяются в зависимости от отношения длины горизонтального отстойника L к его глубине H и могут приниматься по данным табл. 26.

Таблица 26

Значения коэффициентов K и α

L/H	10	15	20	25
K	7,5	10	12	13,5
α	1,33	1,5	1,67	1,82

Для определения скорости выпадения взвеси u_0 пользуются данными технологического анализа или практическими данными эксплуатации отстойников, действующих в аналогичных условиях. При этом нужно учитывать, что содержание взвешенных веществ в воде, прошедшей отстойник, не должно превышать 8—12 г/м³. При отсутствии названных выше данных значения u_0 следует принимать по данным табл. 27.

При применении встроенных камер хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка расчетную скорость осаждения взвеси в горизонтальном отстойнике при обработке мутных вод нужно принимать на 30% более высокой и при обработке маломутных вод на 20% большей по сравнению с величинами, приведенными в табл. 27.

Таблица 27

Скорость выпадения взвеси u_0 и средняя горизонтальная скорость движения воды в отстойнике $u_{ср}$

Характеристика обрабатываемой воды и способ обработки	Скорость выпадения взвеси u_0 , задерживаемой отстойником, в мм/сек	Средняя горизонтальная скорость движения воды в отстойнике $u_{ср}$ в мм/сек при значениях K , равных			
		7,5	10	12	13,5
Маломутные цветные воды с содержанием взвеси до 50 мг/л, обрабатываемые коагулянтom	0,35	2,6	3,5	4,2	4,7
	0,4	3	4	4,8	5,4
	0,45	3,4	4,5	5,4	6,1
Воды средней мутности с содержанием взвеси 50—250 мг/л, обрабатываемые коагулянтom	0,45	3,4	4,5	5,4	6,1
	0,5	3,8	5	6	6,8
Мутные воды с содержанием взвешенных веществ более 250 мг/л, обрабатываемые коагулянтom	0,5	3,8	5	6	6,8
	0,55	4,1	5,5	6,6	7,4
	0,6	4,5	6	7,2	8,1
Мутные воды, не обрабатываемые коагулянтom	0,12	0,9	1,2	1,4	1,6
	0,13	1	1,3	1,6	1,8
	0,14	1,05	1,4	1,7	1,9
	0,15	1,1	1,5	1,8	2
Примечание. При применении флокулянтов значения u_0 надо увеличивать на 20—30%.					

§ 20. ОТСТОЙНИКИ

А. Расчет горизонтальных отстойников

В горизонтальном отстойнике (рис. 24) различают две зоны: зону осаждения взвеси и зону накопления и уплотнения осадка. Средняя глубина зоны осаждения принимается в пределах 2,5—3,5 м в зависимости от высотной схемы водоочистной станции; глубина зоны накопления и уплотнения осадка зависит от средней концентрации взвешенных веществ и от продолжительности работы отстойника между двумя очередными чистками (см. далее).

Горизонтальные отстойники имеют прямоугольную форму в

плане и могут быть как одноэтажными, так и двухэтажными, но с общими устройствами для входа и выхода воды. Повороты потока в отстойниках не допускаются ни по вертикали, ни по горизонтали¹.

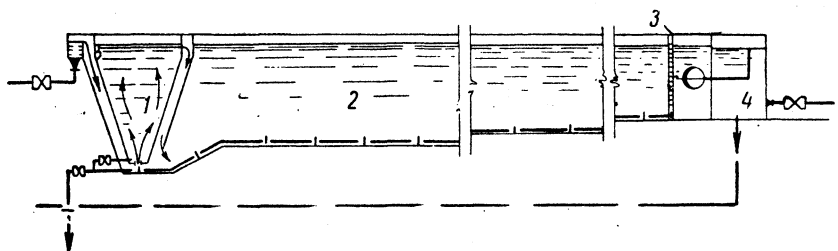


Рис. 24. Горизонтальный отстойник

1 — вихревая камера хлопьеобразования; 2 — коридор отстойника; 3 — дырчатая перегородка; 4 — камера для всасывающих труб насосов

При периодическом удалении осадка отстойник выключают из работы с полным его опорожнением. Может быть организовано и непрерывное удаление осадка без выключения отстойника, если предусмотрены устройства для механизированного или гидравлического удаления осадка. Суммарная (общая) площадь горизонтальных отстойников в плане

$$F_{\text{общ}} = \frac{\alpha Q_{\text{час}}}{3,6 u_0}, \quad (34)$$

где $Q_{\text{час}}$ — расчетный расход воды, приходящейся на все отстойники, в $\text{м}^3/\text{ч}$;

u_0 — скорость выпадения взвеси, задерживаемой отстойником, в $\text{мм}/\text{сек}$;

α — коэффициент, учитывающий взвешивающее влияние вертикальной составляющей скорости потока (см. табл. 26).

Ширина одного отстойника

$$B = \frac{Q_{\text{час}}}{3,6 v_{\text{ср}} H N}, \quad (35)$$

где H — средняя глубина зоны осаждения;

$v_{\text{ср}}$ — средняя горизонтальная скорость движения воды в отстойнике, в $\text{мм}/\text{сек}$ (см. табл. 27);

N — расчетное количество отстойников.

При количестве отстойников менее шести для возможности их ремонта и чистки следует предусматривать один резервный, если период коагулирования продолжается более трех месяцев.

¹ По исследованиям проф. П. И. Пискунова, при скоростях движения воды в отстойнике более 6 $\text{мм}/\text{сек}$ на повороте возникают большие вихреобразования.

При значительной ширине отстойников каждый из них должен быть разделен направляющими перегородками на продольные коридоры, ширина которых зависит от шага колонн (но не более 9 м).

Длина отстойника

$$L = F_{\text{общ}} : BN,$$

где $F_{\text{общ}}$ — суммарная площадь всех отстойников в плане в м^2 .

При этом должно быть соблюдено условие $L/H = 10 \div 25$ (см. табл. 26).

Для обеспечения равномерного распределения воды по живому сечению отстойника в начале и в конце его устанавливают поперечные дырчатые перегородки на расстоянии 1,5 м от торцовых стенок. Нижняя часть дырчатых перегородок, расположенная на расстоянии 0,3 м выше зоны накопления и уплотнения осадка, отверстий не имеет.

Пример. Рассчитать горизонтальный отстойник на осветление заданного расхода воды $Q_{\text{сут}} = 40\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 1667 \text{ м}^3/\text{ч}$, при начальном и конечном (на выходе из отстойника) содержании взвеси соответственно 340 и 9,5 мг/л.

Принимаем $u = 0,5 \text{ мм/сек}$ (по табл. 27) и тогда, задаваясь отношением $L/H = 15$, по табл. 26 находим: $\alpha = 1,5$ и $v_{\text{ср}} = 5 \text{ мм/сек}$.

Площадь всех отстойников в плане по формуле (34)

$$F_{\text{общ}} = \frac{1,5 \cdot 1667}{3,6 \cdot 0,5} \approx 1390 \text{ м}^2.$$

Глубину зоны осаждения в соответствии с высотной схемой станции принимаем $H = 2,6 \text{ м}$ (рекомендуется $H = 2,5 \div 3,5 \text{ м}$). Расчетное количество одновременно действующих отстойников $N = 4$.

Тогда ширина отстойника по формуле (35)

$$B = \frac{1667}{3,6 \cdot 5 \cdot 2,6 \cdot 4} \approx 9 \text{ м}.$$

Внутри каждого отстойника устанавливают две продольные вертикальные перегородки, образующие три параллельных коридора шириной по 3 м каждый.

Длина отстойника

$$L = \frac{F_{\text{общ}}}{BN} = \frac{1390}{9 \cdot 4} \approx 38,6 \text{ м}.$$

При этом отношение $L:H = 38,6:2,6 \approx 15$, т. е. отвечает данным табл. 26.

В начале и конце отстойника устанавливают поперечные водораспределительные дырчатые перегородки.

Рабочая площадь такой распределительной перегородки в каждом коридоре отстойника шириной $b_k = 3 \text{ м}$

$$f_{\text{раб}} = b_k (H - 0,3) = 3 (2,6 - 0,3) = 6,9 \text{ м}^2.$$

Расчетный расход воды для каждого из 12 коридоров

$$q_k = Q_{\text{час}} : 12 = 1667 : 12 = 139 \text{ м}^3/\text{ч}, \text{ или } 0,039 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

Необходимая площадь отверстий в распределительных перегородках:

а) в начале отстойника $\Sigma f'_o = q_k : v'_o = 0,039 : 0,3 = 0,13 \text{ м}^2$ (где v'_o — скорость движения воды в отверстиях перегородки, равная $0,3 \text{ м/сек}$);

б) в конце отстойника $\Sigma f''_o = q_k : v''_o = 0,039 : 0,5 = 0,078 \text{ м}^2$ (где v''_o — скорость воды в отверстиях концевой перегородки, равная $0,5 \text{ м/сек}$).

Принимаем в передней перегородке отверстия $d_1 = 0,05 \text{ м}$ площадью $f'_o = 0,00196 \text{ м}^2$ каждое, тогда количество отверстий в передней перегородке $n'_o = 0,13 : 0,00196 \approx 66$. В концевой перегородке отверстия приняты диаметром $d_2 = 0,04 \text{ м}$ и площадью $f''_o = 0,00126 \text{ м}^2$ каждое, тогда количество отверстий $n''_o = 0,078 : 0,00126 \approx 62$.

Принимаем по 63 отверстия в каждой перегородке, размещая их в семь рядов по горизонтали и в девять рядов по вертикали. Расстояния между осями отверстий: по вертикали $2,3 : 7 \approx 0,3 \text{ м}$ и по горизонтали $3 : 9 \approx 0,33 \text{ м}$.

Периодическое удаление осадка из отстойника. Если источником водоснабжения является равнинная река, то высокая мутность воды наблюдается только в короткий период весеннего паводка. В таких случаях экономически целесообразно устраивать механические приспособления для удаления осадка. Поэтому при чистке отстойника очередное отделение выключают из действия, спускают воду и при помощи брандспойта смывают в сток ту часть осадка, которую не удалось удалить при опорожнении отстойника.

Объем зоны накопления и уплотнения осадка равен:

$$W_{\text{з.н}} = \frac{24 Q_{\text{час}} (C_{\text{ср}} - m)}{N \delta} T, \quad (36)$$

где $Q_{\text{час}}$ — расчетный расход воды в $\text{м}^3/\text{ч}$;

$C_{\text{ср}}$ — средняя концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей в отстойник за период между чистками, в г/м^3 ;

m — количество взвеси в воде, выходящей из отстойника, в мг/л (допускается $8-12 \text{ мг/л}$);

δ — средняя концентрация осадка в г/м^3 после уплотнения в течение 24 ч ;

T — продолжительность действия отстойника между чистками в сутках.

Величина $C_{\text{ср}}$ определяется по формуле

$$C_{\text{ср}} = M + K D_k + 0,25 Ц + И, \quad (37)$$

здесь M — количество взвешенных веществ в исходной воде в г/м^3 ;

K — переводной коэффициент, равный для очищенного сернокислого алюминия 0,55, для неочищенного сернокислого алюминия 1, для хлорного железа 0,8;
 D_k — доза коагулянта в пересчете на безводный продукт в $г/м^3$;
 Π — цветность воды в град;
 I — количество нерастворимых веществ, вводимых с известью для подщелачивания воды, в $мг/л$;

$$I = (1 - 0,4) D_n, \quad (38)$$

где D_n — доза извести в $мг/л$;
 0,4 — содержание СаО в извести (в долях по весу).

Величина δ зависит от концентрации взвешенных веществ $C_{ср}$, поступающих в отстойник за период между чистками, и имеет следующие значения: при $C_{ср} < 100 \text{ мг/л}$ 30 000 $г/м^3$, при $C_{ср} = 100 \div 400 \text{ мг/л}$ 30 000—50 000 $г/м^3$, при $C_{ср} = 400 \div 1000 \text{ мг/л}$ 50 000—70 000 $г/м^3$, при $C_{ср} = 1000 \div 2500 \text{ мг/л}$ 70 000—90 000 $г/м^3$.

После выхода из отстойника содержание взвеси в воде составляет $m \text{ мг/л}$. Следовательно, процент задержания взвеси отстойником

$$p = \frac{C_{ср} - m}{C_{ср}} \%$$

Процент воды, расходуемой при периодическом сбросе осадка, равен:

$$q_{ос} = \frac{K_p W \cdot 100}{24 Q_{ос} T}, \quad (39)$$

где $Q_{ос} = Q_{час} : N$;

K_p — коэффициент разбавления осадка, принимаемый равным при периодическом удалении осадка с опорожнением отстойника 1,3 и при непрерывном удалении осадка 1,5.

Пример. Определить расход воды в % при периодическом сбросе осадка с опорожнением отстойника.

Продолжительность действия отстойника между чистками $T=10$ суток, т. е. расчет производится на длительность паводкового периода.

В данном примере приняты следующие значения величин, входящих в формулы (35)—(37): $Q_{час} = 1667 \text{ м}^3/ч$; $m = 9,5 \text{ мг/л}$; $M = 340 \text{ г/м}^3$; $D_k = 60 \text{ г/м}^3$; $D_n = 40 \text{ г/м}^3$; $K = 0,55$; $\Pi = 50^\circ$.

Тогда по формулам (37) и (38)

$$C_{ср} = 340 + 0,55 \cdot 60 + 0,25 \cdot 50 + (1 - 0,4) 40 = 409,5 \text{ мг/л}.$$

Процент задержания взвеси отстойником

$$p = \frac{C_{ср} - m}{C_{ср}} = \frac{409,5 - 9,5}{409,5} \approx 97,6\%.$$

Необходимый объем зоны накопления и уплотнения осадка по формуле (36)

$$W_{з.н} = \frac{24 \cdot 1667 (409,5 - 9,5)}{4 \cdot 50\,000} 10 \approx 800 \text{ м}^3.$$

Средняя высота этой зоны при площади отстойника $F_{отс} = F_{общ} : 4 = 1390 : 4 = 347,5 \text{ м}^2$ (см. предыдущий пример): $h_{з.н} = W_{з.н} : F_{отс} = 800 : 347,5 = 2,3 \text{ м}$.

Средняя глубина отстойника: $H = 2,6 + 2,3 = 4,9 \text{ м}$.

Общая длина отстойника с учетом распределительных отделений $L_{отс} = 38,6 + 2 \cdot 1,5 = 41,6 \text{ м}$.

Объем одного отстойника $W = L_{отс} B H = 41,6 \cdot 9 \cdot 4,9 = 1835 \text{ м}^3$.

Тогда по формуле (39)

$$q_{ос} = \frac{1,3 \cdot 1835 \cdot 100}{24 (1667 : 4) 10} \approx 2,4 \text{ \%}.$$

Удаление осадка без прекращения действия отстойника. Если высокая мутность воды повторяется в разные периоды года (например, в горных реках), то целесообразно применить гидравлический способ удаления осадка без выключения отстойника из действия.

Исследования, проведенные И. М. Миркисом (ВНИИ ВОДГЕО), доказали возможность удаления осадка по дренажным дырчатым трубам, уложенным на дне отстойника по его продольной оси. При этом необходимо, чтобы расстояние между осями каналов или дренажных труб не превышало 3 м, а расстояние их от стен отстойника было не более 1,5 м.

Скорость движения осадка в конце каналов или труб должна составлять не менее 0,7 м/сек, диаметр отверстий должен быть не менее 20 мм, шаг отверстий — не более 500 мм.

Площадь всех отверстий Σf_o на одной трубе диаметром d для приема осадка равна:

$$\Sigma f_o = k_n \frac{\pi d^2}{4},$$

где k_n — коэффициент перфорации, принимаемый равным 0,5—0,7.

Количество осадка, которое нужно удалить из каждого отстойника за одну чистку (по весу), составит:

$$P_{ос} = \frac{Q_{час} T \cdot 24 (C_{ср} - m)}{N \cdot 1000 \cdot 1000} \text{ т.} \quad (40)$$

Расход воды, сбрасываемой с осадком по дырчатой трубе, уложенной в каждом из трех коридоров отстойника, будет:

$$q_{ос} = \frac{P_{ос}}{n} \cdot \frac{100}{\rho_{т}} \cdot \frac{1}{t} \text{ м}^3/\text{мин}, \quad (41)$$

где n — количество продольных коридоров в отстойнике;
 p_r — среднее содержание твердого вещества в осадке в %;
 t — продолжительность сброса осадка, равная 8—10 мин.

Пример. Рассчитать устройства для удаления осадка из горизонтального отстойника без прекращения его действия.

Исходные данные взяты из предыдущего расчета. В качестве нового условия принимаем, что сброс осадка производится один раз в течение трех суток с продолжительностью 10 мин без выключения отстойника из действия.

Количество осадка, удаляемого из каждого отстойника за одну чистку, по формуле (40)

$$P_{oc} = \frac{1667 \cdot 3 \cdot 24 \cdot 400}{4 \cdot 1000 \cdot 1000} \approx 12 \text{ т.}$$

Расход воды, сбрасываемой по дырчатой трубе, уложенной в каждом из трех коридоров отстойника, по формуле (41) с учетом коэффициента разбавления $K_p = 1,5$

$$q_{oc} = 1,5 \cdot \frac{12}{3} \cdot \frac{100}{5} \cdot \frac{1}{10} \approx 12 \text{ м}^3/\text{мин}, \text{ или } 200 \text{ л/сек.}$$

Диаметр дырчатых труб принят $d_{тр} = 300$ мм, диаметр отверстий $d_0 = 25$ мм площадью $f_0 = 0,00049 \text{ м}^2$.

Площадь всех отверстий Σf_0 для приема осадка должна быть:

$$\Sigma f_0 = k_n f_{тр} = 0,7 \cdot \frac{3,14 \cdot 0,3^2}{4} \approx 0,0445 \text{ м}^2,$$

где k_n — коэффициент перфорации трубы, равный 0,7;

$f_{тр}$ — площадь поперечного сечения трубы.

Количество отверстий на трубе

$$n_0 = \frac{\Sigma f_0}{f_0} = \frac{0,0445}{0,00049} \approx 100.$$

Шаг оси отверстий, которые размещаются в два ряда в шахматном порядке,

$$e_0 = L : n_0 = 35\,000 : 100 = 350 \text{ мм} < 500 \text{ мм.}$$

Б. Расчет вертикальных отстойников

Область применения вертикальных отстойников в настоящее время весьма сузилась, так как при производительности водоочистой станции свыше $3000 \text{ м}^3/\text{сутки}$ более экономичными являются осветлители со взвешенным осадком. Использование вертикальных отстойников целесообразно для установок производительностью менее $125 \text{ м}^3/\text{ч}$, а также при некруглосуточной работе очистных сооружений. Однако в тех случаях, когда расход и температура воды подвергаются частым колебаниям¹, вертикальные отстой-

¹ В этих условиях осветлители со взвешенным осадком не устойчивы в действии.

ники допустимы к применению и для водоочистных станций большей производительности, но не свыше 30 000 м³/сутки.

В вертикальном отстойнике имеются: зона осаждения и осадочная часть (рис. 25). Кроме того, в большинстве случаев в центральной трубе вертикального отстойника размещается водоворотная камера хлопьеобразования высотой 3,5—4,5 м. Расчет такой камеры, совмещенной с вертикальным отстойником, приводился в § 18 (см. рис. 19).

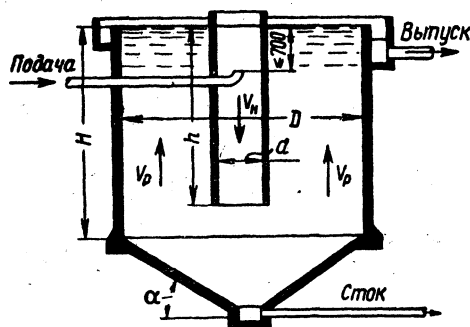


Рис. 25. Вертикальный отстойник

Отношение диаметра вертикального отстойника к высоте зоны осаждения должно быть $D/H \leq 1,5$.

Площадь поперечного сечения зоны осаждения вертикального отстойника определяется по формуле

$$F = \beta \frac{Q_{\text{час}}}{3,6 v_p N}, \quad (42)$$

где $Q_{\text{час}}$ — расчетный расход воды в м³/ч;
 v_p — расчетная скорость восходящего потока воды в мм/сек;
 N — расчетное количество отстойников;
 β — коэффициент для учета объемного использования отстойника; при $D/H=1$ $\beta=1,3$, при $D/H=1,5$ $\beta=1,5$.

Скорость восходящего потока воды принимается согласно с технологическим ее анализом или по практическим данным эксплуатации отстойников, действующих в аналогичных условиях. При этом надо исходить из требования, чтобы в отстойной воде содержание взвеси было не более 8—12 мг/л.

Величина расчетной скорости восходящего потока воды принимается не более указанной в табл. 27 скорости выпадения взвеси.

Если в центральной трубе вертикального отстойника размещена водоворотная камера хлопьеобразования площадью $f_{\text{к.х}}$ м², то диаметр отстойника

$$D = \sqrt{\frac{(F + f_{\text{к.х}}) 4}{\pi}}. \quad (43)$$

Осадочную часть вертикального отстойника устраивают с наклонными стенками, угол наклона которых к горизонтали $\alpha = 50 \div 55^\circ$. Осадок сбрасывают без выключения отстойника.

Период действия между сбросами осадка (не менее 6 ч)

$$T = \frac{W_{\text{ос}} N \delta}{Q_{\text{час}} (C_{\text{ср}} - m)} \text{ ч}, \quad (44)$$

где W_{oc} — объем конической осадочной части в $м^3$;
 N — количество отстойников;
 δ — концентрация уплотненного осадка в $г/м^3$; принимается ориентировочно в зависимости от содержания взвешенных веществ в исходной воде (см. стр. 95);
 $Q_{час}$ — расчетный расход воды в $м^3/ч$;
 $C_{ср}$ — концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей в отстойник, в $мг/л$.

Пример. Рассчитать вертикальный отстойник при заданном расходе воды $2750 м^3/сутки$, или $115 м^3/ч$ и количестве отстойников $N=2$.

Расход воды на один отстойник $Q_{час}=57,5 м^3/ч$, или $q_{сек}=0,016 м^3/сек$.

Площадь зоны осаждения одного отстойника по формуле (42)

$$F = 1,5 \frac{115}{3,6 \cdot 0,6 \cdot 2} \approx 40 м^2,$$

а площадь камеры хлопьеобразования

$$f_{к.х} = \frac{115 \cdot 15}{60 \cdot 4,5 \cdot 2} \approx 3,2 м^2.$$

Общая площадь одного отстойника с учетом площади камеры хлопьеобразования $F_{отс}=40+3,2=43,2 м^2$.

Диаметр отстойника

$$D = \sqrt{\frac{F_{отс} \cdot 4}{\pi}} = \sqrt{\frac{43,2 \cdot 4}{3,14}} \approx 7,4 м,$$

а отношение $D:H = 7,4:5 \approx 1,5$.

Принимаем трубопровод для сброса осадка $d=200 мм$. Тогда высота конической осадочной части отстойника при угле наклона стен к горизонтали 50° составит

$$h_k = \frac{D-d}{2 \operatorname{tg}(90^\circ - 50^\circ)} = \frac{7,4-0,2}{2 \cdot 0,84} = 4,29 м.$$

Объем конической осадочной части

$$\begin{aligned} W_{oc} &= \frac{\pi}{3} h_k \left[\left(\frac{D}{2} \right)^2 + \left(\frac{d}{2} \right)^2 + \frac{D}{2} \cdot \frac{d}{2} \right] = \\ &= \frac{3,14}{3} 4,29 (13,69 + 0,01 + 0,37) \approx 62,9 м^3. \end{aligned}$$

Следовательно, по формуле (44)

$$T = \frac{62,9 \cdot 2 \cdot 50\,000}{115 (409,5 - 9,5)} \approx 137 ч, \text{ или } 5,7 \text{ суток.}$$

Для сбора осветленной воды устраивается один периферийный желоб, в данном случае — кольцевой, и четыре радиальных желоба. Расчетная скорость движения воды в желобе $v=0,6 м/сек$.

Площадь кольцевого желоба $f_{\text{к.ж}} = q_{\text{сек}} : v_0 = 0,016 : 0,6 = 0,027 \text{ м}^2$. Принимаем желоб с поперечным сечением $0,14 \times 0,2 \text{ м}$.

Суммарная площадь затопленных отверстий во внутренней стенке кольцевого желоба $\Sigma f_0 = q_{\text{сек}} : v_0 = 0,016 : 1 = 0,016 \text{ м}^2$.

При $d_0 = 20 \text{ мм}$ и $f_0 = 0,000314 \text{ м}^2$ количество отверстий $n_0 = 0,016 : 0,000314 \approx 51$. Периметр стенки кольцевого желоба $p = 22,55 \text{ м}$; шаг отверстий $e_0 = p : n_0 = 22,55 : 51 \approx 440 \text{ мм} < 500 \text{ мм}$.

Пример. Рассчитать вертикальный отстойник с выносной камерой хлопьеобразования.

При определении расчетной площади отстойника надо суммировать площади осадочной части и центральной трубы. Нисходящая скорость в центральной трубе отстойника по формуле, предложенной проф. В. Т. Турчиновичем на основе опытов проф. С. Х. Азербера, должна быть

$$v_n = 25 \sqrt{D_n} \text{ мм/сек}, \quad (45)$$

где D_n — диаметр проектируемого отстойника в м.

Площадь поперечного сечения центральной трубы $s_{\text{ц.т}} = 0,016 : 0,067 = 0,24 \text{ м}^2$. Откуда диаметр центральной трубы $d_{\text{ц.т}} = 0,55 \text{ м}$.

Суммарная площадь одного отстойника с учетом площади центральной трубы $F'_{\text{отс}} = 40 + 0,24 = 40,24 \text{ м}^2$, а диаметр отстойника

$$D' = \sqrt{\frac{40,24 \cdot 4}{3,14}} = 7,15 \text{ м}.$$

Следовательно, $v_n = 25 \sqrt{7,15} = 67 \text{ мм/сек}$.

Высота центральной трубы $h = 0,8H = 4 \text{ м}$ (где $H = 5 \text{ м}$ — высота зоны осаждения).

Отношение $D' : H = 7,15 : 5 = 1,43 < 1,5$ (находится в допустимых пределах).

Время пребывания воды в отстойнике

$$t_{\text{отс}} = \frac{H}{v_{\text{восх}} \cdot 3,6} = \frac{5}{0,6 \cdot 3,6} = 2,3 \text{ ч}.$$

Процент воды, расходуемой при сбросе осадка из отстойника с учетом коэффициента разбавления 1,2—1,5,

$$\rho_{\text{ос}} = \frac{1,5 (C_{\text{ср}} - m)}{\delta} 100\% = \frac{1,5 (409,5 - 9,5)}{50\,000} 100 = 1,2\%.$$

Диаметр трубопровода для выпуска осадка из осадочной части отстойника принимаем $d_{\text{ос}} = 200 \text{ мм}$.

В. Расчет радиальных отстойников

Применение радиальных отстойников с вращающимися скребковыми фермами целесообразно при осветлении воды с высоким содержанием взвеси (более 2000 мг/л). Кроме того, радиальные отстойники используются для осветления воды в оборотной системе водоснабжения некоторых промышленных предприятий (например, на металлургических заводах), а также в качестве сгустителей в угле- и рудообогащении¹.

Вода для осветления поступает снизу вверх по трубе, расположенной в центре отстойника, и по радиальным направлениям движется от центра к лотку, опоясывающему отстойник по периметру. Наличие скребков, прикрепленных к медленно вращающейся ферме (рис. 26), позволяет непрерывно удалять осадок, который сгребается в центральный приямок. Из последнего осадок откачивается по напорному трубопроводу при помощи специальных шламовых насосов. Осветленная вода переливается в сборный кольцевой желоб.

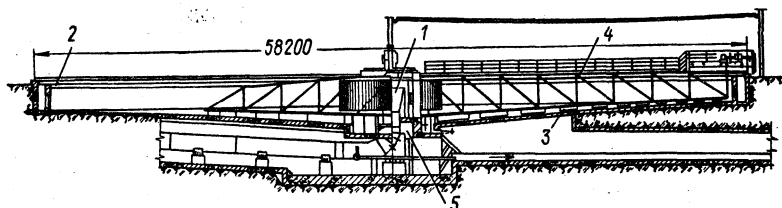


Рис. 26. Радиальный отстойник

1 — труба для выпуска воды; 2 — сборный желоб; 3 — скребки; 4 — ферма;
5 — приемник для осадка

Пример. Рассчитать радиальный отстойник.

В тех случаях, когда осветляемая вода используется для охлаждения действующих производственных агрегатов, можно принять требуемый процент задержания взвеси отстойником

$$p = \frac{M - M_0}{M} = \frac{2200 - 100}{2200} = 95\%$$

(где $M = 2200$ мг/л — мутность исходной воды; $M_0 = 100$ мг/л — мутность воды после отстаивания).

Заданная расчетная производительность отстойника $Q_{\text{час}} = 4800$ м³/ч, или $q_{\text{сек}} = 1,33$ м³/сек.

Площадь радиального отстойника в плане

$$F = 0,21 \left(\frac{Q_{\text{час}}}{u_0} \right)^{1,07} + f \text{ м}^2, \quad (46)$$

¹ Ф. Ф. Сергеев. Методика расчета радиальных отстойников в системах водоснабжения. В сб. № 3: «Проектирование водоснабжения и канализации». Изд. Главстройпроекта, 1960.

где $Q_{\text{час}}$ — расчетный расход воды в $\text{м}^3/\text{ч}$;

u_0 — скорость выпадения взвеси, задерживаемой отстойником, в $\text{мм}/\text{сек}$;

f — площадь вихревой зоны радиального отстойника в м^2 .

Величина u_0 устанавливается на основе технологического анализа или же по эксплуатационным данным для аналогичных условий (обычно $u_0 = 0,4 \div 1,5 \text{ мм}/\text{сек}$).

Радиус вихревой зоны $r_v = r_{p.y} + 1 \text{ м}$ [где $r_{p.y}$ — радиус цилиндрического водораспределительного устройства, величина которого должна быть в пределах 2—4 м (большая величина относится к отстойникам производительностью более 5000 $\text{м}^3/\text{ч}$)].

Принимаем $r_{p.y} = 3 \text{ м}$, тогда $r_v = 4 \text{ м}$ и $f = 12,57 \text{ м}^2$. Следовательно, по формуле (46)

$$F = 0,21 \left(\frac{4800}{0,45} \right)^{1,07} + 12,57 = 4330 \text{ м}^2.$$

Внутренний радиус отстойника

$$R_{\text{отс}} = \sqrt{\frac{F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4330}{3,14}} = 37,15 \text{ м},$$

откуда $D = 74,3 \text{ м}$.

Применительно к типовому оборудованию, выпускаемому отечественной промышленностью (табл. 28), диаметр радиального отстойника D принимаем равным 75 м.

Таблица 28

Основные данные по радиальным отстойникам

Внутренний диаметр отстойника D в м	Глубина отстойника $h_{\text{п}}$ в м	Продолжительность одного оборота скребковой фермы в мин	Число оборотов фермы за 1 ч	Мощность электродвигателя в кВт
15	3	8	7,5	2,8
18	3,6	10	6	2,8
24	3,6	12	5	4,5
30	3,6	16	3,75	4,5
50	4,5	26	2,3	7
75	6	39	1,54	10
100	7	52	1,15	14

Принимаем глубину отстойника у периферии $h_{\text{п}} = 2,5 \text{ м}$ (рекомендуется $h_{\text{п}} = 1,5 \div 2,5 \text{ м}$).

Дну отстойника придается уклон $i = 0,04 \div 0,05$ от периферии к центру.

Тогда глубина отстойника в центральной части $h_{\text{ц}} = h_{\text{п}} + R_{\text{отс}} i = 2,5 + 37,15 \cdot 0,05 = 4,4 \text{ м}$.

В типовых сооружениях уклон дна i принимают равным 0,08, откуда $h_{\text{ц}} = 5,7 \approx 6 \text{ м}$ (см. табл. 28).

Скребок ферма делает 1,5 оборота за 1 ч.

Распределительное устройство радиального отстойника размещается в центре и представляет собой цилиндрическую дырчатую перегородку. Нижняя кромка перегородки опущена ниже уровня воды в отстойнике на глубину, которая равна глубине отстойника у периферии. В данном примере эта величина составляет 2,5 м.

Боковая поверхность водораспределительного цилиндра $F_{\text{ц}} = \pi d h_{\text{ц}} = 3,14 \cdot 2,5 \cdot 6 = 47 \text{ м}^2$.

Суммарная площадь отверстий на боковой поверхности водораспределительного цилиндра $\Sigma f_o = q_{\text{сек}} : v_o = 1,33 : 1 = 1,33 \text{ м}^2$ (где $v_o = 1 \text{ м/сек}$ — скорость воды в отверстиях цилиндра).

Необходимое количество отверстий диаметром $d_o = 40 \text{ мм}$ и площадью $f_o = 0,00126 \text{ м}^2$ составляет $n_o = \Sigma f_o : f_o = 1,33 : 0,00126 = 1056 \text{ шт.}$

Площадь всех отверстий составляет $\frac{1,33 \cdot 100}{47} \approx 3\%$ от площади боковой поверхности водораспределительного цилиндра, что вполне допустимо.

Отверстия размещаем в 12 вертикальных рядах по окружности цилиндра с расстоянием между осями отверстий $e_{\text{верт}} = h_{\text{ц}} : 12 = 2500 : 12 = 208 \text{ мм.}$

Расстояния между осями отверстий в горизонтальных рядах при длине окружности цилиндра $l_o = 3,14 \cdot 6 = 18,84 \text{ м}$ составят: $e_{\text{гор}} = l_o : \frac{n_o}{12} = 18\,840 : \frac{1056}{12} \approx 214 \text{ мм.}$

Осветленная вода собирается периферийным кольцевым желобом, имеющим затопленные отверстия.

Необходимая площадь затопленных отверстий при скорости прохода через них воды $v_{\text{з.о}} = 0,8 \text{ м/сек}$ будет: $\Sigma f_{\text{з.о}} = q_{\text{сек}} : v_{\text{з.о}} = 1,33 : 0,8 = 1,67 \text{ м}^2$.

Принимаем отверстия диаметром 40 мм и площадью $f_{\text{з.о}} = 0,001256 \text{ м}^2$. Тогда потребное число затопленных отверстий в желобе $n_{\text{з.о}} = \Sigma f_{\text{з.о}} : f_{\text{з.о}} = 1,67 : 0,001256 = 1330 \text{ шт.}$

При длине кольцевого желоба $l_{\text{ж}} = 2\pi R_{\text{отс}} = 2 \cdot 3,14 \cdot 37,5 = 235,5 \text{ м}$ расстояние между осями отверстий будет: $e = l_{\text{ж}} : n_{\text{з.о}} = 235\,500 : 1330 = 180 \text{ мм.}$

ГЛАВА VI

РАСЧЕТ ОСВЕТИТЕЛЕЙ СО ВЗВЕШЕННЫМ ОСАДКОМ

§ 21. ОБЩИЕ ДАННЫЕ ОБ ОСВЕТИТЕЛЯХ СО ВЗВЕШЕННЫМ ОСАДКОМ

Эффект осветления воды, достигаемый на вертикальных отстойниках, может быть повышен, если воду, подаваемую в отстойник, пропускать через выпавший ранее осадок, используя его как своего рода взвешенный фильтр. Это явление обнаружил и исследовал в 1930—1931 гг. проф. С. Х. Азерьер.

В 1936 г. Е. И. Тетеркин на базе дальнейших опытов впервые разработал конструкцию осветлителя со взвешенным осадком и метод его расчета.

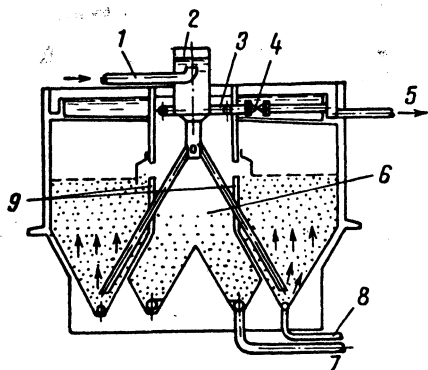
Предложенные в последующие годы различные конструктивные решения (ВНИИ ВОДГЕО, ВНИИГС, ЦНИИ МПС и др.) показали, что осветлители обеспечивают более высокие результаты обработки воды, чем вертикальные отстойники. Вместе с тем осветлители имеют меньший объем и требуют меньшего расхода коагулянта, но являются несколько более сложными в строительстве и в эксплуатации.

В настоящее время можно полагать, что осветлители со взвешенным осадком целесообразны к применению при производительности очистных сооружений от 3 до 50 тыс. $\text{м}^3/\text{сутки}$ и при мутности исходной воды более 150 мг/л , а также при любой цветности воды.

Действие осветлителя (рис. 27) происходит следующим образом. Вода из смесителя поступает по горизонтальной трубе 1 в воздухоотделитель 2, где она освобождается от воздушных пу-
зырьков.

Рис. 27. Осветлитель конструкции ВНИИ ВОДГЕО с вертикальным осадкоуплотнителем и распределением воды опускными трубами

Воздухоотделитель размещается в центральной части осветлителя. Низ воздухоотделителя должен быть расположен на 0,5 м ниже уровня воды в осветлителе. Освобожденная от воздушных пузырьков вода поступает в распределительную коробку, от-



куда по четырем опускающим наклонным трубам подводится к желобчатому днищу. Далее вода проходит через 2—2,5-м слой взвешенного осадка с восходящей скоростью $v=0,5 \div 1,2$ мм/сек в зависимости от содержания взвеси и времени года (см. далее табл. 30). Над слоем взвешенного осадка находится зона осветления, представляющая собой водяную подушку высотой 1,5—2 м.

Осветленная вода, прошедшая через слой взвешенного осадка и зону осветления, поднимается к кольцевому сборному желобу и отводится к фильтрам по трубе 5.

Частицы взвеси при прохождении через слой взвешенного осадка задерживаются в нем, увеличивая его объем, а следовательно, и высоту слоя. Для предотвращения этого осуществляется непрерывный принудительный отвод избыточного осадка из взвешенного слоя в осадкоуплотнитель 6 через осадкоприемные окна 9. Для обеспечения принудительного отвода избытка осадка служит размещенный в верхней центральной части осветлителя кольцевой дырчатый трубопровод 3, который непрерывно отсасывает осветленную воду, освобождающуюся при уплотнении удаляемого избытка осадка. Из этого трубопровода осветленная вода также поступает в сборный кольцевой желоб и отводится к фильтрам по трубе 5.

Для регулирования количества отводимого в осадкоуплотнитель 6 избыточного осадка служит задвижка 4 на трубопроводе 5. Изменяя степень открытия этой задвижки, можно уменьшать или увеличивать отсос осветленной воды через кольцевую трубу 3, что сразу же изменяет количество осадка, отводимого через осадкоприемные окна 9.

В осветлителе рассматриваемого типа устроен вертикальный осадкоуплотнитель 6, занимающий нижнюю центральную часть. Поступивший в него осадок накапливается, уплотняется и периодически (или непрерывно) удаляется из осветлителя по сбросной трубе 7. Для опорожнения осветлителя служит труба 8.

Осветлитель рассмотренной выше конструкции, разработанный ВНИИ ВОДГЕО, относится к типу осветлителей с вертикальным осадкоуплотнителем, с распределением воды опускающимися трубами. Такой осветлитель может иметь в плане круглую или прямоугольную форму.

К этому же типу сооружений относится так называемый коридорный осветлитель, имеющий прямоугольную форму в плане (рис. 28). Вода распределяется при помощи распределительных коллекторов, т. е. дырчатых труб 1, уложенных внизу желобчатого дна. Вода, поднимаясь и проходя слой взвешенного осадка, осветляется и поступает в сборные желоба 2. Избыток осадка через осадкоприемные окна 3 с защитными козырьками отводится в вертикальный осадкоуплотнитель 6, занимающий центральную нижнюю часть осветлителя.

В верхней части размещены дырчатые трубы 4 для отвода осветленной воды из осадкоуплотнителя. Наличие этих труб обеспечивает непрерывный принудительный отсос избыточного осадка из

ВНИИ ВОДГЕО) характеризуется сравнительно небольшой производительностью (до $50 \text{ м}^3/\text{ч}$), и поэтому очистные станции с таким типом осветлителей находят применение при производительности их до $5000 \text{ м}^3/\text{сутки}$.

При большей производительности станций целесообразно переходить на осветлитель аналогичного типа, но с желобчатым дном. К этому типу относится осветлитель с поддонным осадкоуплотнителем системы М. П. Васильченко (рис. 30).

Осадкоуплотнитель имеет желобчатое дно, над которым расположено желобчатое верхнее днище. Осветленная вода подается по горизонтальному трубопроводу 1 в воздухоотделитель 2. Отсюда по вертикальной трубе 3 и по наклонным опускным трубам 4 вода поступает в нижнюю часть верхнего днища 5. Избыточный осадок по осадкоотводящим трубам 6 отводится в поддонный осадкоуплотнитель 7. Осветленная вода, освобождающаяся при уплотнении осадка, собирается кольцевым дырчатым трубопроводом 8 и отводится на фильтры. Осадок отводится по трубе 9.

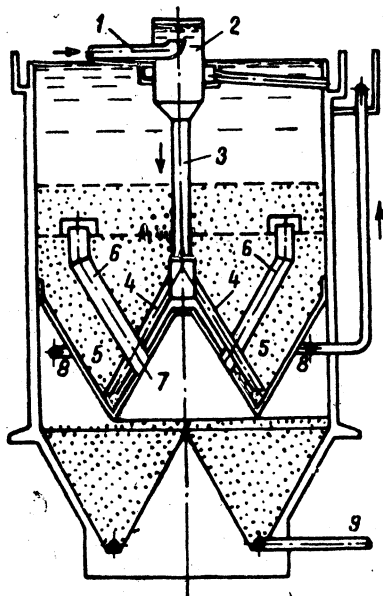


Рис. 30. Осветлитель с поддонным осадкоуплотнителем и подводом воды наклонными трубами

При производительности очистной станции от $10\,000$ до $50\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$ более экономичны осветлители коридорного типа.

Важно отметить, что осветлители с распределительным дырчатым днищем в настоящее время к применению не рекомендуются. Практика показала, что в процессе эксплуатации на части площади дырчатых днищ накапливается осадок, что нарушает нормальный рабочий режим осветлителя.

Поэтому применение дырчатого днища под слоем взвешенного осадка осветлителя (например, в осветлителе конструкции ВНИИГС) допустимо только при осветлении цветных вод малой мутности — с содержанием взвешенных веществ не более 150 мг/л .

§ 22. РАСЧЕТ КОРИДОРНОГО ОСВЕТИТЕЛЯ С ВЕРТИКАЛЬНЫМ ОСАДКОУПЛОТНИТЕЛЕМ

Располагая данными о мутности и цветности воды, можно определить дозу коагулянта и извести и максимальную концентрацию взвешенных веществ C по формуле (37).

Затем надо определить количество воды, теряемой при сбросе осадка из осадкоуплотнителя, т. е. при так называемой продувке осветлителя,

$$q_{ос} = \frac{K_p (C - m)}{\delta_{ср}} 100\%, \quad (47)$$

где C — максимальная концентрация взвешенных веществ в $мг/л$;
 m — количество взвеси в воде, выходящей после обработки в осветлителе, равное 8—12 $мг/л$;
 $\delta_{ср}$ — средняя концентрация взвешенных веществ в осадкоуплотнителе, принимаемая по данным табл. 29 в зависимости от времени уплотнения T в ч;
 K_p — коэффициент разбавления осадка при его удалении, равный 1,2—1,5.

Таблица 29

Средняя концентрация взвешенных веществ в осадкоуплотнителе

Максимальное содержание взвешенных веществ в воде, поступающей в осветлитель, C в $мг/л$	Средняя концентрация осадка $\delta_{ср}$ в $г/м^3$ при продолжительности уплотнения в ч				
	3	4	6	8	12
До 100	6500	7500	8000	8500	9500
100—400	19000	21500	24000	25000	27000
400—1000	24000	25000	27000	29000	31000
До 2500	29000	31000	33000	35000	37000

Примечание. Время уплотнения осадка T следует принимать равным 3—12 ч (меньшее значение относится к водам с содержанием взвеси более 400 $мг/л$). Для вод, имеющих повышенную цветность и меньшую мутность (менее 400 $мг/л$), время T должно быть 8—12 ч.

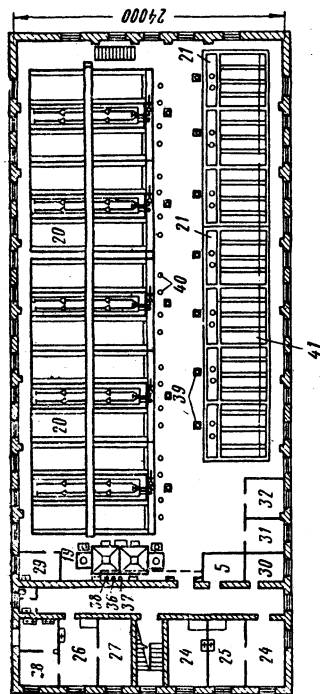
На рис. 31 приведена очистная станция с коридорными осветлителями производительностью 27 тыс. $м^3/сутки$, разработанная Союзводоканалпроектом.

Осветлитель состоит из двух боковых коридоров и осадкоуплотнителя. Общая площадь осветлителя определяется по формуле

$$F_{осв} = F_{з.о} + F_{з.от} = \frac{K Q_{расч}}{3,6 v_{з.о}} + \frac{(1 - K) Q_{расч}}{3,6 v_{з.о}}, \quad (48)$$

где $F_{з.о}$ — площадь зоны осветления в $м^2$;
 $F_{з.от}$ — площадь зоны отделения осадка в $м^2$;
 $Q_{расч}$ — расчетный расход воды в $м^3/ч$;
 $v_{з.о}$ — скорость восходящего потока воды в зоне осветления в $мм/сек$ (табл. 30);
 K — коэффициент распределения воды между зоной осветления и осадкоуплотнителем (табл. 30);

План II этажа



План I этажа

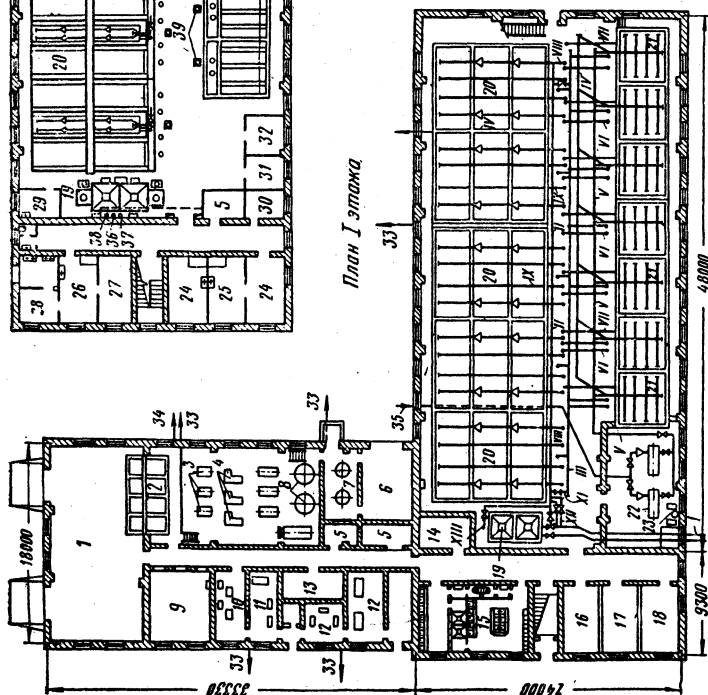


Рис. 31. Типовая очистная станция производительностью 27 000 м³/сутки

1 — склад коагулянта и растворные баки; 2 — расходные баки для раствора коагулянта; 3 — кислотостойкие насосы для перекачки раствора коагулянта к дозаторам; 4 — воздуховоды для интенсификации растворения коагулянта; 5 — кладовые; 6 — склад извести; 7 — баки для гашения извести; 8 — гидравлические мешалки известкового молока; 9 — мастерская; 10 — амониационная; 11 — деклораторная; 12 — хлораторная; 13 — вентиляционная камера; 14 — приточная вентиляционная камера; 15 — тандероб; 16 — комната отдыха и приема пищи; 17 — кабинет заведующего станцией; 18 — контора; 19 — вертикальные смесители; 20 — коридорные осветители; 21 — фильтры с двухслойной загрузкой; 22 — насосы для промывки фильтров; 23 — вакуум-насосы; 24 — химическая лаборатория; 25 — преараторная; 26 — бактериологическая лаборатория; 27 — посевная; 28 — средоварочная; 29 — комната дежурного лаборанта; 30 — кабинет заведующего лабораторией; 31 — комната дежурного диспетчера; 32 — комната дежурного по фильтрам; 33 — выпуск в канализацию; 34 — расход сернистого газа; 35 — всасывающий трубопровод к насосу; 36 — подача известкового молока; 37 — подача известкового молока от дозаторов; 38 — перелив извести; 39 — задвижки с электроприводом; 40 — колонки управления; 41 — ось монорейсы. Трубопроводы: I — подачи исходной воды к смесителям; II — подачи воды с введенным раствором коагулянта от смесителей к осветителям; III — подачи осветленной воды на фильтры; IV — подача воды с введенным раствором на промывку фильтров; V — сброса промывной воды; VI — опорожнения фильтра (первый фильтр); VII — распределения исходной воды в рабочих камерах осветителя; IX — сброса осадка из осадкоуплотнителя; X — отвода осветленной воды из осадкоуплотнителя (на рисунке не показан); XI — отвода воды от смесителей к фильтрам (минуя осветитель); XII — отвода исходной воды (минуя осветитель); XIII — опорожнения смесителя

Скорость восходящего потока воды

Содержание взвешенных веществ в воде, поступающей в осветлитель, C в $мг/л$	Скорость восходящего потока воды в зоне осветления $v_{з.о}$ в $мм/сек$ *		Коэффициент распределения воды K
	зимой	летом	
10—100	0,5—0,6	0,7—0,8	0,8—0,75
100—400	0,6—0,8	0,8—1	0,75—0,7
400—1000	0,8—1	1—1,1	0,7—0,65
1000—2500	1—1,2	1,1—1,2	0,65—0,6

* Скорость восходящего потока воды дана для условий применения сернокислого алюминия. При обработке воды хлорным или сернокислым железом скорость потока воды принимается на 10% выше.

α — коэффициент снижения скорости восходящего потока воды в зоне отделения осадка вертикального осадкоуплотнителя по сравнению со скоростью воды в зоне осветления, равный 0,9.

Расчет площади осветлителя производится дважды: а) по скорости восходящего потока воды $v_{з.о}$, принимаемой по табл. 30 для зимнего периода, когда содержание взвешенных веществ и расчетный расход воды минимальны; б) для периода, когда мутность и расход воды максимальны (в паводки). Принимается большая из полученных по этим расчетам площадь.

Пример. Рассчитать коридорный осветлитель с вертикальным осадкоуплотнителем.

Исходные данные. Заданный расчетный расход воды (с учетом собственных нужд водоочистной станции) в летний период $Q_{сут}^л = 40\,000\, м^3/сутки$, или $Q_{час}^л = 1667\, м^3/ч$; в зимний период (без учета поливки улиц и насаждений) $Q_{сут}^з = 31\,500\, м^3/сутки$, или $Q_{час}^з = 1312\, м^3/ч$.

Наибольшая мутность исходной воды $M = 410\, мг/л$; наименьшая мутность воды (в зимнее время) $150\, мг/л$. Цветность воды $C = 55^\circ$.

Доза очищенного сернокислого алюминия $D_k = 60\, мг/л$ (в пересчете на безводный продукт). Доза извести $D_n = 21\, мг/л$.

Максимальная концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей в осветлитель, по формулам (37) и (38)

$$C = 410 + 0,55 \cdot 60 + 0,25 \cdot 55 + (1 - 0,4) 21 \approx 470\, мг/л.$$

В рассматриваемом случае, когда $C = 470\, мг/л$, принимаем $T = 34\, ч$. Таким образом, средняя концентрация осадка по табл. 29 будет: $\delta_{ср} = 24\,000\, г/м^3$.

Следовательно, по формуле (47)

$$q_{ос} = \frac{1,2 (470 - 10)}{24\,000} 100 = 2,3\%.$$

Потеря воды при продувке (т. е. при сбросе осадка) будет

$$\frac{1667 \cdot 2,3}{100} = 38,3 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Площадь осветлителей. Для рассматриваемого случая максимальное содержание взвеси, поступающей в осветлитель, составляет 470 мг/л; следовательно, по табл. 30 надо принять $v_{з.о} = 1,1$ мм/сек, а коэффициент распределения $K = 0,7$. Однако наибольшая площадь осветлителей получается для условий зимнего периода, т. е. при мутности 150 мг/л; следовательно, $v_{з.о} = 0,7$ мм/сек и $K = 0,75$.

Тогда по формуле (48):
для зимнего периода

$$F_{осв}^з = \frac{0,75 \cdot 1312}{3,6 \cdot 0,7} + \frac{(1 - 0,75) 1312}{3,6 \cdot 0,9 \cdot 0,7} \approx 390,48 + 144,62 = 535,1 \text{ м}^2;$$

для летнего периода

$$F_{осв}^л = \frac{0,7 \cdot 1667}{3,6 \cdot 1,1} + \frac{(1 - 0,7) 1667}{3,6 \cdot 0,9 \cdot 1,1} \approx 434,94 \text{ м}^2.$$

Так как площадь одного осветлителя в плане не должна превышать 100—150 м², принимаем восемь осветлителей. Площадь каждого из двух коридоров осветлителя будет: $f_{кор} = 390,48 : 8 : 2 \approx 24,4$ м², а площадь осадкоуплотнителя $f_{о.у} = 144,62 : 8 \approx 18,1$ м².

Ширину коридора принимаем в соответствии с размерами балок $b_{кор} = 2,6$ м; тогда длина коридора $l_{кор} = 24,4 : 2,6 = 9,4$ м.

Ширина осадкоуплотнителя выше окон для приема осадка $b_{о.у} = 18,1 : 9,4 \approx 1,95$ м.

Водораспределительный дырчатый коллектор, размещенный в нижней части коридоров осветлителя, рассчитывают на наибольший расход воды. Тогда $q_{кол} = 1667 : 8 : 2 \approx 104,2$ м³/ч ≈ 29 л/сек.

Скорость входа воды в дырчатый коллектор должна быть в пределах 0,5—0,6 м/сек; диаметр коллектора принят $d_{кол} = 250$ мм при скорости $v_{кол} = 0,55$ м/сек.

Так как во второй половине дырчатого коллектора скорость становится менее 0,5 м/сек, принимаем коллектор телескопической формы, сваренный из трех труб диаметрами 250, 200 и 150 мм равной длины (по 3,13 м). Скорость движения воды в начале 200-мм участка при расходе 19,3 л/сек равна 0,56 м/сек, а в начале 150-мм участка при расходе 9,7 л/сек — 0,5 м/сек.

Скорость выхода воды из отверстий должна быть $v_o = 1,5 \div \div 2$ м/сек; принимаем $v_o = 1,8$ м/сек.

Тогда площадь отверстий распределительного коллектора составит: $f_o = q_{кол} : v_o = 0,029 : 1,8 \approx 0,016$ м², или 160 см².

Принимаем диаметр отверстий 20 мм, тогда площадь одного отверстия составит 3,14 см², а количество отверстий в каждом коллекторе будет $n_0 = 160 : 3,14 \approx 50$ шт.

Отверстия размещают в два ряда по обеим сторонам коллектора в шахматном порядке; они направлены вниз под углом 45° к горизонту. Отношение суммы площадей всех отверстий в распределительном коллекторе к площади его поперечного сечения

$$n_0 \frac{\pi d_o^2}{4} : \frac{\pi d_{\text{кол}}^2}{4} = n \frac{d_o^2}{d_{\text{кол}}^2} = 50 \frac{0,0004}{0,0625} = 0,32,$$

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

Расстояние между осями отверстий в каждом ряду $e = 2l : n_0 = 2 \cdot 9,4 : 50 \approx 0,376$ м, или 376 мм (согласно СНиП величина e должна быть не более 0,5 м).

Водосборные желоба с затопленными отверстиями для сбора воды. Желоба размещены в зоне освещения, в верхней части осветлителя, вдоль боковых стенок коридоров.

Расход воды на каждый желоб

$$q_{\text{ж}} = \frac{K (Q_{\text{час}} : 8)}{2 \cdot 2} = \frac{0,7 (1667 : 8)}{2 \cdot 2} = 36,5 \text{ м}^3/\text{ч}, \text{ или } 0,01 \text{ м}^3/\text{сек}$$

(при производительности одного осветлителя 209 м³/ч).

Ширина желоба прямоугольного сечения $b_{\text{ж}} = 0,9 q_{\text{ж}}^{0,4} = 0,9 \cdot 0,01^{0,4} \approx 17$ см.

Затопленные отверстия размещаются в один ряд по внутренней стенке желоба на 7 см ниже его верхней кромки. Тогда глубина желоба в начале и конце его будет:

$$h_{\text{нач}} = 7 + 1,5 \frac{b_{\text{ж}}}{2} \approx 20 \text{ см};$$

$$h_{\text{кон}} = 7 + 2,5 \frac{b_{\text{ж}}}{2} \approx 28 \text{ см}.$$

Площадь отверстий в стенке желоба равна:

$$\Sigma f_{\text{отв}} = \frac{q_{\text{ж}}}{\mu \sqrt{2gh}} \quad (49)$$

где h — разность уровней воды в осветлителе и в желобе, равная 0,05 м;

μ — коэффициент расхода, равный 0,65.

Тогда

$$\Sigma f_{\text{отв}} = \frac{0,01}{0,65 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,05}} \approx 0,0155 \text{ м}^2 = 155 \text{ см}^2.$$

При диаметре каждого отверстия 20 мм и его площади $f_o = 3,14 \text{ см}^2$ количество отверстий будет: $n = \Sigma f_o : f_o = 155 : 3,14 \approx 50$ шт.

Шаг отверстий $e = l : n = 9,4 : 50 = 0,188 \text{ м} \approx 19 \text{ см}$.

Осадкоприемные окна. Площадь их определяют по общему расходу воды, который поступает вместе с избыточным осадком в осадкоуплотнитель,

$$Q_{\text{ок}} = (1 - K) Q_{\text{расч.}} \quad (50)$$

Следовательно, $Q_{\text{ок}} = (1 - 0,7) 209 = 62,7 \text{ м}^3/\text{ч}$. С каждой стороны в осадкоуплотнитель будет поступать $Q'_{\text{ок}} = 62,7 : 2 = 31,35 \sim 32 \text{ м}^3/\text{ч}$ воды с избыточным осадком.

Площадь осадкоприемных окон с каждой стороны осадкоуплотнителя будет: $f_{\text{ок}} = Q'_{\text{ок}} : v_{\text{ок}} = 32 : 36 \approx 0,9 \text{ м}^2$ (где $v_{\text{ок}}$ — скорость движения воды с осадком в окнах, равная 36—54 м/ч).

Принимаем высоту окон $h_{\text{ок}} = 0,2 \text{ м}$. Тогда общая длина их с каждой стороны осадкоуплотнителя $l_{\text{ок}} = 0,9 : 0,2 = 4,5 \text{ м}$.

Устраиваем с каждой стороны осадкоуплотнителя по горизонтали 10 окон для приема избыточного осадка размером каждое $0,2 \times 0,45 \text{ м}$.

При длине осадкоуплотнителя 9,4 м и 10 окнах шаг оси окон по горизонтали составит $9,4 : 10 = 0,94 \text{ м}$. Расстояние между двумя соседними окнами при ширине окна 0,45 м будет $0,94 - 0,45 = 0,49 \text{ м}$.

Дырчатые трубы для сбора и отвода воды из зоны отделения осадка в вертикальном осадкоуплотнителе размещаются 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.

Расход воды через каждую сборную дырчатую трубу будет:

$$Q_{\text{сб}} = \frac{(1 - K) Q_{\text{расч}} - Q_{\text{ос}}}{2}, \quad (51)$$

где $Q_{\text{ос}}$ — потеря воды при продувке.

В рассматриваемом примере $Q_{\text{ос}} = 2,3\%$. Таким образом,

$$Q_{\text{ос}} = \frac{209 \cdot 2,3}{100} = 4,8 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$Q_{\text{сб}} = \frac{(1 - 0,7) 209 - 4,8}{2} = 29 \text{ м}^3/\text{ч}, \text{ или } q_{\text{сб}} = 8,1 \text{ л/сек} = 0,0081 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

Скорость движения воды в устье сборной трубы должна быть не более 0,5 м/сек. Принимаем $d_{\text{сб}} = 150 \text{ мм}$, тогда $v_{\text{сб}} = 0,49 \text{ м/сек}$. Диаметр отверстий 15—20 мм. Площадь отверстий при скорости входа воды в них $v_0 = 1,5 \text{ м/сек}$ должна быть: $\Sigma f_0 = q_{\text{сб}} : v_0 = 0,0081 : 1,5 = 0,0054 \text{ м}^2 = 54 \text{ см}^2$. При отверстиях диаметром 18 мм площадь каждого будет $f_0 = 2,54 \text{ см}^2$. Потребное количество отверстий $n_0 = 54 : 2,54 = 21,2$. Принимаем 20 отверстий с шагом $9,4 : 20 = 0,47 \text{ м}$.

Фактическая скорость входа воды в отверстия

$$v'_{\text{отв}} = \frac{q_{\text{сб}}}{f_0 n} = \frac{0,0081}{0,00254 \cdot 20} = 1,6 \text{ м/сек}$$

(скорость $v'_{\text{отв}}$ принимается не менее 1,5 м/сек).

Определение высоты осветлителя. Высота осветлителя, считая от центра водораспределительного коллектора до верхней кромки водосборных желобов, равна:

$$H_{\text{осв}} = \frac{b_{\text{кор}} - 2b_{\text{ж}}}{2 \operatorname{tg} \alpha/2}, \quad (52)$$

где $b_{\text{кор}}$ — ширина коридора осветлителя;

$b_{\text{ж}}$ — ширина одного желоба;

α — центральный угол, образуемый прямыми, проведенными от оси водораспределительного коллектора к верхним точкам кромок водосборных желобов; принимается не более 30° .

Если на очистной станции количество фильтров менее шести, то работа их осуществляется по режиму с постоянной скоростью фильтрования. При таком режиме работы фильтров необходимо предусматривать над нормальным уровнем воды в осветлителях дополнительную высоту для приема воды при выключении фильтров на промывку.

Дополнительная высота осветлителей должна быть

$$H_{\text{доп}} = \frac{W}{\Sigma F} \text{ м}, \quad (53)$$

где W — объем воды, накапливающейся за время промывки одного фильтра, в м^3 ;

ΣF — суммарная площадь сооружений, в которых происходит накопление воды, в м^2 .

Высота пирамидальной части осветлителя будет

$$h_{\text{пир}} = \frac{b_{\text{кор}} - a}{2 \operatorname{tg} \alpha_1/2}, \quad (54)$$

где a — ширина коридора понизу, принимаемая обычно равной 0,4 м;

α_1 — центральный угол наклона стенок коридора, равный 70° (принимается в пределах $60-90^\circ$).

В данном примере при $Q_{\text{сут}}^{\text{л}} = 40\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$ количество фильтров будет более шести, следовательно, величина $H_{\text{доп}}$ не учитывается.

Таким образом, по формуле (52)

$$H_{\text{осв}} = \frac{2,6 - 2 \cdot 0,17}{2 \operatorname{tg} 30^\circ/2} = 4,2 \text{ м}$$

и по формуле (54)

$$h_{\text{пир}} = \frac{2,6 - 0,4}{2 \operatorname{tg} 70^\circ/2} = 1,55 \text{ м.}$$

Высоту защитной зоны над слоем взвешенного осадка принимаем $h_{\text{защ}} = 1,5 \text{ м}$ (обычно эта величина лежит в пределах 1,5—2 м).

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

$$h_{\text{верт}} = H_{\text{осв}} - h_{\text{защ}} - h_{\text{пир}} = 4,2 - 1,5 - 1,55 = 1,15 \text{ м.}$$

Такая высота недостаточна — нужна не менее 1,5 м. Поэтому принимаем $H_{\text{осв}} = 4,75 \text{ м}$; тогда угол $\alpha = 26^\circ 40' < 30^\circ$ и $h'_{\text{верт}} = 4,75 - 1,5 - 1,55 = 1,7 \text{ м}$.

Следовательно, общая высота зоны взвешенного осадка будет

$$h_{\text{з. в. о}} = h'_{\text{верт}} + \frac{h_{\text{пир}}}{2} = 1,7 + \frac{1,55}{2} = 2,48 \text{ м,}$$

т. е. находится в рекомендуемых границах (2—2,5 м).

Верхнюю кромку осадкоприемных окон располагаем на 1,5 м ниже поверхности воды в осветлителе. Тогда нижняя кромка этих окон высотой 0,2 м будет размещаться на уровне $4,75 - 1,5 - 0,2 = 3,05 \text{ м}$ от дна осветлителя или на уровне $3,05 - 0,2 = 2,85 \text{ м}$ выше оси водораспределительного коллектора (здесь 0,2 м — расстояние по вертикали от дна осветлителя до оси коллектора).

Низ осадкоприемных окон должен быть на 1,5—1,75 м выше перехода наклонных стенок зоны взвешенного осадка в вертикальные. В рассматриваемом случае эта высота будет равной $4,75 - (1,55 + 1,5 + 0,2) = 1,5 \text{ м}$, т. е. отвечает необходимым условиям.

Продолжительность пребывания осадка в осадкоуплотнителе. Объем осадкоуплотнителя составит:

$$W = l_{\text{кор}} \left[b_{\text{о.у}} h_{\text{верт}} + 2 \left(\frac{h_{\text{пир}} \cdot 0,5 b_{\text{о.у}}}{2} \right) \right]. \quad (55)$$

В данном примере

$$W = 9,4 \left[1,95 \cdot 1,7 + 2 \left(\frac{1,55 \cdot 0,5 \cdot 1,95}{2} \right) \right] = 45,36 \text{ м}^3.$$

Количество осадка, поступающего в осадкоуплотнитель,

$$Q_{\text{ос}} = C Q_{\text{расч}} = 0,47 \cdot 209 = 98,2 \text{ кг/ч.}$$

Средняя концентрация осадка (считая по сухому веществу) $\delta_{\text{ср}} = 24 \text{ кг/м}^3$ (см. табл. 29).

Продолжительность пребывания осадка в осадкоуплотнителе

$$T = \frac{W \delta_{\text{ср}}}{Q_{\text{ос}}}. \quad (56)$$

Следовательно,

$$T = \frac{45,36 \cdot 24}{98,2} \approx 11,1 \text{ ч,}$$

т. е. более 3 ч, которые приняты при определении концентрации осадка в воде, продуваемой из осадкоуплотнителя.

Дырчатые трубы для удаления осадка из осадкоуплотнителя. Эти трубы размещаются по продольной оси дна, в месте, где сходятся наклонные стенки осадкоуплотнителя.

Диаметр труб рассчитывают 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/сек и скорости в отверстиях труб не менее 3 м/сек.

При объеме осадкоуплотнителя $W=45,36 \text{ м}^3$ и его опорожнении за 15 мин (0,25 ч) через каждую осадкосбросную трубу должен пропускаться расход

$$Q_{\text{ос}} = \frac{W}{2t} = \frac{45,36}{2 \cdot 0,25} = 90,7 \text{ м}^3/\text{ч}, \text{ или } q_{\text{ос}} = 25,2 \text{ л/сек} = 0,0252 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

При скорости движения воды в конце трубы $v=1,1 \text{ м/сек}$, т. е. более 1 м/сек, диаметр трубы должен быть 175 мм.

Площадь отверстий при скорости $v_0=3 \text{ м/сек}$ составит

$$\Sigma f_0 = q_{\text{ос}} : v_0 = 0,0252 : 3 = 0,0084 \text{ м}^2 = 84 \text{ см}^2.$$

Принимаем отверстия диаметром 20 мм и площадью $f_0=3,14 \text{ см}^2$ (минимально допустимый диаметр отверстий 20 мм).

Потребное количество отверстий $n_0 = \Sigma f_0 : f_0 = 84 : 3,14 = 27$ шт.

Принимаем 26 отверстий с шагом оси 9,4 : 26 = 0,36 м, т. е. менее 0,5 м (максимально допустимый).

§ 23. РАСЧЕТ ОСВЕТИТЕЛЯ С КОНИЧЕСКИМ ДНИЩЕМ И С ПОДДОННЫМ ОСАДКОУПЛОТНИТЕЛЕМ (СИСТЕМЫ ВНИИ ВОДГЕО)

Как уже отмечалось, осветлитель, приведенный на рис. 29, имеет коническое дно 1, над которым размещено верхнее коническое днище 2, отделяющее рабочее пространство осветлителя 3 от осадкоуплотнителя 4.

Пример. Рассчитать осветлитель с коническим днищем при заданном постоянном расходе воды $Q_{\text{сут}}=9000 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}}=375 \text{ м}^3/\text{ч}$ (без учета потерь при продувке осветлителя).

Наибольшая мутность исходной воды $M=490 \text{ мг/л}$, наименьшая мутность $M_1=320 \text{ мг/л}$; цветность воды $C=45^\circ$, щелочность $Щ=0,8 \text{ мг-экв/л}$.

Принимаем дозу сернокислого алюминия $D_k=65 \text{ мг/л}$ (минимальная доза 55 мг/л).

Потребная доза извести для подщелачивания воды

$$D_{\text{и}} = 28 (0,0178 \cdot 65 - 0,8 + 1) = 38 \text{ мг/л}$$

(при дозе коагулянта 55 мг/л доза извести $D_{\text{и}}=35,5 \text{ мг/л}$).

Концентрации взвешенных веществ в воде, поступающей в осветлитель, определяются по формулам (37) и (38):

максимальная

$$C_{\text{макс}} = 490 + 0,55 + 65 + 0,25 \cdot 45 + 0,6 \cdot 38 \approx 570 \text{ мг/л};$$

минимальная

$$C_{\text{мин}} = 320 + 0,55 \cdot 55 + 0,25 \cdot 45 + 0,6 \cdot 35,5 \approx 391 \text{ мг/л}.$$

Количество воды, теряемое при продувке осветлителя, по формуле (47)

$$q_{oc} = \frac{1,2 (570 - 10)}{25\,000} 100 = 2,7\%$$

(где $\delta_{cp} = 25\,000 \text{ г/м}^3$ — принимается по табл. 29 для времени уплотнения осадка $T = 4 \text{ ч}$; $K_p = 1,2$ — коэффициент разбавления осадка при его удалении).

Таким образом, потеря воды при продувке всех осветлителей составит: $(375 \times \times 2,7) : 100 = 10,1 \text{ м}^3$.

Принимаем количество осветлителей $N = 8$, тогда расход воды, приходящейся на один осветлитель, составит

$$Q_{осв} = 375 : 8 = 46,9 \text{ м}^3/\text{ч}, \text{ или}$$

$$q_{осв} = 13 \text{ л/сек} = 0,013 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Подводящий стальной трубопровод принят диаметром $d = 125 \text{ мм}$ (ГОСТ 3262—62), что обеспечивает скорость движения воды $v = 0,98 \text{ м/сек}$ (при нормативной скорости $0,8$ — 1 м/сек).

Осветленная вода должна быть освобождена от пузырьков воздуха путем пропуска ее через воздухоотделитель (рис. 32).

Диаметр воздухоотделителя

$$D_v = \sqrt{\frac{q_{осв} \cdot 4}{\pi v_v}} = \sqrt{\frac{0,013 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,03}} \approx 0,755 \text{ м},$$

где v_v — скорость нисходящего движения воды в воздухоотделителе (рекомендуется не более $0,05 \text{ м/сек}$).

Принимаем $D_v = 800 \text{ мм}$ (отрезок стальной трубы по ГОСТ 10704—63).

Площадь поперечного сечения цилиндрической части воздухоотделителя $f_{ц} = 0,503 \text{ м}^2$.

Минимальный объем цилиндрической части воздухоотделителя

$$W_{ц} = q_{осв} t = 0,013 \cdot 55 = 0,715 \text{ м}^3,$$

где t — продолжительность пребывания воды в цилиндрической части воздухоотделителя, равная 55 сек .

Тогда высота цилиндрической части будет

$$h_{ц} = W_{ц} : f_{ц} = 0,715 : 0,503 = 1,42 \text{ м}.$$

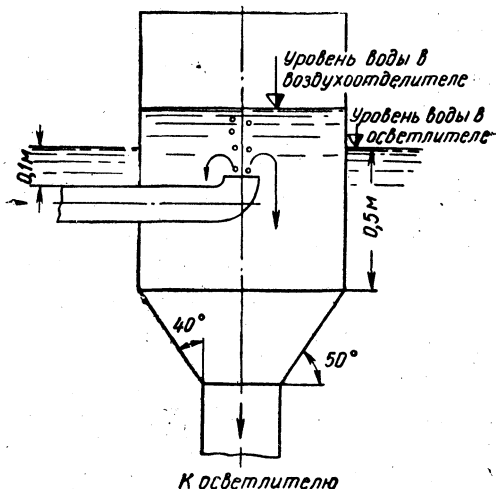


Рис. 32. Схема воздухоотделителя

Площадь сечения конической части воздухоотделителя, в пределах которой скорость опускания воды не превышает 0,05 м/сек, составит:

$$f_{\text{кон}} = q_{\text{осв}} : v_{\text{в}} = 0,013 : 0,05 = 0,26 \text{ м}^2,$$

а диаметр

$$d_{\text{кон}} = \sqrt{\frac{4 f_{\text{кон}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,26}{3,14}} = 0,575 \text{ м}.$$

Диаметр опускной вертикальной трубы при $q_{\text{осв}} = 13 \text{ л/сек}$ принят $d = 150 \text{ мм}$ (ГОСТ 3262—62), что соответствует допускаемой скорости $v = 0,7 \text{ м/сек}$.

Высота всей конической части воздухоотделителя при угле наклона стенки к вертикали 40° составит:

$$H_{\text{кон}} = \left(\frac{D_{\text{в}} - d}{2} \right) \operatorname{ctg} 40^\circ = \left(\frac{0,80 - 0,15}{2} \right) 1,19 = 0,387 \text{ м}.$$

Высота конической части воздухоотделителя, в пределах которой скорость опускания воды $v_{\text{в}} \leq 0,05 \text{ м/сек}$, будет

$$h_{\text{кон}} = H_{\text{кон}} - \left(\frac{d_{\text{кон}} - d}{2} \right) \operatorname{ctg} 40^\circ = 0,387 - \left(\frac{0,575 - 0,15}{2} \right) 1,19 = 0,134 \text{ м}.$$

Тогда объем этой конической части

$$\begin{aligned} W_{\text{кон}} &= \frac{1}{3} h_{\text{кон}} (f_{\text{ц}} + \sqrt{f_{\text{ц}} f_{\text{кон}}} + f_{\text{кон}}) = \\ &= \frac{1}{3} 0,134 (0,503 + \sqrt{0,503 \cdot 0,26} + 0,26) \approx 0,051 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Полный объем воздухоотделителя

$$W_{\text{в}} = W_{\text{ц}} + W_{\text{кон}} = 0,715 + 0,051 \approx 0,77 \text{ м}^3.$$

Фактическая продолжительность пребывания воды в воздухоотделителе $t_1 = W_{\text{в}} : q_{\text{осв}} = 0,77 : 0,013 = 60 \text{ сек}$.

Площадь кольцевого зазора между краем опускной трубы и внутренней поверхностью наклонных стенок конического днища осветлителя будет

$$f_{\text{к.з}} = q_{\text{осв}} : v_{\text{к.з}} = 0,013 : 0,7 \approx 0,019 \text{ м}^2,$$

где $v_{\text{к.з}}$ — скорость в кольцевом зазоре, которая должна составлять не более 0,6—0,7 м/сек.

Отсюда наружный диаметр кольцевого зазора

$$D_{\text{к.з}} = \sqrt{\frac{4 f_{\text{к.з}} + \pi d_{\text{н}}^2}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,019 + 3,14 \cdot 0,166^2}{3,14}} \approx 0,225 \text{ м},$$

где $d_{\text{н}}$ — наружный диаметр опускной трубы, равный 166 мм.

Высота зазора от вершины конуса осветлителя до уреза опускной трубы при угле наклона конической стенки к горизонтали, равном 55° , составит:

$$h_{к.з} = \frac{D_{к.з}}{2 \operatorname{tg} (90^\circ - 55^\circ)} = \frac{0,225}{2 \cdot 0,7} = 0,16 \text{ м.}$$

Избыточный осадок непрерывно поступает в осадкоуплотнитель по вертикальным осадкоотводящим трубам. Наибольший суммарный расход воды, поступающей в осадкоуплотнитель по четырем осадкоприемным трубам, определяем по формуле

$$Q_{ос} = (1 - K) Q_{осв} = (1 - 0,68) 46,9 = 15 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где K — коэффициент распределения воды между зоной осветления и осадкоуплотнителем; для периода с максимальным содержанием взвеси в воде $C=570 \text{ мг/л}$ $K=0,68$ (см. табл. 30); для периода с минимальным содержанием взвеси $C=391 \text{ мг/л}$ $K=0,7$.

Скорость движения осадка в осадкоотводящих трубах должна быть $v_{ос}=40 \div 60 \text{ мм/сек}$, или $144\text{—}196 \text{ м/ч}$. Поэтому площадь поперечного сечения четырех осадкоотводящих труб $f_{ос} = Q_{ос} : v_{ос} = 15 : 144 = 0,104 \text{ м}^2$. Принимаем четыре стальные трубы с наружным диаметром 219 мм и внутренним 209 мм (ГОСТ 10704—63) общей площадью поперечного сечения $4 \times 0,343 = 0,137 \text{ м}^2$. В данном случае при постоянном расходе воды наибольшая площадь осветлителя (с учетом осадкоотводящих труб) требуется для периода с минимальным содержанием взвеси в воде, поступающей в осветлитель, т. е.

$$F_{осв} = F_{з.о} + f_{ос} = \frac{K Q_{осв}}{3,6 v_{восх}} + f_{ос}. \quad (57)$$

Следовательно,

$$F_{осв} = \frac{0,7 \cdot 46,9}{3,6 \cdot 1} + 0,1 \approx 9,2 \text{ м}^2.$$

Диаметр осветлителя

$$D_{осв} = \sqrt{\frac{4 F_{осв}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 9,2}{3,14}} \approx 3,4 \text{ м.}$$

Осадкоотводящие трубы размещаем так, чтобы каждая труба находилась в центре обслуживаемой ею площади осветлителя.

Диаметр окружности, которая разделяет рабочую площадь осветлителя на две равные части, определится по формуле

$$d_{ок} = \sqrt{\frac{D_{осв}^2 + d_{оп}^2}{2}}, \quad (58)$$

где $d_{оп}$ — диаметр опускной трубы, идущей от воздухоотделителя ($d_{оп}=0,15 \text{ м}$).

Следовательно,

$$d_{ок} = \sqrt{\frac{3,4^2 + 0,15^2}{2}} = 2,4 \text{ м.}$$

При определении высоты осветлителя надо иметь в виду, что центральный угол, образуемый наклонными прямыми от кромок желобов до обреза опускной трубы, должен составлять не более 30° .

Тогда

$$h_{осв} = \frac{D_{осв} - 2(b_{ж} + \delta_{ст})}{2 \operatorname{tg} 15^\circ}, \quad (59)$$

где $b_{ж}$ — ширина желоба, принимаемая равной 0,12 м;

$\delta_{ст}$ — толщина стенки желоба, принимаемая равной 0,06 м.

Следовательно,

$$h_{осв} = \frac{3,4 - 2(0,12 + 0,06)}{2 \cdot 0,268} = 5,6 \text{ м.}$$

Высота конической части осветлителя при принятом угле наклона 55° к горизонтали будет

$$h_{кон} = \frac{D_{осв}}{2 \operatorname{tg} 35^\circ} = \frac{3,4}{2 \cdot 0,7} = 2,43 \text{ м.}$$

Толщину защитного слоя над слоем взвешенного осадка принимаем $h_{заш} = 1,5 \text{ м}$. Тогда верхняя кромка осадкоотводящих труб будет выше перехода наклонных стенок в вертикальные на величину

$$\begin{aligned} h_{верт} &= h_{осв} - (h_{кон} - h_{к.з}) - h_{заш} - 0,2 = \\ &= 5,6 - (2,43 - 0,16) - 1,5 - 0,2 = 1,63 \text{ м,} \end{aligned}$$

где 0,2 м — высота слоя взвешенного осадка над верхней кромкой осадкоотводящих труб.

Величина $h_{верт} = 1,63 \text{ м}$ отвечает требованию, чтобы верхняя кромка осадкоотводящих труб была на 1,5—1,75 м выше плоскости перехода наклонных стенок осветлителя в вертикальные.

Высоту слоя взвешенного осадка надо определять от верхней кромки осадкоотводящих труб до горизонтального сечения конической части осветлителя, в плоскости которого скорость восходящего потока воды не превышает $v_{восх} = 2 \text{ мм/сек}$. Площадь и диаметр такого сечения равны:

$$f_{гор} = q_{осв} : v_{восх} = 0,013 : 0,002 = 6,5 \text{ м}^2,$$

$$d_{гор} = \sqrt{\frac{4 f_{гор}}{\pi}} = 2,88 \text{ м.}$$

Следовательно, расстояние (по высоте) от этого горизонтального сечения до плоскости перехода наклонных стенок в вертикальные составит

$$h'_к = h_{кон} - \frac{d_{гор}}{2 \operatorname{tg} \alpha}. \quad (60)$$

При $\alpha = 35^\circ$

$$h'_k = 2,43 - \frac{2,88}{2 \cdot 0,7} = 0,38 \text{ м.}$$

Таким образом, полная расчетная высота слоя взвешенного осадка $h_{\text{вз. ос}} = h_{\text{верт}} + h'_k = 1,63 + 0,38 = 2,01 \text{ м}$, т. е. отвечает рекомендуемой величине 2—2,5 м.

Осветленная вода собирается в верхней части осветлителя периферийными желобами с затопленными отверстиями.

Расход воды, приходящейся на полуокружность желоба,

$$q_{\text{ж}} = 0,013 : 2 = 0,0065 \text{ м}^3/\text{сек.}$$

Сечение желоба соответственно начальное и конечное:

$$h_{\text{нач}} = 1,5x \text{ и } h_{\text{кон}} = 2,5x,$$

где $x = 0,45 q_{\text{ж}}^{0,4} = 0,45 \cdot 0,0065^{0,4} = 0,06 \text{ м}$.

Ширина желоба $b_{\text{ж}} = 2x = 0,12 \text{ м}$, толщина стенок $\delta_{\text{ст}} = 0,06 \text{ м}$.

Отверстия в стенке желоба размещаются в один ряд на 7 см ниже кромки желоба. Тогда высота желоба: начальная $h_{\text{нач}} = 7 + 1,5 \times 0,06 = 16 \text{ см}$, конечная $h_{\text{кон}} = 7 + 2,5 \cdot 0,06 = 22 \text{ см}$.

Площадь отверстий в стенке желоба по формуле (49)

$$\Sigma f_{\text{отв}} = \frac{0,0065}{0,65 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,05}} \approx 0,0101 \text{ м}^2 = 101 \text{ см}^2.$$

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

Принимаем отверстия диаметром 25 мм с площадью 4,9 см² (рекомендуемый диаметр отверстий 20—30 мм). Необходимое число отверстий: $n = 101 : 4,9 \approx 21$ шт. Расстояния между осями отверстий $e = (3,14 \cdot 3,4) : 42 = 0,254 \text{ м}$.

Для ускорения расчета желобов может служить табл. 31, предложенная ВНИИ ВОДГЕО («Указания по проектированию осветлителей», Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1958).

Для отвода из осадкоуплотнителя осветленной воды служит кольцевая дырчатая труба.

Площадь поперечного сечения зоны осветления осадкоуплотнителя на уровне 0,5 м ниже этой трубы определяется для условий наибольшего расхода воды и соответствующей ему наибольшей мутности воды:

$$F_{\text{о.у}} = \frac{(1 - K) Q_{\text{осв}}}{\alpha \cdot 3,6 v_{\text{расч}}} = \frac{(1 - 0,68) 46,9}{0,9 \cdot 3,6 \cdot 1,1} \approx 4,2 \text{ м}^2.$$

Следовательно, вершина конуса осветлителя может быть опущена до точки, находящейся в плоскости поперечного сечения диаметром

$$d = \sqrt{\frac{4 F_{\text{о.у}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,2}{3,14}} \approx 2,3 \text{ м.}$$

Размеры желобов осветлителя

Размеры желоба в см	Расход воды по желобу в л/сек									
	2	3	5	7	10	15	20	25	30	35
Характеристический размер x	4	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Ширина желоба $b_{ж}$	8	8	10	12	14	16	18	20	22	24
Начальная высота желоба $h_{нач}$	13	13	15	16	18	19	21	22	24	25
Конечная высота в устье желоба $h_{кон}$	17	17	20	22	25	27	30	32	35	37

Высота конической части осадкоуплотнителя

$$h_{о.у} = D_{осв} : 2 \operatorname{tg} 35^{\circ} = 3,4 : 2 \cdot 0,7 \approx 2,43 \text{ м.}$$

Высота, на которую может быть опущена вершина конуса,

$$h'_{кон} = \frac{D_{осв} - d}{2 \operatorname{tg} 35^{\circ}} = \frac{3,4 - 2,3}{2 \cdot 0,7} \approx 0,8 \text{ м.}$$

Количество осадка, поступающего в осадкоуплотнитель,

$$G_{ос} = M Q_{осв} = 0,57 \cdot 46,9 = 26,7 \text{ кг/ч.}$$

Объем конической части осадкоуплотнителя (за вычетом опущенной в нее рабочей части осветлителя) составит:

$$W_{о.у} = \frac{\pi}{3} (R_{осв}^2 h_{кон} - r^2 h'_{кон}). \quad (61)$$

Тогда

$$W_{о.у} = \frac{3,14}{3} (1,7^2 \cdot 2,43 - 0,56^2 \cdot 0,8) = 7,1 \text{ м}^3,$$

где r — радиус опущенного конуса в плоскости перехода цилиндрических стенок осветлителя в конические;

$$r = h'_{кон} \operatorname{tg} 35^{\circ} = 0,8 \cdot 0,7 = 0,56 \text{ м.}$$

Минимальный объем осадкоуплотнителя при продолжительности уплотнения $T = 4 \text{ ч}$ и средней концентрации осадка $\delta_{ср} = 25 \text{ кг/м}^3$ (см. табл. 29) должен быть

$$W_{о.у} = \frac{G_{ос} T}{\delta_{ср}} = \frac{26,7 \cdot 4}{25} \approx 4,3 \text{ м}^3,$$

т. е. меньше фактически принятого $W_{о.у} = 7,1 \text{ м}^3$.

Осветленная вода из осадкоуплотнителя отводится по кольцевой дырчатой трубе 8. Расход воды в устье трубы

$$\begin{aligned} Q &= (1 - K) Q_{осв} - Q_{прод} = (1 - 0,68) 46,9 - 1,3 = \\ &= 13,7 \text{ м}^3/\text{ч}, \text{ или } 3,8 \text{ л/сек,} \end{aligned}$$

где $Q_{\text{прод}}$ — расход воды на продувку одного осветлителя, равный $1,3 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Диаметр сборной трубы принимаем $d=100 \text{ мм}$, тогда скорость движения воды $v=0,44 \text{ м/сек}$ (рекомендуется $v \leq 0,5 \text{ м/сек}$).

Суммарная площадь отверстий в сборной трубе при $v_0 = 1,5 \text{ м/сек}$ $\Sigma f_0 = 0,0038 : 1,5 = 0,00253 \text{ м}^2 = 25,3 \text{ см}^2$.

При диаметре отверстий 15 мм их количество площадью $1,77 \text{ см}^2$ будет: $n = 25,3 : 1,77 = 15$ шт. Длина кольцевой трубы (по верхней образующей)

$$L = \pi (D_{\text{осв}} - 2 \cdot 0,15) = 3,14 (3,4 - 0,3) = 9,73 \text{ м},$$

где $0,15 \text{ м}$ — расстояние трубы от стенки осадкоуплотнителя.

Шаг отверстий $e = 9,73 : 15 = 0,65 \text{ м}$.

Для выпуска осадка из осадкоуплотнителя и для опорожнения осветлителя на дне его монтируются воронка и сбросной трубопровод 10.

Объем воды в осветлителе

$$W_{\text{осв}} = \frac{\pi D^2}{4} H_{\text{цпл}} + \frac{1}{3} \pi R_{\text{осв}}^2 h_{\text{кон}}. \quad (62)$$

Тогда

$$W_{\text{осв}} = \frac{3,14 \cdot 3,4^2}{4} 4,96 + \frac{1}{3} 3,14 \frac{3,4^2}{4} 2,43 = 48,69 \text{ м}^3,$$

где $H_{\text{цпл}} = h_{\text{осв}} - h_{\text{кон}} = 7,39 - 2,43 = 4,96 \text{ м}$.

Следовательно, через трубу для сброса осадка будет проходить при полном опорожнении осветлителя в течение 20 мин ($0,33 \text{ ч}$) расход воды, равный $48,69 : 0,33 = 147,6 \text{ м}^3/\text{ч}$, или 41 л/сек .

Принимаем диаметр сбросного трубопровода $d=200 \text{ мм}$. Тогда скорость в конце трубы $v=1,33 \text{ м/сек}$ (рекомендуется не менее 1 м/сек).

ГЛАВА VII

РАСЧЕТ СКОРЫХ ФИЛЬТРОВ

§ 24. КРАТКИЕ СВЕДЕНИЯ О ФИЛЬТРАХ

Вода, поступающая для окончательного осветления на фильтры, после выхода из отстойников (или осветлителей) должна содержать не более 8—12 мг/л взвешенных веществ. После фильтрования мутность воды, предназначенной для питьевых целей, не должна превышать 2 мг/л (ГОСТ 2874—54).

Помимо взвешенных веществ фильтры должны задерживать большую часть микроорганизмов и микрофлоры и понижать цветность воды до требований ГОСТ, т. е. до 20°. Только в исключительных случаях по согласованию с органами Государственного санитарного надзора допускается мутность до 3 мг/л и цветность до 35°.

Техника очистки воды на фильтрах постепенно совершенствуется. Медленные фильтры, впервые примененные еще в 1829 г., начали вытесняться скорыми фильтрами — сначала мешалочными (с 1885 г.), а затем безмешалочными (с 1903 г.). Этот последний тип скорых фильтров без существенных изменений широко используется и в наши дни.

Переход от медленных к скорым фильтрам позволил сократить в 40—60 раз необходимые площади сооружений за счет резкого увеличения скорости фильтрования. На медленных фильтрах расчетная скорость составляет только 100—300 мм/ч, а на скорых — 6—12 м/ч.

В табл. 32 приведены основные данные по наиболее распространенным в СССР типам скорых фильтров.

Скорый безнапорный фильтр (рис. 33) представляет собой резервуар, загруженный слоями песка и гравия, крупность которых возрастает сверху вниз. Верхний слой толщиной 0,7 м называется фильтрующим слоем и состоит из чистого кварцевого песка с диаметрами зерен 0,5—1,2 мм. Вода из отстойника поступает по трубе 1. Высота слоя воды над поверхностью загрузки фильтра должна быть не менее 2 м. Фильтрующий слой песка лежит на поддерживающих слоях крупного песка и гравия, назначение которых предотвратить вымывание мелкого песка и способствовать более равномерному распределению воды по площади фильтра. Крупность песка и гравия поддерживающих слоев принимается по табл. 33.

Классификация фильтров

Тип фильтров	Характеристика фильтрующего слоя		Скорость фильтрования в м/ч	Конструкция фильтра	Площадь в м ²	Назначение фильтра
	по скорости	по напору	диаметр зерен в мм	высота фильтрующего слоя в м		
Скорые		Безнапорные с кварцевой загрузкой Безнапорные двухслойные с загрузкой: антрацитовой (верхний слой) кварцевой (нижний слой) Безнапорные двухслойные (фильтры АКХ)	$\begin{cases} 0,5-1,2 \\ 0,7-1,5 \\ 0,9-1,8 \end{cases}$	$\begin{cases} 0,7 \\ 1,2-1,3 \\ 1,8-2 \end{cases}$	4-120, 5-60	Для полного осветления воды с коагулированной взвесью
			0,8-1,8	0,4-0,5		
			0,5-1,2	0,6-0,7		
			0,5-1,5	1,45-1,65		
		Напорные ($P \leq 6 \text{ атм}$): вертикальные горизонтальные	$\begin{cases} 0,8-1,8 \\ 0,8-1,8 \end{cases}$	$\begin{cases} 1,2 \\ 0,75 \end{cases}$	0,8-9,1 15-30	Для частичного осветления воды, используемой для технических целей
Сверхскорые		Напорные фильтры системы Г. Н. Никифорова ($P > 2,5 \text{ атм}$)	0,5-1	0,45	Один фильтр 7 м ² или батарея 7×6=42 м ²	Для частичного осветления воды или для полного осветления воды с крупной взвесью

Поддерживающие гравийные слои соприкасаются с распределительной трубчатой системой 2, собирающей профильтрованную воду, которая по трубе 3 отводится в резервуар чистой воды.

В процессе фильтрования засоряется зернистая загрузка и увеличивается потеря напора в фильтре. Когда эта потеря достигнет

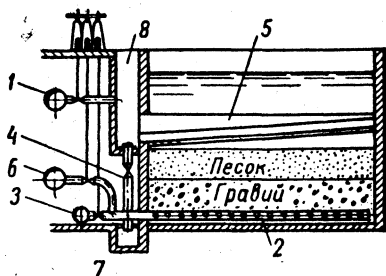


Рис. 33. Схема скорого фильтра с кварцевой загрузкой

1 — подача фильтруемой воды; 2 — распределительная трубчатая система; 3 — отвод фильтрованной воды; 4 — выпуск промывной воды; 5 — желоба для распределения фильтруемой воды и отвода промывной; 6 — подача промывной воды; 7 — отводящий канал; 8 — боковой карман

предельно допустимой величины (не более 2,5—3 м вод. ст.), фильтр выключается из действия и производится восстановление фильтрующей способности загрузки путем промывки ее в восходящем потоке воды. С этой целью по трубе 6 подводится промывная вода, под действием которой песчаная загрузка фильтра увеличивается в объеме; плотность загрузки уменьшается, вследствие чего уровень песка поднимается выше обычного своего положения (рис. 34). Это явление носит название «расширения» песка, которое выражается в процентах к нормальному объему песчаной загрузки. Величина относительного

расширения загрузки колеблется от 25 до 50%, обратно пропорциональна крупности песка и температуре воды и прямо пропорциональна интенсивности промывки (см. далее табл. 37). Продолжительность промывки не превышает 5—7 мин.

Таблица 33

Поддерживающие слои загрузки скорых фильтров

Крупность зерен в мм	Высота слоя в мм
2—4	50—100
4—8	100—150
8—16	100—150
16—32	Верхняя граница слоя на 100 мм выше отверстий труб распределительной системы. Расстояние от низа труб до дна фильтра должно быть 80—100 мм

Для отвода загрязненной воды, образующейся при промывке скорых фильтров, служат бетонные желоба 5 (см. рис. 33), размещаемые параллельно друг другу на расстоянии между осями не более 2,2 м. Длина желоба составляет не более 5—5,3 м.

Высота кромки желоба над поверхностью песчаной загрузки $\Delta h_{\text{ж}}$ определяется по формуле

$$\Delta h_{\text{ж}} = \frac{H e}{100} + 0,3 \text{ м}, \quad (63)$$

где H — высота фильтрующего слоя в м;

e — относительное расширение фильтрующей загрузки в % (см. далее табл. 37).

Такая высота, составляющая обычно 0,6—0,7 м, обеспечивает вынос загрязнений с водой и предотвращает вовлечение в желоб песчаного фильтрующего слоя.

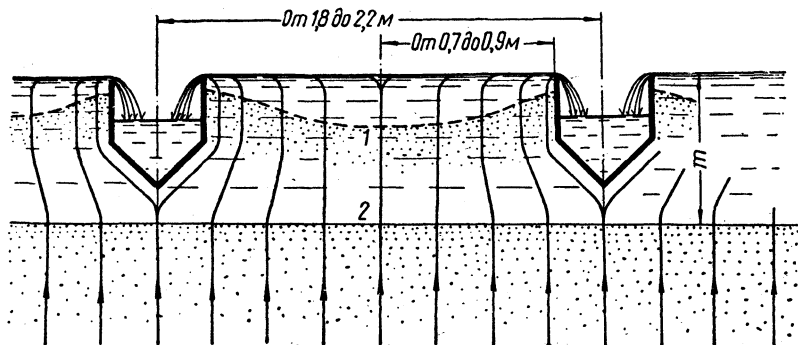


Рис. 34. Промывка скорого фильтра в восходящем потоке воды

1 — поверхность песка при промывке; 2 — поверхность песка при фильтровании

Дну желобов придается продольный уклон $i=0,01$ по ходу движения промывной воды. Загрязненная вода поступает в боковой карман фильтра, откуда по трубе 4 сбрасывается в отводящий канал 7.

Подбор состава фильтрующего слоя песка производится на основе следующих общепринятых характеристик:

1) диаметр зерен песка d_{10} в мм, соответствующий калибру сита, через которое проходит 10% данного песка (этот параметр известен также под названием «эффективная величина» песка);

2) диаметр зерен песка d_{80} в мм, соответствующий калибру сита, через которое проходит 80% данного песка;

3) коэффициент неоднородности загрузки $K=d_{80}:d_{10}$, т. е. отношение 80%-ного калибра (или диаметра зерен более крупных, чем 80% зерен песка) к 10%-ному калибру.

Кроме того, следует предусматривать соблюдение определенной величины так называемого эквивалентного диаметра зерен фильтрующего слоя, который равен:

$$d_s = \frac{100}{\sum \frac{P_i}{d_i}}, \quad (64)$$

где P_i — весовое содержание фракций со средним диаметром зерен d_i в %.

Для скорых фильтров эквивалентный диаметр зерен d_z и коэффициент неоднородности K должен быть в определенных пределах, приведенных в табл. 34.

Таблица 34

Эквивалентные диаметры и коэффициент неоднородности для скорых фильтров

Тип фильтров	Эквивалентный диаметр зерен d_z в мм	Коэффициент неоднородности K	Скорость фильтрования в м/ч при режимах	
			нормальном	форсированном
Скорые безнапорные с кварцевой загрузкой	0,7—0,8	2—2,2	6	7,5
	0,9—1	1,8—2	8	10
	1,1—1,2	1,5—1,7	10	12
Скорые с двухслойной загрузкой: антрацит (верхний слой) песок (нижний слой)	1,1	2	10	12
	0,8	2	10	12
Скорые двухпоточные	0,9	2—2,2	12	15

Крупность и однородность фильтрующей загрузки определяют при помощи ситового анализа, на основе которого строят график (рис. 35).

Диаметр зерна, более крупного, чем диаметр 50% всех зерен, содержащихся в данном фильтрующем материале, принято называть средним диаметром зерна.

Найдя по графикам абсциссу, соответствующую ординате для d_{50} , можно быстро определить величину среднего диаметра зерна данной загрузки фильтра. Таким же образом находят величины d_{10} и d_{80} .

Пример. Определить гранулометрический состав фильтрующей загрузки скорого фильтра.

График ситового анализа (см. рис. 35) позволяет составить таблицу относительного содержания различных фракций в данном песке (табл. 35).

По графику ситового анализа находим средний диаметр зерен фильтрующей загрузки, который в данном случае составляет $d_{50}=0,69$,

а также эффективную величину песка $d_{10}=0,5$ мм и 80%-ный калибр загрузки $d_{80}=0,98$ мм.

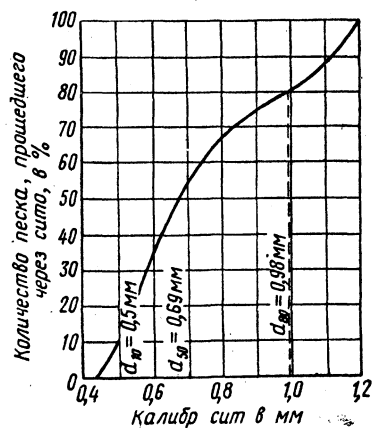


Рис. 35. График ситового анализа песка

Зерновой состав песка

Относительное содержание фракций песка P_i	0,18	0,04	0,08	0,09	0,23	0,28	0,1
Средний размер фракций песка d_i в см	0,12	0,104	0,095	0,083	0,073	0,061	0,052
Отношение P_i / d_i	1,5	0,38	0,84	1,08	3,15	4,59	1,92

Следовательно, коэффициент неоднородности составит: $d_{80}:d_{10}=0,98:0,5=1,96 \approx 2$, что отвечает требованию табл. 34.

Пользуясь графиком и табл. 34, определим эквивалентный диаметр d_s песчаной загрузки фильтра из формулы (64):

$$\frac{1}{d_s} = \sum \frac{P_i}{d_i} = 1,5 + 0,38 + 0,84 + 1,08 + 3,15 + 4,59 + 1,92 = 13,46;$$

откуда $d_s = 1:13,46 = 0,074 \text{ см} = 0,74 \text{ мм}$ (рекомендуется $d_s = 0,7 \div 0,8 \text{ мм}$, см. табл. 34).

Очень важной деталью скорых фильтров является распределительная система (дренаж), от которой зависят: а) равномерность распределения промывной воды по площади фильтра; б) равномерность сбора фильтрованной воды с площади фильтра.

В связи с этими условиями распределительная система должна обладать механической прочностью, способной выдержать внешнюю загрузку от веса воды, песка и гравия и внутреннюю нагрузку от давления промывной воды.

Различают два основных типа распределительных систем: 1) большого сопротивления (рис. 36); 2) малого сопротивления (рис. 37), которая в скорых фильтрах теперь почти не применяется.

Иногда устраивают распределительную систему большого сопротивления с горизонтальной компенсацией. При наличии такого устройства во-

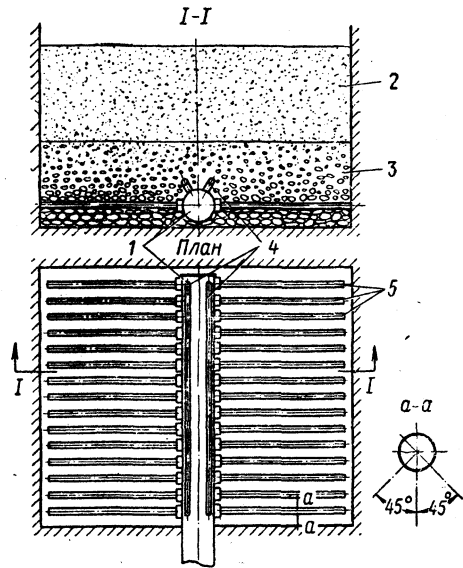


Рис. 36. Распределительная трубчатая система большого сопротивления

1 — коллектор; 2 — фильтрующий слой; 3 — поддерживающие слои; 4 — ответвления над коллектором; 5 — боковые трубчатые ответвления

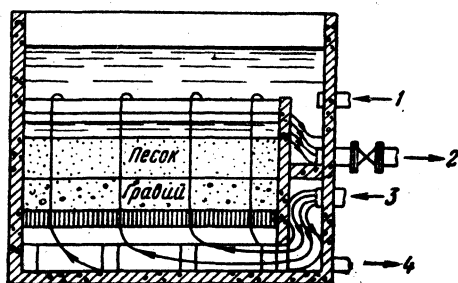


Рис. 37. Скорый фильтр с дренажем малого сопротивления

1 — подача воды из отстойника; 2 — отвод промывной воды в сток; 3 — подача воды на промывку; 4 — отвод фильтрата

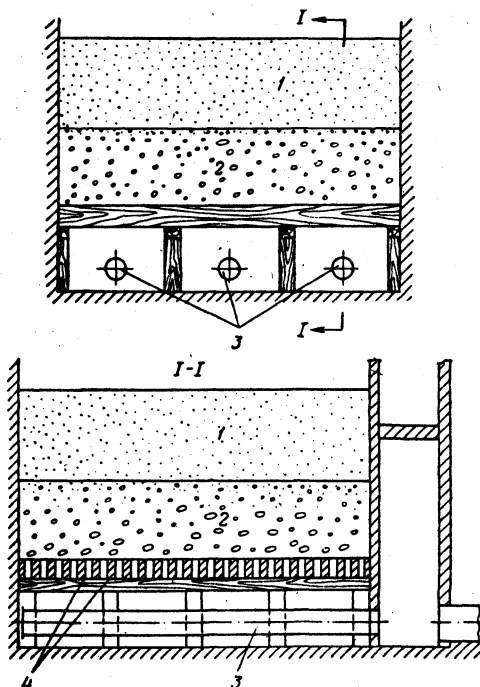


Рис. 38. Дренаж большого сопротивления с горизонтальной компенсацией

1 — фильтрующие слои; 2 — поддерживающие слои; 3 — распределительные дырчатые трубы; 4 — вторичная распределительная решетка из брусков

да, выходящая из отверстий трубчатой распределительной системы, может двигаться не только вертикально вверх, но и в горизонтальном направлении, компенсируя неравномерность расхода воды через отдельные отверстия распределительных труб. Такую систему обычно располагают в междудонном пространстве фильтра (в поддоне), а фильтрующую загрузку размещают над верхним решетчатым днищем, которое устраивают из железобетонных брусков (рис. 38).

Различные типы распределительных систем скорых фильтров приведены в табл. 36.

Таблица 36

Распределительные (дренажные) системы скорых фильтров

Тип распределительной системы	Распределительная система (дренаж)	Конструкция распределительной системы фильтра
Большого сопротивления	Трубчатая с поддерживающими слоями гравия (см. рис. 36)	Коллектор с трубчатыми ответвлениями, имеющими отверстия на нижней полукружности трубы под углом 45° к вертикали
То же	Колпачковая	Дренажные фарфоровые колпачки ВТИ-5, укрепленные на штуцерах распределительных труб
То же, с горизонтальной компенсацией	Трубчато-брусчатая с поддерживающими слоями гравия (см. рис. 38)	Дырчатые трубы, размещенные в поддоне фильтра, над которым находится верхняя решетчатая система из железобетонных брусков с прозорами 12—25 мм между ними в свету
Малого сопротивления	Брусчатая с поддерживающими слоями гравия (см. рис. 37)	Колосниковая решетка из железобетонных брусков без распределительных труб

Скорые фильтры в процессе эксплуатации требуют периодической (один-два раза в сутки) промывки, которая производится обратным током профильтрованной воды, т. е. в направлении снизу вверх.

Интенсивность промывки принимают 12—18 л/сек на 1 м² поверхности фильтра по ориентировочным данным, приведенным в табл. 37. Действительную величину необходимой интенсивности промывки следует определять опытным путем как при наладке действия фильтров, так и периодически в процессе эксплуатации.

Вода для промывки подается из напорного бака или насосом. Необходимый напор насоса или высоту расположения бака определяют гидравлическим расчетом с учетом потерь напора в фильтрах и коммуникациях.

Интенсивность и продолжительность промывки скорых фильтров

Тип фильтров	Интенсивность промывки w в л/сек·м ²	Продолжительность промывки t в мин	Относительное расширение загрузки e в %
Скорые при значениях d_3 в мм:			
0,7—0,8	12—14	6—5	45
0,9—1	14—16		30
1,1—1,2	16—18		25
Скорые с двухслойной загрузкой	13—15	7—6	50

§ 25. ОСНОВНЫЕ ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ПОЛОЖЕНИЯ ПРОЦЕССА ФИЛЬТРОВАНИЯ

По характеру механизма задержания взвешенных частиц различают два основных вида фильтрования: 1) через образующуюся на поверхности зернистой загрузки пленку; 2) через толщу песчаной загрузки (без образования пленки), в которой взвешенные частицы извлекаются из воды и задерживаются на зернах песка под действием сил прилипания.

Способность прилипания свойственна только частицам, не обладающим агрессивной устойчивостью, так как последняя препятствует как взаимному слипанию частиц, так и их прилипанию к зернам загрузки.

Агрегативная устойчивость частиц устраняется лишь после химической обработки воды, т. е. коагулирования. Поэтому на медленных фильтрах, куда вода поступает без предварительного коагулирования, процесс фильтрования происходит после образования тонкопористой пленки на поверхности песчаной загрузки. На скором фильтре формирования пленки не происходит, вода осветляется благодаря прилипанию взвешенных частиц на поверхности зерен в толще загрузки фильтра.

Проф. Д. М. Минц, разработавший теорию фильтрования воды через слой зернистого материала, рассматривает два основных вида процесса фильтрования суспензий: 1) с образованием осадка; 2) без образования осадка. В первом случае основная масса частиц задерживается на поверхности фильтра, образуя постепенно уплотняющийся слой, во втором случае — задержание частиц происходит в самой толще фильтра. Первый случай характерен для фильтрования концентрированных суспензий, а второй — для малоконцентрированных тонкодисперсных суспензий. Концентрация взвесей в воде, поступающей на скорые фильтры, обычно измеряется десятками и сотыми долями процента, а размер частиц весьма мал по сравнению с размером пор в зернистом слое фильтра.

Следовательно, практически чаще всего имеет место случай фильтрации малоконцентрированной суспензии. При малой концентрации взвешенных веществ в жидкости накопление их в пористой среде и изменение режима движения во времени происходит медленно. Это позволяет рассматривать движение малоконцентрированных суспензий в течение короткого отрезка времени как стационарное движение однородной жидкости. Однако при этом следует учитывать изменение структуры зернистого слоя вследствие накопления взвешенных веществ в толще фильтрующей загрузки.

Величины, характеризующие структуру слоя, — гидравлический радиус зернистого слоя, пористость и суммарная поверхность зерен в единице объема.

Рассматривая слой фильтрующей загрузки, можно установить, что отношение потерь напора в слое для моментов времени t и t_1 прямо пропорционально квадрату отношения поверхностей зерен загрузки и обратно пропорционально кубу отношения их пористостей. По мере накопления вещества в толще фильтра пористость загрузки постепенно уменьшается. Поверхность зерен, омываемая потоком, увеличивается вследствие налипания частиц суспензии, но в то же время отложения на каждом зерне, разрастаясь, соединяются между собой. Следовательно, в изменении поверхности зерен, омываемых жидкостью, имеются две одновременно действующие противоположные тенденции. Ввиду этого величина поверхности не может изменяться значительно. Прямым следствием накопления вещества в загрузке является изменение ее пористости при фильтровании.

Поскольку размер взвешенных частиц, как правило, достаточно мал, а крупность пор в толще песка достаточно велика, осадок на поверхности скорого фильтра вообще не образуется. Загрязнения задерживаются во всей толще загрузки, распределяясь в ней с определенной выше закономерностью. Согласно этой закономерности количество задержанного вещества всегда быстро убывает с глубиной в направлении движения воды при фильтровании.

Процесс осветления воды в толще скорого фильтра является совместным действием двух явлений: а) уменьшения концентрации взвешенных частиц ΔC_1 за счет их прилипания к зернам загрузки; б) увеличения концентрации частиц ΔC_2 вследствие смывания прилипшей взвеси непрерывным движением воды. Таким образом,

$$\Delta C = \Delta C_1 - \Delta C_2, \quad (65)$$

где ΔC — количество взвешенных частиц, задержанных слоем загрузки высотой Δh за период времени Δt .

Величина ΔC_1 пропорциональна начальной концентрации взвеси при поступлении на фильтр:

$$\Delta C_1 = \beta Q C \Delta h \Delta t, \quad (66)$$

где β — параметр взвеси и фильтрующей загрузки;
 Q — расход воды;

$C=f(h, t)$ — начальная концентрация взвеси, поступающей в рассматриваемый слой загрузки фильтра.

Количество взвеси, которое выносится из фильтра,

$$\Delta C_2 = \alpha \rho \Delta h \Delta t, \quad (67)$$

где α — параметр, характеризующий прочность частиц взвеси;
 ρ — плотность насыщения порового пространства фильтрующего слоя, отнесенная к единице его толщины и равная:

$$\rho = f(h, t) = \frac{\partial C}{\partial h}. \quad (68)$$

Функции $C=f(h, t)$ и $\rho=f(h, t)$ связаны уравнением баланса взвешенных частиц

$$Q \frac{\partial C}{\partial h} = - \frac{\partial \rho}{\partial t}. \quad (69)$$

Из уравнений для ΔC_1 и ΔC_2 найдем

$$-Q \frac{\partial C}{\partial h} = \beta Q C - \alpha \rho. \quad (70)$$

Это позволяет получить дифференциальное уравнение

$$\frac{\partial^2 C}{\partial h \partial t} + \alpha \frac{\partial C}{\partial h} + \beta \frac{\partial C}{\partial t} = 0. \quad (71)$$

Хотя полученное уравнение в частных производных интегрируется, но решение его представляет бесконечный ряд

$$C = C_0 \sum_{n=1}^{\infty} e^{-\beta h} \frac{(\beta h)^{n-1}}{(n-1)!} T_n e^{-\alpha t}. \quad (72)$$

Сложное выражение зависимости и необходимость определения параметров α и β экспериментальным моделированием делает практические расчеты весьма затруднительными.

Поэтому приходится пользоваться критериями подобия, получаемыми из анализа дифференциального уравнения. Такой анализ позволяет выразить основные закономерности процесса фильтрования более простым уравнением

$$T_n = \frac{1}{\gamma_i \varphi \sqrt{d_s}} \left(\frac{H d_s^2}{\psi v} - h \right), \quad (73)$$

где T_n — продолжительность работы фильтра до момента достижения предельной потери напора (т. е. период между двумя промывками);

γ_i — параметр для учета свойств содержащейся в воде взвеси;

φ — параметр для учета степени неоднородности загрузки;
 v — скорость фильтрования в м/ч;

H — предельная (конечная) потеря напора в фильтре в m ;
 d_0 — эквивалентный диаметр зерен загрузки в mm [см. формулу (64)];

$$\psi = \frac{a^2 \mu (1 - m)^2}{1,9 m^3}; \quad (74)$$

m — пористость зернистого слоя;

a — коэффициент формы зерен;

μ — динамический коэффициент вязкости воды.

Полуэмпирическое уравнение для определения T_n показывает, что продолжительность работы скорого фильтра между двумя промывками увеличивается пропорционально увеличению: предельной потери напора H , эквивалентного диаметра зерен песка d_0 , и коэффициента неоднородности загрузки (т. е. уменьшения параметра ϕ). Период действия фильтра сокращается с увеличением скорости фильтрования v и толщины фильтрующего слоя h .

Пример. Рассчитать фильтрующую загрузку кварцевого скорого фильтра. По графику ситового анализа (см. рис. 35) и табл. 34 находим эквивалентный диаметр песчаной загрузки фильтра $d_0 = 0,74 \text{ мм}$.

Отношение $K_1 = d_{20} : d_0 = 0,55 : 0,74 \approx 0,75$ (где $d_{20} = 0,55 \text{ мм}$ — диаметр зерен песка, соответствующий калибру сита, через которое проходит 20% данного песка).

Определяем величину ψ , подставляя значения $a = 1,24$ и $m = 0,42$, полученные опытным путем.

При температуре воды $1^\circ C$ динамический коэффициент вязкости воды $\mu = 0,0173 \text{ дн/сек}$ на 1 см^2 . Тогда по формуле (74)

$$\psi = \frac{1,24^2 \cdot 0,0173 (1 - 0,42)^2}{1,9 \cdot 0,42^3} \approx 0,063.$$

Значения параметра ϕ в зависимости от величины отношения K_1 приведены в табл. 38.

Таблица 38

Значения параметра ϕ

K_1	0,6	0,7	0,8	0,9	1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,7	1,8	1,9	2	2,1	2,2
ϕ	2,5	1,9	1,5	1,2	1	0,8	0,7	0,65	0,6	0,5	0,45	0,43	0,4	0,37	0,35	0,33	0,3

Следовательно, при величине $K_1 = 0,75$ значение $\phi = 1,7$ (по интерполяции).

По табл. 34 при $d_0 = 0,74 \text{ мм}$ скорость фильтрования при нормальном режиме должна быть $v = 6 \text{ м/ч}$.

Принимаем значение $\gamma_i = 17$ (на основе данных предварительного фильтровального анализа).

Величина предельно допустимой потери напора $H = 250 \text{ см}$.

Расстояние h от поверхности загрузки фильтра до слоя, в котором концентрация взвеси снижена до заданной величины, составляет

$$h = \frac{H d_3^2}{\psi v} - \gamma_i \varphi t_n \sqrt{d_3}. \quad (75)$$

Тогда

$$h = \frac{250 \cdot 0,74^2}{0,063 \cdot 6} - 17 \cdot 1,7 \cdot 12 \sqrt{0,74} \approx 64 \text{ см.}$$

Здесь t_n — время, в течение которого достигается предельная потеря напора H ($t_n = 12$ ч).

Продолжительность работы фильтра между двумя промывками по формуле (73)

$$T_n = \frac{1}{17 \cdot 1,7 \sqrt{0,74}} \left(\frac{250 \cdot 0,74^2}{0,063 \cdot 6} - 64 \right) \approx 12,1 \text{ ч.}$$

Время, в течение которого данная загрузка способна осветлять воду до заданной степени,

$$t_3 = \frac{d_3}{K_0 v} \left(\frac{h}{v^{0,7} d_3^{1,7}} - X_0 \right). \quad (76)$$

Величины $K_0 = 0,23$ и $X_0 = 3,5$ представляют параметры фильтрования, зависящие от физико-химических свойств фильтруемой воды, взвеси и ее концентрации. Эти параметры определяются по данным фильтровального анализа.

Следовательно,

$$t_3 = \frac{0,74}{0,23 \cdot 6} \left(\frac{64}{6^{0,7} \cdot 0,74^{1,7}} - 3,5 \right) \approx 14,5 \text{ ч.}$$

Для обеспечения оптимального режима работы скорых фильтров отношение $t_3 : t_n$ должно составлять 1,2—1,5; в данном примере $t_3 : t_n = 14,5 : 12 = 1,21$.

Таким образом, загрузка фильтра подобрана правильно.

§ 26. СКОРЫЕ БЕЗНАПОРНЫЕ ФИЛЬТРЫ С КВАРЦЕВОЙ И ДВУХСЛОЙНОЙ ЗАГРУЗКОЙ

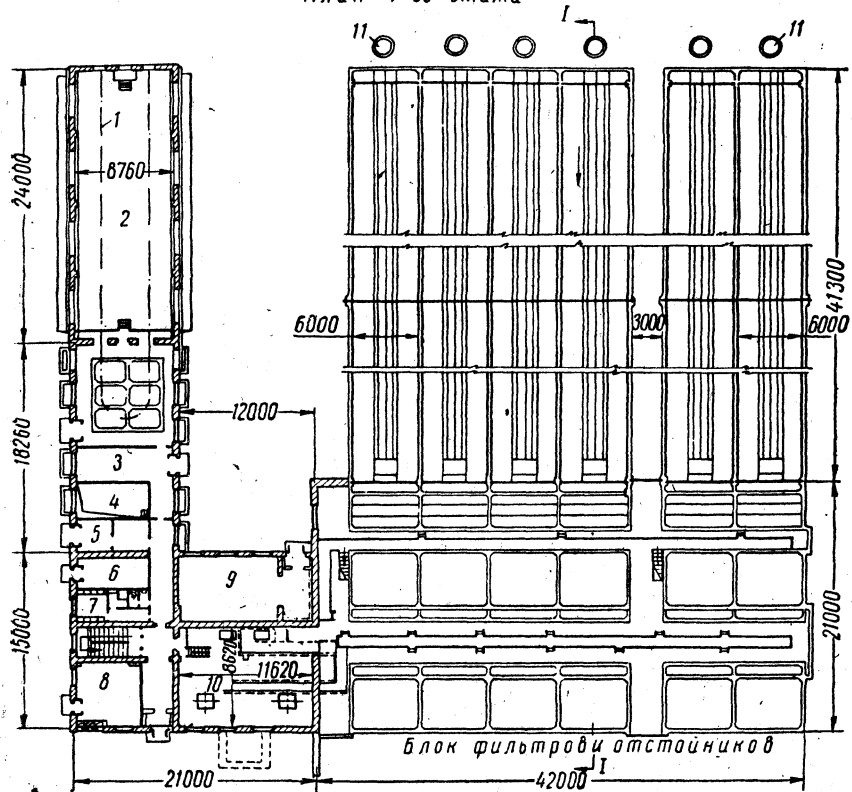
А. Расчет скорых безнапорных фильтров с кварцевой загрузкой

Определение размеров фильтра. Заданная полезная производительность станции, оборудованной скорыми безнапорными фильтрами с кварцевой загрузкой (рис. 39), составляет $Q_{\text{сут}} = 31\,500 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 1312 \text{ м}^3/\text{ч}$, или $q_{\text{сек}} = 365 \text{ л/сек}$.

Суммарная площадь скорых фильтров будет

$$F = \frac{Q_{\text{сут}}}{T v_{p.n} - 3,6 n w t_1 - n t_2 v_{p.n}}. \quad (77)$$

План 1-20 этажа



I-I

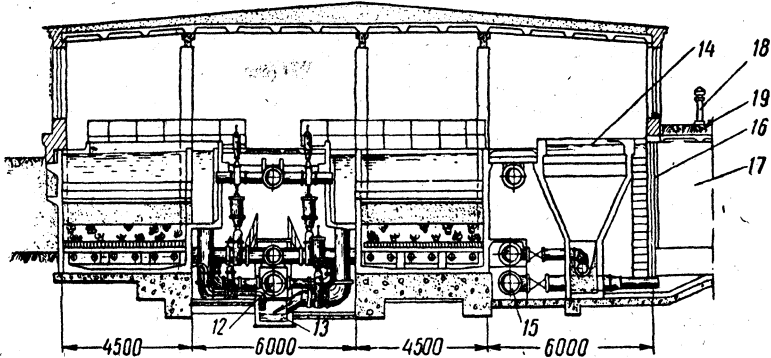


Рис. 39. Типовая очистная станция производительностью 30—60 тыс. $\text{м}^3/\text{сутки}$
 1 — монорежус; 2 — склад реагентов; 3 — помещение воздухоподувок; 4 — насосная; 5 — угольная; 6 — аммонизаторная; 7 — гардероб; 8 — лаборатория; 9 — хлораторная; 10 — помещение смесителей; 11 — колодцы из сборных железобетонных элементов; 12 — трубопровод фильтрованной воды; 13 — сточный канал; 14 — камеры хлопьеобразования; 15 — трубопровод для отвода стоков от отстойников и камер хлопьеобразования; 16 — дырчатая железобетонная перегородка; 17 — вентиляционная труба; 18 — отверстия диаметром 50 мм для взятия проб

Тогда

$$F = \frac{31\,500}{24 \cdot 6 - 3,6 \cdot 2 \cdot 12,5 \cdot 0,1 - 2 \cdot 0,33 \cdot 6} \approx 240 \text{ м}^2.$$

Здесь T — продолжительность работы станции в течение суток в ч;
 $v_{p.n}$ — расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме эксплуатации, равная 6 м/ч;

n — количество промывок каждого фильтра за сутки, равное 2;

ω — интенсивность промывки, равная 12,5 л/сек·м²;

t_1 — продолжительность промывки, равная 0,1 ч;

t_2 — время простоя фильтра в связи с промывкой, равное 0,33 ч.

Количество фильтров должно быть

$$N = 0,5 \sqrt{F}. \quad (78)$$

Тогда

$$N = 0,5 \sqrt{240} \approx 8 \text{ шт.}$$

Площадь одного фильтра будет $240:8=30 \text{ м}^2$ с размером в плане $5,4 \times 5,55 \text{ м}$.

Скорость фильтрования воды при форсированном режиме составляет

$$v_{p.f} = v_{p.n} \frac{N}{N - N_1}. \quad (79)$$

Тогда

$$v_{p.f} = 6 \frac{8}{8 - 1} = 7 \text{ м/ч} < 7,5 \text{ м/ч},$$

где N_1 — количество фильтров, находящихся в ремонте ($N_1=1$).

Следовательно, скорость фильтрования при форсированном режиме отвечает требованиям табл. 34.

Подбор состава загрузки фильтра. Загрузка фильтра принята согласно данным табл. 32 и 34. Высота фильтрующего слоя $h_{\phi}=700 \text{ мм}$ с минимальным диаметром зерен 0,5 мм и максимальным 1,2 мм. Эквивалентный диаметр зерен $d_{\phi}=0,7 \text{ мм}$, а коэффициент неоднородности $K_n=2$.

Поддерживающие слои имеют общую высоту 500 мм и крупность зерен 2—32 мм (см. табл. 33).

Расчет распределительной системы фильтра. В проектируемом фильтре распределительная система служит как для равномерного распределения промывной воды по площади фильтра, так и для сбора профильтрованной воды.

Интенсивность промывки принята $\omega=12,5 \text{ л/сек} \cdot \text{м}^2$ (см. табл. 37). Тогда количество промывной воды, необходимой для одного фильтра, будет $q_{пр}=F \omega=30 \cdot 12,5=375 \text{ л/сек}$.

Диаметр коллектора распределительной системы определяют по скорости входа промывной воды $d_{\text{кол}}=600$ мм, что при расходе 375 л/сек соответствует скорости $v_{\text{кол}}=1,25$ м/сек (в начале коллектора рекомендуется $v_{\text{кол}}=1 \div 1,2$ м/сек).

Площадь дна фильтра, приходящаяся на каждое ответвление распределительной системы при расстояниях между ними $m=0,27$ м (рекомендуется $m=0,25 \div 0,35$ м) и наружном диаметре коллектора $D_{\text{кол}}=630$ мм, составит:

$$f_{\text{отв}} = \left(\frac{5,55 - 0,63}{2} \right) 0,27 \approx 0,67 \text{ м}^2,$$

а расход промывной воды, поступающей через одно ответвление,

$$q_{\text{отв}} = f_{\text{отв}} w = 0,67 \cdot 12,5 \approx 8,4 \text{ л/сек.}$$

Диаметр труб ответвлений принимаем $d_{\text{отв}}=80$ мм (ГОСТ 3262—62), тогда скорость входа воды в ответвления будет $v=1,7$ м/сек (что не превышает рекомендуемой скорости 1,8—2 м/сек).

В нижней части ответвлений под углом 60° к вертикали предусматриваются отверстия диаметром 10—12 мм.

Отношение площади всех отверстий в ответвлениях распределительной системы Σf_o к площади фильтра F принимается равным 0,25—0,3%.

При площади одного фильтра $F=30$ м² суммарная площадь отверстий составит $\Sigma f_o = \frac{0,25 \cdot 30}{100} = 0,075$ м², или 750 см².

При диаметре отверстий $\delta_o=14$ мм площадь отверстия $f_o = 1,54$ см². Следовательно, общее количество отверстий в распределительной системе каждого фильтра $n_o = \Sigma f_o : f_o = 750 : 1,54 \approx 487$ шт.

Общее количество ответвлений на каждом фильтре при расстояниях между осями ответвлений 0,27 м составит $(5,4 : 0,27) \times 2 = 40$. Количество отверстий, приходящихся на каждое ответвление, $487 : 40 \approx 12$ шт.

При длине каждого ответвления $l_{\text{отв}} = (5,55 - 0,63) : 2 \approx 2,46$ м шаг оси отверстий на ответвлении будет $e_o = l_{\text{отв}} : 12 = 2,46 : 12 = 0,205$ м, или 205 мм (рекомендуется $e_o = 200 \div 250$ мм).

Отверстия располагают в два ряда в шахматном порядке под углом 60° к вертикальной оси трубы.

Для удаления воздуха из трубопровода, подающего воду на промывку фильтра, в повышенных местах распределительной системы предусматривают установку стояков-воздушников диаметром 75—150 мм с автоматическим устройством для выпуска воздуха. На коллекторе фильтра также устанавливают стояки-воздушники (табл. 39).

Расчет устройств для сбора и отвода воды при промывке фильтра. Сбор и отвод загрязненной воды при промывке скорых фильтров осуществляется при помощи желобов, размещаемых над

поверхностью фильтрующей загрузки. Конструкция желобов должна: а) предотвращать помехи нормальному расширению загрузки фильтра, вызванному поступлением промывной воды; б) препятствовать возможности выноса зерен загрузки вместе с промывной водой.

Таблица 39

Количество стояков-воздушников для выпуска воздуха и их диаметр

Показатель	Площадь фильтра в м ²	
	до 50	более 50
Количество стояков-воздушников в шт.	1	2
Диаметр стояков-воздушников в мм	75	75

Эти условия определяют выбор формы и размеров желоба, высоту его расположения над поверхностью фильтра и допустимые расстояния между соседними желобами.

В практике применяются желоба, у которых верхняя часть поперечного сечения является прямоугольной, а нижняя часть сечения имеет либо треугольную (рис. 40, а), либо полукруглую форму (рис. 40, б).

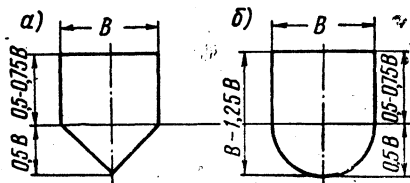


Рис. 40. Поперечные сечения желобов для отвода промывной воды из фильтра

Желоба таких форм просты в исполнении, обладают хорошей обтекаемостью, не создают помех расширению загрузки фильтра и не вызывают образования застоя промывной воды. Расчет сечения желобов для сбора и отвода промывной воды ранее производился по фиктивной скорости воды в

концевом сечении желоба, равной 0,6 м/сек. Другим условием расчета являлось лимитирование общей высоты желоба величиной 0,65 м с тем, чтобы верхняя кромка желоба была на высоте 0,7 м от поверхности загрузки (с учетом 0,05 м на расстояние от низа желоба до верха загрузки). При таких условиях наибольшая площадь желоба (с полезной высотой 0,57 м) составляла 0,212 м², что отвечало пропускной способности 0,212 : 0,6 = 0,127 м³/сек.

Такой способ расчета не учитывает действительного характера движения жидкости в промывных желобах, так как вода подступает в желоб непрерывно с обеих сторон и по всей его длине. С гидравлической точки зрения это может быть охарактеризовано как движение жидкости с переменной вдоль потока массой.

Некоторые исследователи — Миллер и Штейн, проф. И. М. Коновалов (1940 г.), А. С. Кожевников (1949 г.) — предпринимали попытки учесть специфический характер движения воды в желобах, однако предложенные ими решения применимы только к желобам прямоугольного сечения с плоским основанием.

В 1951 г. вывод формулы для расчета желобов с треугольным и полукруглым основанием сделал проф. Д. М. Минц. С этой целью им был использован метод интегрирования уравнения Бернулли, видоизмененного (в дифференциальной форме) для случая движения потока воды с переменным расходом.

В результате вычислений получены кривые свободной поверхности в промывных желобах при свободном истечении в сборный канал.

Площадь поперечного сечения желоба в месте примыкания его к сборному каналу

$$f = 1,73 \sqrt[3]{\frac{q^2}{g}} B, \quad (80)$$

где q — расчетный расход в $\text{м}^3/\text{сек}$;

B — ширина желоба в м ;

g — ускорение силы тяжести, равное $9,81 \text{ м/сек}^2$.

Площадь поперечного сечения желоба f , состоящего из верхней прямоугольной части (площадью ω_1) и треугольного основания (площадью ω_2),

$$f = \omega_1 + \omega_2 = \frac{B^2}{4} + \frac{a}{2} B^2 = (0,25 + 0,5 a) B^2 \quad (81)$$

или в иной форме

$$f = 0,25 B^2 (1 + 2 a) = 0,25 B^2 b_1. \quad (82)$$

Здесь

$$a = \frac{h_1}{B/2};$$

h_1 — высота верхней прямоугольной части сечения желоба;

$$b_1 = (1 + 2 a).$$

Площадь поперечного сечения желоба с полукруглым основанием

$$f_1 = \frac{\pi}{2} \left(\frac{B}{2} \right)^2 + B h_1 = (0,393 + 0,5 a) B^2 \quad (83)$$

или в иной форме

$$f_1 = 0,25 B^2 (1,57 + 2 a) = 0,25 B^2 b_2, \quad (84)$$

где $b_2 = 1,57 + 2a$.

Приравняв значение f по формуле (80) значениям для f и f_1 , полученным по выражениям (82) и (84), найдем

$$0,25 b B^2 = 1,73 \sqrt[5]{\frac{q^2}{g}} B, \quad (85)$$

откуда

$$B^5 = 1,73^3 \frac{q^2}{g} \cdot \frac{1}{0,25^3 b^3}$$

и, следовательно,

$$B = \sqrt[5]{\frac{q^2}{b^3} \cdot \frac{1,73^3}{9,81 \cdot 0,25^3}} = K \sqrt[5]{\frac{q^2}{b^3}}. \quad (86)$$

Ширину желоба определяют по формуле

$$B = K \sqrt[5]{\frac{q^2}{(1,57 + a)^3}}. \quad (87)$$

Здесь $b = 1,57 + a$ — величина, одинаковая для желобов как с треугольным, так и с полукруглым основанием;

a — отношение высоты прямоугольной части желоба к половине его ширины; принимается в пределах от 1 до 1,5;

K — коэффициент, принимаемый равным для желобов с треугольным основанием 2,1, а с полукруглым основанием 2.

Составленная автором табл. 40 позволяет в зависимости от расхода воды q , приходящейся на один желоб, быстро и точно найти

Таблица 40

Ширина B , высота h_k и скорость движения воды v в желобах

Расчетный расход q в м ³ /сек	Желоба с треугольным основанием						Желоба с полукруглым основанием					
	при $a = 1$			при $a = 1,5$			при $a = 1$			при $a = 1,5$		
	B , м	v , м/сек	h_k , м	B , м	v , м/сек	h_k , м	B , м	v , м/сек	h_k , м	B , м	v , м/сек	h_k , м
	B , м	v , м/сек	h_k , м	B , м	v , м/сек	h_k , м	B , м	v , м/сек	h_k , м	B , м	v , м/сек	h_k , м
0,06	0,40	0,50	0,48	0,34	0,52	0,51	0,36	0,52	0,42	0,31	0,55	0,45
0,065	0,42	0,50	0,50	0,35	0,53	0,52	0,37	0,53	0,43	0,32	0,56	0,46
0,07	0,43	0,50	0,51	0,36	0,54	0,53	0,38	0,54	0,44	0,33	0,56	0,47
0,075	0,44	0,51	0,52	0,37	0,55	0,54	0,39	0,55	0,45	0,34	0,57	0,49
0,08	0,45	0,52	0,53	0,38	0,56	0,55	0,40	0,56	0,46	0,35	0,57	0,50
0,085	0,46	0,53	0,54	0,39	0,56	0,56	0,41	0,57	0,47	0,36	0,57	0,51
0,09	0,47	0,54	0,55	0,40	0,56	0,57	0,42	0,57	0,48	0,37	0,58	0,52
0,095	0,48	0,55	0,56	0,41	0,57	0,58	0,43	0,57	0,49	0,37	0,60	0,52
0,10	0,49	0,55	0,57	0,41	0,59	0,59	0,44	0,58	0,50	0,38	0,60	0,54
0,105	0,50	0,56	0,58	0,42	0,60	0,60	0,45	0,58	0,51	0,39	0,60	0,55
0,11	0,51	0,56	0,59	0,43	0,60	0,61	0,46	0,58	0,52	0,40	0,60	0,56
0,115	0,52	0,56	0,60	0,44	0,60	0,62	0,47	0,58	0,53	0,40	0,60	0,56
0,12	0,53	0,57	0,61	0,45	0,60	0,63	0,48	0,58	0,54	0,41	0,62	0,57
0,125	0,54	0,57	0,62	0,45	0,61	0,64	0,49	0,58	0,55	0,42	0,62	0,59
0,13	0,55	0,57	0,63	0,46	0,61	0,66	0,50	0,59	0,56	0,43	0,63	0,60
0,135	0,56	0,58	0,64	0,47	0,61	0,67	0,50	0,60	0,56	0,43	0,63	0,60
0,14	0,57	0,58	0,65	0,47	0,62	0,67	0,51	0,60	0,57	0,44	0,63	0,61

дить значения ширины B и высоты h_k желоба, а также скорости движения воды v в желобах разного сечения при величинах a , равных 1 и 1,5.

В рассматриваемом примере расчета скорого фильтра принимаем три желоба с треугольным основанием. Тогда расстояния

между осями желобов составят $5,55 : 3 = 1,85$ м (рекомендуется не более 2,2 м).

Расход промывной воды, приходящейся на один желоб,

$$q_{\text{ж}} = 375 : 3 = 125 \text{ л/сек} = 0,125 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

Принимая $a = 1,5$, найдем по формуле (87)

$$B = 2,1 \sqrt[5]{\frac{0,125^3}{(1,57 + 1,5)^3}} \approx 0,45 \text{ м}.$$

Высота прямоугольной части желоба $h_{\text{пр}} = 0,75B = 0,75 \cdot 0,45 = 0,34$ м. Полезная высота желоба $h = 1,25B = 1,25 \cdot 0,45 = 0,56$ м. Конструктивная высота желоба (с учетом толщины стенки) $h_{\text{к}} = h + 0,08 = 0,56 + 0,08 = 0,64$ м. Скорость движения воды в желобе $v = 0,61$ м/сек.

Размеры желоба по табл. 40 составляют: $B = 0,45$ м; $h_{\text{к}} = 0,64$ м, $v = 0,61$ м/сек, т. е. в данном случае полностью совпадают с полученными выше.

Высота кромки желоба над поверхностью фильтрующей загрузки при $H = 0,7$ м и $e = 45\%$ по формуле (63)

$$\Delta h_{\text{ж}} = \frac{0,7 \cdot 45}{100} + 0,3 \approx 0,62 \text{ м}.$$

Так как конструктивная высота желоба $h_{\text{к}} = 0,64$ м, т. е. более 0,62 м, нужно принять $\Delta h_{\text{ж}} = 0,7$ м с тем, чтобы расстояние от низа желоба до верха загрузки фильтра было 0,05—0,06 м.

Расход воды на промывку фильтра

$$p = \frac{w f t_1 \cdot 60 N}{Q_{\text{час}} T_{\text{р}} \cdot 1000} 100\%, \quad (88)$$

где $T_{\text{р}}$ — продолжительность работы фильтра между двумя промывками, равная:

$$T_{\text{р}} = T_0 - (t_1 + t_2 + t_3); \quad (89)$$

T_0 — продолжительность рабочего фильтроцикла, обычно принимаемая равной 8—12 ч при нормальном режиме и не менее 6 ч при форсированном режиме работы фильтра;

t_3 — продолжительность сброса первого фильтрата в сток,

Значения t_1 и t_2 даны в расшифровке к формуле (77).

Следовательно,

$$T_{\text{р}} = 12 - (0,1 + 0,33 + 0,17) = 11,4 \text{ ч}.$$

При $Q_{\text{час}} = 1312 \text{ м}^3/\text{ч}$, $w = 12,5 \text{ л/сек} \cdot \text{м}^2$, $N = 8$ шт. и $f = 30 \text{ м}^2$ расход воды на промывку фильтра по формуле (88)

$$p = \frac{12,5 \cdot 30 \cdot 6 \cdot 60 \cdot 8}{1312 \cdot 11,4 \cdot 1000} 100 = 7,2\%.$$

Скорость фильтрования на фильтрах при промывке одного из них можно принимать постоянной или с увеличением на 20%.

На станциях с количеством фильтров менее шести необходимо обеспечить постоянную скорость фильтрования. С этой целью надо предусмотреть над нормальным уровнем воды в фильтре дополнительную высоту, определяемую по формуле (63).

Расчет сборного канала. Загрязненная промывная вода из желобов скорого фильтра свободно изливается в сборный канал, откуда отводится в сток.

Поскольку фильтр имеет площадь $f = 30 \text{ м}^2 < 40 \text{ м}^2$, он устроен с боковым сборным каналом, непосредственно примыкающим к стенке фильтра.

При отводе промывной воды с фильтра сборный канал должен предотвращать создание подпора на выходе воды из желобов.

Поэтому расстояние от дна желоба до дна бокового сборного канала должно быть не менее

$$H_{\text{кан}} = 1,73 \sqrt[3]{\frac{q_{\text{кан}}^2}{g b_{\text{кан}}^2}} + 0,2 \text{ м}, \quad (90)$$

где $q_{\text{кан}}$ — расход воды в канале в $\text{м}^3/\text{сек}$, принимаемый равным $0,375 \text{ м}^3/\text{сек}$;

$b_{\text{кан}}$ — минимально допустимая ширина канала (по условиям эксплуатации), принимаемая равной $0,7 \text{ м}$;

$g = 9,81 \text{ м/сек}^2$.

Тогда

$$H_{\text{кан}} = 1,73 \sqrt[3]{\frac{0,375^2}{9,81 \cdot 0,7^2}} + 0,2 \approx 0,7 \text{ м}.$$

Скорость движения воды в конце сборного канала при размерах поперечного сечения $f_{\text{кан}} = 0,7 \cdot 0,7 \approx 0,49 \text{ м}^2$ составит $v_{\text{кан}} = q_{\text{кан}} : f_{\text{кан}} = 0,375 : 0,49 = 0,77 \text{ м/сек}$, что примерно отвечает рекомендуемой минимальной скорости, равной $0,8 \text{ м/сек}$.

Определение потерь напора при промывке фильтра. Потери напора состоят из следующих величин:

а) потери напора в отверстиях труб распределительной системы фильтра

$$h_{\text{р.с}} = \left(\frac{2,2}{\alpha^2} + 1 \right) \frac{v_{\text{кол}}^2}{2g} + \frac{v_{\text{р.т}}^2}{2g}, \quad (91)$$

где $v_{\text{кол}}$ — скорость движения воды в коллекторе в м/сек ;

$v_{\text{р.т}}$ — то же, в распределительных трубах в м/сек ;

α — отношение суммы площадей всех отверстий распределительной системы к площади сечения коллектора;

$\alpha = 0,075 : 0,298 \approx 0,25$.

Для данного примера при $v_{\text{кол}} = 1,25 \text{ м/сек}$ и $v_{\text{р.т}} = 1,7 \text{ м/сек}$

$$h_{\text{р.с}} = \left(\frac{2,2}{0,25^2} + 1 \right) \frac{1,25^2}{2 \cdot 9,81} + \frac{1,7^2}{2 \cdot 9,81} \approx 4,36 \text{ м};$$

б) потери напора в фильтрующем слое высотой H_{ϕ} по формуле А. И. Егорова

$$h_{\phi} = (a + bw) H_{\phi} \quad (92)$$

Здесь $a = 0,76$ и $b = 0,017$ — параметры для песка с крупностью зерен $0,5-1$ мм или $a = 0,85$ и $b = 0,004$ — параметры для песка с крупностью зерен $1-2$ мм.

Для данного примера при $w = 12,5$ л/сек·м² и $H_{\phi} = 0,7$ м

$$h_{\phi} = (0,76 + 0,017 \cdot 12,5) 0,7 \approx 0,68 \text{ м};$$

в) потери напора в гравийных поддерживающих слоях высотой $H_{п.с}$ по формуле проф. В. Т. Турчиновича

$$h_{п.с} = 0,022 H_{п.с} w \quad (93)$$

Для данного примера при $H_{п.с} = 0,5$ м

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

г) потери напора в трубопроводе, подводящем промывную воду к общему коллектору распределительной системы.

При $q = 375$ л/сек, $d = 500$ мм и $v = 1,8$ м/сек гидравлический уклон $i = 0,00818$. Тогда при общей длине трубопровода $l = 100$ м

$$h_{п.т} = il = 0,00818 \cdot 100 \approx 0,82 \text{ м};$$

д) потери напора на образование скорости во всасывающем и напорном трубопроводах насоса для подачи промывной воды

$$h_{о.с} = \frac{v^2}{2g} \quad (94)$$

При двух одновременно действующих центробежных насосах 12НДс, каждый из которых подает 50% расхода промывной воды, т. е. по 200 л/сек, скорость в патрубках насоса $d = 300$ мм составит $v = 2,75$ м/сек. Тогда

$$h_{о.с} = \frac{2,75^2}{2 \cdot 9,81} \approx 0,39 \text{ м};$$

е) потери напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре

$$h_{м.с} = \sum \zeta \frac{v^2}{2g} \quad (95)$$

Коэффициенты местных сопротивлений равны: $\zeta_1 = 0,984$ для колена; $\zeta_2 = 0,26$ для задвижки; $\zeta_3 = 0,5$ для входа во всасывающую трубу и $\zeta_4 = 0,92$ для тройника.

Таким образом,

$$h_{м.с} = (2 \cdot 0,984 + 0,26 + 0,5 + 0,92) \frac{1,8^2}{2 \cdot 9,81} \approx 0,6 \text{ м}.$$

Следовательно, полная величина потерь напора при промывке скорого фильтра составит:

$$\sum h = 4,36 + 0,68 + 0,14 + 0,82 + 0,39 + 0,6 = 6,99 \approx 7 \text{ м}.$$

Геометрическая высота подъема воды h_r от дна резервуара чистой воды до верхней кромки желобов над фильтром будет

$$h_r = 0,7 + 1,2 + 4,5 = 6,4 \text{ м},$$

где 0,7 м — высота кромки желоба над поверхностью фильтра;
1,2 м — высота загрузки фильтра (см. табл. 32 и 33);
4,5 м — глубина воды в резервуаре.

Напор, который должен развивать насос при промывке фильтра, равен:

$$H = h_r + \Sigma h + h_{з.н} = 6,4 + 7 + 1,5 \approx 15 \text{ м},$$

где $h_{з.н} = 1,5 \text{ м}$ — запас напора (на первоначальное загрязнение фильтра и т. п.).

Подбор насосов для промывки фильтра. Для подачи промывной воды в количестве 375 л/сек принято два одновременно действующих центробежных насоса марки 12НДс производительностью 720 м³/ч (200 л/сек) каждый с напором 21 м, при скорости вращения $n = 960 \text{ об/мин.}$ Мощность на валу насоса 48 кВт, мощность электродвигателя 55 кВт; к.п.д. насоса 0,87.

Кроме двух рабочих насосов устанавливается один резервный агрегат. Промывку фильтра можно производить и от возвышенного резервуара. При выборе способа промывки следует учитывать допустимость пиковой нагрузки электросетей и результаты технико-экономического сравнения вариантов.

Определение диаметров трубопроводов на фильтровальной станции для подачи и отвода воды. Диаметры трубопроводов определяют по таблицам для гидравлического расчета стальных труб по заданному расходу и рекомендуемой скорости движения воды. Результаты расчета для данного примера сведены в табл. 41.

Таблица 41

Результаты гидравлического расчета трубопроводов фильтровальной станции

п. п. №	Назначение трубопровода	Расход воды в л/сек	Расчетная скорость в м/сек	Диаметр труб в мм	Рекомендуемая скорость в м/сек
1	Для подачи осветленной воды на все фильтры	365	0,93	700	0,8—1,2
2	То же, на один фильтр . . .	52	0,98	250	0,8—1,2
3	Для подачи фильтрата в резервуар чистой воды (со всех фильтров)	365	1,22	600	1—1,5
4	Для подачи промывной воды в распределительную систему	375	1,8	500	Не более 2
5	Для отвода промывной воды по сборному каналу . . .	375	0,96	700	0,8—2
6	Для отвода первого фильтрата с одного фильтра . .	52	1,5	200	1—1,5

Размеры трубопроводов или каналов, обслуживающих каждый фильтр, следует принимать из условия форсированного режима работы (т. е. при выключении одного фильтра на промывку). Таким образом, расчетный расход воды, приходящейся на один фильтр, будет $365 : (8 - 1) = 52 \text{ л/сек.}$

Б. Расчет скорых безнапорных фильтров с двухслойной загрузкой

Определение размеров фильтра. Полная (полезная) производительность фильтровальной станции $Q_{\text{сут}} = 45\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 1875 \text{ м}^3/\text{ч}$, или $q_{\text{сек}} = 520 \text{ л/сек.}$

Суммарная площадь фильтров с двухслойной загрузкой при $T=24 \text{ ч}$, $v_{\text{р.н}} = 10 \text{ м/сек}$, $w=13 \text{ л/сек} \cdot \text{м}^2$, $t_1=0,12 \text{ ч}$ и $t_2=0,33 \text{ ч}$ по формуле (77)

$$F = \frac{45\,000}{24 \cdot 10 - 3,6 \cdot 2 \cdot 13 \cdot 0,12 - 2 \cdot 0,33 \cdot 10} \approx 202,5 \text{ м}^2.$$

Количество фильтров по формуле (78)

$$N = 0,5 \sqrt{202,5} \approx 7,13.$$

Принимаем восемь фильтров при площади каждого из них $f = F : N = 202,5 : 8 \approx 25,4 \text{ м}^2$. Размер фильтра в плане принят $4,7 \times 5,4 \text{ м}$.

Скорость фильтрования воды при форсированном режиме по формуле (79)

$$v_{\text{р.ф}} = 10 \frac{8}{8-1} = 11,4 \text{ м/ч} < 12 \text{ м/ч.}$$

Подбор состава загрузки фильтра. Загрузка двухслойного фильтра состоит из антрацита (верхний слой) и кварцевого песка (нижний слой). Гравий служит поддерживающим слоем.

В соответствии с данными табл. 32 и 33 скорые двухслойные фильтры загружаются (считая сверху вниз): а) антрацитом с крупностью зерен $0,8-1,8 \text{ мм}$ и толщиной слоя $0,4 \text{ м}$; б) кварцевым песком с крупностью зерен $0,5-1,2 \text{ мм}$ и толщиной слоя $0,6 \text{ м}$; в) гравием с крупностью зерен $2-32 \text{ мм}$ и толщиной слоя $0,6 \text{ м}$. Общая толщина всей загрузки фильтра H составит $1,6 \text{ м}$.

Высота слоя воды над поверхностью загрузки фильтра принимается $h = 2,5 \text{ м} > 2 \text{ м}$.

Расчет распределительной системы фильтра. Расход промывной воды, поступающей в распределительную систему, при интенсивности промывки $w = 13 \text{ л/сек} \cdot \text{м}^2$

$$q_{\text{пр}} = f w = 25,4 \cdot 13 \approx 330 \text{ л/сек.}$$

Диаметр коллектора распределительной системы принят $d_{\text{кол}} = 600 \text{ мм}$ исходя из скорости движения промывной воды $v_{\text{кол}} = 1,1 \text{ м/сек}$, что соответствует рекомендуемой скорости $1-1,2 \text{ м/сек}$.

При размере фильтра в плане $4,7 \times 5,4$ м длина одного ответвления

$$l_{\text{отв}} = (5,4 - D_{\text{кол}}) : 2 = (5,4 - 0,63) : 2 \approx 2,39 \text{ м},$$

где $D_{\text{кол}} = 630$ мм — наружный диаметр коллектора (по ГОСТ 10704—63).

Количество ответвлений на каждом фильтре при шаге оси ответвлений $z = 0,26$ м составит: $n_{\text{отв}} = (4,7 : 0,26) \approx 36$ шт. Ответвления размещаем по 18 шт. с каждой стороны коллектора.

Диаметр стальных труб ответвлений принимаем $d_{\text{отв}} = 80$ мм (ГОСТ 3262—62), тогда скорость входа промывной воды в ответвление при расходе $330 : 36 = 9,2$ л/сек будет $v = 1,85$ м/сек.

В нижней части ответвлений под углом 60° к вертикали предусматриваются отверстия диаметром 10—14 мм. Принимаем отверстия $\delta = 14$ мм площадью каждое $f_{\text{отв}} = 1,54$ м². Отношение площади всех отверстий на ответвлениях распределительной системы к площади фильтра принимаем 0,25—0,3%. Тогда

$$\Sigma f_{\text{отв}} = \frac{0,25 \cdot 25,4}{100} \approx 0,0635 \text{ м}^2, \text{ или } 635 \text{ см}^2.$$

Общее количество отверстий в распределительной системе каждого фильтра $n_0 = \Sigma f_0 : f_0 = 635 : 1,54 \approx 410$ шт.

В каждом фильтре имеется по 36 ответвлений. Тогда количество отверстий на каждом ответвлении $410 : 36 \approx 12$ шт. Шаг оси отверстий $e_0 = 2,39 : 12 \approx 0,2$ м = 200 мм.

Расчет устройств для сбора и отвода воды при промывке фильтра. При расходе промывной воды на один фильтр $q_{\text{пр}} = 330$ л/сек и количестве желобов $n_{\text{ж}} = 3$ расход воды, приходящейся на один желоб, составит $q_{\text{ж}} = 330 : 3 = 110$ л/сек = 0,11 м³/сек.

Расстояние между осями желобов $e_{\text{ж}} = 5,4 : 3 = 1,8$ м.

Ширину желоба с треугольным основанием определяем по формуле (86). В этой формуле $b = 1,57 + a$ (где $a = \frac{h_1}{0,5 B}$). При высоте прямоугольной части желоба $h_1 = 0,5 B$ величины $a = 1$, $b = 2,57$ и $b^3 = 16,97$.

Коэффициент K для желоба с треугольным основанием равен 2,1. Следовательно,

$$B = 2,1 \sqrt[5]{\frac{0,11^2}{16,97}} \approx 0,5 \text{ м}.$$

Высота желоба составляет 0,5 м, а с учетом толщины стенки полная его высота будет $0,5 + 0,08 = 0,58$ м; скорость движения воды в желобе $v = 0,58$ м/сек. По данным табл. 40, предложенной автором, размеры желоба будут: $B = 0,51$ м; $h = 0,59$ м; $v = 0,56$ м/сек.

Высота кромки желоба над поверхностью загрузки по формуле (63)

$$\Delta h_{\text{ж}} = \frac{0,8 \cdot 50}{100} + 0,3 = 0,7 > 0,58 \text{ м.}$$

Расчет сборного канала производится так же, как и для обычных скорых фильтров (см. стр. 144).

Расход воды на промывку фильтра по формуле (88)

$$\rho = \frac{13 \cdot 25,4 \cdot 7 \cdot 60 \cdot 8 \cdot 100}{1875 \cdot 11,4 \cdot 1000} = 5,2\%.$$

Определение потерь напора при промывке фильтра. Потери напора определяются так же, как в расчете потерь напора при промывке скорого фильтра (см. стр. 144), и состоят из следующих величин:

а) потерь напора в отверстиях труб распределительной системы фильтра, определяемых по формуле (91), $h_{\text{р.с}} = 3,98 \text{ м}$;

б) потерь напора в фильтрующем слое, определяемых по формуле (92), $h_{\text{ф}} = 0,95 \text{ м}$;

в) потерь напора в гравийных поддерживающих слоях, определяемых по формуле (93), $h_{\text{п.с}} = 0,17 \text{ м}$;

г) потерь напора в трубопроводе, подводящем промывную воду к общему коллектору распределительной системы фильтра.

При $q = 330 \text{ л/сек}$, $d = 450 \text{ мм}$ и $v = 1,93 \text{ м/сек}$ гидравлический уклон $i = 0,0108$; тогда при $l = 100 \text{ мм}$ $h_{\text{пр}} = 0,0108 \cdot 100 = 1,08 \text{ м}$;

д) потерь напора на образование скорости во всасывающем и напорном патрубках насосов $d = 300 \text{ мм}$ при двух одновременно действующих насосах 12 НДс для подачи промывной воды ($q_{\text{нас}} = 190 \text{ л/сек}$), определяемых по формуле (94):

$$h_{\text{о.с}} = \frac{2,61^2}{2 \cdot 9,81} \approx 0,35 \text{ м};$$

е) потерь напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре, определяемых по формуле (95), $h_{\text{м.с}} = 0,99 \text{ м}$.

Полная величина потерь напора при промывке скорого фильтра составит

$$\Sigma h = 3,98 + 0,95 + 0,17 + 1,08 + 0,35 + 0,99 = 7,52 \text{ м.}$$

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

$$h_{\text{г}} = 0,7 + 1,6 + 4,5 = 6,8 \text{ м},$$

где $0,7 \text{ м}$ — высота кромки желоба над поверхностью фильтра;

$1,6 \text{ м}$ — высота загрузки фильтра;

$4,5 \text{ м}$ — глубина воды в резервуаре.

Напор, который должен развивать насос при промывке двухслойного фильтра, равен:

$$H = h_{\text{г}} + \Sigma h + h_{\text{з.н}} = 6,8 + 7,52 + 1,5 = 15,82 \text{ м},$$

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

Диаметры трубопроводов фильтровальной станции определяют по таблицам ВНИИ ВОДГЕО для гидравлического расчета стальных труб. Результаты расчета сводят в таблицу (по аналогии с табл. 41).

§ 27. УСТРОЙСТВА ДЛЯ ВЕРХНЕЙ ПРОМЫВКИ ФИЛЬТРОВ

Промывка скорых фильтров в восходящем потоке воды не исключает накопления в загрузке остаточных загрязнений в виде комьев, неотделимых от зерен песка, особенно у поверхности фильтрующего материала. Устранить это явление можно, подавая часть промывной воды сверху по специальному устройству, размещаемому над поверхностью фильтрующей загрузки. Такое устройство называют системой для верхней промывки фильтра.

Различают два вида таких систем: 1) в виде неподвижных трубчатых линий, стационарно закрепленных над поверхностью фильтрующей загрузки; 2) в виде горизонтальной вращающейся трубы с боковыми насадками.

Устройства для верхней промывки фильтров применяют при умягчении и обезжелезивании воды.

А. Расчет стационарной трубчатой системы для верхней промывки фильтров

Интенсивность верхней промывки при стационарной трубчатой системе рекомендуется 3—4 л/сек на 1 м² рабочей площади фильтра, а напор — 30—40 м вод. ст.

Фильтр состоит из двух отделений (рис. 41), каждое размером в плане 4×12,5 м и площадью 50 м². Количество промывной воды, потребное для верхней промывки каждого отделения, $q_1 = Fw = 50 \cdot 3 = 150$ л/сек.

Диаметр трубопровода, подводящего промывную воду на каждое отделение фильтра, принимаем $d_1 = 300$ мм; скорость входа воды в трубопровод составляет $v_1 = 1,97$ м/сек. Диаметр поперечной магистрали при скорости входа $v_2 = 1,9$ м/сек и расходе $q_2 = q_1 : 2 = 75$ л/сек будет $d_2 = 225$ мм.

Диаметр боковых разводящих труб при скорости входа $v_3 = 1,91$ м/сек и $q_3 = q_2 : 2 = 37,5$ л/сек составит $d_3 = 150$ мм.

Над фильтром устраивается 12 поперечных дырчатых распределительных ответвлений, располагаемых на высоте 70 мм от поверхности песчаной загрузки (рекомендуется 60—80 мм).

При длине фильтра $l = 12,5$ м расстояние между осями ответвлений $l_{\text{отв}} = 12,5 : 12 \approx 1,04$ м (рекомендуется 0,7—1 м). Длина ответвления равна ширине фильтра, т. е. $b = 4$ м.

Таким образом, площадь фильтра, приходящаяся на одно дырчатое ответвление, будет $F_{\text{отв}} = l_{\text{отв}} b = 1,04 \cdot 4 = 4,16$ м².

$$q_{\text{отб}} = F_{\text{отб}} \omega = 4,16 \cdot 3 = 12,5 \text{ л/сек.}$$

Этот расход подается с двух сторон; следовательно, расчетный расход воды для ответвления равен: $q_4 = 12,5 : 2 = 6,25 \text{ л/сек.}$

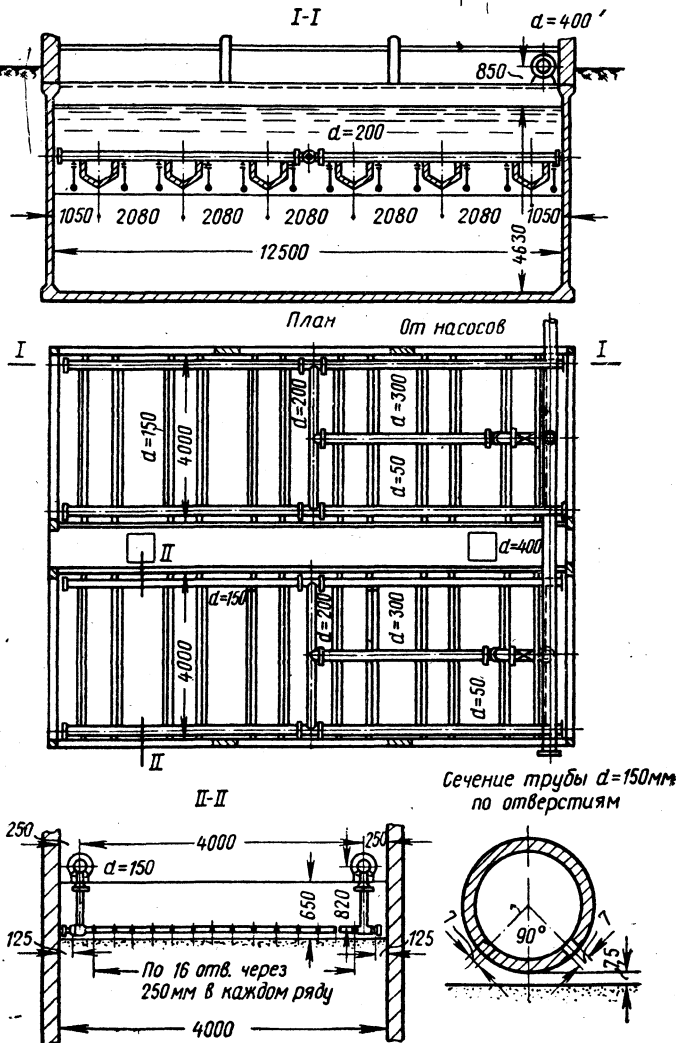


Рис. 41. Неподвижная трубчатая система для поверхностной промывки фильтра

Диаметр дырчатых ответвлений принимаем $d_4=50$ мм (ГОСТ 3262—62) со скоростью входа воды в них $v_4=2,95$ м/сек (рекомендуемая скорость 3—5 м/сек).

При расчете устройств для верхней промывки величина отношения площади всех отверстий в ответвлениях Σf_o к площади фильтра F должна составлять $\alpha_n = \Sigma f_o : F = 0,03 \div 0,05\%$.

Принимаем $\alpha_n = 0,03\%$. Тогда суммарная площадь отверстий, приходящихся на одно отделение фильтра, составит

$$\Sigma f_o = \alpha_n F = \frac{0,03 \cdot 50}{100} = 0,015 \text{ м}^2 = 15\,000 \text{ мм}^2.$$

Принимаем отверстия диаметром 6 мм при площади каждого отверстия $f_o = 28,3 \text{ мм}^2$. Необходимое количество отверстий составит $n = \Sigma f_o : f_o = 15\,000 : 28,3 \approx 530$ шт. При 12 ответвлениях на каждом должно быть $530 : 12 \approx 44$ отверстия.

Шаг оси отверстий, размещенных с каждой стороны труб, в шахматном порядке, будет: $e = 4000 : 44 \approx 91 \text{ мм}$ (рекомендуется $e = 80 \div 100 \text{ мм}$).

Скорость выхода воды из отверстий дырчатых труб

$$v_o = \frac{q_{\text{отв}}}{n f_o} = \frac{0,0125}{44 \cdot 0,000028} \approx 10 \text{ м/сек}$$

(рекомендуется $v_o = 8 \div 10 \text{ м/сек}$).

Необходимый напор для верхней промывки (при подборе насосов) складывается из следующих величин:

а) геометрической высоты подъема воды h_1 (рис. 42)

$$h_1 = (z_1 + d_3) - z_2, \quad (96)$$

где z_1 — отметка кромки желоба;

z_2 — отметка дна резервуара;

d_3 — диаметр бокового разводящего трубопровода, опирающегося на кромку желоба.

В данном примере $h_1 = (103,7 + 0,15) - 96 = 7,85 \text{ м}$;

б) потерь напора во всасывающем и напорном трубопроводах, которые при $q = 300 \text{ л/сек}$, $d = 400 \text{ мм}$,

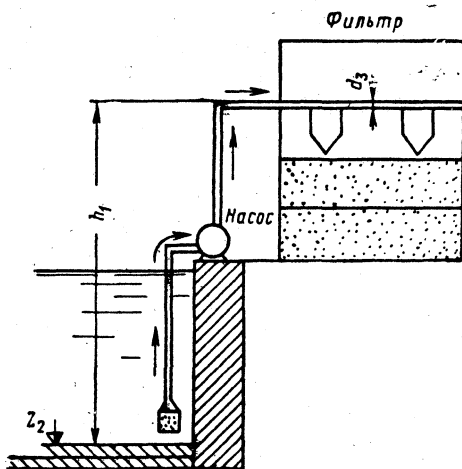


Рис. 42. Схема для определения геометрической высоты подъема воды при верхней промывке

$v = 2,23 \text{ м/сек}$ и длине труб $l = 100 \text{ м}$ составляют $h_2 = 1,67 \text{ м}$;

в) потерь напора на образование скорости во всасывающем и напорном трубопроводах по формуле (94):

$$h_3 = \frac{2,23^2}{2 \cdot 9,81} = 0,25 \text{ м};$$

г) суммарных потерь напора на местные сопротивления в фанонных частях и арматуре по формуле (95):

$$h_4 = 3,65 \frac{2,23^3}{2 \cdot 9,81} \approx 0,91 \text{ м}$$

(значение $\Sigma \xi$ принято аналогично расчету, приведенному в § 26, п. 6);

д) потери напора в распределительных трубах системы верхней промывки

$$h_5 = \left(\frac{w}{10 \mu \alpha_n} \right)^2 \frac{1}{2 g} \quad (97)$$

Диаметр отверстия $\delta_o = 6 \text{ мм}$; толщина стенки стальной трубы ответвления $\delta_t = 4 \text{ мм}$ (ГОСТ 3262—62). При отношении $\delta_o : \delta_t = 1,5$ гидравлический коэффициент расхода $\mu = 0,71$ (табл. 42).

Таблица 42

Значения гидравлического коэффициента μ

$\delta_o : \delta_t$	1,25	1,5	2	3
μ	0,76	0,71	0,67	0,62

Следовательно,
$$h_5 = \left(\frac{3}{10 \cdot 0,71 \cdot 0,03} \right)^2 \cdot \frac{1}{2 \cdot 9,81} = 10,12 \text{ м};$$

е) напора, необходимого при выходе промывной воды из отверстий дырчатых труб, который принимаем $h_6 = 30 \text{ м}$ (рекомендуется 30—40 м).

Следовательно, напор, который должен развивать насос для стационарной системы поверхностной промывки, будет

$$H = 7,85 + 1,67 + 0,25 + 0,91 + 10,12 + 30 = 50,8 \text{ м}.$$

Б. Расчет вращающихся устройств для верхней промывки фильтра

Вращающаяся система для верхней промывки (рис. 43) представляет собой горизонтальную вращающуюся трубу диаметром 38—75 мм, которая расположена на высоте 60 мм от поверхности загрузки фильтра. Боковые насадки диаметром 3—10 мм приварены к вращающейся трубе только по одной стороне каждого ее плеча на взаимных расстояниях 100 мм.

В случае применения такой системы верхней промывки необходимо соблюдение определенных условий при расчете и конструировании фильтров. Фильтры площадью до 25 м² должны быть

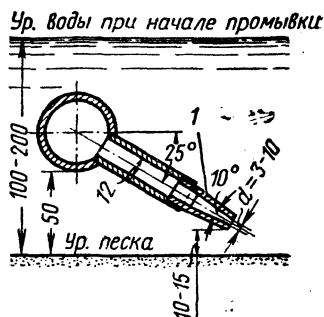


Рис. 43. Схема вращающегося устройства для верхней промывки
1 — точеная конусная насадка

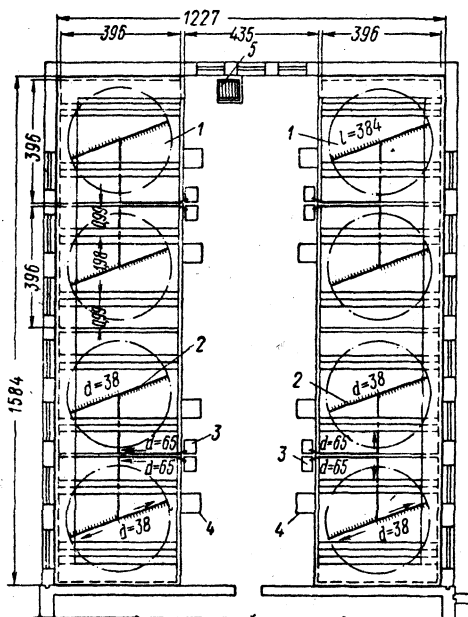


Рис. 44. Схема фильтров, оборудованных верхней промывкой с вращающимися устройствами (размеры даны в см)

1 — фильтры; 2 — устройства для поверхностной промывки фильтров; 3 — столы управления; 4 — люки размером 70×70 см; 5 — люк размером 80×90 см

круглыми или квадратными, а фильтры площадью более 25 м^2 — прямоугольными в плане с соотношением ширины и длины каждого фильтра (или отделения фильтра, если они двухсекционные) 1:2.

Соблюдение этих условий необходимо в целях:

- а) обеспечения возможности размещения в каждом отделении фильтра двух вращающихся труб (при прямоугольных фильтрах в плане);
- б) уменьшения длины плеч вращающейся трубы, которые должны быть не более 2—2,25 м.

При площади фильтра более 80 м² отношение $b:l$ следует принимать 1:3.

Количество желобов над каждым прямоугольным фильтром (или над отделением фильтра) следует принимать четным для удобства размещения распределительных труб системы верхней промывки.

Напор, необходимый для вращения трубы со скоростью 4—7 об/мин и для проникания струй воды из насадок на глубину 10—15 см в фильтрующую загрузку, должен составлять 4,5—5 атг.

Пример. Станция производительностью 36 000 м³/сутки имеет восемь фильтров площадью 31,25 м² каждый. Размер фильтра в плане 3,96×7,92 м (рис. 44), т. е. с отношением ширины к длине 1:2. Скорость фильтрования $v=6$ м/сек. Вращающаяся труба длиной $l=3,84$ м расположена на высоте 60 мм от поверхности загрузки ки фильтра.

Боковые насадки привариваются к вращающейся трубе только с одной стороны каждого ее плеча на расстоянии 80—100 мм друг от друга. Насадки на одном плече трубы устанавливаются так, чтобы они приходились в промежутке между двумя насадками на другом плече трубы (рис. 45). Это обеспечивает равномерное распределение по поверхности фильтра струй воды, выходящей из насадок. Чтобы обеспечить проникание этих струй в загрузку фильтра (на глубину 10—15 см), выходная скорость струй должна достигать 25—30 м/сек. Такая скорость может быть получена созданием необходимого напора H во вращающейся дырчатой трубе:

$$H = \frac{v_{\text{вых}}^2}{\psi^2 \cdot 2g} . \quad (98)$$

При коэффициенте скорости $\psi = 0,92$

$$H = \frac{27,5^2}{0,92^2 \cdot 2 \cdot 9,81} = 45,3 \text{ м вод. ст.} = 4,53 \text{ атг.}$$

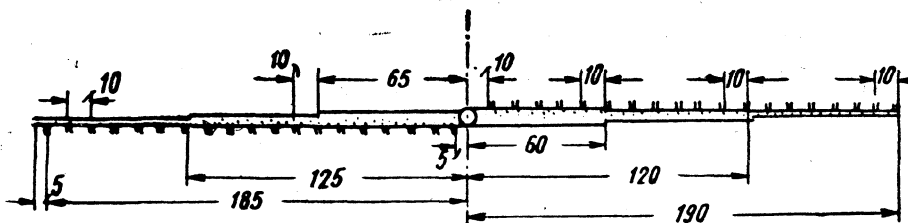


Рис. 45. Разбивка насадок на вращающейся трубе

Наклон насадок к поверхности фильтра принимается несколько меньше угла естественного откоса насыщенно-влажного песка, т. е. менее 25°. Это способствует перемещению песчинок, а следовательно, и лучшей их промывке, так как зерна песка очищаются не только благодаря смывающему действию струй, но также и потому, что приходя в движение, они трутся одна о другую.

Суммарная площадь всех отверстий на каждой вращающейся трубе определяется по формуле

$$q_{\text{пр}} = f_0 m \mu \sqrt{2gH}, \quad (99)$$

где $q_{\text{пр}}$ — расход воды на промывку в $\text{м}^3/\text{сек}$;

f_0 — площадь одного отверстия в м^2 ;

m — количество отверстий;

μ — коэффициент расхода, равный для круглого отверстия 0,62, а при истечении через насадки 0,82;

H — напор во вращающейся трубе в м .

При площади фильтра, обслуживаемого одной трубой, $F = 31,25 : 2 = 15,63 \text{ м}^2$ и интенсивности промывки $0,75 \text{ л/сек}$ на 1 м^2 общий расход на промывку

$$q_{\text{пр}} = 15,63 \cdot 0,75 \approx 11,7 \text{ л/сек.}$$

Следовательно, суммарная площадь отверстий

$$\Sigma f_0 = \frac{q_{\text{пр}}}{\mu \sqrt{2gH}}. \quad (100)$$

В данном примере

$$\Sigma f_0 = \frac{0,0117}{0,82 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 45,3}} = 0,00048 \text{ м}^2.$$

Принимаем количество насадок $m = 19$. Тогда расстояния между насадками при вращении трубы составят $\frac{3800}{2} : 19 = 100 \text{ мм}$,

а $f_0 = 0,00048 : 19 = 0,000025 \text{ м}^2$.

Тогда

$$d_0 = \sqrt{\frac{4f_0}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,000025}{3,14}} \approx 0,0058 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр насадок $d_0 = 6 \text{ мм}$.

Величина реакции струи выражается формулой

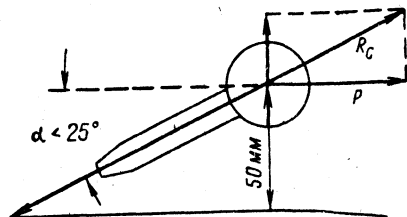
$$R_c = H \omega \text{ кгс}, \quad (101)$$

где $\omega = \pi d_0^2 : 4 = (3,14 \cdot 0,6^2) : 4 \approx 0,283 \text{ см}^2$.

Следовательно,

$$R_c = 4,53 \cdot 0,283 = 1,28 \text{ кгс},$$

а горизонтальная составляющая силы R_c (рис. 46)



$$\begin{aligned} P &= R_c \cos \alpha = 1,28 \cos 24^\circ 30' = \\ &= 1,28 \cdot 0,91 = 1,16 \text{ кгс.} \end{aligned}$$

При этом момент кручения составит

$$M_{\text{кр}} = P \Sigma r, \quad (102)$$

где r — расстояние насадок от оси вращения трубы в м .

Рис. 46. Горизонтальная составляющая реакции струи

При той разбивке насадок, которая принята на рис. 45, получим $M_{кр} = 1,16 (1,9 + 1,8 + 1,7 + 1,6 + 1,5 + 1,4 + 1,3 + 1,2 + 1,1 + 1 + 0,9 + 0,8 + 0,7 + 0,6 + 0,5 + 0,4 + 0,3 + 0,2 + 0,1) = 22,04 \text{ кгс} \cdot \text{м}$

Учитывая трение в подшипнике, работа на преодоление сопротивления среды составит:

$$T = M_{кр} : 1,2 = 22,04 : 1,2 = 18,36 \text{ кгс} \cdot \text{м}.$$

Сопротивление, оказываемое водой при вращении трубы, появляется вследствие передачи скорости, а следовательно, и живой силы частицам воды, вытесняемой вращающейся трубой, и, кроме того, вследствие трения ее лобовой поверхности о частицы среды.

Сопротивление среды при вращении горизонтальной трубы с насадками выразится величиной

$$T = 0,5 K f v^3 \text{ кгс} \cdot \text{м/сек}, \quad (103)$$

откуда

$$v = \sqrt[3]{\frac{2T}{Kf}}; \quad (104)$$

$$K = \frac{\Psi \gamma}{2g}. \quad (105)$$

Здесь f — площадь плеч (вертикальной проекции) в м^2 ;

Ψ — коэффициент для учета свойства реальной жидкости;

γ — объемный вес воды, равный 1000 кг/м^3 ;

$g = 9,81 \text{ м/сек}^2$.

Следовательно,

$$K = \frac{1,2 \cdot 1000}{2 \cdot 9,81} \approx 62.$$

Минимальный диаметр d_{\min} вращающейся трубы при длине ее плеча l может быть найден по формуле проф. Д. М. Минца

$$d_{\min} = \sqrt[1,33]{0,00606 l}. \quad (106)$$

В данном случае при длине плеча $l = 1,9 \text{ м} = 1900 \text{ мм}$

$$d_{\min} = \sqrt[1,33]{0,00606 \cdot 1900} = 34,96 \text{ мм}.$$

Принимаем ближайший диаметр по сортаменту, т. е. $d_{\min} = 32 \text{ мм}$. Средний диаметр вращающейся трубы принят: внутренний $d = 50 \text{ мм}$, внешний $D = 57 \text{ мм}$.

При радиусе вращения трубы $r = 1,9 \text{ м}$

$$f = 2rD = 2 \cdot 1,9 \cdot 0,057 = 0,217 \text{ м}^2.$$

Скорость вращения на конце плеча горизонтальной трубы по формуле (104)

$$v_{\max} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 18,36}{62 \cdot 0,217}} = 1,39 \text{ м/сек}.$$

Число оборотов вращающейся трубы

$$n = \frac{60 v}{2\pi r} \quad (107)$$

В данном примере

$$n = \frac{60 \cdot 1,39}{2 \cdot 3,14 \cdot 1,9} \approx 7 \text{ об/мин}$$

(обычно число оборотов принимают от 4 до 7 в 1 мин).

Необходимый напор для верхней промывки с вращающимися устройствами подсчитывают исходя из потерь напора во вращающейся трубе и в подводящих трубопроводах с учетом местных сопротивлений. Эти сопротивления принимаются в размере 20% потери напора в подводящих трубопроводах и во вращающейся трубе. В рассматриваемом примере необходимый напор во вращающейся трубе, определенный выше, составляет 45,3 м; потери в подводящих трубопроводах с учетом 20% на местные сопротивления равны 2,47 м. Кроме того, превышение горизонтальной вращающейся трубы над полом I этажа здания фильтров составляет 2,2 м.

Таким образом, манометрический напор над уровнем пола I этажа должен быть

$$H_m = 45,3 + 2,47 + 2,2 = 49,97 \text{ м} \approx 5 \text{ ати.}$$

§ 28. ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ВОДЫ ОТ ПРОМЫВКИ ФИЛЬТРОВ

В целях уменьшения расхода воды для собственных нужд на больших водоочистных станциях целесообразно устройство сооружений, позволяющих повторно использовать сбросную воду после промывки фильтров.

На рис. 47 представлена высотная схема оборота промывных вод, которые после промывки фильтров направляются по водостoku 1 в резервуар 2, регулирующий равномерность поступления воды в отстойник промывных вод 3.

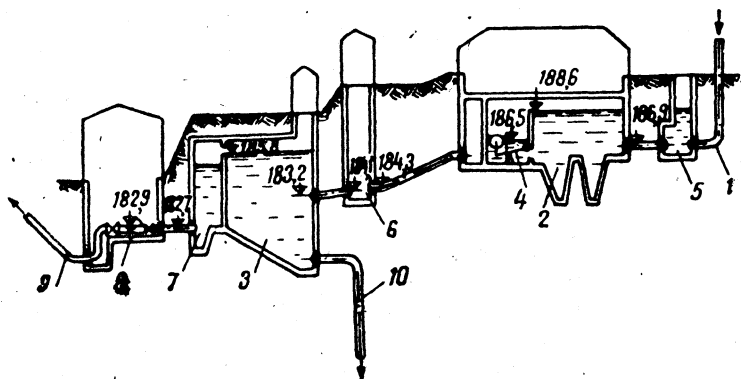


Рис. 47. Высотная схема оборота промывных вод

В регулирующем резервуаре 2 частицы песка, содержащиеся в промывной воде, выпадают в железобетонные бункера, откуда периодически удаляются гидрозелеватором. Регулирование осушествляют при помощи регулятора — поплавка 4. Когда расход воды превышает расчетный, поплавок 4 поднимается и сегментный затвор прикрывает выходное отверстие:

Перед резервуаром 2 находится распределительный колодец 5, в котором размещены шандоры, позволяющие в случае необходимости выключить одну половину резервуара. Из резервуара 2 вода поступает в распределительную камеру 6, откуда по отдельным трубопроводам направляется в отстойники 3 промывной воды, разделенные струенаправляющими перегородками на два коридора.

К отстойникам 3 примыкают резервуары 7, отделенные от них железобетонной перегородкой. В верхней части перегородок имеются окна, через которые отстоенная вода переливается в сборные резервуары. Отсюда центробежные насосы 8 перекачивают воду в трубопроводы 9, соединяющие насосную станцию I подъема с водоочистой станцией. Включение и выключение насосов происходит автоматически, в зависимости от уровня воды в резервуарах 2. В отстойниках 3 имеется водосток 10.

По такой схеме устроены оборотные сооружения промывной воды Северной водопроводной станции Москвы¹. Трубопровод, подающий воду для регулирующего резервуара 2 в распределительную камеру 6, рассчитан на пропуск 500 л/сек воды. Три водовода, по которым вода из распределительной камеры 6 поступает в три отстойника 3, имеют диаметр 900 мм, чтобы скорость подвода воды не превышала 0,3 м/сек. В течение 3 ч в отстойнике задерживается только 15—20% взвеси, что объясняется ее мелкодисперсным составом.

Исследования показали, что максимальная мутность отстоенной промывной воды 50 мг/л, а средняя мутность 29 мг/л; максимальная цветность воды 260°, а средняя 109°. Наибольшая мутность и цветность промывной воды после ее отстаивания наблюдаются в зимний период, когда фильтроцикл удлиняется до трех суток. В бактериальном отношении отстоенная промывная вода лучше исходной.

Емкость сборных резервуаров 7 составляет 1500 м³. Насосы приняты марки 20 НДн.

Установлено, что добавка отстоенной промывной воды в количестве до 25% к исходной воде не ухудшает технологию очистки питьевой воды. При этом расход воды на собственные нужды станции сокращается на 20%.

Н. Т. Лубочников по итогам исследований рекомендует прямой возврат неочищенных промывных вод фильтров в головной

¹ Ю. Б. Багоцкий и Л. А. Борзакова. Использование вод от промывки фильтров. «Водоснабжение и санитарная техника», 1962, № 9.

узел станции, а на установках с контактными осветлителями (см. далее § 31) — оборот промывных вод в замкнутом цикле, т. е. очистку их с применением полиакриламида, и повторное использование для промывки контактных осветлителей.

Пример. Принимаем повторное использование промывной воды фильтров с кратковременным отстаиванием ее в аккумулирующих емкостях, предназначенных для приема залповых сбросов. Перед поступлением в аккумулирующие емкости промывная вода пропускается через простейшую песколовку, устраиваемую вблизи фильтровальной станции.

На одну промывку фильтра расход воды составляет

$$q = Fw \cdot 60 t_1, \quad (108)$$

где F — площадь одного фильтра; в данном примере фильтр (с центральным каналом) имеет площадь 100 м^2 ;

w — интенсивность промывки, равная $15 \text{ л/сек} \cdot \text{м}^2$;

t_1 — продолжительность промывки, равная 7 мин.

Тогда

$$q = (100 \cdot 15 \cdot 60 \cdot 7) : 1000 = 630 \text{ м}^3.$$

Следовательно, аккумулирующая емкость должна состоять из двух отделений по 650 м^3 .

В наиболее напряженный паводковый период производят n промывок фильтра в сутки. Приняв $n = 3$ и количество фильтров $N = 8$, получим общее число промывок за сутки $\Sigma n = 3 \cdot 8 = 24$.

При этих условиях на каждый цикл использования залпового сброса промывной воды приходится интервал времени

$$T = \frac{2 \cdot 24}{24} = 2 \text{ ч.}$$

Этот интервал времени распределяем между отдельными операциями повторного использования промывной воды, как показано в табл. 43.

Таблица 43

Длительность отдельных операций повторного использования промывной воды

№ пп.	Наименование операции	Длительность операции в мин	Время с начала промывки в мин
1	Промывка фильтра (взрыхление снизу вверх)	8	8
2	Пробег сбросной воды от фильтра через песколовку в резервуар-аккумулятор залпового сброса	10	18
3	Осветление залпа промывной воды в аккумулирующей емкости	50	68
4	Перекачка осветленной воды из резервуара на фильтр	30	98
5	Перекачка осевшего в резервуаре осадка в канализацию	15	113
6	Резерв времени	7	120

Полагая, что повторно используется 80% промывной воды, а 20% воды сбрасывается с осадком в сток, определяем параметры насосной установки:

а) насоса для перекачки осветленной воды на фильтры — объем воды $Q_1 = 630 \cdot 0,8 = 504 \text{ м}^3$; продолжительность перекачки (по табл. 43) $t_1 = 30 \text{ мин} = 0,5 \text{ ч}$. Отсюда производительность насоса $q_1 = Q_1 : t_1 = 504 : 0,5 = 1080 \text{ м}^3/\text{ч}$; манометрический напор насоса $H = 7,1 + 6,77 = 13,87 \text{ м}$ (где 7,1 м — разность отметок горизонта воды в фильтре и дна аккумулирующей емкости; 6,77 м — потеря напора в трубопроводе от резервуара до фильтров);

б) насоса для перекачки шламовой воды из аккумулирующей емкости в канализацию: объем жидкости $Q_2 = 630 \cdot 0,2 = 126 \text{ м}^3$; продолжительность перекачки (по табл. 43) $t_2 = 15 \text{ мин} = 0,25 \text{ ч}$; производительность насоса $q_2 = Q_2 : t_2 = 126 : 0,25 = 504 \text{ м}^3/\text{ч} = 140 \text{ л/сек}$.

Для выполнения обеих операций принимаем четыре однотипных насоса (три рабочих и один резервный) марки 12Д-19-60 производительностью по 150 л/сек, напором 15 м, скоростью вращения 1450 об/мин и к.п.д. 0,8.

§ 29. ПЕСКОВОЕ ХОЗЯЙСТВО

Кварцевый песок, используемый в качестве загрузки фильтра, должен быть очищен от примесей и иметь определенный гранулометрический состав (см. табл. 32).

В установках пескового хозяйства предусматривается подготовка карьерного песка как для первоначальной загрузки фильтров, так и для ежегодной его догрузки в размере 10% общего объема песчаного фильтрующего материала. Кроме того, необходима периодическая отмывка загрязненной загрузки.

Пример. Объем песка, загружаемого в фильтры перед пуском станции из восьми фильтров площадью по 60 м² каждый и высотой фильтрующего слоя 0,7 м, составит $W_{\text{п}} = 8 \cdot 60 \cdot 0,7 = 336 \text{ м}^3$.

Годовая потребность в дополнительном количестве песка (10%-ная догрузка) $W_{\text{д}} = 336 \cdot 0,1 = 33,6 \text{ м}^3$.

Принимаем, что в карьерном сырье содержится 55% песка, пригодного для загрузки фильтра.

Тогда потребность в карьерном сырье перед пуском станции $W'_{\text{п}} = (336 \cdot 100) : 55 = 610 \text{ м}^3$, а годовая потребность в карьерном песке для его догрузки в фильтры $W'_{\text{д}} = (33,6 \cdot 100) : 55 = 61 \text{ м}^3$.

Песковая площадка принята асфальтированная с размером в плане 40×15 м (т. е. площадью 600 м²), в том числе размер отделения для складирования карьерного сырья 30×9 м. Объем складированного сырья при высоте слоя 0,5 м составит $W_{\text{с}} = 30 \cdot 9 \cdot 0,5 = 135 \text{ м}^3$.

Чистый отсортированный песок с крупностью зерен 0,5—1 мм хранится в двух железобетонных емкостях размером 6×6 м (в осях) каждая и высотой 2 м, размещенных в фильтровальном цехе. Объем этого песка $W_{от} = 5,8 \cdot 5,8 \cdot 2 \cdot 2 = 135 \text{ м}^3$.

Сортировка и отмывка песка производится в классификаторе ТКП-4 конструкции АКХ РСФСР производительностью 5 $\text{м}^3/\text{ч}$ исходного сырья.

Продолжительность работы классификатора перед пуском станции $t_k = 610:5 = 122 \text{ ч}$, а для догрузки фильтров $t_d = 61:5 = 12,2 \text{ ч}$ в год.

Объем расходуемой воды перед пуском станции: классификатором ($Q_{\text{час}} = 300 \text{ м}^3/\text{ч}$) $q_k = 300 \cdot 122 = 36600 \text{ м}^3$; бункером-питателем $Q_6 = 30 \cdot 122 = 3660 \text{ м}^3$. Суммарный расход воды $Q = = 40260 \text{ м}^3$.

Объем воды, расходуемой при догрузке песка: классификатором $300 \cdot 12,2 = 3660 \text{ м}^3/\text{год}$; бункером-питателем $30 \cdot 12,2 = = 366 \text{ м}^3/\text{год}$. Общий расход исходной воды $4026 \text{ м}^3/\text{год}$.

§ 30. СКОРЫЕ ДВУХПОТОЧНЫЕ ФИЛЬТРЫ (ФИЛЬТРЫ АКХ)

А. Общие сведения

Основным недостатком обычных скорых фильтров является быстрое загрязнение верхних слоев загрузки мелкозернистого песка, в которых задерживается наибольшее количество взвешенных частиц. Поэтому грязеемкость остальной части песчаной загрузки, т. е. способность задержания взвеси между очередными промывками, остается недоиспользованной.

Д. М. Минц и С. А. Шуберт (Академия коммунального хозяйства МКХ РСФСР) разработали новый тип фильтра, в котором указанный выше недостаток устранен. Основная масса воды фильтруется здесь не сверху вниз, как в обычных скорых фильтрах, а снизу вверх. Вода проходит сначала через крупнозернистый песок, а затем уже через все более мелкий. Вследствие этого задерживаемые взвешенные частицы более равномерно распределяются в толще загрузки фильтра. Это повышает его грязеемкость и замедляет нарастание потерь напора, позволяя или удлинить рабочий цикл между очередными промывками, или увеличить скорость фильтрования воды.

Скорость фильтрования при нормальном режиме эксплуатации фильтра АКХ принимается 12 $\text{м}/\text{ч}$, а при форсированном режиме (промывка, ремонт) — до 15 $\text{м}/\text{ч}$.

Однако фильтрование воды снизу вверх с высокими скоростями требует проведения мероприятий по сохранению монолитности загрузки, в противном случае возникает расширение песка, аналогич-

ное происходящему при промывке скорого фильтра в восходящем потоке воды. Эта задача в двухпоточном фильтре решена по новому принципу — фильтрования снизу, но с уравновешенными силами трения (рис. 48).

Пространство 1 над песком сообщается трубопроводом 2 с поддоном 3. Дренаж 4 устраивается на глубине $h_1 = 0,5 \div 0,6$ м от поверхности песка. После заполнения фильтра водой сверху часть исходной воды поступает в дренаж через слой мелкого песка, а другая часть по трубе 2 — в поддонное пространство 3, и, фильтруясь снизу вверх, через слой более крупного песка тоже направляется в дренаж. Расходы воды, движущейся по обоим направлениям, изменяются в зависимости от соотношения гидравлических сопротивлений. Так как грязеемкость верхнего слоя h_1 мала, расход проходящей здесь воды будет постепенно уменьшаться вследствие отложения загрязнений в мелком песке. Расход воды, проходящей через слой h_2 , будет увеличиваться. Таким образом соблюдается равновесие сил трения, действующих на загрузку, и песок остается в монолитном состоянии. К концу рабочего цикла скорого двухпоточного фильтра количество воды, поступающей снизу, достигает 80% всего ее количества.

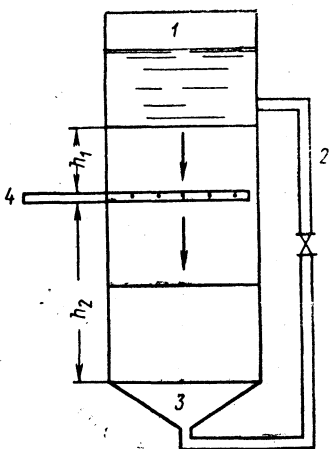


Рис. 48. Схема двухпоточного фильтра

На рис. 49 представлена схема действия фильтра. Исходная вода по трубопроводу 1 поступает к узлу I, откуда идет по двум направлениям: по трубопроводу 2 и затем далее по желобам 3 проходит в верхнюю часть фильтра, а по трубопроводам 4 и 5 поступает в распределительную систему труб 6, смонтированных на дне фильтра.

Чистая вода собирается дренажной системой из щелевых труб 7 и отводится с фильтра через регулятор скорости фильтрования 8. При этом задвижки *a*, *b*, *в* открыты, а задвижки *г*, *д* и *е* закрыты.

При промывке двухпоточного фильтра задвижки *a*, *b* и *в* закрывают, а задвижки *г* и *е* открывают. Промывная вода с интенсивностью 6—8 л/сек на 1 м² сначала подается по трубе 9 к узлу II и по трубе 10 поступает в дренаж 7 в течение 1—2 мин. Происходит подповерхностная промывка, взрыхляющая наддренажный верхний слой песка. Желоба 3 собирают загрязненную воду и отводят ее в боковой карман за стенкой фильтра, откуда она направляется в сток по трубе 11. Затем открывается задвижка *д* и включается основная нижняя промывка с интенсивностью 13—15 л/сек на 1 м². В течение 5—6 мин промывная вода поступает по трубе 5

в распределительную систему труб 6. Одновременно производится подача промывной воды в дренажную систему с минимальной интенсивностью. Это делается с целью создать в дренаже противодавление, препятствующее прониканию в фильтрат загрязнений,

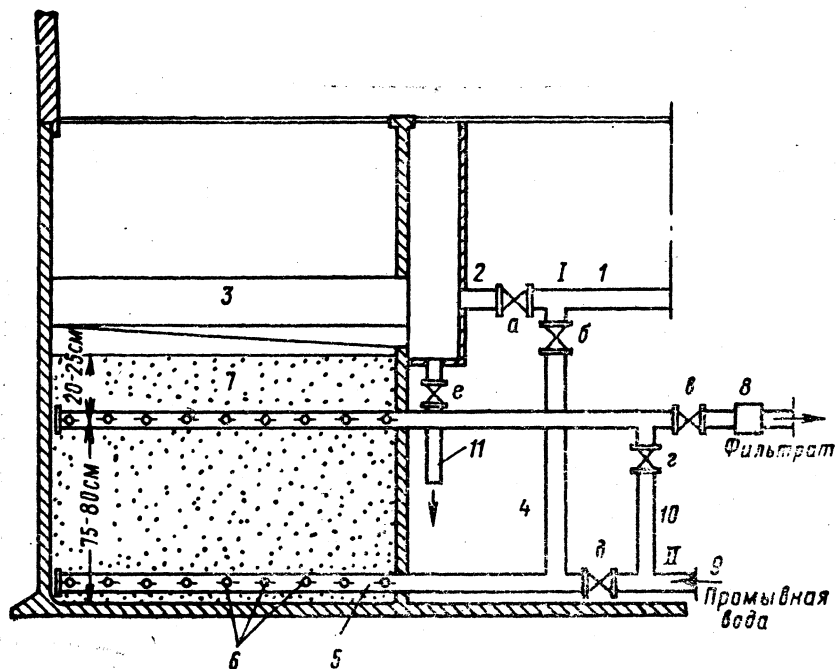


Рис. 49. Схема действия двухпоточного фильтра

вымываемых из нижних слоев загрузки. После окончания основной нижней промывки закрывается задвижка *д* и в течение 1—2 мин в дренаж подается промывная вода с интенсивностью 10—12 л/сек на 1 м² для продувки щелей дренажных труб.

Максимальный расход воды для промывки двухпоточных фильтров не превышает 5,5% (при двух промывках в сутки).

Б. Расчет двухпоточного фильтра

Определение размеров фильтра. Полная расчетная производительность фильтровальной станции $Q_{\text{сут}} = 120\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 5000 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Суммарная площадь двухпоточного фильтра будет

$$F = \frac{Q_{\text{сут}}}{T v_{p.n} - 3,6 n w t_1 - n t_2 v_{p.n} - n t_3 v_{p.n}}. \quad (109)$$

Принимаем продолжительность работы станции в течение суток $T=24$ ч и количество промывок каждого фильтра за сутки $n=2$. Скорость фильтрования при нормальном режиме $v_{p,n}=12$ м/ч. Интенсивность промывки $w=15$ л/сек·м². Продолжительность промывки двухпоточного фильтра $t_1=0,1$ ч; время простоя фильтра в связи с промывкой $t_2=0,5$ ч; продолжительность сброса первого фильтрата $t_3=0,17$ ч.

Тогда по формуле (109)

$$F = \frac{120\,000}{24 \cdot 12 - 3,6 \cdot 2 \cdot 15 \cdot 0,1 - 2 \cdot 0,5 \cdot 12 - 2 \cdot 0,17 \cdot 12} \approx 460 \text{ м}^2.$$

Количество фильтров по формуле (78)

$$N = 0,5 \sqrt{460} \approx 10,7.$$

Принимаем 10 фильтров АКХ площадью каждый $460:10 = 46$ м². Так как площадь фильтра более 40 м², проектируем фильтры с центральным каналом, состоящие из двух отделений площадью по 23 м² каждый с размером в плане $5,4 \times 4,3$ м.

На станциях, имеющих менее 20 фильтров, предусматривается выключение на ремонт одного фильтра.

Подбор состава загрузки фильтра. Высота песчаной загрузки фильтра АКХ должна приниматься в пределах 1,45—1,65 м (см. табл. 32), а высота поддерживающих слоев — 0,45 м (см. табл. 33).

Таким образом, общая высота песчаной и гравийной загрузки будет $h = 1,45 + 0,45 = 1,9$ м.

Гранулометрический состав загрузки фильтра АКХ, согласно ситовому анализу, приведен в табл. 44.

Таблица 44

Гранулометрический состав загрузки фильтра

Относительное содержание фракций песка P_i	0,07	0,08	0,34	0,24	0,17	0,1
Средний размер фракций песка d_i в см	0,151	0,132	0,111	0,088	0,073	0,052
P_i / d_i	0,46	0,61	3,06	2,73	2,33	1,92

По графику ситового анализа загрузки (рис. 50) находим средний диаметр ее зерен $d_{50}=0,89$ мм, эффективную величину песка $d_{10}=0,5$ мм и 80%-ный калибр загрузки $d_{80}=1,1$ мм. Следовательно, коэффициент неоднородности песка составит $K = d_{80}:d_{10} = 1,1:0,5 = 2,2$.

Пользуясь графиком, приведенным на рис. 50, и данными табл. 44, определим эквивалентный диаметр d_s песчаной загрузки фильтра АКХ из уравнения (64).

$$\frac{1}{d_s} = \sum \frac{P_i}{d_i} = 0,46 + 0,61 + 3,06 + 2,73 + 2,33 + 1,92 = 11,11 \text{ л/см,}$$

откуда $d_s = 1:11,11 = 0,09 \text{ см} = 0,9 \text{ мм}$, т. е. находится в соответствии с рекомендациями табл. 34

Расчет распределительной системы фильтра. Распределительные трубы двухпоточного фильтра размещаются в толще поддерживающих слоев и используются для распределения по площади фильтра как промывной, так и фильтруемой воды.

В соответствии с порядком промывки фильтра, описанным ранее, расход промывной воды, подаваемой в распределительную систему одного фильтра, составит

$$q_{пр} = Fw = 46 \cdot 15 = 690 \text{ л/сек} = \\ = 0,69 \text{ м}^3/\text{сек,}$$

где w — интенсивность промывки, равная $15 \text{ л/сек} \cdot \text{м}^2$.

При наличии двух отделений фильтра на каждый коллектор распределительной системы приходится расход промывной воды, равный: $q_{кол} = 0,345 \text{ м}^3/\text{сек}$, или 345 л/сек .

Принимая скорость движения воды при промывке не более $1,6\text{—}1,7 \text{ м/сек}$, находим диаметр коллектора каждого отделения фильтра $d_{кол} = 500 \text{ мм}$, отвечающий скорости движения воды $v_{кол} =$

$= 1,65 \text{ м/сек}$. Наружный диаметр трубы по ГОСТ 10704—63 равен $D_{кол} = 530 \text{ мм}$.

Длина одного ответвления каждого отделения фильтра составит: $l_{отв} = (L - D_{кол}) : 2 = (5,4 - 0,53) : 2 \approx 2,44 \text{ м}$.

Так как шаг оси ответвлений должен быть $e = 0,25 \text{ м}$, то количество ответвлений в каждом отделении фильтра размером $5,4 \times 4,3 \text{ м}$ будет: $m = 2(4,3 : 0,25) \approx 34 \text{ шт}$.

Расход промывной воды, приходящейся на одно ответвление, $q_{отв} = 345 : 34 = 10,15 \text{ л/сек}$.

Скорость движения воды в начале трубопроводов, подводящих ее к отверстиям распределительной системы, должна быть не более $1,8\text{—}2 \text{ м/сек}$. Следовательно, диаметр ответвления составит $d_{отв} = 80 \text{ мм}$, что отвечает скорости движения воды $v = 2,03 \text{ м/сек}$.

Диаметр отверстий в ответвлениях принимаем $d_0 = 10 \text{ мм} = 0,01 \text{ м}$ (рекомендуется в пределах $10\text{—}12 \text{ мм}$), а отношение пло-

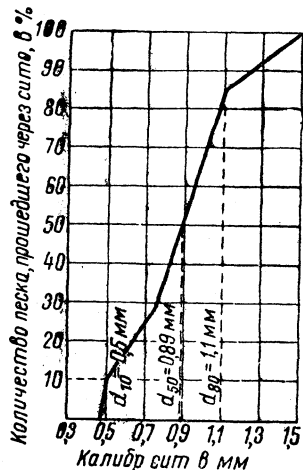


Рис. 50. График ситового состава загрузки двухпоточного фильтра конструкции АКХ

щади всех отверстий распределительной системы к площади поперечного сечения общего коллектора $\alpha = \Sigma f_o : f_{\text{кол}} = 0,35$. Следовательно, суммарная площадь отверстий составит $\Sigma f_o = \alpha f_{\text{кол}} = 0,35 \times 0,196 = 0,0686 \text{ м}^2$, или 686 см^2 .

Тогда количество отверстий на каждом ответвлении

$$n = \frac{\Sigma f_o}{m f_o} = \frac{686}{34 \cdot 0,785} \approx 25,$$

где $f_o = 0,785 \text{ см}^2$ — площадь одного отверстия.

Расстояния между осями отверстий при размещении их в один ряд $e = l_{\text{отв}} : n = 2440 : 25 = 98 \text{ мм}$ (рекомендуется в пределах 80—120 мм).

Отверстия на трубах распределительной системы двухпоточно-го фильтра должны быть направлены вниз.

Проверим площадь сечения коллектора распределительной системы по формуле Д. М. Минца:

$$\frac{0,29}{\Sigma f_o} \geq \frac{1}{f_{\text{кол}}^2} + \frac{1}{m^2 f_{\text{отв}}^2},$$

где m — количество ответвлений;

$f_{\text{отв}}$ — площадь ответвления диаметром 0,08 м, равная $0,785 \times 0,08^2 = 0,005 \text{ м}^2$;

Σf_o — суммарная площадь отверстий, равная $34 \cdot 25 \cdot 0,785 \times 0,01^2 = 0,067 \text{ м}^2$.

Следовательно,

$$\frac{0,29}{0,067^2} \geq \frac{1}{f_{\text{кол}}^2} + \frac{1}{34^2 \cdot 0,005^2}, \text{ или } 64,6 \geq \frac{1}{f_{\text{кол}}^2} + 34,6,$$

откуда

$$f_{\text{кол}}^2 = \frac{1}{64,6 - 34,6} \approx 0,033.$$

Следовательно, $f_{\text{кол}} = \sqrt{0,033} = 0,18 \text{ м}$, а

$$d_{\text{кол}} = \sqrt{\frac{4 f_{\text{кол}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,18}{3,14}} = 0,48 \text{ м} < 500 \text{ мм}.$$

Таким образом, диаметр коллектора распределительной системы $d_{\text{кол}} = 500 \text{ мм}$ принят правильно.

Расчет дренажа фильтра. Дренаж представляет собой ряд параллельно уложенных щелевых труб, размещенных в толще фильтрующей загрузки фильтра на глубине 500—600 мм от поверхности песка.

Расстояние между дренажными трубами принимаем $e = 600 \text{ мм} = 0,6 \text{ м}$ (рекомендуется при диаметре труб 150 мм от 0,6 до 0,65 м, а при диаметре труб 100 мм от 0,5 до 0,55 м). Тогда количество труб в одном отделении фильтра $n_{\text{др}} = 5,4 : 0,6 = 9 \text{ шт.}$

Расход фильтрованной воды, отводимой каждой дренажной трубой,

$$Q_{др} = \frac{v_{р.н} F_{отд}}{n_{др}} = \frac{12 \cdot 23}{9} = 30,7 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где $v_{р.н}$ — скорость фильтрования при нормальном режиме эксплуатации, равная 12 м/ч;

$F_{отд}$ — площадь отделения фильтра, равная 23 м².

Секундный расход воды, отводимой одной дренажной трубой,

$$q'_{др} = \frac{30,7 \cdot 1000}{3600} = 8,53 \text{ л/сек.}$$

Принимаем трубы из нержавеющей стали внутренним диаметром 150 мм со щелями, нарезанными электроискровым способом. Наибольшая скорость движения воды $v = 0,45 \text{ м/сек} < 1 \text{ м/сек}$. Отношение площади щелей дренажных труб (считая по внутренней поверхности трубы) к площади загрузки фильтра должно быть $\alpha_{щ} = 1,5 \div 2\%$.

Необходимая суммарная площадь щелей дренажных труб

$$\Sigma f_{щ} = \frac{F_{отд} \alpha_{щ}}{100} = \frac{23 \cdot 1,5}{100} = 0,345 \text{ м}^2.$$

Площадь щелей на одной трубе $f_{щ} = \Sigma f_{щ} : n_{др} = 0,345 : 9 = 0,0383 \text{ м}^2$.

Так как ширина щели должна быть на 0,1 мм меньше величины наиболее мелкой фракции загрузки, принимаем щели шириной 0,4 мм и длиной 80 мм.

Площадь одной щели $f'_{щ} = 32 \text{ мм}^2 = 0,000032 \text{ м}^2$, тогда необходимое количество щелей на одной дренажной трубе

$$n_{щ} = \frac{f_{щ}}{f'_{щ}} = \frac{0,0383}{0,000032} \approx 1200 \text{ шт.}$$

Окружность трубы по внутренней поверхности $s = \pi d = 3,14 \times 0,15 = 0,471 \text{ м}$.

Принимаем по окружности внутренней поверхности трубы 32 щели, параллельные продольной оси трубы. Тогда шаг оси щелей по окружности трубы $e = 0,471 : 32 \approx 0,0147 \text{ м} = 14,7 \text{ мм}$.

Общее количество рядов щелей по длине дренажной трубы составит $1200 : 32 = 37,5 \approx 38$ рядов. Шаг оси щелей по длине трубы $4300 : 38 = 113 \text{ мм}$. При длине щели 80 мм расстояние между щелями по длине трубы будет $113 - 80 = 33 \text{ мм}$.

Отношение площади щелей к внутренней поверхности одной дренажной трубы составит $(0,0383 \cdot 100) : 0,471 \approx 8\% < 20\%$, что вполне допустимо.

Промывка дренажа двухпоточного фильтра производится с интенсивностью $w_{др} = 12 \text{ л/сек} \cdot \text{м}^2$. Тогда общий расход промывной

воды, поступающей в систему дренажных труб одного отделения фильтра, будет

$$\Sigma q_{\text{пр}} = F_{\text{отд}} w_{\text{др}} = 23 \cdot 12 = 276 \text{ л/сек},$$

или на одну дренажную трубу

$$q_{\text{пр}} = 276 : 9 \approx 30,7 \text{ л/сек} \approx 0,0307 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

Расчетная скорость движения промывной воды в дренажной трубе диаметром 150 мм составит $v = 1,81 \text{ м/сек}$ (рекомендуемая скорость не более 2 м/сек), а скорость прохода промывной воды через щели $v_{\text{щ}} = q_{\text{пр}} : f_{\text{щ}} = 0,0307 : 0,0383 \approx 0,8 \text{ м/сек}$, что отвечает рекомендуемой скорости продувки щелей ($0,8 \text{ м/сек}$), необходимой для устранения заклинивания щелей застревающими в них песчинками фильтрующей загрузки.

Правильность выбора диаметра дренажных труб проверяют из условия наибольшей допускаемой потери напора $h = 0,4 \text{ м}$ в слоях песка при подходе воды к дренажу.

Эта потеря напора составит

$$h = 115 \left(\frac{v_{\text{р.н}} b}{3600 \pi k_{\text{ф}}} \right) \lg \frac{b}{d_{\text{н}}}, \quad (110)$$

где $v_{\text{р.н}}$ — скорость фильтрования при нормальном режиме работы фильтров, равная 12 м/ч ;

b — расстояние между дренажными трубами, равное $0,6 \text{ м}$;

$d_{\text{н}}$ — наружный диаметр дренажной трубы, равный 168 мм ;

$k_{\text{ф}}$ — коэффициент фильтрации, равный:

$$k_{\text{ф}} = \frac{0,87 d_{\text{п}}^2}{\nu}; \quad (111)$$

$d_{\text{п}}$ — диаметр зерен песка, прилегающего к дренажным трубам, в см ;

ν — кинематический коэффициент вязкости воды, при температуре 0° равный $0,0179 \text{ см}^2/\text{сек}$.

Для данного примера

$$k_{\text{ф}} = \frac{0,87 \cdot 0,05^2}{0,0179} \approx 0,122.$$

Тогда потеря напора по формуле (110) будет

$$h = 115 \left(\frac{12 \cdot 0,6}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,122} \lg \frac{0,6}{0,168} \right) \approx 0,33 \text{ м} < 0,4 \text{ м}.$$

Проверяем скорость движения воды в конце дренажной трубы при $l_{\text{др}} = 4,3 \text{ м}$ и $d_{\text{др}} = 150 \text{ мм} = 0,15 \text{ м}$.

$$v_{\text{к}} = \frac{v_{\text{р.н}} b l_{\text{др}}}{3600 \cdot 0,785 d_{\text{др}}^2} = \frac{12 \cdot 0,6 \cdot 4,3}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,15^2} = 0,49 \text{ м/сек} < 1 \text{ м/сек},$$

которая может быть максимально допущена.

Расчет желобов для отвода промывной воды. Для отвода загрязненной промывной воды предусматриваем устройство на каж-

дом двухпоточном фильтре по шесть желобов (по три желоба в каждом отделении).

Расход воды, приходящейся на один желоб при одновременной промывке обоих отделений фильтра, составит

$$q_{\text{ж}} = \frac{Fw}{n_{\text{ж}}} = \frac{46 \cdot 15}{6} = 130 \text{ л/сек} = 0,13 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

Расстояние между осями желобов при длине отделения фильтра 5,4 м будет $5,4:3 = 1,8 \text{ м}$.

Ширина желоба с полукруглым основанием ($K=2$) по формуле (86)

$$B = 2 \sqrt[5]{\frac{0,13^3}{3,07^3}} \approx 0,45 \text{ м}.$$

Здесь $b = 1,57 + a$, при этом $a = 1,5$.

Полная конструктивная высота желоба с учетом толщины днища $\delta = 0,06 \text{ м}$ составит: $H_{\text{к}} = 1,25 B + \delta = 1,25 \cdot 0,45 + 0,06 = 0,62 \text{ м}$.

По табл. 40 $B = 0,43 \text{ м}$; $H_{\text{к}} = 0,6 \text{ м}$; $v = 0,63 \text{ м/сек}$.

Высота кромки желоба над поверхностью фильтрующей загрузки по формуле (63)

$$\Delta h_{\text{ж}} = \frac{1,45 \cdot 30}{100} + 0,3 = 0,74 \text{ м}.$$

Кромки всех желобов располагаются в одной горизонтальной плоскости с допуском $\pm 2 \text{ мм}$. Лоткам желобов придается уклон 0,01 по ходу движения промывной воды.

Количество воды, расходуемой на основную нижнюю промывку распределительной системы фильтров АКХ, по формулам (88) и (89) составит

$$p_1 = \frac{w F t_1 \cdot 60 N}{Q_{\text{час}} (T_0 - \Sigma t) 1000} 100 = \frac{15 \cdot 46 \cdot 6 \cdot 60 \cdot 10}{5000 (12 - 0,77) 1000} 100 = 4,4\%$$

(где $\Sigma t = t_1 + t_2 + t_3 = 0,1 + 0,5 + 0,17 = 0,77 \text{ ч}$);

то же, на промывку дренажа

$$p_2 = \frac{w_1 F t_4 \cdot 60 N}{Q_{\text{час}} (T_0 - \Sigma t) 1000} 100 = \frac{12 \cdot 46 \cdot 2 \cdot 60 \cdot 10}{5000 (12 - 0,77) 1000} 100 = 1,2\%,$$

т. е. всего 5,6%.

Расчет сборного канала. Загрязненная промывная вода из желобов двухпоточного фильтра свободно изливается в сборный канал, откуда отводится в сток. Так как фильтр в рассматриваемом случае имеет площадь 46 м^2 , т. е. более 40 м^2 , сборный канал разделяет фильтр на два отделения площадью по 23 м^2 каждое. Сечение сборного канала должно быть прямоугольным, а ширина по эксплуатационным условиям принимается не менее $b_{\text{кан}} = 0,8 \text{ м}$.

При отводе промывной воды с фильтра сборный канал должен предотвращать создание подпора на выходе воды из желобов. Поэтому при $q_{\text{кан}} = q_{\text{пр}} = 0,69 \text{ м}^3/\text{сек}$ расстояние от дна желоба до дна сборного канала по формуле (90) должно быть не менее

$$H_{\text{кан}} = 1,73 \sqrt[3]{\frac{0,69^3}{9,81 \cdot 0,8^3}} + 0,2 \approx 0,95 \text{ м}.$$

Скорость движения воды в конце сборного канала при размерах его поперечного сечения $f_{\text{кан}} = bH = 0,8 \cdot 0,95 = 0,76 \text{ м}^2$ составит $v_{\text{кан}} = q_{\text{кан}} : f_{\text{кан}} = 0,69 : 0,76 \approx 0,9 \text{ м/сек}$, т. е. больше минимально допустимой скорости при форсированном режиме работы фильтра ($v_{\text{кан}} = 0,8 \text{ м/сек}$).

Определение потерь напора при промывке фильтра. Потери напора в двухпоточном фильтре при промывке состояются из следующих величин:

а) потери напора в распределительной системе из дырчатых труб по формуле (91)

$$h_1 = \left(\frac{2,2}{0,35^2} + 1 \right) \frac{1,7^2}{2 \cdot 9,81} + \frac{2,03^2}{2 \cdot 9,81} \approx 2,99 \text{ м};$$

б) потери напора в толще загрузки

$$h_2 = h_{\text{ф}} (1 - m_0) \gamma_3, \quad (112)$$

где $h_{\text{ф}}$ — полная высота песчаной загрузки, равная 1,45 м;

m_0 — коэффициент пористости загрузки, равный 0,41;

γ_3 — удельный вес загрузки в воде, равный $2,65 - 1 = 1,65$.

Тогда

$$h_2 = 1,45 (1 - 0,41) 1,65 = 1,41 \text{ м};$$

в) потери напора в трубопроводе, подводящем промывную воду к общему коллектору распределительной системы фильтра, при $q = 690 \text{ л/сек}$, $v = 2,32 \text{ м/сек}$ и $d = 600 \text{ мм}$ будут: $i = 0,0108$; для линии длиной $l = 100 \text{ м}$ $h_{\text{тр}} = 1,08 \text{ м}$;

г) потери напора на образование скорости во всасывающем и напорном патрубках насоса для подачи промывной воды при $d = 350 \text{ мм}$, $q = 345 \text{ л/сек}$ и $v = 3,58 \text{ м/сек}$

$$h_{\text{о.с}} = \frac{v^2}{2g} = \frac{3,58^2}{2 \cdot 9,81} \approx 0,65 \text{ м};$$

д) потери напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре при $d = 600 \text{ мм}$ и $v = 2,32 \text{ м/сек}$

$$h_{\text{м.с}} = \Sigma \zeta \frac{v^2}{2g} = 3,65 \frac{2,32^2}{2 \cdot 9,81} \approx 1,03 \text{ м}.$$

Следовательно, полная величина потерь напора составит

$$\Sigma h = 2,99 + 1,41 + 1,08 + 0,65 + 1,03 = 7,16 \text{ м}.$$

Геометрическая высота подъема воды от дна резервуара чистой воды до верхней кромки желоба

$$h_{\text{г}} = 0,7 + 1,95 + 4,5 = 7,15 \text{ м}.$$

Расчетный напор, который должен развивать насос при промывке двухпоточного фильтра,

$$H = 7,16 + 7,15 + 1,5 = 15,81 \approx 16 \text{ м}.$$

§ 31. КОНТАКТНЫЕ ОСВЕТИТЕЛИ

А. Общие данные

Контактный осветлитель представляет собой сооружение для осветления и обесцвечивания воды, совмещающее функции камеры хлопьеобразования, отстойника и скорого фильтра. Действие контактного осветлителя основано на принципе «контактной коагуляции», которая происходит при фильтровании воды через зернистую массу (если введен коагулянт).

В этих условиях коагуляция — процесс укрупнения частиц дисперсной системы вследствие их взаимного слипания — происходит более интенсивно, чем в свободном объеме воды (т. е. в хлопьеобразователях и отстойниках). Особенно активно контактная коагуляция проявляется при смешении коагулянта с обрабатываемой водой непосредственно перед ее поступлением в толщу зернистой загрузки.

Интересно отметить, что идея осветления воды путем предварительного коагулирования и фильтрования без применения отстойников была впервые выдвинута еще в 1888 г. врачом Рождественским в его диссертации «Об очищении воды для питья кварцами и сернокислым глиноземом». Существенным различием между контактной коагуляцией (в зернистой загрузке) и коагуляцией в свободном объеме является и то, что при контактной коагуляции не требуется подщелачивания, так как она протекает в условиях отсутствия щелочного резерва. Весьма ценным является практическое использование этой особенности контактной коагуляции для очистки вод северных рек, имеющих высокую цветность и очень низкую щелочность.

Опыты, проводившиеся Академией коммунального хозяйства, показали, что образование коллоидной гидроокиси алюминия, крайне необходимое при коагуляции в свободном объеме воды, в условиях контактной коагуляции может не улучшить, а даже ухудшить процесс очистки воды, в частности может возрасти темп прироста потери напора в слое зернистой загрузки.

На интенсивность контактной коагуляции влияют изменения величины рН.

Теорию расчета и конструкцию контактных осветлителей разработал проф. Д. М. Минц.

Контактный осветлитель (рис. 51) представляет собой железобетонный резервуар, заполненный сверху слоем песка с крупностью зерен 0,5—2 мм* и толщиной слоя 2 м, а снизу — гравием с крупностью зерен 2—4 мм и толщиной слоя 50 мм; с крупностью зерен 4—8 мм и толщиной слоя 100 мм; с крупностью зерен 8—16 мм и толщиной слоя 100 мм. Верхняя граница нижнего слоя гравия крупностью 16—32 мм должна быть на 100 мм выше отверстий распределительной системы.

* Эквивалентный диаметр зерен 0,9—1,3 мм, коэффициент неоднородности до 2,5.

Осветляемая вода проходит через слои загрузки снизу вверх в направлении убывающей крупности зерен. Вода подается на контактный осветлитель по трубе 1 в трубчатую распределительную систему 2.

Расчетная скорость восходящего потока воды при рабочем цикле освещения принимается не более 5 м/ч, в зависимости от количества осветлителей (табл. 45).

Продолжительность рабочего цикла при расчетной скорости потока воды должна быть не менее 8 ч.

Взвешенные частицы и другие загрязнения задерживаются как в крупнозернистых слоях гравия, так и в песчаной загрузке. Осветленная вода по желобам 3 отводится в сборный канал 4 и поступает в резервуар чистой воды по трубе 5.

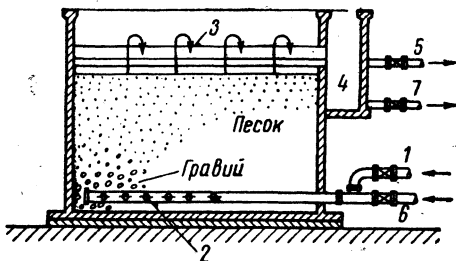


Рис. 51. Схема контактного осветлителя

Вода для промывки контактного осветлителя подается по трубе 6 в ту же распределительную систему с интенсивностью 13—15 л/сек·м². Продолжительность промывки 7—8 мин (0,117—0,133 ч). Промывная вода поступает по желобам 3 в сборный канал (при закрытой задвижке на трубе 5) и затем по трубе 7 отводится в сток. Время простоя в связи с промывкой 20 мин (0,33 ч).

Таблица 45

Расчетная скорость восходящего потока воды

Количество осветлителей	3	4	5	6 и более
Расчетная скорость восходящего потока в м/ч	4	4,5	4,8	5

После окончания промывки контактного осветлителя первые порции осветленной воды в течение 10 мин (0,17 ч) сбрасываются в сток.

Таким образом, в контактных осветлителях по условиям их действия слой воды над загрузкой является осветленным. Чтобы предотвратить возможность его повторного загрязнения, зеркало воды в контактных осветлителях ограждается от коридора управления остекленными перегородками высотой не менее 2,5 м. Нижний пояс перегородки на высоту 1—1,2 м должен быть глухим. Применение контактных осветлителей рекомендуется при любой производительности очистной станции для осветления воды, содержащей взвешенные вещества не более 150 мг/л и цветностью не выше 150°.

При этих условиях контактные осветлители могут достигать эффекта очистки воды, отвечающего требованиям ГОСТ 2784—54 на питьевую воду.

Применение контактных осветлителей позволяет сократить капитальные затраты на строительство и уменьшить расход коагулянта на 20—30%, что снижает эксплуатационные затраты.

Б. Расчет контактного осветлителя

Расчет входной камеры. Устройство входной камеры необходимо для того, чтобы исключить попадание в распределительную систему и зернистую загрузку контактного осветлителя водорослей и крупной взвеси.

При расчетной производительности (полезной) контактных осветлителей $Q_{\text{сут}} = 52\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$ объем входной камеры

$$W_{\text{вх.к}} = \frac{Q_{\text{сут}} t}{24 \cdot 60} = \frac{52\,000 \cdot 2}{1440} \approx 72 \text{ м}^3,$$

где t — продолжительность пребывания воды во входной камере, равная 2 мин.

Принимаем две входные камеры глубиной $h = 3 \text{ м}$ и площадью каждая $F_{\text{вх.к}} = W_{\text{вх.к}} : h = 72 : 3 = 24 \text{ м}^2 \approx 25 \text{ м}^2$ с размером в плане $5 \times 5 \text{ м}$.

В камерах устанавливаются вертикальные сетки с отверстиями 2—4 мм.

При скорости прохода воды через сетки $v_c = 0,25 \text{ м/сек}$ (рекомендуется 0,2—0,3 м/сек) рабочая площадь сеток будет

$$F_c = \frac{Q_{\text{час}}}{3600 v_c} = \frac{2167}{3600 \cdot 0,25} \approx 2 \text{ м}^2.$$

Входная камера оборудуется устройствами для промывки сеток, спускной и переливной трубами.

Нижняя часть камеры имеет наклонные стенки под углом 50° к горизонту. Высота конической части камеры

$$h_{\text{кон}} = \frac{B}{2} \operatorname{ctg} (90^\circ - 50^\circ) = \frac{5}{2} \cdot 1,19 \approx 3 \text{ м}.$$

Полная высота камеры $H = h + h_{\text{кан}} = 3 + 3 = 6 \text{ м}$.

Определение площади контактного осветлителя. Необходимая площадь контактных осветлителей определяется, как и площадь двухпоточных фильтров, по формуле (109).

При этом $Q_{\text{сут}} = 52\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 2167 \text{ м}^3/\text{ч}$; $T = 24 \text{ ч}$; $v_{\text{р.н}} = 5 \text{ м/ч}$ (при количестве контактных осветлителей более шести); $w = 15 \text{ л/сек} \cdot \text{м}^2$; $n = 3$; $t_1 = 8 \text{ мин}$ (0,133 ч); $t_2 = 20 \text{ мин}$ (0,33 ч); $t_3 = 10 \text{ мин}$ (0,17 ч).

Следовательно,

$$F_{\text{к.о}} = \frac{52\,000}{24 \cdot 5 - 3,6 \cdot 3 \cdot 15 \cdot 0,133 - 3 \cdot 0,33 \cdot 5 - 3 \cdot 0,17 \cdot 5} \approx 571,4 \text{ м}^2.$$

Количество контактных осветлителей на станции по формуле (78)

$$N_{\text{к.о}} = 0,5 \sqrt{571,4} \approx 12 \text{ шт.}$$

Площадь одного контактного осветлителя должна быть

$$f_{\text{к.о}} = 571,4 : 12 \approx 47,6 \text{ м}^2.$$

Так как $f_{\text{к.о}} > 40 \text{ м}^2$, принимаем контактный осветлитель с центральным сборным каналом, разделяющим его на два отделения; размер каждого отделения в плане принимаем $4 \times 5,95 \text{ м}$. Таким образом, площадь отделения $23,8 \text{ м}^2$. Проверяем скорость восходящего потока воды при форсированном режиме эксплуатации:

$$v_{\text{р.ф}} = v_{\text{р.н}} \frac{N_1}{N - N_1} = 5,1 \frac{12}{12 - 1} = 5,5 \text{ м/ч},$$

где N_1 — количество контактных осветлителей, находящихся в ремонте.

Таким образом, скорость при форсированном режиме не превышает допускаемую скорость движения воды, равную 6 м/ч .

Расчет трубчатой распределительной системы. Расход промывной воды, приходящейся на один контактный осветлитель (одновременно промываются оба отделения), составит

$$q_{\text{пр}} = \omega f_{\text{к.о}} = 15 \cdot 47,6 = 714 \text{ л/сек} = 0,714 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

При наличии двух отделений на каждый коллектор распределительной системы контактного осветлителя приходится расход промывной воды $q_{\text{кол}} = 0,357 \text{ м}^3/\text{сек} = 357 \text{ л/сек}$.

Принимая скорость движения воды при промывке не более $0,8—1,2 \text{ м/сек}$, находим диаметр коллектора каждого отделения $d_{\text{кол}} = 600 \text{ мм}$, отвечающий скорости движения воды $v_{\text{кол}} = 1,2 \text{ м/сек}$.

Наружный диаметр стальной трубы по ГОСТ 10704—63 равен: $D = 630 \text{ мм}$. Длина одного ответвления каждого отделения контактного осветлителя составит $l_{\text{отв}} = (L - D) : 2 = (5,95 - 0,63) : 2 = 2,66 \text{ м}$.

Так как шаг оси ответвлений должен быть $e = 0,25 \div 0,35 \text{ м}$, то количество ответвлений в каждом отделении контактного осветлителя будет: $m = 2(4 : 0,3) = 26 \text{ шт}$.

Расход промывной воды, приходящейся на одно ответвление, $q_{\text{отв}} = q_{\text{кол}} : m = 357 : 26 = 13,8 \text{ л/сек}$.

Допустимая скорость в трубопроводах распределительной системы должна быть не более $1,8—2 \text{ м/сек}$. Следовательно, диаметр ответвления составит: $d_{\text{отв}} = 80 \text{ мм}$, что отвечает скорости движения воды $v = 1,95 \text{ м/сек}$.

Диаметр отверстий в ответвлениях принимаем $d_0 = 10 \text{ мм} = 0,01 \text{ м}$ (рекомендуется в пределах $10—12 \text{ мм}$), а отношение α площади всех отверстий распределительной системы к площади осветлителя принимается равным $0,2\%$.

Тогда количество отверстий на каждом ответвлении

$$n = \frac{\alpha F_{\text{отв}}}{m f_0} = \frac{0,002 \cdot 23,8}{26 \cdot 0,785 \cdot 0,01^2} \approx 23.$$

Расстояния между осями отверстий при размещении их в один ряд $e_0 = 2660 : 23 \approx 115$ мм (рекомендуются в пределах 80—120 мм).

Расчет желобов для сбора и отвода промывной воды. При расходе промывной воды на один контактный осветлитель $q_{\text{пр}} = 0,714$ м³/сек и количестве желобов $n_{\text{ж}} = 6$ (по три на каждое отделение) расход воды, приходящейся на один желоб, будет $q_{\text{ж}} = 0,714 : 6 = 0,119$ м³/сек. Расстояние между осями желобов $l_{\text{ж}} = 5,95 : 3 = 1,98$ м ≈ 2 м.

Ширина желоба с треугольным основанием по формуле (86) при $b = 1,57 + a$ и $a = 1,5$

$$B = 2,1 \sqrt[5]{\frac{0,119^2}{3,07^3}} \approx 0,46 \text{ м.}$$

Высота желоба (полезная) $h = 1,25B = 0,58$ м, а с учетом толщины стенки $h_{\text{ж}} = 0,58 + 0,08 = 0,66$ м. Скорость движения воды в конце желоба 0,57 м/сек.

Проверяя полученные размеры по табл. 40, найдем ширину желоба $B = 0,45$ м, конструктивную высоту $h_{\text{ж}} = 0,63$ м, скорость движения воды в конце желоба $v = 0,6$ м/сек.

Высота кромки желоба над поверхностью контактного осветлителя по формуле (63)

$$\Delta h_{\text{ж}} = \frac{2 \cdot 25}{100} + 0,3 = 0,8 \text{ м} > 0,66 \text{ м.}$$

Расход воды на промывку контактного осветлителя по формуле (88)

$$p = \frac{15 \cdot 47,6 \cdot 8 \cdot 60 (12 - 1)}{2167 (8 - 0,133 - 0,33 - 0,17) 1000} 100 \approx 23,6 \text{ \% .}$$

Таким образом, в неблагоприятных условиях, когда продолжительность рабочего цикла сокращается до 8 ч (предельно допустимый минимум 6 ч), расход воды на промывку контактных осветлителей превышает 20% общего расхода.

Легко проверить, что даже при нормальном рабочем цикле (две промывки за сутки) расход промывной воды для контактных осветлителей составляет 11%, тогда как для скорых фильтров в тех же условиях он не более 5,5—7,5%.

Расчет сборного канала. Промывная вода из желобов двух отделений контактного осветлителя свободно изливается в центральный сборный канал, откуда отводится в сток.

Сечение центрального сборного канала прямоугольное, а ширину канала по условиям эксплуатации надо принять не менее $b_{\text{кан}} = 0,7$ м.

При отводе промывной воды с контактного осветлителя сборный канал должен предотвращать создание подпора на выходе воды из желобов.

Поэтому расстояние от дна желоба до дна сборного канала должно быть по формуле (90), не менее

$$H_{\text{кан}} = 1,73 \sqrt[3]{\frac{0,714^2}{9,81 \cdot 0,7^2}} + 0,2 = 1,02 \text{ м.}$$

Скорость движения воды в конце сборного канала при размерах его поперечного сечения $f_{\text{кан}} = 1,02 \cdot 0,7 = 0,714 \text{ м}^2$ и $q_{\text{пр}} = q_{\text{кан}}$ составит $v_{\text{кан}} = q_{\text{кан}} : f_{\text{кан}} = 0,714 : 0,714 = 1 \text{ м/сек.}$, т. е. больше минимально допустимой скорости при форсированном режиме $v_{\text{кан}} = 0,8 \text{ м/сек.}$

Расчет потерь напора при промывке контактного осветлителя и определение расчетного напора насосов для подачи промывной воды производится аналогично изложенному в § 26.

§ 32. НАПОРНЫЕ ФИЛЬТРЫ

А. Общие сведения

Напорные грубозернистые фильтры применяют при частичном осветлении воды, используемой для технических целей, при мутности исходной воды до 300 мг/л.

Напорный фильтр представляет собой закрытый стальной резервуар (вертикальный или горизонтальный), рассчитанный на внутреннее давление до 6 атм. В ряде случаев это позволяет подавать профильтрованную воду в разводящую сеть труб с достаточным напором.

Продолжительность фильтроцикла в напорном фильтре обуславливается предельной потерей напора в фильтрующей загрузке и дренаже до 15 м вод. ст.

Вертикальные напорные фильтры выпускаются серийно нашей промышленностью шести типоразмеров диаметрами 1; 1,5; 2; 2,6; 3 и 3,4 м с высотой загрузки 1 м.

Характеристика загрузки, скорость фильтрования и интенсивность промывки напорных фильтров представлены в табл. 46.

Таблица 46

Данные о напорных фильтрах

Материал загрузки	Крупность зерен загрузки в мм	Коэффициент неоднородности (максимум)	Скорость фильтрования в м/ч	Интенсивность промывки в л/сек.м ²	
				водяной	воздушной
Песок кварцевый	0,8—1,8	1,8	10—12	6—8	15—20
То же	1,5—2,5	2	13—15	6—8	18—25
Антрацит дробленый	0,8—1,8	1,8	10—12	6—8	13—15
То же	1,5—2,5	2	13—15	6—8	16—20

Примечание. Гравийные поддерживающие слои не устраиваются.

Основные размеры напорных вертикальных кварцевых фильтров

Диаметр фильтра в мм	Высота слоя загрузки в мм	Размеры фильтра по высоте в мм			Размеры фильтра в плане в мм			Диаметры основ- ных трубопрово- дов в мм			Вес в т	
		H	H_1	H_2	L	L_1	L_2	d	d_1	d_2	без ар- мату- ры	нагру- зочный
1000	1000	2675	492	192	212	583	680	80	50	50	0,92	4
1500	1000	2962	643	193	860	602	955	125	80	50	1,48	3,5
2000	1000	3235	738	236	885	685	1170	150	80	80	2,22	15
2600	1000	3512	820	220	1400	808	1500	200	100	100	3,94	28
3000	1000	3745	850	290	1706	690	1730	250	125	100	5,12	37
3400	1000	3870	850	250	1700	982	1930	250	125	100	6,54	50

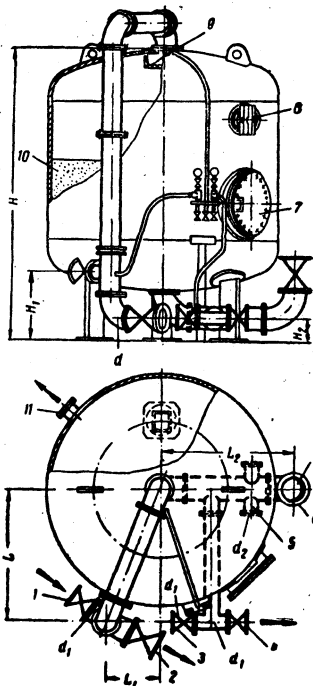


Рис. 52. Вертикальный напорный кварцевый фильтр

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

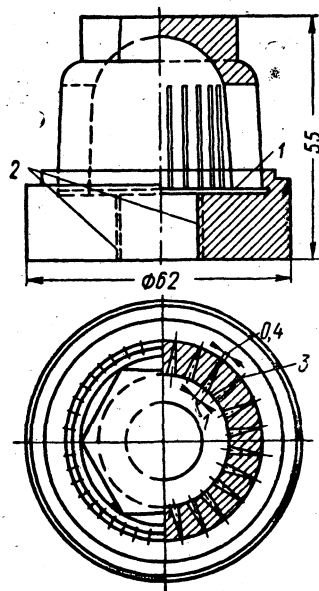


Рис. 53. Дренажный фарфоровый колпачок ВТИ-5

1 — линия сварки; 2 — резьба; 3 — щели

Напорные фильтры применяют без гравийных подстилающих слоев, с трубчатым дренажем. Кроме дренажной системы для отвода фильтрованной воды и распределения воды при промывке устраивается распределительная система, по которой подается сжатый воздух. Если конструкция дренажа обеспечивает равномерное распределение сжатого воздуха, отдельную воздушную распределительную систему можно не предусматривать.

Дренаж представляет собой коллектор, проходящий по оси поперечного сечения фильтра, с ответвлениями через 250—350 мм.

В табл. 47 приведены основные размеры и другие данные для напорных вертикальных фильтров (рис. 52), выпускаемых серийно.

В напорных фильтрах применяются специальные дренажные

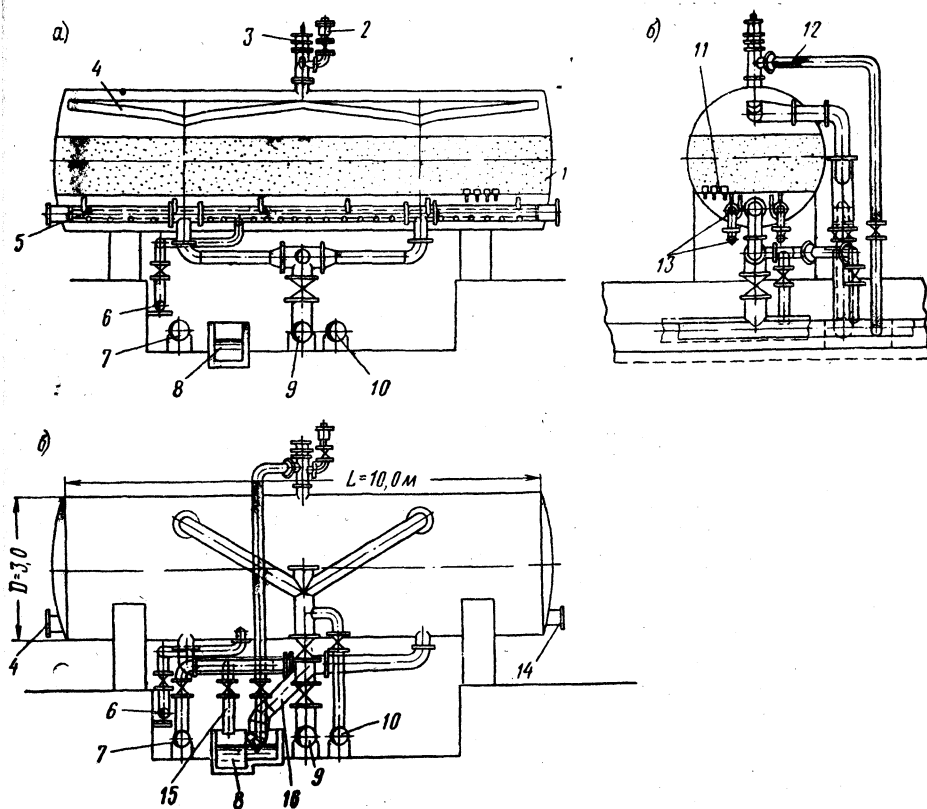


Рис. 54. Горизонтальный напорный фильтр

а — продольный разрез; б — поперечный разрез; в — внешний вид; 1 — корпус с загрузкой кварцевым песком; 2 — вентиль; 3 — вакуум-клапан; 4 — сборный лоток; 5 — дырчатые дренажные трубы; 6 — воздухопровод; 7 — отвод фильтрованной воды; 8 — сточный канал; 9 — подача промывной воды; 10 — подача исходной воды; 11 — дно фильтра с дренажными колпачками; 12 — выпуск воздуха; 13 — подача воздуха; 14 — прочистки; 15 — сброс первого фильтрата; 16 — сброс промывной воды

колпачки, через щели которых проходит вода, но не пропускаются зерна песчаной загрузки.

На трубчатых ответвлениях привариваются ниппели диаметром 13 мм. Расстояния между ниппелями должны быть равны расстояниям между ответвлениями. На ниппели навинчиваются дренажные щелевые колпачки. На рис. 53 показан дренажный фарфоровый колпачок ВТИ-5, который является более стойким на истирание крупным песком при промывке фильтра по сравнению с пластмассовыми колпачками ВТИ-К. На наружной поверхности колпачка ВТИ-5 делаются 24 щели шириной 0,3—0,5 мм, что позволяет применять дренаж без поддерживающих слоев.

Подача воды на напорный фильтр и отвод промывной воды осуществляются либо через воронку, обращенную широким концом вверх, либо по кольцевой дырчатой трубе.

На станциях большой производительности целесообразно устраивать горизонтальные напорные фильтры (рис. 54), так как при том же диаметре ввиду увеличения длины цилиндрического корпуса они могут дать более значительную площадь фильтрования. При диаметре фильтра 3 м и длине 10 м площадь фильтрования достигает 30 м².

Б. Расчет напорного фильтра

Определение площади фильтра. Площадь напорного фильтра определяют по формуле

$$F = \frac{Q_{\text{сут}}}{T v_{p,n} - 3,6 n (w_1 t_1 + w_2 t_2 + w_3 t_3) - n t_4 v_{p,n}}, \quad (113)$$

где $Q_{\text{сут}}$ — производительность фильтра (полезная) в м³/сутки;
 T — продолжительность работы станции в течение суток в ч;

$v_{p,n}$ — расчетная скорость фильтрования в м/ч;

n — число промывок фильтров за сутки;

w_1 и t_1 — интенсивность в л/сек·м² и продолжительность в ч первоначального взрыхления фильтрующей загрузки;

w_2 и t_2 — интенсивность подачи воды в л/сек·м² и продолжительность в ч водовоздушной промывки;

w_3 и t_3 — интенсивность в л/сек·м² и продолжительность отмывки в ч;

t_4 — продолжительность простоя фильтра из-за промывки в ч.

При заданной полезной производительности установки с напорными фильтрами $Q_{\text{сут}} = 11400$ м³/сутки, или $Q_{\text{час}} = 475$ м³/ч:

$$F = \frac{11400}{24 \cdot 10 - 3,6 \cdot 2 (8 \cdot 0,017 + 4 \cdot 0,083 + 8 \cdot 0,034) - 2 \cdot 0,33 \cdot 10} \approx 49,98 \text{ м}^2.$$

Количество напорных фильтров при площади одного фильтра $f \approx 7,1$ м² (см. табл. 47) должно быть: $N = F : f = 49,98 : 7,1 \approx 7,04$.

Принимаем семь рабочих фильтров и один резервный (если количество рабочих фильтров больше десяти, то должно быть два резервных фильтра).

Расчет распределительной системы фильтра. Напорный вертикальный фильтр имеет диаметр $D=3$ м. Площадь песчаной загрузки фильтра $f=7,1$ м² (в плане). Интенсивность промывки $w=8$ л/сек·м².

Общий расход воды на промывку на один фильтр $q_{пр}=7,1 \cdot 8=56,8$ л/сек $=0,057$ м³/сек.

Диаметр стального коллектора распределительной системы напорного фильтра при скорости входа в него промывной воды $v_{кол}=1,07$ м/сек будет $d_{кол}=250$ мм (рекомендуемая скорость 1—1,2 м/сек).

С каждой стороны коллектора (рис. 55) размещается по 6—7 ответвлений в виде горизонтальных стальных труб наружным диаметром 60 мм, привариваемых к коллектору под прямым углом на взаимных расстояниях $3:12=0,25$ м (между осями труб).

На штуцерах ответвлений укрепляются фарфоровые щелевые дренажные колпачки ВТИ-5. Необходимая суммарная площадь щелей в дренажных колпачках должна быть 0,8—1% рабочей площади фильтра, т. е.

$$\Sigma f_{щ} = 0,008 \frac{\pi D^2}{4} = 0,008 \cdot 0,785 \cdot 3^2 = 0,056 \text{ м}^2.$$

Площадь щелей на каждом колпачке ВТИ-5 составляет $f_{щ}=192$ мм² $=0,000192$ м².

Общее число колпачков на ответвлениях распределительной системы

$$n = \frac{\Sigma f_{щ}}{f_{щ}} = \frac{0,056}{0,000192} \approx 290 \text{ шт.}$$

Так как фильтр имеет в плане круглое сечение, то ответвления будут разной длины, а именно: 0,71; 0,98; 1,14; 1,27; 1,33 и 1,38 м.

Суммарная длина всех ответвлений распределительной системы фильтра $D=3$ м составит $L=4(0,71+0,98+1,14+1,27+1,33+1,38)=27,24$ м.

Среднее расстояние между дренажными колпачками $e=L:n=27,24:290 \approx 0,095=95$ мм.

На наиболее длинных ответвлениях (в центре фильтра) $l=1,38$ м устанавливается по 15 колпачков, а на наиболее коротких ответвлениях $l=0,71$ м — по 8 колпачков.

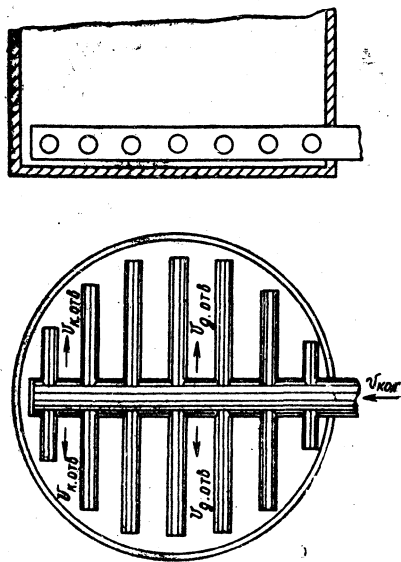


Рис. 55. Трубчатый дренаж вертикального напорного фильтра

Количество колпачков на 1 м² фильтра составляет $290 : 7,1 \approx 41$ (рекомендуется не менее 35—40).

Количество промывной воды, приходящейся на один колпачок, $q_{\text{колп}} = 0,057 : 290 \approx 0,0002 \text{ м}^3/\text{сек}$.

Скорость прохода промывной воды через щели колпачка $v_{\text{щ}} = q_{\text{колп}} : f_{\text{щ}} = 0,0002 : 0,000192 \approx 1,05 \text{ м/сек}$.

Расход промывной воды, приходящейся на наиболее длинное ответвление с числом колпачков $n=15$: $q_{\text{д.отв}} = n q_{\text{колп}} = 15 \times 0,0002 = 0,003 \text{ м}^3/\text{сек}$.

При допустимой скорости $v=1,8 \div 2 \text{ м/сек}$ диаметр ответвления будет 50 мм, что отвечает скорости $v_{\text{д.отв}} = 1,41 \text{ м/сек}$.

Сопротивление в щелях дренажных колпачков распределительной системы круглого в плане фильтра, состоящей из центрального коллектора и боковых распределительных труб неравной длины, определяется по формуле

$$h = \frac{v_{\text{щ}}^2}{2 g \mu^2}, \quad (114)$$

где $v_{\text{щ}}$ — скорость движения воды в щелях колпачка;

μ — коэффициент расхода, равный 0,5.

Так как $v_{\text{щ}} = 1,05 \text{ м/сек}$, то

$$h = \frac{1,05^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,5^2} \approx 0,225 \text{ м}.$$

На наиболее длинном боковом ответвлении размещено 15 щелевых колпачков, тогда $\Sigma h = 15 \cdot 0,225 \approx 3,38 \text{ м}$.

Режим промывки напорных фильтров следующий: взрыхление загрузки (с интенсивностью 6—8 л/сек·м²) 1 мин; водовоздушная промывка (3—4 л/сек·м² воды и 20—25 л/сек·м² воздуха) 5 мин, отмывка водой (6—8 л/сек·м²) 2 мин.

Отвод промывной воды с напорного фильтра производится при помощи водосборной воронки; диаметр воронки должен быть $d_v = (0,2 \div 0,25) D$ (где D — диаметр фильтра). Принимаем $d_v = 600 \text{ мм}$.

§ 33. СВЕРХСКОРОСТНЫЕ ФИЛЬТРЫ СИСТЕМЫ Г. Н. НИКИФОРОВА

Предложенные Г. Н. Никифоровым напорные сверхскоростные фильтры позволяют достигать скорости фильтрования от 25 до 50 м/ч (и даже до 75 м/ч).

Фильтр представляет собой вертикальный стальной резервуар, внутри которого размещен второй цилиндр меньшего диаметра (рис. 56). Кольцевое пространство, образуемое стенками обоих цилиндров, разделено радиальными перегородками на восемь секторных камер с песчано-гравийной загрузкой; семь камер находятся в работе, а одна поочередно подвергается автоматической промыв-

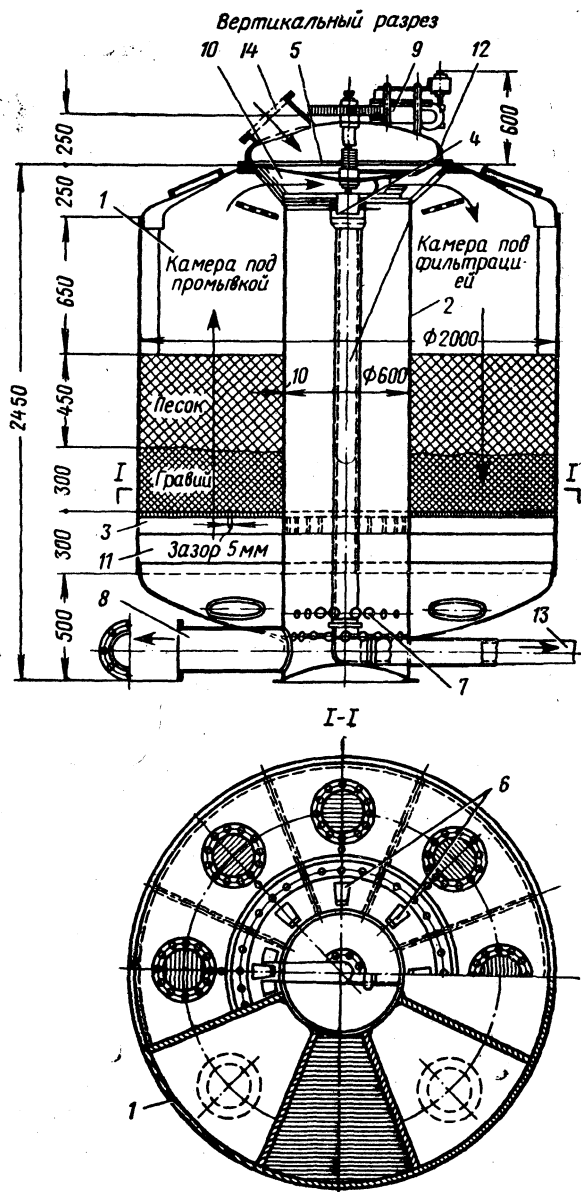


Рис. 56. Напорный сверхскоростной фильтр камерного типа системы Г. Н. Никифорова

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

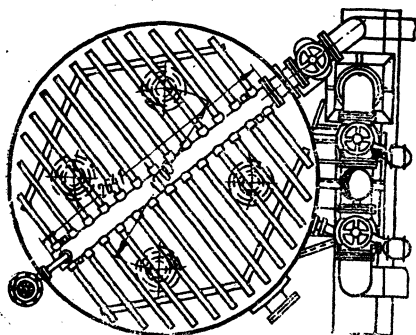
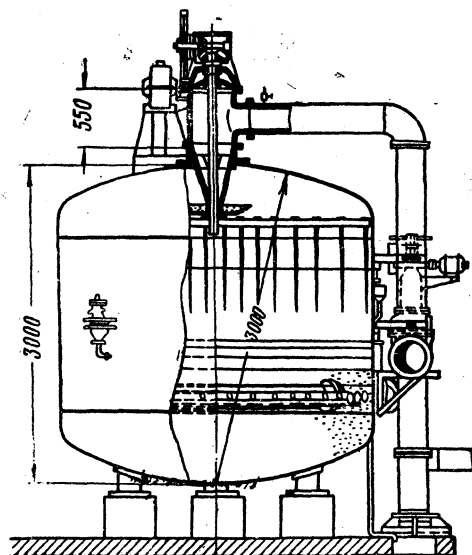


Рис. 57. Батарейная компоновка фильтров системы Г. Н. Никифорова

ке. Минимальная продолжительность работы каждой камеры 72 мин, в том числе 10 мин занимают промывка и связанные с ней операции.

Ввиду того что производительность фильтра лимитируется его размерами и при максимально допустимом диаметре фильтра 3 м не превышает $150 \text{ м}^3/\text{ч}$, Г. Н. Никифоров предложил батарейную компоновку напорных фильтров (рис. 57) с автоматической системой промывки, работающих по принципу сверхскоростного фильтрования. Все фильтры, входящие в блок (рис. 58), связаны единым гидравлическим режимом и оборудованы автоматическим дистанционным управлением.

Продолжительность цикла при сверхскоростном фильтровании обычно невелика, и при большом содержании в воде взвешенных веществ (особенно при паводке) и эффективной величине песка $d_{10}=0,5 \text{ мм}$ она составляет от 1 до 2 ч. Удлинить фильтроцикл можно, увеличив интервал между операциями по обслуживанию двух смежных фильтров. Этот интервал при значительной грязевой нагрузке

на фильтры может падать до 1 мин, а при благоприятных условиях повышаться до 40 мин.

Все операции по промывке фильтра (с интервалом 1 мин между операциями по обслуживанию двух смежных фильтров) осуществляются за 72 мин, считая выключение каждого фильтра из работы на 10 мин. Следовательно, полезная работа фильтра продолжается в течение $72-10=62 \text{ мин}$.

Пример. Рассчитать сверхскоростной фильтр батарейного типа. Батарея состоит из шести фильтров диаметром 3 м, располо-

женных в два ряда; общая полезная площадь $F_6 = 0,785 \cdot 3^2 \cdot 6 = 42,42 \text{ м}^2$.

Скорости фильтрования: начальная $v_{\phi}' = 50 \text{ м/ч}$, конечная $v_{\phi}'' = 0 \div 4 \text{ м/ч}$, средняя расчетная $v_{\phi} = 25 \text{ м/ч}$.

Продолжительность фильтроцикла $t = 72 \text{ мин}$.

Продолжительность полезной работы фильтра $t_p = 62 \text{ мин}$; интервал между промывками двух смежных фильтров $t_n = 1 \text{ мин}$; продолжительность операций, связанных с промывкой фильтра, $t_o = 10 \text{ мин}$, а продолжительность собственно промывки $t_{пр} = 6 \text{ мин}$.

Интенсивность промывки фильтров $\omega = 6 \div 8 \text{ л/сек} \cdot \text{м}^2$.

Полная производительность батареи Q_6 в течение цикла фильтрования будет

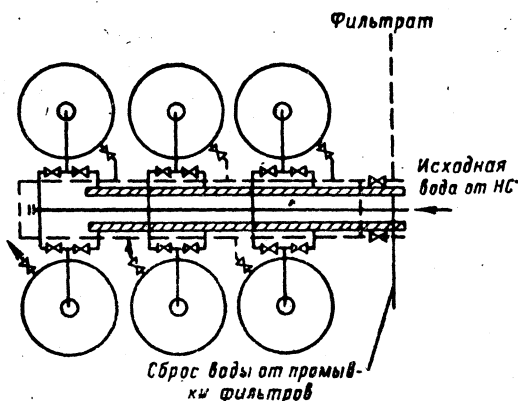


Рис. 58. Блок из шести фильтров конструкции Г. Н. Никифорова

$$Q_6 = F_6 v_{\phi} \frac{t_p}{60} = 42,42 \cdot 25 \frac{62}{60} \approx 1092 \text{ м}^3,$$

а одного фильтра $1092 : 6 = 182 \text{ м}^3$.

Расход промывной воды в течение одного цикла

$$q_{пр} = F_6 \frac{\omega}{1000} t_{пр} \cdot 60 = 42,42 \frac{6}{1000} 6 \cdot 60 = 92 \text{ м}^3.$$

Расход промывной воды в % от полной производительности батареи

$$p = \frac{q_{пр} \cdot 100}{Q_6} = \frac{92 \cdot 100}{1092} \approx 8,42\%.$$

Полезная производительность батареи за фильтроцикл

$$Q_6' = Q_6 - q_{пр} = 1092 - 92 = 1000 \text{ м}^3,$$

а одного фильтра

$$q_{\phi}' = 1000 : 6 = 166,7 \text{ м}^3.$$

Полезная производительность батареи, отнесенная к одному часу ее работы, составит $Q_6'' = Q_6' : \frac{t}{60} = 1000 : \frac{72}{60} \approx 833 \text{ м}^3/\text{ч}$, а для одного фильтра $q_{\phi}'' = Q_6'' : 6 = 833 : 6 \approx 138 \text{ м}^3/\text{ч}$.

При малом содержании взвеси в воде и отсутствии мелкой взвеси интервал между обслуживанием двух смежных фильтров может

быть увеличен, а следовательно, увеличится и продолжительность полезной работы фильтра.

Пример. Количественное и качественное содержание взвеси в обрабатываемой воде позволяет принять величину интервала $t_{\text{и}} = 30 \text{ мин}$, что отвечает времени полезной работы фильтра $t_{\text{р}} = 3 \text{ ч } 55 \text{ мин}$ (табл. 48), или $t_{\text{р}} = 235 \text{ мин}$, при продолжительности фильтроцикла $t = t_{\text{р}} + t_{\text{о}} = 235 + 10 = 245 \text{ мин}$, или $4 \text{ ч } 05 \text{ мин}$.

Таблица 48

Продолжительность полезной работы фильтра $t_{\text{р}}$ и фильтроцикла t в зависимости от интервалов в обслуживании смежных фильтров $t_{\text{и}}$

Величина интервала между обслуживанием двух смежных фильтров $t_{\text{и}}$	Продолжительность полезной работы фильтра $t_{\text{р}}$	Длина фильтроцикла с учетом времени обслуживания одного фильтра t
1 мин	1 ч 01 мин	1 ч 11 мин
10 »	1 » 55 »	2 » 05 »
20 »	2 » 55 »	3 » 05 »
30 »	3 » 55 »	4 » 05 »
40 »	4 » 55 »	5 » 05 »
50 »	5 » 55 »	6 » 05 »
1 ч 00 »	6 » 55 »	7 » 05 »
1 » 20 »	8 » 55 »	9 » 05 »
1 » 40 »	10 » 55 »	11 » 05 »
2 » 00 »	12 » 55 »	13 » 05 »
3 » 00 »	18 » 55 »	19 » 05 »
3 » 50 »	23 » 50 »	24 » 00 »

Следовательно, полная производительность батареи за цикл будет

$$Q_6 = 42,42 \cdot 25 \frac{235}{60} \approx 4150 \text{ м}^3.$$

Расход промывной воды на собственные нужды

$$p = \frac{92 \cdot 100}{4150} \approx 2,21 \%.$$

Полезная производительность батареи

$$Q'_6 = (4150 - 92) : \frac{245}{60} \approx 1000 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Необходимый напор перед фильтром составит

$$H = h_{\text{ф}} + h_{\text{о}} + h_{\text{г}} + h_{\text{с}}, \quad (115)$$

где $h_{\text{ф}}$ — наибольшая потеря напора в фильтре, равная $0,3-1 \text{ ати}$;
 $h_{\text{о}}$ — остаточный напор после фильтрования для нужд обратной промывки фильтра (с учетом сопротивления дренажа), равный 1 ати ;

$h_{\text{г}}$ — геометрическая высота подъема воды после очистки в м ;

$h_{\text{с}}$ — сумма гидравлических сопротивлений в трубопроводах от фильтра до объекта потребления.

Практически H принимают не менее $2,5 \text{ ати}$.

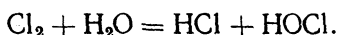
ГЛАВА VIII

РАСЧЕТ УСТАНОВОК ДЛЯ ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЯ ВОДЫ

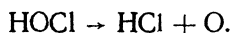
§ 34. ОСНОВНЫЕ ДАННЫЕ О ХИМИЗМЕ И МЕТОДАХ ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЯ ВОДЫ ХЛОРОМ

Свободный и связанный активный хлор. Обеззараживание воды, применяемое с целью уничтожения имеющихся в ней бактерий, достигается обычно хлорированием воды жидким (газообразным) хлором или раствором хлорной извести (в установках производительностью не более 3000 м³/сутки). Обеззараживание воды может быть также достигнуто озонированием или действием на нее бактерицидных лучей (представляющих часть ультрафиолетового спектра).

В настоящее время резко изменилось представление о химизме процесса хлорирования воды. По прежней трактовке, введение хлора в воду вызывает образование соляной и хлорноватистой кислоты по уравнению

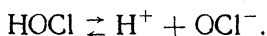


Хлорноватистая кислота, будучи нестойким соединением, разлагается с выделением атомарного кислорода, т. е.



Таким образом, обеззараживающий эффект хлорирования объясняли окисляющим действием атомарного кислорода, разрушающим вещество бактерий. Теперь установлено, что бактерицидный эффект в малой степени зависит от действия атомарного кислорода.

Полагают, что хлорноватистая кислота подвергается диссоциации на ионы водорода H^+ и гипохлористые ионы OCl^- по уравнению



При величине $\text{pH}=5\div 6$ хлор присутствует в воде главным образом в виде хлорноватистой кислоты HOCl . С повышением величины $\text{pH}>6$ концентрация гипохлорит-ионов постепенно возрастает, достигая 21% при $\text{pH}=7$; 75% при $\text{pH}=8$ и 97% при $\text{pH}=9$.

Хлорноватистая кислота — наиболее сильный окислитель, а гипохлорит-ион — наиболее слабый.

Наличие хлорноватистой кислоты HOCl и гипохлорит-ионов рассматривается как присутствие в воде *свободного активного хлора*.

Если в хлорируемой воде содержится природный аммиак или азотсодержащие органические соединения (например, аминокислоты), то свободный активный хлор вступает с ними во взаимодействие и образует хлорамины и другие хлорпроизводные. Хлор, присутствующий в воде в виде соединений с вышеназванными веществами, рассматривается как *связанный активный хлор*. Окислительная способность связанного активного хлора значительно ниже, чем у свободного активного хлора.

Большое влияние на активность свободного и связанного хлора в воде оказывают температура и величина рН. С повышением температуры химические и бактерицидные реакции ускоряются; с повышением величины рН происходит их замедление.

Имеется предположение, что бактерицидные реакции хлора и его соединений носят физиологический характер. Хлор вступает во взаимодействие с протеинами и аминосоединениями, которые содержатся в оболочке бактерии и ее внутриклеточном веществе. Результатом таких взаимодействий являются химические изменения внутриклеточного вещества, распад структуры клетки и прекращение жизнедеятельности бактерии.

Дозы хлора и понятие об остаточном хлоре. Доза хлора для обеззараживания воды назначается с таким расчетом, чтобы обеспечить полное окисление содержащихся в воде органических веществ. Кроме того, принятая доза хлора должна обеспечивать в ближайшей точке водопровода от насосной станции наличие так называемого *остаточного хлора* в количестве не менее $0,3 \text{ мг/л}$ и не более $0,5 \text{ мг/л}$ (ГОСТ 2874—54). Такое содержание остаточного хлора служит показателем достаточности принятой расчетной дозы для обеззараживания воды.

С этой целью доза хлора назначается с некоторым избытком. Обычно хлор вводится дважды: в нефильтрованную воду из поверхностного источника в количестве до $3—5 \text{ мг/л}$ и после фильтрования в количестве $1—2 \text{ мг/л}$. Эти данные могут служить лишь для ориентировочных расчетов. Действительно необходимые дозы хлора должны определяться в каждом конкретном случае с учетом качества воды источника водоснабжения. Для вод мутных и имеющих высокую цветность дозу хлора приходится увеличивать.

Некоторые специалисты считают, что наличие остаточного хлора дает гарантию против повторного бактериального загрязнения воды после выхода ее с очистной станции в систему разводящих трубопроводов. Теперь это мнение не разделяют многие гигиенисты, так как остаточный хлор может в ряде случаев дать ложную оценку в отношении надежности обеззараживания воды.

Это вызвано тем, что остаточный хлор может присутствовать в

виде свободного активного хлора или связанного активного хлора, или, наконец, оба вида могут существовать одновременно. В тех случаях, когда обеззараживаемая вода не содержит природного аммиака или азотсодержащих органических веществ, остаточный хлор является свободным.

Если в хлорируемой воде содержится аммиак или в нее специально добавляется аммиак, то при небольшой дозе вводимого хлора остаточный хлор будет связанным активным хлором.

Следовательно, бактерицидное действие хлора и необходимая продолжительность контакта воды с хлором зависят от вида остаточного хлора, который образуется при хлорировании. Весьма значительное влияние оказывает также и величина pH.

Выяснилось, что для полной гибели бактерий после 10-минутного контакта при $\text{pH}=6\div7$ нужно не менее $0,2 \text{ мг/л}$ свободного активного остаточного хлора, а при $\text{pH}=8\div9$ требуется не менее $0,4 \text{ мг/л}$. Между тем связанного активного остаточного хлора при тех же условиях требуется соответственно 1 и $1,8 \text{ мг/л}$, но уже при 60-минутном контакте. Иначе говоря, для гибели бактерий в течение определенного времени контакта требуется связанного активного остаточного хлора в 25 раз больше, чем свободного. При применении равных количеств связанного и свободного активного хлора требуется примерно в 100 раз больший период контакта для связанного активного остаточного хлора, чем для свободного. Эти данные (табл. 49) получены в результате экспериментальных исследований, выполненных Батерфелдом (США).

Таблица 49

Дозы остаточного хлора для полного обеззараживания воды

Значение pH	Минимальные дозы остаточного активного хлора в мг/л	
	свободного после 10-минутного контакта	связанного после 60-минутного контакта
6—7	0,2	1
7—8	0,2	1,5
8—9	0,4	1,8
9—10	0,8	Не определялось
Более 10	Более 1	То же

Эксперименты проводились при температуре воды $20\text{—}25^\circ\text{C}$.

Приведенные в табл. 49 величины остаточного хлора при разных значениях pH воды не могут быть признаны нормативными, так как они подвергаются значительным изменениям в зависимости от качества воды, температуры, продолжительности контакта и условий обработки. Тем не менее, эти данные отчетливо подтверждают, что контрольная величина остаточного хлора без определения содержания свободного и связанного активного остаточного хлора не может служить надежным измерителем.

Неопределенным и неточным является и самый термин «остаточный хлор». Все виды хлорирования следует классифицировать по

двум основным признакам, определяемым терминами «связанный активный остаточный хлор» и «свободный активный остаточный хлор».

Таким образом, эффект обеззараживания является функцией только состава остаточного хлора, а не процесса хлорирования.

Необходимо иметь в виду, что применяемый в настоящее время колориметрический ортотолитиновый метод не обеспечивает такого дифференцированного определения содержания остаточного хлора. Вместо него следует использовать метод дифференцированного амперометрического титрования, позволяющий определить величины свободного и связанного остаточного хлора.

Хлорирование дозами, согласующимися с кривой остаточного хлора (хлорирование до «точки перелома»). В свете изложенных выше изменений в характеристике остаточного хлора подвергается изменению и способ хлорирования дозами, согласующимися с кривой остаточного хлора, или так

называемый метод хлорирования до «точки перелома». Этот способ предусматривает предварительное выявление дозы хлора, которую надо вводить в воду для получения удовлетворительной величины остаточного хлора.

Кривая остаточного хлора (рис. 59) строится на основе опытного хлорирования данной воды различными дозами хлора. Величина остаточного хлора возрастает в определенной пропорции к количеству вводимого хлора. Когда это количество становится достаточным для окисления органических веществ, вы-

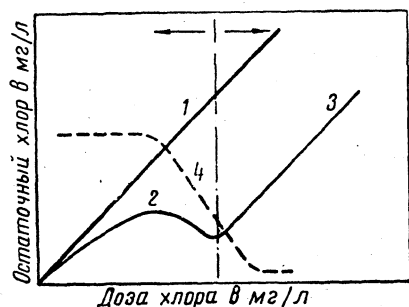


Рис. 59. Кривая остаточного хлора

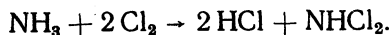
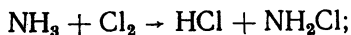
1 — доза введенного хлора в мг/л;
2 — связанный активный хлор; 3 — свободный активный хлор; 4 — кривая разрушения NH_3 .

зывающих привкус и запах, величина остаточного хлора падает до минимума, а привкус и запах воды исчезают. Это соответствует так называемой точке перелома кривой. За этой точкой дальнейшее увеличение дозы подаваемого хлора будет уже прогрессивно увеличивать содержание остаточного хлора.

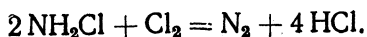
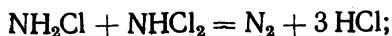
Недавно было доказано, что точка перелома — точка минимального количества остаточного хлора — зависит прежде всего от содержания аммиака в воде. Теоретическое количество хлора, требуемое для достижения точки перелома, в 7,5—10 раз превышает содержание в воде аммиачного азота NH_3 . Практически вследствие присутствия органических веществ для достижения этой точки требуется примерно в 10—25 раз больше хлора. Если доза хлора лежит за точкой перелома, остаточный хлор представляет собой в основном свободный активный хлор.

При хлорировании воды, содержащей свободный аммиак, сна-

чала образуются хлорамины. Таким образом, на первом участке кривой хлор присутствует в виде смеси моно- и дихлораминов:



Момент, когда весь аммиак, содержащийся в воде, уже израсходован на образование хлораминов, соответствует пику на участке кривой остаточного хлора до точки перелома. На этом участке остаточный хлор является связанным. Затем при наличии избытка хлора происходит взаимодействие его с хлораминами по уравнениям:



В результате такого взаимодействия резко падает величина остаточного хлора (точка перелома). После полного завершения реакций последующее добавление хлора ведет к повышению кривой остаточного хлора. За точкой перелома остаточный хлор — свободный активный.

Хлораторные установки. Газообразный хлор для обеззараживания воды впервые применен в 1896 г. (г. Луизвилл, США). Хлорирование в качестве постоянного процесса обработки воды введено в 1902 г. в Миддлсекерке (Бельгия), однако с этой целью использовался не хлор-газ, а хлорная известь.

Более широкое распространение в разных странах хлорирование воды получило в 1917—1918 гг.

Хлорирование воды осуществляется при помощи хлор-газа, который доставляется и хранится в сжиженном состоянии в стандартных стальных баллонах. Баллоны этого типа (рис. 60) вмещают от 25 до 69 кг сжиженного хлора (табл. 50).

На крупные водоочистные станции хлор доставляется в железнодорожных цистернах емкостью до 48 т, откуда переливается в большую тару в виде стальных бочек емкостью от 0,7 до 3 т жидкого хлора.

Для дозирования в воду хлора необходимы специальные аппараты — так называемые хлораторы.

По своей конструкции хлораторы могут быть напорными, в которых хлор-газ нахо-

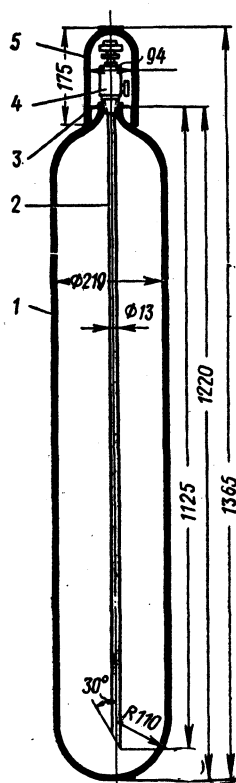


Рис. 60. Баллон для хлора емкостью 35 л (по ГОСТ 949—57)

1 — корпус баллона; 2 — сифонная трубка; 3 — кольцо горловины; 4 — запорный вентиль; 5 — колпак

дится под некоторым давлением, или вакуумными, где поддерживается давление меньше атмосферного. Теперь находят применение главным образом хлораторы вакуумного типа.

Таблица 50

Основные данные по баллонам (по ГОСТ 949—57)

Показатели	Емкость баллонов в л							
	20	25	30	35	40	45	50	55
Длина корпуса баллона в мм	770	925	1080	1265	1390	1545	1700	1855
Длина сифонной трубки в мм	675	825	975	1125	1275	1425	1575	1725
Вес хлора сжиженного в кг	25	31	37,5	45	50	56	62	69
Вес корпуса баллона в кг	34	40,5	47	55	60	66,5	73	79,5

У хлораторов напорного типа малейшие неплотности в соединениях арматуры вызывают утечку газа, создающую осложнения в работе, а иногда и угрозу отравления. Этого недостатка лишены хлораторы, работающие под вакуумом от 10 до 250 мм вод. ст.

На рис. 61 представлена схема вакуумного хлоратора постоянного расхода. Из промежуточного баллона (не показанного на рисунке) хлор-газ через вентиль 1 направляется в фильтр 2, где очи-

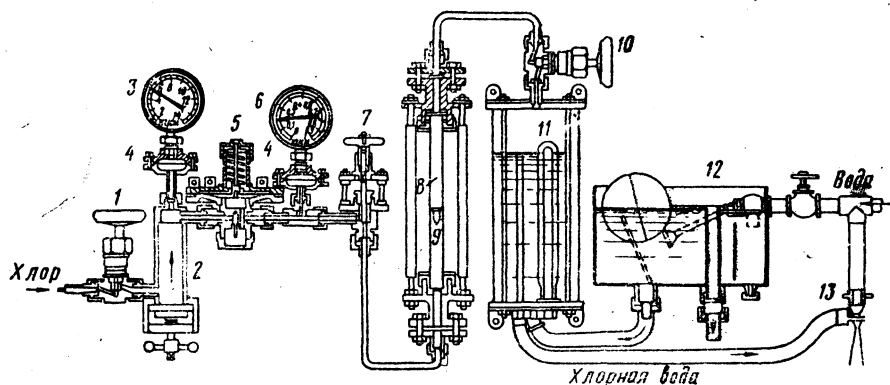


Рис. 61. Вакуумный хлоратор

щается от пыли, оставшейся после прохода его через промежуточный баллон. Редуктор 5 понижает давление газа, которое измеряется манометрами высокого 3 и низкого 6 давлений. Передача давления осуществляется через мембранные камеры 4, что исключает проникание агрессивного хлор-газа в манометры. Затем хлор через регулирующий кран 7 поступает в ротаметр 8 — газовый измеритель

расхода хлора, который состоит из стеклянной трубки; концы последней вставлены на сальниковом уплотнении во фланцевую арматуру. Стеклянная трубка градуирована в весовых единицах хлора. Расход хлора указывает поплавок 9, который перемещается в стеклянной трубке вверх и вниз под действием газового потока. После ротаметра хлор-газ направляется в предохранительный клапан 10, служащий барьером против попадания воды в газовую часть хлоратора. Затем в смесителе 11, куда подается газ и поступает некоторое количество воды из бачка 12, образуется хлорная вода, которая засасывается водоструйным эжектором 13. Выходящая отсюда хлорная вода по резиновой трубке направляется к месту ввода в обрабатываемую воду.

В СССР используется распространением вакуумный хлоратор системы ЛОНИИ-100, по своей конструкции идентичный с только что рассмотренной. Этот хлоратор изготавливается производительностью 0,4—2; 1—8; 2—12 и 3—20 кг/ч. Хлораторы имеют одинаковый вес 32,5 кг и габаритные размеры 830×650×160 мм. Хлораторы монтируются на щитах размером 800×730×160 мм, которые крепятся на расстоянии 0,25—0,3 м от стены; расстояние между щитами принимают 0,7 м.

Помещение для хлораторов. Для установки хлораторов на водоочистных станциях устраиваются специальные помещения, так называемые хлораторные, которые должны находиться обязательно на I этаже, так как хлор тяжелее воздуха и при утечке устремляется вниз. В хлораторной необходима установка вентилятора, рассчитанного на 12-кратный обмен воздуха за 1 ч с отсосом его на уровне пола в месте, противоположном входу в помещение.

Количество хлораторов должно быть не менее двух. Обязательно на установке резервных хлораторов: при количестве рабочих хлораторов до четырех — один резервный, а более пяти — два резервных.

Необходимо предусмотреть запасный выход из хлораторной непосредственно наружу. При хлораторной устраивается тамбур, где устанавливаются шкафы для спецодежды и противогазов. В тамбуре монтируются выключатели для вентиляции и освещения. Электроосвещение должно быть газозащитным с герметической аппаратурой.

В хлораторной размещают расходные хлорные баллоны или бочки, которые устанавливаются на специальные весы для дополнительного контроля за расходом хлора.

Выпуск хлора происходит по трубке, опущенной внутрь баллона. Поэтому при установке в рабочее положение баллон надо перевертывать вентилем вниз. Между расходным хлорным баллоном и хлоратором размещается промежуточный баллон. В нем жидкий хлор испаряется и одновременно очищается от загрязнений перед поступлением в хлоратор.

Площадь хлораторной принимают из расчета 3 м² на каждые

два хлоратора и не менее 4 м² на десятичные весы для промежуточного и рабочего баллонов.

Повышение съема хлора с баллонов. С каждого баллона без применения специальных мероприятий (подогрева) можно получить только 0,5—0,7 кг/ч хлора, а с бочки — до 3 кг/ч хлора с 1 м² боковой ее поверхности. Чтобы сократить количество действующих баллонов, их подогревают или создают в них вакуум, позволяющий хлору более интенсивно испаряться при комнатной температуре.

Обогрев горячей водой (до 30°C) может увеличить съем хлора до 3 кг/ч с одного баллона. Применение обогрева баллонов, а также испарителей хлора для увеличения его съема рационально на водоочистных станциях с расходом хлора не менее 10 кг/ч.

Если на водоочистой станции для хлорирования воды расходуются более трех баллонов хлора в сутки, то необходимо предусмотреть помещение для хранения его трехсуточного запаса. Это помещение не должно иметь непосредственного сообщения с хлораторной.

Предварительное хлорирование воды. Хлор смешивается с водой в трубопроводе или в шайбовом смесителе. Минимальная продолжительность контакта хлора с водой от момента смешения до поступления воды к ближайшим потребителям составляет 30 мин.

Если хлор вводится в профильтрованную воду, то этот контакт осуществляется в резервуарах чистой воды или в трубопроводах, подающих воду транзитом в разводящую сеть.

Однако, поскольку в исходной воде содержатся обычно органические загрязнения и различные виды гидробионтов, представляется целесообразным осуществлять предварительное хлорирование воды, т. е. введение хлора при поступлении воды на очистные сооружения, до подачи в нее других реагентов.

Задачей предварительного хлорирования является удлинение продолжительности контакта воды с хлором, который происходит на всем пути движения воды по сооружениям очистной станции. Предварительное хлорирование ускоряет процесс коагуляции органических загрязнений, предотвращает загнивание осадка в отстойниках, ликвидирует развитие гидробионтов в отстойниках и фильтрах. Поэтому предварительное хлорирование требует введения несколько повышенных доз хлора — от 1,5—2 до 3—5 мг/л. Следовательно, когда применяется предварительное хлорирование, подача хлора в воду производится дважды: до ввода в нее других реагентов и после фильтров. При этом концентрация остаточного хлора в воде должна отвечать ГОСТ 2874—54. Если величина остаточного хлора превышает 0,5 мг/л, надо снижать дозировку на первом или втором этапе хлорирования.

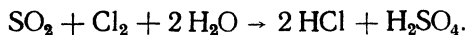
Перехлорирование воды (или сверххлорирование). Этот процесс происходит при введении больших доз хлора (порядка 10 мг/л и выше).

Перехлорирование воды применяют для обеззараживания сильно загрязненных вод, особенно при наличии в воде устойчивых

форм бактерий, а также для устранения высокой цветности, привкусов и запахов воды.

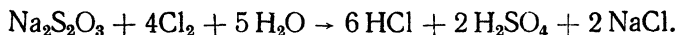
Поскольку ГОСТ 2874—54 устанавливает для питьевой воды содержание остаточного хлора 0,3—0,5 мг/л, после перехлорирования необходимо производить дехлорирование воды.

Дехлорирование воды. Наиболее распространенным способом дехлорирования воды является введение в воду сернистого ангидрида SO_2 . В этом случае имеет место реакция



Образовавшиеся в результате этой реакции соляная и серная кислоты нейтрализуются естественной щелочностью воды.

Потребное количество сернистого ангидрида составляет 0,905 мг на 1 мг снимаемого избыточного хлора. По данным Мосводопровода, для практических расчетов количества SO_2 можно принимать соотношение 1 : 1. Если дехлорирование воды осуществляется при помощи гипосульфита, т. е. серноватистокислого натрия $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$, то реакция протекает по уравнению



В этом случае кроме соляной и серной кислот образуется еще и поваренная соль.

Доза $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ должна быть 0,85 кг на 1 мг снимаемого избытка хлора. Количество активного $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ в товарном продукте 30—50 %.

Устройство дехлорирующей установки является несложным. В бак для приготовления концентрированного раствора наливают подогретую воду, в которой размешивают гипосульфит. Затем готовят 1—2 %-ный раствор, который и добавляют в воду. Раствор гипосульфита вводят в резервуар чистой воды или в трубопровод, отводящий из него воду. Необходимо иметь в виду, что избыточная доза гипосульфита придает неприятный привкус воде.

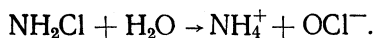
Дехлорирование воды может быть осуществлено и физическим методом — путем сорбции хлора активированным углем. Для этой цели устраивают фильтр, имеющий загрузку из активированного угля с толщиной слоя 2—2,5 м при размере зерен порядка 1,5—2,5 мм. Скорость фильтрования составляет 20—30 м/ч. После исчерпания сорбционной способности такого фильтра возможно ее восстановление путем периодической регенерации загрузки. Она заключается в промывке активированного угля горячим раствором щелочи и гипохлорита кальция. Продолжительность регенерации 0,5—0,75 ч. Объем загрузки фильтра из активированного угля принимается 0,2—0,25 м³ на 1 м³/ч дехлорируемой воды.

Хлорирование с аммонизацией. Для борьбы с хлорфенольными привкусами и запахами в воде производят преаммонизацию, т. е. вводят в нее аммиак (до ввода хлора). Количество вводимого аммиака (или аммонийных солей) принимается из расчета 0,5—1 г NH_4 -иона на 1 г введенного в воду хлора.

Добавляемый несколько позднее хлор соединяется с аммиаком, связывая хлор в хлорамины, не образующие с фенолами хлорфенолов. При низких значениях рН хлорамины образуются медленно, поэтому преаммонизацию надо вести при значениях $\text{pH} > 7$, чтобы связать хлор в хлорамины прежде, чем он вступит в реакцию с фенолами.

Если питьевая вода до подачи в сеть будет находиться в резервуарах и водоводах в продолжение более 1,5 ч, то в нее следует вводить аммиак перед поступлением в резервуар чистой воды, после добавки хлора (т. е. после вторичного хлорирования).

В результате реакции хлорноватистой кислоты (образующейся при хлорировании) с аммиаком получаются монохлорамины, которые подвергаются в воде гидролизу,



Гипрохлоритный ион OCl^- является активным окислителем органических веществ (в том числе и бактерий).

Ввиду медленного протекания процесса гидролиза хлораминов их окислительное действие первоначально несколько ниже, чем действие хлора, однако это компенсируется значительно большей длительностью бактерицидного действия хлораминов по сравнению с простым хлорированием. Кроме того, ввод аммиака позволяет сократить расход хлора и в большинстве случаев устраняет привкус и запах остаточного хлора.

Доза аммиака, вводимого для перечисленных выше целей, составляет обычно $1/4$ — $1/10$ дозы хлора.

Продолжительность контакта от момента смешения хлора и аммиака с водой до поступления к ближайшим потребителям следует принимать не менее 1 ч. Таким образом, при совместном хлорировании и аммонизации минимальная продолжительность контакта в 2 раза больше, чем при простом хлорировании.

Аммиак, так же как и хлор, хранится и доставляется в баллонах или стальных бочках. Установки для аммонизации надо располагать в отдельном помещении, изолированном от хлораторной. Помещение оборудуется вытяжной вентиляцией с 12-кратным воздухообменом и отсосом воздуха под потолком.

§ 35. РАСЧЕТ ХЛОРАТОРНОЙ УСТАНОВКИ для ДОЗИРОВАНИЯ ЖИДКОГО ХЛОРА

Заданным источником водоснабжения является река. Для обеззараживания воды из реки или водохранилища расчетную дозу хлора надо принимать более высокой, чем при обеззараживании воды из подземного источника.

Хлорирование производится в два этапа: предварительное с дозой 3—5 мг/л при поступлении воды на очистную станцию и с дозой 1—2 мг/л для обеззараживания воды после фильтрования.

Вместе с тем установка для подачи хлора должна предусматри-

вать возможность ввода хлора в один этап, т. е. либо перед поступлением воды на очистную станцию, либо после фильтрования воды.

Пример. Рассчитать хлораторную установку для станции очистки питьевой воды производительностью $Q_{\text{сут}} = 70\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$. Хлор вводится в воду в два этапа.

Расчетный часовой расход хлора для хлорирования воды: предварительного при $D'_{\text{хл}} = 5 \text{ мг/л}$

$$\frac{Q_{\text{сут}} D'_{\text{хл}}}{1000} : 24 = \frac{70\,000 \cdot 5}{1000} : 24 = 14,6 \text{ кг/ч};$$

вторичного при $D''_{\text{хл}} = 1 \text{ мг/л}$

$$\frac{Q_{\text{сут}} D''_{\text{хл}}}{1000} : 24 = \frac{70\,000 \cdot 1}{1000} : 24 = 2,9 \text{ кг/ч}.$$

Общий расход хлора равен $17,5 \text{ кг/ч}$, или 420 кг/сутки .

Оптимальные дозы хлора назначают по данным опытной эксплуатации путем пробного хлорирования очищаемой воды.

Производительность хлораторной $420 \text{ кг/сутки} > 250 \text{ кг/сутки}$, поэтому помещение разделено глухой стеной на две части (собственно хлораторную 1 и аппаратную 2) с самостоятельными запасными выходами наружу из каждой (рис. 62).

В аппаратной устанавливаются три вакуумных хлоратора ЗЛОНИИ-100 производительностью до 10 кг/ч с газовым измерителем. Два хлоратора являются рабочими, а один служит резервным.

В аппаратной кроме хлораторов устанавливаются три промежуточных хлорных баллона 4. Они требуются в больших установках для задержания загрязнений перед поступлением хлорного газа в хлоратор из расходных хлорных баллонов.

Производительность рассматриваемой установки по хлору составляет $Q_{\text{хл}} = 17,5 \text{ кг/ч}$. Это вызывает необходимость иметь большое количество расходных и хлорных баллонов, а именно:

$$n_{\text{бал}} = Q_{\text{хл}} : S_{\text{бал}} = 17,5 : 0,5 = 35 \text{ шт.},$$

где $S_{\text{бал}} = 0,5 \div 0,7 \text{ кг/ч}$ — съём хлора с одного баллона без искусственного подогрева при температуре воздуха в помещении 18°C .

Для уменьшения количества расходных баллонов в хлораторной устанавливаются стальные бочки-испарители 5 диаметром $D = 0,746 \text{ м}$ и длиной $l = 1,6 \text{ м}$. Такая бочка имеет емкость 500 л и вмещает до 625 кг хлора. Съём хлора с 1 м^2 боковой поверхности бочек составляет $S_{\text{хл}} = 3 \text{ кг/ч}$. Боковая поверхность бочки при принятых выше размерах составит $3,65 \text{ м}^2$.

Таким образом, съём хлора с одной бочки будет

$$q_6 = F_6 S_{\text{хл}} = 3,65 \cdot 3 = 10,95 \text{ кг/ч}.$$

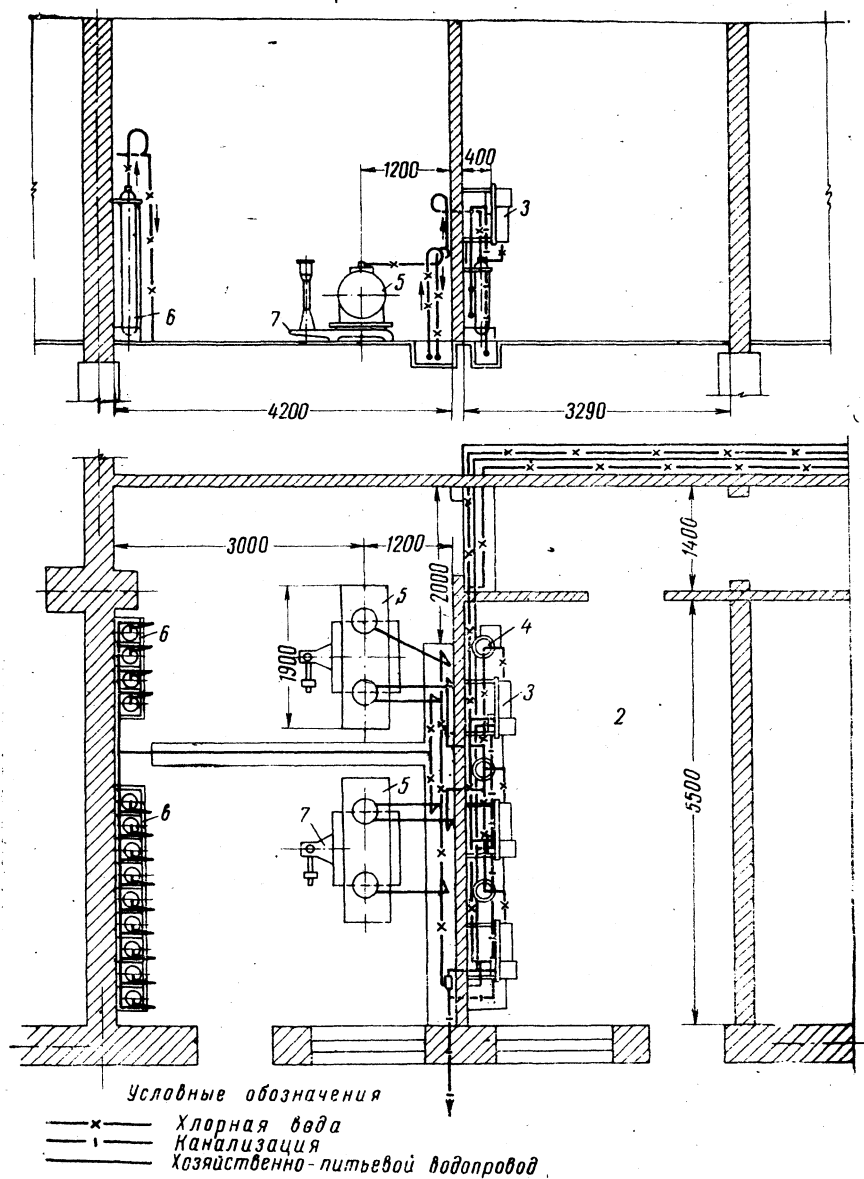


Рис. 62. Хлораторная установка

Для обеспечения подачи хлора в количестве 17,5 кг/ч нужно иметь $17,5 : 10,95 \approx 2$ бочки-испарителя. Чтобы пополнить расход хлора из бочки, его переливают из стандартных баллонов (ГОСТ 949—57) емкостью 55 л, создавая разрежение в бочках путем отсоса хлор-газа эжектором. Это мероприятие позволяет увеличить съем хлора до 5 кг/ч с одного баллона и, следовательно, сократить количество одновременно действующих расходных баллонов до $17,5 : 5 \approx 4$ шт.

Всего за сутки потребуется баллонов с жидким хлором $420 : 55 \approx 8$ шт.

В помещении хлораторной должны находиться также резервные баллоны в количестве не менее 50% суточной потребности. Поэтому предусмотрена установка 13 расходных баллонов в 6.

Каждая бочка размещается в горизонтальном положении на платформе циферблатных весов 7 марки РП-3Г13 размером в плане 1500×1500 мм, что обеспечивает весовой контроль расхода хлора.

При суточном расходе хлора более трех баллонов при хлораторной надо предусматривать хранение трехсуточного запаса хлора. Для данного примера количество баллонов на этом складе должно быть $3 \cdot 8 = 24$ шт. Склад хлора не должен иметь непосредственного сообщения с хлораторной.

Основной запас хлора хранится вне очистной станции, на так называемом расходном складе, рассчитанном на месячную потребность в хлоре.

В данном случае это составит

$$n_{\text{бал}} = \frac{420 \cdot 30}{55} \approx 230 \text{ баллонов стандартного типа.}$$

Доставка баллонов с расходного склада на очистную станцию производится по мере надобности автомашиной, электрокарами или другими видами транспорта.

§ 36. РАСЧЕТ УСТАНОВКИ ДЛЯ ПЕРЕЛИВА И РОЗЛИВА ЖИДКОГО ХЛОРА

Водопроводные станции получают жидкий хлор с заводов в стальных баллонах. При значительном потреблении хлора это ведет к необходимости создания большого обменного количества баллонов. Кроме того, при отпуске хлора в баллонах емкостью 25 л на 1 кг жидкого хлора приходится 1—2 кг металла. Наличие большого количества баллонов усложняет складской учет и увеличивает эксплуатационные затраты.

В силу этих причин для водопроводных станций с постоянным расходом хлора более 15 кг/ч (производительность станции 60 тыс. м³/сутки) рекомендуется устраивать установку для перелива и розлива жидкого хлора из железнодорожных цистерн по схеме, показанной на рис. 63.

Хлор доставляется по подъездному пути в железнодорожной хлорной цистерне 1. Из нее под давлением сжатого воздуха, подаваемого компрессором, хлор переливается в стационарные бочки-хранилища 2 емкостью каждая около 12 м³. Отсюда жидкий хлор может разливаться в хлорные бочки 4 емкостью около 1 т или в обычные баллоны 5, вмещающие по 60 кг хлора. Этот розлив может производиться как раздельно, так и одновременно, для чего разливочные коллекторы 3 присоединяются к стационарной хлорной бочке 2.

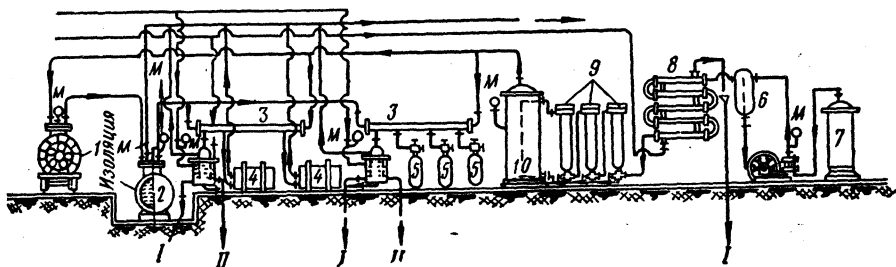


Рис. 63. Схема установки для перелива и розлива жидкого хлора
I — сброс в канализацию; II — отвод к конденсационному горшку

Бочки 4 установлены на весах и имеют два вентиля: один (нижний) для наполнения бочки жидким хлором, второй (верхний) для выпуска части испарившегося хлора (абгаз) в линию газообразного хлора.

Компрессор 6 засасывает воздух через очистительную колонку 7, заполненную кусковым безводным хлористым кальцием, и направляет сжатый до давления 12 ати воздух в водяной холодильник 8. Здесь при охлаждении из воздуха выделяется большая часть влаги. Затем для окончательной просушки воздух пропускают снизу вверх через ряд последовательно соединенных стальных баллонов 9, заполненных кусками хлористого кальция. Пройдя эти баллоны, сухой сжатый воздух подается в буфер 10, а отсюда по трубке поступает к железнодорожной хлорной цистерне 1.

Пример. Рассчитать установку для перелива и розлива жидкого хлора.

Давление сжатого воздуха, которое должно создаваться компрессором, определяем по формуле

$$P_b = P_{хл} + \Delta P + h_b, \quad (116)$$

где $P_{хл}$ — упругость паров жидкого хлора при $t=25^\circ\text{C}$;

ΔP — требуемый перепад давления между воздухом и газом;

h_b — потери давления в воздухопроводах.

При $P_{хл}=7,63$ ати, $\Delta P=1,5$ ати и $h_b=0,85$ ати

$$P_b = 7,63 + 1,5 + 0,85 = 9,98 \approx 10 \text{ ати.}$$

Требуемая производительность компрессорной установки, определяемая из расчета только операции перелива хлора из железнодорожной цистерны в стационарные хлорохранилища, составит

$$Q = 1,3 \frac{W_{\text{ц}} P_{\text{в}}}{n \cdot 60}, \quad (117)$$

где $W_{\text{ц}}$ — емкость железнодорожной цистерны для хлора;
 n — количество часов, затрачиваемых на перелив хлора из цистерны.

При $W_{\text{ц}} = 14 \text{ м}^3$ и $n = 6 \text{ ч}$

$$Q = \frac{1,3 \cdot 14 \cdot 10}{6 \cdot 60} \approx 0,5 \text{ м}^3/\text{мин}.$$

Принимаем к установке два компрессора марки ГАРО-155-2 производительностью по $36 \text{ м}^3/\text{ч}$, или $0,6 \text{ м}^3/\text{мин}$ (один из них резервный) с рабочим давлением 10 атм . Мощность двигателя марки А42-2 составляет $4,5 \text{ кВт}$.

Скорость движения воздуха в трубопроводе при давлении $P_{\text{в}} = 10 \text{ кгс/см}^2$ определяем из уравнения

$$v = \frac{q_{\text{в}}}{60 (P_{\text{в}} + 1) 0,785 d^2} = \frac{0,6}{60 (10 + 1) 0,785 \cdot 0,032^2} \approx 1,14 \text{ м/сек},$$

где $q_{\text{в}}$ — расход воздуха, равный $0,6 \text{ м}^3/\text{мин}$;
 d — диаметр воздухопровода, равный 32 мм .

Сравнительно невысокая скорость движения воздуха принята вследствие довольно значительной длины воздухопровода и необходимости снизить потери давления до величины не более 1 атм .

Для определения потери давления воздуха P_1 находим вес воздуха, проходящего через трубу,

$$G = q_{\text{в}} \cdot 60 \gamma = 0,6 \cdot 60 \cdot 11,47 \approx 413 \text{ кг/ч},$$

где $\gamma = 11,47 \text{ кг/см}^3$ при $t = 25^\circ\text{C}$ и давлении $P_{\text{в}} = 10 \text{ атм}$.

Тогда при длине воздухопровода $l = 130 \text{ м}$ и $\beta = 1,17$ (см. табл. 19)

$$P_1 = \frac{12,5 \beta G^2 l}{\gamma d^5} = \frac{12,5 \cdot 1,17 \cdot 413^2 \cdot 130}{11,47 \cdot 32^5} = 0,85 \text{ кгс/см}^2 < 1 \text{ атм}.$$

Продолжительность перелива хлора из железнодорожной цистерны принимаем не более $n = 6 \text{ ч}$.

Тогда расчетный расход через хлоропровод составит

$$q_{\text{хл}} = \frac{W_{\text{ц}}}{n \cdot 60 \cdot 60} = \frac{14 \cdot 1000}{6 \cdot 60 \cdot 60} \approx 0,65 \text{ л/сек}, \text{ или } 0,00065 \text{ м}^3/\text{ч},$$

а диаметр хлоропровода при скорости движения хлора $v = 1,35 \text{ м/ч}$ будет

$$d = \sqrt{\frac{q_{\text{хл}}}{0,785 v}} = \sqrt{\frac{0,00065}{0,785 \cdot 1,35}} \approx 0,0247 \text{ м} \approx 25 \text{ мм}.$$

Принимаем для хлоропровода толстостенные стальные трубы с внутренним диаметром 25 мм и внешним диаметром 40 мм (толщина стенки трубы 7,5 мм).

Потери напора в хлоропроводе составят

$$h_{\text{хл}} = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (118)$$

Коэффициент λ определяем из выражения

$$\lg \text{Re} = 0,5 \left(\frac{1}{\sqrt{\lambda}} - \lg \lambda \right) + 0,4, \quad (119)$$

а число Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{v d \gamma}{\mu} \quad (120)$$

В данном случае:

$v = 135 \text{ см/сек}$ — скорость движения жидкого хлора в трубопроводе;

$d = 2,5 \text{ см}$ — диаметр хлоропровода;

$\gamma = 1,396 \text{ г/см}^3$ — плотность жидкого хлора;

$\mu = 0,489 \text{ спз}$ — динамический коэффициент вязкости жидкого хлора, или $\mu = 0,00489 \text{ г/см}^3 \cdot \text{сек}$.

Следовательно,

$$\text{Re} = \frac{135 \cdot 2,5 \cdot 1,396}{0,00489} = 96\,350 > 2300,$$

т. е. характер движения жидкого хлора в трубопроводе турбулентный.

Путем постепенного подбора находим $\lambda = 0,011$. Действительно:

$$\lg 96\,350 = 0,5 \left(\frac{1}{\sqrt{0,011}} - \lg 0,011 \right) + 0,4;$$

$$4,984 = 0,5 (9,52 - 0,347) + 0,4;$$

$$4,984 \approx 4,987.$$

Следовательно, значение λ можно принять равным 0,011.

Для данного примера при длине хлоропровода $l = 140 \text{ м}$ потери напора в нем по формуле (118) составят

$$h = 0,011 \frac{140}{0,025} \cdot \frac{1,35}{2 \cdot 9,81} = 4 \text{ м вод. ст.}, \text{ или } 0,4 \text{ атм.}$$

Определим потери хлора при нагнетании его в стационарные хлорохранилища емкостью 12 т при температуре хлора $+25$ и -6°C :

а) при $t = +25^\circ\text{C}$ упругость паров хлора $P = 7,63 \text{ кгс/см}^2$, удельный вес хлор-газа $\gamma_r = 3,21$, удельный вес жидкого хлора $\gamma_{\text{ж}} = 1,396$.

Объем хлора $q_{\text{хл}} = Q_{\text{хр}} : \gamma_{\text{ж}} = 12\,000 : 1,396 = 8,59 \text{ м}^3$; потеря хлора¹ $q_{\text{хл}} \gamma_{\text{г}} P = 8,59 \cdot 3,21 \cdot 7,63 = 213,08 \text{ кг}$;

б) при $t = -6^\circ\text{C}$; $P' = 3,14 \text{ кгс/см}^2$; $\gamma_{\text{г}}' = 3,16$; $\gamma_{\text{ж}}' = 1,455$.

Объем хлора $q_{\text{хл}}' = 12\,000 : 1,455 = 8,22 \text{ м}^3$; потеря хлора $q_{\text{хл}}' \gamma_{\text{г}}' P' = 8,22 \cdot 3,16 \cdot 3,14 \approx 81,56 \text{ кг}$.

Из этого расчета ясна целесообразность теплоизоляции хлорохранилищ.

Для отвода части испарившегося жидкого хлора (абгаза) предусматривается специальный трубопровод.

Расчет трубопровода для газообразного хлора. При производительности станции очистки питьевой воды $Q_{\text{сут}} = 120\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$ и дозе хлора 2 г/м^3 суточная потребность в хлоре составит $120\,000 \cdot 2 = 240\,000 \text{ г} = 240 \text{ кг}$, а часовой его расход будет $q_{\text{ж}} = 240 : 24 = 10 \text{ кг/ч}$.

Из 1 кг жидкого хлора получается 316 л газа. Следовательно, для водоочистой станции заданной производительности хлораторная установка должна давать газообразного хлора $q_{\text{г-хл}} = 10 \times 316 = 3160 \text{ л} = 3,2 \text{ м}^3/\text{ч}$.

При движении хлорного газа по трубопроводу со скоростью $v = 3,5 \text{ м/сек}$ (рекомендуется $v = 2,5 \div 3,5 \text{ м/сек}$) необходимый диаметр его составит

$$d_{\text{хл}} = \sqrt{\frac{q_{\text{г-хл}}}{60 \cdot 60 \cdot 0,785 v}} = \sqrt{\frac{3,2}{60 \cdot 60 \cdot 0,785 \cdot 3,5}} \approx 0,018 \text{ м}.$$

Принимаем $d_{\text{хл}} = 20 \text{ мм}$ (ГОСТ 3262—62).

Хлоропроводы предпочтительнее укладывать в земле на глубину не менее $0,7 \text{ м}$. При прокладке хлоропроводов на эстакаде нужно предусмотреть изоляцию от нагревания солнцем и защиту от механических повреждений. На хлоропроводах должны быть установлены компенсаторы, так как с повышением температуры воздуха увеличивается объем жидкого хлора в трубопроводе.

Обеззараживание воды гипохлоритом натрия. Доставка, хранение, перелив и дозирование хлора, обладающего высокой токсичностью, вызывают ряд затруднений. Их можно избежать, используя вместо хлора гипохлорит натрия, получаемый электролитическим способом из раствора поваренной соли на месте применения. Электролиз высококонцентрированного раствора NaCl осуществляют в электролизере проточного типа с графитовыми электродами. Исследование этого процесса выполнили канд. техн. наук О. Д. Минц с сотрудниками в АКХ МХ РСФСР.

Установка для получения гипохлорита натрия состоит из трех основных частей: реагентного хозяйства, электролизера и блока

¹ П. В. Мозжухин и М. П. Сергеев. Специальные установки по хлорированию и дехлорированию воды большими дозами. Изд-во МХ РСФСР, 1943, стр. 74.

электропитания и автоматики. Производительность ее 30 кг активного хлора в сутки при расходе соли 6 кг на 1 кг активного хлора.

Пример. Расчетный расход воды 30 тыс. м³/сутки. Доза хлора 2 г/м³. Потребное количество активного хлора

$$\frac{30\,000 \cdot 2}{1000} = 60 \text{ кг/сутки.}$$

Применяем три электролизера производительностью по 30 кг/сутки, в том числе два рабочих и один резервный. Расход поваренной соли будет: 60 · 6 = 360 кг/сутки.

§ 37. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ БАКТЕРИЦИДНЫМИ ЛУЧАМИ

Наиболее распространенным способом обеззараживания питьевой воды в настоящее время является хлорирование. Однако этот способ не свободен от ряда недостатков. Токсичность хлора требует особых мер предосторожности при его транспортировании, хранении и дозировании. Необходим постоянный контроль за дозой хлора. Величина остаточного хлора в воде, составляющая 0,3—0,5 мг/л, как это предусматривает ГОСТ 2874—54, не всегда обеспечивает надлежащий эффект обеззараживания воды в случае повторного бактериального загрязнения. В то же время повышение величины остаточного хлора ухудшает вкус воды и придает ей неприятный запах. Обеззараживающее действие хлора проявляется не мгновенно, а требует двухчасового контакта хлора с водой.

Хлор действует только на вегетативные виды бактерий; спорообразующие бактерии при обычно применяемых дозах хлора не погибают.

Эти недостатки побудили Академию коммунального хозяйства им. К. Д. Памфилова разработать способ обеззараживания воды бактерицидными лучами. Предложенный ею способ автоматичен, не требует введения в воду химических реагентов, не влияет на вкус и запах воды и действует не только на вегетативные бактерии, но и на бактериальные споры. Действие бактерицидного облучения является почти мгновенным, и, следовательно, вода, прошедшая через установку, может сразу же поступать непосредственно к потребителю.

Обеззараживание воды происходит вследствие фотохимического воздействия на бактерии, находящиеся в воде, ультрафиолетовой бактерицидной энергии, излучаемой специальными лампами.

Обеззараживание воды облучением не находило ранее применения из-за большого расхода электроэнергии на генерацию бактерицидного излучения, малой мощности бактерицидной радиации используемых источников, сложности эксплуатации источников излучения, громоздкости установок. За последние годы все эти трудности удалось преодолеть.

Расход электроэнергии на обеззараживание 1 м³ воды бактерицидным излучением не превышает 10—15 вт · ч, если источником во-

доснабжения служат подземные воды и качество их отвечает требованиям ГОСТ 2874—54. Если бактерицидные установки предназначены для обеззараживания воды из поверхностных источников, прошедшей обработку на водоочистных сооружениях, то расход электроэнергии составляет до 30 *вт·ч* на 1 *м³*.

Проведенные канд. техн. наук В. Ф. Соколовым исследования позволили разработать метод расчета и дать типовые конструкции установок для обеззараживания воды бактерицидным облучением.

Основными факторами, влияющими на процесс обеззараживания воды бактерицидными лучами, являются: а) бактерицидный поток используемых источников излучения; б) поглощение излучения водой; в) сопротивляемость бактерий воздействию бактерицидных лучей.

Источники бактерицидного излучения. Исследования источников бактерицидного излучения показали, что для обеззараживания воды могут быть использованы аргоно-ртутные лампы низкого давления (так называемые бактерицидные), например типа БУВ-30 и БУВ-60П, а также ртутно-кварцевые лампы высокого давления типа ПРК-7 и РКС-2,5 (табл. 51).

Таблица 51

Характеристика ламп для бактерицидного облучения

Тип ламп	Номинальная мощность лампы в <i>вт</i>	Потребляемая мощность электрической энергии в <i>вт</i>	Напряжение в <i>в</i>		Сила тока на лампе в <i>а</i>	Бактерицидная облученность в <i>мквт/см²·м</i>	Бактерицидный поток лампы в <i>вт</i>	
			в сети	на лампе			номинальный	расчетный F_L
Аргоно-ртутные:								
БУВ-15	15	19	127	57	0,3	12	1,2	0,8
БУВ-30	30	36	220	110	0,32	30	3,2	2
БУВ-30П	30	38	127	46	0,65	21	2,5	1,7
БУВ-60П	60	72	220	100	0,65	100	6	4
Ртутно-кварцевые:								
ПРК-7	1000	1000	220	135	8	—	50	35
РКС-2,5	2500	2500	220	850	3,4	—	125	50—75

Достоинство аргоно-ртутных ламп низкого давления в том, что основное их излучение совпадает с энергией максимального бактерицидного действия. В ртутном разряде низкого давления (3—4 *мм рт. ст.*) около 70% всей излучаемой мощности приходится на область ультрафиолетовых лучей от линии 2537 Å до линии 3663 Å, из них около 60% — на долю одной резонансной ее линии с длиной волны 2537 Å (253,7 *мкм*)*. Поэтому аргоно-ртутные лампы более экономичны.

* Å (ангстрем) — единица измерения длины волны; 1 Å = 10⁻⁸ *см*.

Расчетный выход бактерицидной радиации по изложенным причинам для аргонно-ртутных ламп типа БУВ достигает 5,3—11,7% потребляемой электрической мощности, тогда как у ртутно-кварцевых ламп ПРК-7 он не превышает 3,5%, а для более мощной лампы РКС-2,5 составляет не более 2—3%.

Однако вследствие небольшой потребляемой электрической мощности изготавливаемых промышленностью ламп (15—60 *вт*) их применимость ограничивается установками небольшой производительности для обеззараживания воды в количестве до 20—30 *м³/ч*. Ртутно-кварцевые лампы высокого давления (400—800 *мм рт. ст.*) имеют потребляемую мощность 1000 *вт* (лампы ПРК-7) и даже 2500 *вт* (лампы РКС-2,5) и излучают большое количество концентрированной бактерицидной энергии. Поэтому, хотя они и менее экономичны, чем лампы типа БУВ, но вполне применимы для обеззараживания больших количеств воды, имеющей незначительное бактериальное загрязнение и хорошие физико-химические показатели (родниковая, грунтовая, подрусловая, инфильтрационная вода). В этих случаях обеззараживание воды облучением, даже с использованием ртутно-кварцевых ламп высокого давления, более экономично по сравнению с хлорированием воды.

Поглощение бактерицидного излучения водой. Интенсивность бактерицидного излучения необходимо определять по практическим соображениям на расстоянии 1 *м* от центра ламп. Расчетная величина бактерицидного потока ламп должна приниматься на 30% ниже номинала (см. табл. 51), так как именно на эту величину происходит ослабление потока в конце срока службы ламп. Максимально допустимый срок службы ламп установлен 4500—5000 *ч* фактической продолжительности горения.

При расчете установок для обеззараживания воды надо учитывать коэффициент поглощения водой бактерицидного излучения α , который зависит от физико-химических показателей воды. Наибольшее поглощение вызывает цветность воды, тогда как содержание в ней солей жесткости оказывает на поглощение малое влияние.

Для питьевой воды, отвечающей требованиям ГОСТ 2874—54, коэффициент α изменяется в пределах 0,1—0,3 *см⁻¹*.

Сопrotивляемость бактерий воздействию бактерицидного излучения. Находящиеся в питьевой воде микроорганизмы обнаруживают различную сопротивляемость действию бактерицидных лучей. Критерием для сравнения стойкости различных видов микроорганизмов может служить количество бактерицидной энергии, необходимой для заданной степени обеззараживания воды, которая выражена отношением конечного количества бактерий P к их начальному количеству P_0 в единице объема воды. Это отношение P/P_0 называется степенью обеззараживания.

Исследования по облучению тонкого слоя воды, зараженной отдельным видом бактерий, показали, что процесс отмирания бактерий под действием бактерицидных лучей подчиняется показатель-

ному закону, в котором коэффициент сопротивляемости облучаемых бактерий k характеризует количество бактерицидной энергии и зависит от вида бактерий. Эффект обеззараживания воды определяется по количеству оставшихся живых бактерий кишечной палочки, так как они имеют повышенную сопротивляемость воздействию бактерицидных лучей по сравнению с патогенными неспорообразующими бактериями.

Установки с источниками бактерицидного излучения. Применение источников бактерицидного излучения для обеззараживания воды возможно как при размещении этих источников в воздухе над свободной поверхностью облучаемой воды, так и при погружении их в воду в кварцевых чехлах, защищающих лампы от влияния температуры воды. Поэтому в зависимости от способа размещения источников установки для обеззараживания воды облучением делятся на два основных типа: с непогруженными и с погруженными источниками бактерицидного облучения.

Установка с непогруженными источниками излучения. Для водопроводов с подачей воды $3-8 \text{ м}^3/\text{ч}$ целесообразна установка ОВ-3Н, оборудованная аргоно-ртутными лампами низкого давления БУВ-30 или БУВ-60П.

На рис. 64 представлена схема установки ОВ-3Н, оснащенной тремя непогруженными бактерицидными лампами. Вода входит в камеру корпуса 1, закрытую крышкой 2, через входной патрубок 3 и поступает в приемную камеру 4, обтекая две внутренние перегородки и подвергаясь излучению ламп. Выпуск обеззараженной воды происходит через отводную камеру 5 и выходной патрубок 6.

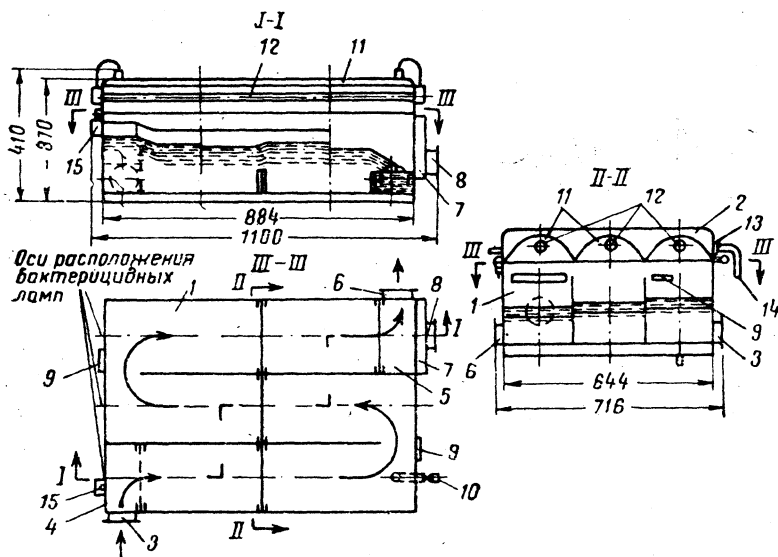


Рис. 64. Установка типа ОВ-3Н для обеззараживания воды бактерицидными лучами

На случай переполнения предусмотрена переливная камера 7 и переливной патрубок 8. Для периодического наблюдения за действием установки имеется смотровое стекло 9. При необходимости полного удаления воды из установки предусмотрен патрубок 10 для опорожнения камеры. В верхней части корпуса устроены три отражателя 11, под каждым из которых размещено по одной бактерицидной лампе 12 типа БУВ-30 или БУВ-60П.

К деталям электрического оборудования относятся: розетка углового штепсельного разъема 13, соединительный рукав к шкафу управления 14 и конечный выключатель 15.

Установки с погруженными источниками излучения. Для водопроводов средней производительности с подачей воды 30—150 м³/ч целесообразна установка ОВ-АКХ-1 с погруженными источниками излучения.

В конструктивном отношении она представляет собой несколько последовательно соединенных герметических камер, в которых размещены бактерицидные лампы в кварцевых чехлах. Эти установки предназначены для обеззараживания воды в напорной системе водопроводов с рабочим давлением до 5 атм.

Схема такой установки показана на рис. 65. Обеззараживаемая вода проходит непрерывным потоком через несколько камер, подвергаясь воздействию бактерицидного излучения от ламп 1 типа

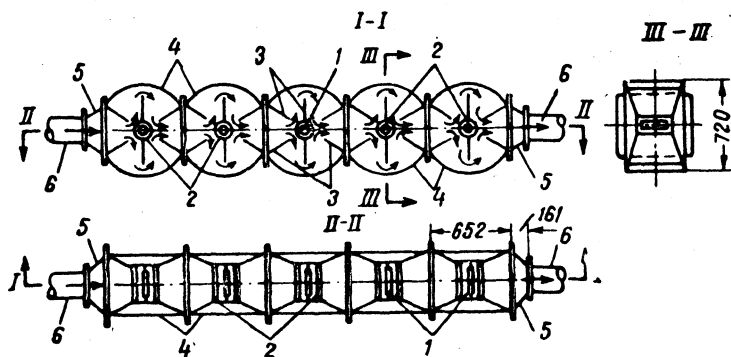


Рис. 65. Установка типа ОВ-АКХ-1 для обеззараживания воды бактерицидными лучами

ПРК-7. Лампы размещены в кварцевых чехлах 2. Внутри каждой камеры имеется по четыре перегородки 3, при помощи которых вода дважды приближается к источнику бактерицидного излучения, занимающему центральную часть камеры 4. Установка при помощи переходных патрубков 5 присоединяется к напорному трубопроводу 6.

Каждая секция производительностью 30 м³/ч состоит из последовательно соединенных камер, количество которых определяется по расчету (от двух до пяти). Дальнейшее увеличение производительности может быть достигнуто устройством нескольких парал-

лельных секций. Так, например, установка ОВ-АКХ-1, действующая на водопроводной станции г. Мытищи, смонтирована из четырех параллельных трехкамерных секций.

Серийно изготавливаемые трехкамерные секции установок типа ОВ-АКХ-1 поставляются в комплекте со шкафом управления и ящиком сигнализации. Монтаж установок на водопроводной станции заключается в присоединении их секций к трубопроводам при помощи фланцевых переходов и в подводке электрической энергии к шкафу управления, ящику сигнализации и источнику бактерицидного излучения — ртутно-кварцевым лампам, размещенным в камерах.

На рис. 66 показана схема установки типа ОВ-1П-РКС, оборудованной одной более мощной ртутно-кварцевой лампой РКС-2,5.

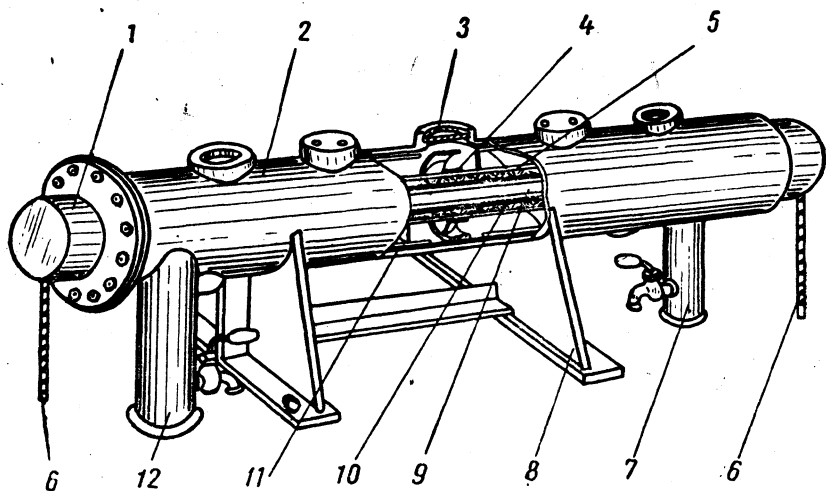


Рис. 66. Установка типа ОВ-1П-РКС для обеззараживания воды бактерицидными лучами

Закрытый крышками 1 цилиндрический корпус 2 снабжен смотровым окошком 3. Особенностью конструкции установки является турбинка 4 для вращения щетки 5 с целью очистки кварцевого чехла лампы от налета, ослабляющего ее бактерицидное действие. Электроэнергия подводится по кабелю 6 от шкафа питания установки. Вода поступает через входной патрубок 12 и после облучения выпускается по выходному патрубку 7. Цилиндрический корпус поддерживается двумя подставками 8. Ртутно-кварцевая лампа 9 с кварцевым чехлом 10 размещена внутри корпуса установки по его центральной оси. Для интенсификации смешения воды предусмотрена спираль 11.

Расчетная производительность установки 50—75 м³/ч, рабочее давление до 10 атм.

На рис. 67 показана кассета из восьми бактерицидных ламп. В состав ее входит клеммная коробка 1, токопроводящий кабель 2, блок с ртутно-кварцевой лампой 3, щетка 4 для очистки чехла лампы и турбинка 5 для вращения щетки, снабженная кожухом 6. Кассета имеет жесткий каркас 7.

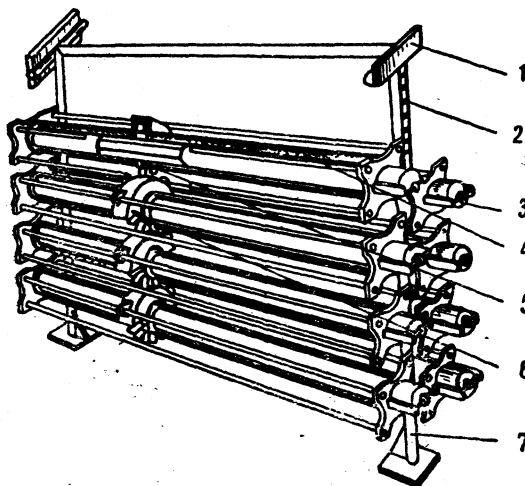


Рис. 67. Кассета из восьми бактерицидных ламп

На рис. 68 представлен общий вид безнапорной установки производительностью 3000 м³/ч, объединяющей 10 описанных выше кассет.

Вода поступает через задвижку 1 и входной шибер 3, проходит последовательно через десять кассет 2, каждая из которых размещена в наклонном канале несколько ниже, чем предшествующие, для обеспечения самотечного движения воды. Для установки кассет в необходимом порядке служит распределительное устройство 4. Сверху наклон-

ный канал закрыт крышками 5, а в конце его установлен выходной шибер 6. Для подъема кассет при замене ламповых блоков служит тельфер 7. Электропитание производится от специального шкафа.

§ 38. РАСЧЕТ УСТАНОВОК ДЛЯ ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЯ ВОДЫ БАКТЕРИЦИДНЫМ ИЗЛУЧЕНИЕМ

Расчетный бактерицидный поток определяется по формуле

$$F_6 = - \frac{Q_{\text{час}} \alpha k \lg (P/P_0)}{1563,4 \eta_n \eta_0} \text{ вт,} \quad (121)$$

где $Q_{\text{час}}$ — расчетный расход обеззараживаемой воды в м³/ч;
 α — коэффициент поглощения облучаемой воды в см⁻¹, равный: для бесцветных подземных вод, получаемых из глубоких подземных горизонтов, 0,1 см⁻¹; для родниковой, грунтовой и инфильтрационной воды 0,15 см⁻¹; для обработанной воды поверхностных источников водоснабжения 0,3 см⁻¹;
 k — коэффициент сопротивляемости облучаемых бактерий, принимаемый равным 2500 мквт·сек/см²;

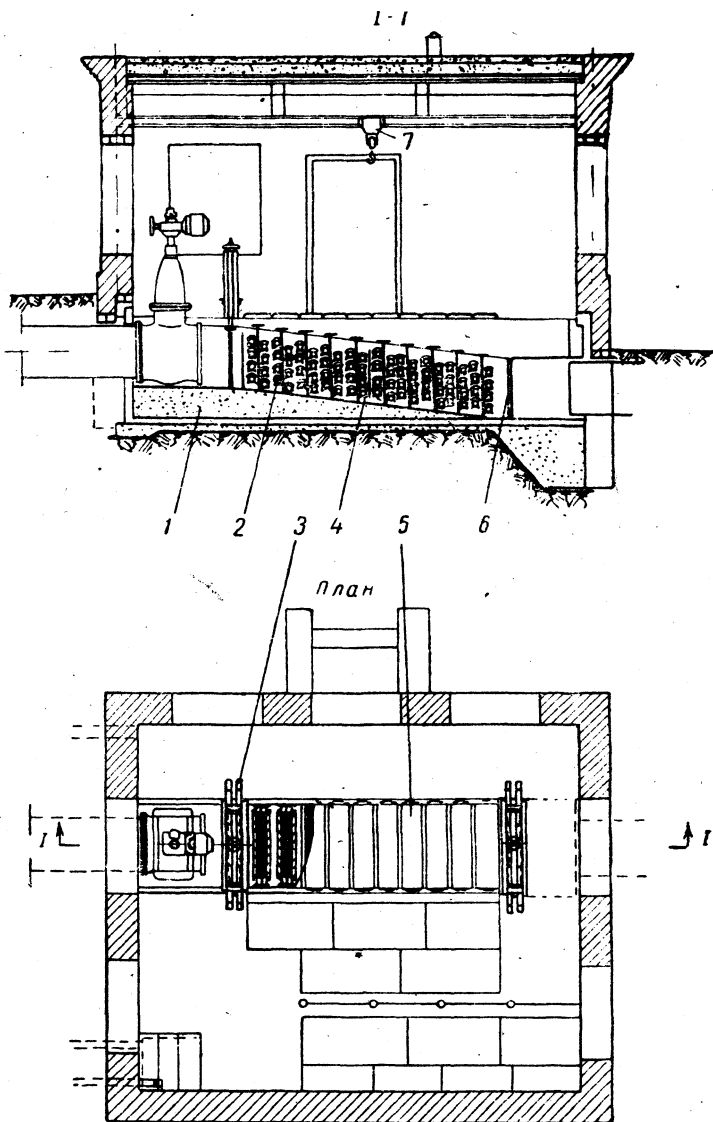


Рис. 68. Общий вид бактерицидной установки с десятью кассетами

P_0 — количество бактерий в 1 л воды, или коли-индекс воды, до облучения; максимальное расчетное бактериальное загрязнение исходной воды принимается равным коли-индексу $P_0 = 1000$ (т. е. коли-титр составляет 1);

P — количество бактерий в 1 л воды после облучения, или коли-индекс облученной воды, принимаемый ≤ 3 (т. е. коли-титр не менее 330);

$\eta_{\text{п}}$ — коэффициент использования бактерицидного потока; принимается равным: для установок с источником излучения погруженным 0,9 и непогруженным 0,75;

η_0 — коэффициент использования бактерицидного излучения, зависящий от толщины слоя воды, ее физико-химических показателей и конструктивного типа установки; принимается равным 0,9.

Степень обеззараживания воды P/P_0 должна лежать в пределах $1/1000 - 3/1000$.

Расход электроэнергии на обеззараживание воды вычисляется по формуле

$$S = \frac{N n}{Q_{\text{час}}} \text{ вт} \cdot \text{ч/м}^3, \quad (122)$$

где N — мощность, потребляемая одной лампой, в *вт*.

Потери напора в установке составляют

$$h = 0,000022 \, m Q_1^2, \quad (123)$$

где m — принятое количество камер в одной секции;

Q_1 — расчетный расход воды через одну секцию установки в $\text{м}^3/\text{ч}$.

Пример. Рассчитать бактерицидную установку с погруженным источником излучения при заданной ее производительности $Q_{\text{час}} = 180 \, \text{м}^3/\text{ч}$.

Потребный бактерицидный поток по формуле (121)

$$F_6 = - \frac{180 \cdot 0,15 \cdot 2500 (-3)}{1563,4 \cdot 0,9 \cdot 0,9} = 155,2 \text{ вт}.$$

Потребное количество ламп составит:

$$n = F_6 : F_{\text{л}}$$

где $F_{\text{л}}$ — расчетный бактерицидный поток лампы в *вт* после 4500—5000 ч горения.

Величина $F_{\text{л}}$, принимаемая в соответствии с характеристикой ламп (см. табл. 51), для ПРК-7 составит 35 *вт*.

Следовательно, $n = 155,2 : 35 = 4,44 \approx 5$ шт.

Таким образом, может быть принята установка типа ОВ-АКХ-1 (см. рис. 65), смонтированная из пяти последовательно соединенных в одну секцию камер (в типовой установке ОВ-АКХ-1 таких камер три).

Расход электроэнергии S на обеззараживание воды вычисляется по формуле (122).

Для ламп ПРК-7 $N = 1000$ *вт* (см. табл. 51), и тогда

$$S = \frac{1000 \cdot 5}{180} \approx 27,7 \text{ вт} \cdot \text{ч/м}^3.$$

Потери напора в установке по формуле (123)

$$h = 0,000022 \cdot 5 \cdot 180^2 \approx 3,56 \text{ м}.$$

Можно вместо одной пятикамерной секции принять две трехкамерные типовые секции. Тогда потребляемый расход электроэнергии составит

$$S = \frac{2 \cdot 1000 \cdot 3}{180} \approx 33,3 \text{ вт} \cdot \text{ч/м}^3,$$

а потери напора в установке

$$h = 0,000022 \cdot 3 \cdot 90^2 \approx 0,53 \text{ м.}$$

Бактерицидная установка ОВ-АКХ-1 позволяет объединить в одном помещении до шести пятикамерных секций, располагаемых параллельно друг другу. Так как одна секция обычно является резервной, то максимальная суточная рабочая производительность всей установки может достигать $Q_{\text{сут}} = 180 \cdot 5 \cdot 24 = 21\,600 \text{ м}^3/\text{сутки}$.

Увеличение количества секций свыше шести делает установку громоздкой и неудобной в эксплуатации. Поэтому в Академии коммунального хозяйства разработаны бактерицидные установки большей производительности, оснащенные ртутно-кварцевыми лампами РКС-2,5. Для этой лампы расчетный бактерицидный поток почти вдвое больше, чем для лампы ПРК-7.

Пример. Рассчитать безнапорную установку типа ОВ-1П-РКС.

Обеззараженная вода прошла обработку на водоочистных сооружениях.

Заданный расход воды $Q_{\text{час}} = 3000 \text{ м}^3/\text{ч}$. Расчетные параметры: $\alpha = 0,3 \text{ см}^{-1}$; $P_0 = 1000$; $P = 1$; $k = 2500 \text{ мквт} \cdot \text{сек/см}^2$; $\eta = 0,9$ и $\eta_0 = 0,9$; $F_{\text{л}} = 75 \text{ вт}$ (см. табл. 51).

Расчетный бактерицидный поток по формуле (121)

$$F_6 = - \frac{3000 \cdot 0,3 \cdot 2500 (-3)}{1563 \cdot 4 \cdot 0,9 \cdot 0,9} \approx 5333 \text{ вт.}$$

Потребное число ламп РКС-2,5 будет

$$n = F_6 : F_{\text{л}} = 5333 : 75 \approx 72 \text{ шт.}$$

Следовательно, установка типа ОВ-1П-РКС должна состоять из девяти кассет, по восемь ламп в каждой. Принимаем девять рабочих кассет и одну резервную, или всего $(9+1)8 = 80$ ламп.

Длина рабочей части канала установки

$$L = lN = 0,4 \cdot 10 = 4 \text{ м,}$$

где l — расстояние между кассетами, равное 0,4 м;

N — общее количество кассет.

§ 39. ОЗОНИРОВАНИЕ ВОДЫ

Общие сведения. Первые попытки применения озона для обеззараживания воды были предприняты в Западной Европе в конце XIX в., но практически озонирование осуществлено лишь в начале XX столетия.

Проблемы использования озона рассматривались на русских водопроводных съездах в 1901 и 1907 гг. Постановления, принятые съездами — прогрессивной общественно-технической организацией, способствовали устройству в Петербурге фильтроозонной станции.

В 1911 г. состоялся пуск этой станции в действие; в то время она являлась первой, самой крупной озонирующей установкой в мире и обеспечивала обработку 50 тыс. $\text{м}^3/\text{сутки}$ питьевой воды. Однако начавшаяся вскоре мировая война 1914—1918 гг., а затем иностранная интервенция против Советской России не позволили обеспечить поддержание станции на необходимом техническом уровне. Для обеззараживания воды стали применять хлорирование.

В настоящее время озонирование воды широко используется во Франции. Здесь в постоянной эксплуатации находятся сотни озонирующих установок, обрабатывающих суммарно свыше 1,7 млн. $\text{м}^3/\text{сутки}$ питьевой воды, что составляет более 35% всего расхода воды, подаваемой централизованными водопроводами.

Рост числа озонирующих установок объясняется заметным улучшением их технико-экономических показателей.

В СССР за последние годы выполнены исследования по применению озона для обработки воды рек Невы, Волги, Днепра и др. Пущены в эксплуатацию озонирующие установки в Донбассе (в гг. Часов Яре и Горловке), в г. Горьком (Слудинская станция и в поселке ГРЭС); проектируются мощные установки озонирования на Восточной водопроводной станции Москвы, на Днепровской станции г. Киева и ряд других.

Свойства озона. Озон обладает свойством быстро разлагаться в воздухе и, особенно, в воде. Растворимость озона в воде находится под заметным влиянием величины рН и количества веществ, растворенных в воде; небольшое содержание кислот и нейтральных солей усиливает растворимость озона, а наличие щелочей снижает ее.

Вследствие высокого окислительного потенциала бактерицидное действие озона, введенного в воду, сильнее, чем у других химических агентов. Поэтому озон вполне обеспечивает обеззараживание воды от бактерий, если вода предварительно осветлена или если мутность природной воды ниже 3 мг/л . Это условие не является характерной чертой озонирования, так как предварительная очистка мутных вод обязательна при любых методах обеззараживания (при хлорировании, бактерицидном облучении и т. д.).

Следует отметить различия в действии озона на бактерии, содержащиеся в воде, по сравнению с действием хлора. С повышением интенсивности хлорирования постепенно увеличивается число отмирающих бактерий. Между тем озонирование вызывает внезапное резкое и полное бактерицидное действие, соответствующее определенной критической дозе озона.

Озон действует не только на окислительно-восстановительную систему бактерий, но и непосредственно на протоплазму, тогда как хлор — только на ферменты микробальной клетки. Поэтому озон

значительно активнее хлора по отношению к вирусам, поскольку последние не имеют, или почти не имеют, ферментных систем.

Вирус полиомиелита погибает при величине остаточного озона 0,45 мг/л через 2 мин, а при дозе хлора 1 мг/л — только через 3 ч. Озон обладает высокой эффективностью также в уничтожении споровых бактерий, цист¹ и многих других патогенных микроорганизмов. Действие озона на споровые бактерии в 300—600 раз сильнее, чем хлора. Озон адсорбирует и окисляет гуминовые кислоты, вызывающие цветность воды. Исследования показали, что с увеличением степени обесцвечивания повышается удельная доза озона на 1° цветности воды. Опыты в Москве показали, что для получения равного эффекта обесцвечивания нужно в 2,5 раза меньше озона, чем хлора. Озон действует в 15—30 раз быстрее хлора. Если вода поступает из водохранилища с несколько повышенной цветностью, вызванной развитием водорослей и фитопланктона, целесообразно применять двухступенчатую обработку воды: на микрофилтрах с последующим озонированием фильтрата.

После обработки хлором вода имеет зеленовато-желтую окраску. Озонирование придает воде отчетливый голубой оттенок. Следовательно, обработка воды озоном снижает окраску в гамме желтого цвета, но несколько усиливает ее в гамме синего цвета.

Озон может быть применен для удаления из воды железа и марганца в тех случаях, когда обезжелезивание и деманганация воды обычным способом не удаются. Это наблюдается, если железо или марганец содержатся в воде в виде органических комплексных соединений или коллоидальных частиц. Озонирование воды вызывает окисление этих соединений и осаждение железа и марганца. При этом требуется 1 вес. ч. озона на 1 вес. ч. железа и марганца.

Запахи и привкусы воды хорошо устраняются при озонировании. К ним относятся запахи, выделяемые некоторыми водорослями, органическими субстанциями и микроорганизмами.

Хлор также оставляет в воде специфический запах, особенно, если вода мало минерализована. При озонировании возрастает содержание растворенного кислорода, что способствует возврату очищенной озоном воды свежести, характерной для чистых природных источников.

Иногда озонирование применяют с главной целью — для устранения привкусов и запахов воды, так как озон действует на соединения, которые не поддаются действию других химических реагентов. Например, на Восточной водопроводной станции (Москва) хлорирование воды усиливало болотно-тиный запах волжской воды. После озонирования дозами 0,5—1 мг/л эти запахи интенсивностью 4 балла полностью исчезали.

Особенно эффективен озон при очистке воды, загрязненной фенолами, сероводородом, сернистыми и цианистыми соединениями

¹ Цисты — плотные оболочки, образующиеся вокруг одноклеточных организмов (например, жгутиковых, корненожек) при их размножении, а также в неблагоприятных для них условиях (пересыхание водоемов и т. п.).

и другими веществами, способными вызвать плохой запах воды. Между тем хлорирование воды, содержащей фенолы даже в ничтожных количествах, сообщает ей весьма неприятный хлор-фенольный привкус.

Озонирование представляет собой единственный современный метод обработки воды, который действительно универсален, так как проявляет свое действие одновременно в бактериологическом, физическом и органолептическом отношении. С химической точки зрения минеральные вещества, растворенные в воде и определяющие ее качественный состав, после озонирования не изменяются.

Вместе с тем при обработке озоном в воду не вносятся никаких дополнительных посторонних веществ, что происходит, например, при хлорировании воды.

Технологическая схема озонирующей установки. Как известно, улучшение качества воды по общепринятой схеме, помимо ее осветления, обеспечивается тремя процессами: обесцвечиванию способствует коагулирование, обеззараживание осуществляется хлором, улучшение вкусовых качеств достигается аммонизацией или при помощи активированного угля.

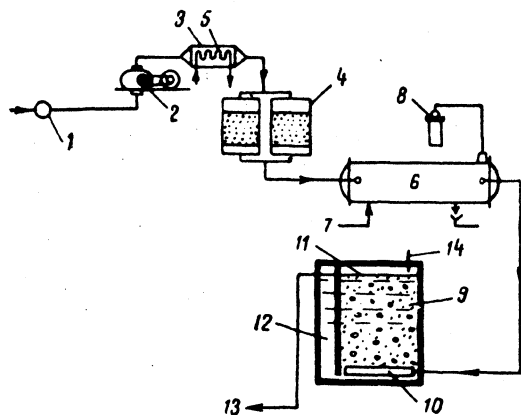


Рис. 69. Принципиальная технологическая схема установки для озонирования воды

Необходимость выполнения трех различных процессов усложняет технологию обработки воды. Между тем озонирование позволяет одновременно достичь всех этих целей благодаря весьма высокой окисляющей способности озона.

Принципиальная технологическая схема установки для озонирования воды представлена на рис. 69.

Атмосферный воздух пропускается через фильтр 1 для очистки от пыли, после чего воздушным компрессором 2 нагнетается на охлаждающие устройства 3, откуда поступает в устройства для осушки воздуха 4. Охладителем служит вода, подаваемая в змеевик 5. Охлажденный и осушенный воздух направляется в генераторы озона 6 (озонаторы). Под действием «тихого» электрического разряда получается озон, но не в чистом виде, а в смеси с воздухом. Концентрация озона в этой озono-воздушной смеси колеблется для озонаторов различных типов в пределах от 10 до 20 г/м³ (или от 0,85 до 1,7% по весу при температуре 25°C).

Так как тихий электрический разряд сопровождается тепловы-

делением, предусматривается охлаждение электродов озонатора водой, поступающей по трубопроводу 7. Напряжение подается на озонатор от повышающего трансформатора 8 по высоковольтному кабелю.

Заключительным этапом технологического процесса является быстрое и полное смешение воды с озонированным воздухом в специальной контактной колонне 9. Диффузия озона в виде мельчайших пузырьков в толще воды осуществляется через сеть пористых трубок 10, размещенных в основании контактной колонны. Вода входит самотеком по трубе 11. Следовательно, вода и озонированный воздух циркулируют во встречных направлениях, что ускоряет процесс растворения озона. Вода выпускается через отверстия в стенке бокового кармана 12, примыкающего к корпусу колонны. Озонированная вода поднимается по этому карману, после чего направляется в резервуар чистой воды по трубопроводу 13. Благодаря рациональным условиям контакта воды с озоном воздух, выходящий в вытяжную трубу 14, содержит только следы озона и может быть выведен наружу без всякой опасности для населения окружающих районов.

Доза озона для обработки воды колеблется обычно от 0,6 до 3,5 мг/л в зависимости от качественных показателей исходной воды.

На рис. 70 представлена установка, оборудованная озонаторами и другими устройствами.

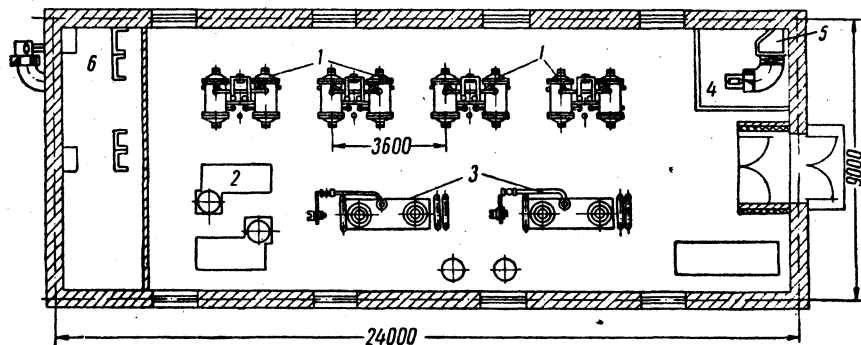


Рис. 70. Озонирующая установка

1 — озонаторы; 2 — воздушники; 3 — блок осушки воздуха; 4 — вентиляционная камера; 5 — приточная труба; 6 — помещение КиП

Конструкция озонатора. Генератор озона состоит из двух электропроводных поверхностей — электродов, расположенных на небольшом расстоянии друг от друга. Конструктивно электроды выполняются либо в виде двух параллельных пластин, либо в виде двух концентрично размещенных трубок разного диаметра (наружная — стальная, внутренняя — стеклянная).

Принятый в СССР генератор озона имеет трубчатую конструкцию, т. е. состоит из пакета трубчатых элементов, размещенных параллельно друг другу в общем цилиндрическом корпусе (рис. 71).

Количество трубок принимается от 80 до 275 в зависимости от размеров озонатора¹. Electroдами низкого напряжения являются цилиндры 1 из нержавеющей стали, омываемые охлаждающей водой.

Внутри каждого цилиндра находится стеклянная трубка 2; электродами высокого напряжения 3 служат покрытия из графита или алюминия, нанесенные на внутреннюю поверхность стеклянных трубок. Слой такого материала является диэлектрическим барьером; он исключает образование разрядов искровой или дуговой формы и обуславливает равномерную структуру «тихого» разряда. Одновременно диэлектрик выполняет роль реактивного буферного сопротивления, ограничивающего ток в цепи разряда.

Рис. 71. Схема трубчатого озонатора

Присутствие в электрической цепи диэлектрического сопротивления вызывает необходимость обязательного питания озонатора только переменным током.

Рабочее напряжение тока составляет 20 000 в с частотой 50 циклов в 1 сек. Источником такого напряжения служит повышающий трансформатор 8. Если присоединить электроды к этому источнику тока, в промежуточном пространстве возникает лиловый свет, представляющий собой видимое проявление «тихого» электрического разряда. Если через разрядные щели пропускать воздух (или кислород), то начнется образование озона. Ширина разрядной щели 9 и толщина стеклянной трубки равны $\sim 2,5$ мм каждая.

Впуск в озонатор кондиционированного воздуха производится через трубопровод 4, примыкающий к торцовой плоскости корпуса озонатора. Полученный озон выпускается через трубопровод 5 с противоположного конца корпуса.

Разряд характеризуется двумя температурами — электронной и молекулярной. Поскольку движение электронов более быстрое, чем молекул, то и соответствующая ему температура достигает 10 000—20 000°C. Это создает условия для интенсивной бомбардировки молекул кислорода, в результате которой и создаются молекулы озона. Так как молекулярная температура разряда находится в пределах лишь нескольких десятков градусов, то образовавшиеся молекулы озона сохраняют устойчивость.

¹ В больших озонаторах нового конструктивного типа трубки размещены с обеих сторон цилиндрического корпуса (таким образом число трубок удваивается).

Так как «тихий» разряд сопровождается тепловыделением, необходимо охлаждать электроды. С этой целью подают охлаждающую воду; она входит через трубу 6 и выходит через трубу 7.

Производительность одного озонатора в зависимости от его размеров и конструкции колеблется от 0,4 до 8 кг озона в 1 ч.

Техника безопасности. Реакция превращения озона в кислород является экзотермической, чем объясняется взрывчатость озона. Однако никакого взрыва не происходит, если концентрация озона в озono-воздушной смеси не превышает 10% по весу. Практически приходится иметь дело с весьма низкими концентрациями — от 0,85 до 1,7% по весу. Такие смеси абсолютно безопасны даже при давлении в несколько атмосфер и при любых воздействиях (т. е. нагревании, ударе и др.).

Озон является отравляющим веществом раздражающего действия. Свойственный ему острый запах является лучшим индикатором его присутствия. Для безопасности обслуживающего персонала содержание озона в помещении должно быть не более 0,0001 мг/л. При концентрации озона в воздухе 0,001 мг/л может быть допущено только кратковременное пребывание человека в помещении. Доза озона 0,018 мг/л вызывает удушье.

Поэтому при устройстве озонирующей установки важно обеспечить: 1) сокращение пути движения смеси озона с воздухом от генератора к контактной колонне; 2) газонепроницаемость трубопроводов, подводящих озон.

Кроме того, выпуск воздуха из контактной колонны после сепарации его от озона надо производить через специальную вытяжную трубу с соблюдением условий, которые приведены на схеме (см. рис. 69).

Автоматизация озонирующих установок. Озонирующие установки могут быть оборудованы как полуавтоматическим управлением, так и полной автоматизацией. Единственная ручная операция заключается в чистке электродов, которая производится только один раз в год. Все контрольно-измерительные приборы автоматической системы управления широко известны в практике. Исключение составляют приборы для измерения остаточного озона в обрабатываемой воде и концентрации озона в воздухе. Действие этих приборов основывается либо на электролитическом, либо на фотометрическом принципе.

Действие первого прибора основано на поляризации электродов озоном, содержащимся в контролируемой воде. Действие второго прибора основано на измерении при помощи фотоэлемента световых волн, длина которых отвечает спектральным линиям озона.

§ 40. РАСЧЕТ ОЗОНИРУЮЩЕЙ УСТАНОВКИ¹

Основные расчетные данные. Расчетный расход озонируемой воды $Q_{\text{сут}} = 48\,500 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 2020 \text{ м}^3/\text{ч}$.

¹ Выполнен канд. техн. наук И. В. Кожинным.

Дозы озона: максимальная $q_{\text{оз}}^{\text{макс}} = 5 \text{ г/м}^3$ и средняя годовая $q_{\text{оз}}^{\text{ср}} = 2,6 \text{ г/м}^3$.

Максимальный расчетный расход озона

$$Q_{\text{оз}} = \frac{Q_{\text{сут}} q_{\text{оз}}^{\text{макс}}}{1000} = \frac{48 \cdot 500 \cdot 5}{1000} = 242,5 \text{ кг/сутки, или } 10,1 \text{ кг/ч.}$$

Продолжительность контакта воды с озоном $t = 6 \text{ мин.}$

Компоновка и расчет блока озонаторов. Принят озонатор трубчатой конструкции производительностью $G_{\text{оз}} = 5500 \text{ г/ч.}$

Для того чтобы выработать озон в количестве $10,1 \text{ кг/ч}$, озонирующая установка должна быть оборудована $10 \cdot 100 : 5500 = 2$ рабочими озонаторами. Кроме того, необходим один резервный озонатор такой же производительности ($5,5 \text{ кг/ч}$).

Активная мощность разряда озонатора U является функцией напряжения и частоты тока и может быть определена по формуле проф. Ю. В. Филиппова

$$U = \frac{2}{\pi} u_p \omega [C_s (u_a - u_p) - C_n u_p] \text{ вт,} \quad (124)$$

где u_p — напряжение в разрядном промежутке в в;

ω — круговая частота тока в гц;

C_s и C_n — электрическая емкость соответственно электродов и разрядного промежутка в ф;

u_a — рабочее напряжение, подводимое к озонатору, в в.

Для определенного озонатора при установленных рабочих условиях величины C_s , C_n и u_p имеют постоянные значения независимо от напряжения или частоты тока. Поэтому расход электроэнергии пропорционален частоте тока ω и максимальному напряжению тока u_a .

Напряжение тока в озонаторе принимается по опытным данным.

Производительность озонатора увеличивается с повышением частоты тока ω , но вместе с тем возрастает расход электроэнергии трансформатором и преобразователем частоты.

Значения C_s и C_n определяются по обычным формулам для расчета емкости плоского конденсатора; их величины весьма невелики и выражаются в микрофарадах.

Для данных условий принимаем: $u_a = 20 \cdot 000 \text{ в}$; $\omega = 50 \text{ гц}$; $C_s = 26,1 \text{ мкф}$ и $C_n = 0,4 \text{ мкф}$.

Величина потенциала разряда через разрядный промежуток составляет 2000 в на каждый его линейный миллиметр. Так как в озонаторе принятого трубчатого типа ширина разрядного промежутка составляет $2,5 \text{ мм}$, то потенциал разряда будет $u_p = 2,5 \cdot 2000 = 5000 \text{ в}$.

Тогда активная мощность разряда озонатора по формуле (124)

$$U = \frac{2}{3,14} 5000 \cdot 50 [26,1 \cdot 10^{-6} (20 \cdot 000 - 5 \cdot 000) - 0,4 \cdot 10^{-6} \cdot 5000] \approx 62 \cdot 020 \text{ вт, или } 62 \text{ квт.}$$

Следует различать активную мощность озонатора U в *квт* и вольтамперную мощность U_a , выраженную в *квa*. Отношение $U/U_a = \eta_e$ называется емкостным коэффициентом мощности.

При значении $\eta_e = 0,52$ мощность трансформатора будет $U_a = U : \eta_e = 62 : 0,52 = 120 \text{ квa}$.

Основной деталью рассматриваемого озонатора являются стеклянные диэлектрические трубки, заплавленные с одного конца и имеющие на внутренней поверхности графитовые покрытия. В стальные трубки внутренним диаметром $d_1 = 92 \text{ мм}$ вставлены стеклянные трубки наружным диаметром $d_2 = 87 \text{ мм}$. Концентрический зазор между трубками шириной $2,5 \text{ мм}$ служит разрядным промежутком.

Площадь поперечного сечения кольцевого разрядного промежутка

$$f_p = \frac{\pi}{4} (d_1^2 - d_2^2) = 0,785 (0,092^2 - 0,087^2) = 0,0007 \text{ м}^2.$$

Скорость прохода сухого воздуха через кольцевой разрядный промежуток в целях наибольшей экономии расхода электроэнергии рекомендуется в пределах $v_b = 0,15 \div 0,2 \text{ м/сек}$.

Тогда расход сухого воздуха через одну трубку озонатора

$$q_b = f_p v_b \cdot 3600 = 0,0007 \cdot 0,2 \cdot 3600 \approx 0,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Поскольку заданная производительность одного озонатора $G_{oz} = 5,5 \text{ кг/ч}$, то при коэффициенте весовой концентрации озона $K_{oz} = 20 \text{ г/м}^3$ количество сухого воздуха, необходимого для электролиза, составляет

$$Q_b = \frac{G_{oz}}{K_{oz}} = \frac{5,5 \cdot 1000}{20} = 275 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Следовательно, количество стеклянных диэлектрических трубок в одном озонаторе должно быть $n_{тр} = Q_b : q_b = 275 : 0,5 = 550 \text{ шт}$.

Стеклянные трубки длиной по $1,6 \text{ м}$ размещены концентрично в 275 стальных трубках, проходящих через весь цилиндрический корпус озонатора с обоих его концов. Тогда длина корпуса озонатора будет $l = 3,6 \text{ м}$.

Производительность каждой трубки по озону

$$q_{oz} = G_{oz} : n_{тр} = 5500 : 550 = 10 \text{ г/ч}.$$

Энергетический выход озона

$$\mathcal{E}_{oz} = G_{oz} : U = 5,5 : 62 = 0,088 \text{ кг/квт} \cdot \text{ч}.$$

Суммарная площадь поперечных сечений 275 трубок $d_1 = 0,092 \text{ м}$ составляет $\Sigma f_{тр} = 275 \cdot 0,785 \cdot 0,092^2 \approx 1,83 \text{ м}^2$.

Площадь поперечного сечения цилиндрического корпуса озонатора должна быть больше на 35 %, т. е. $F_K = 1,35 \Sigma f_{тр} = 1,35 \times 1,83 = 2,47 \text{ м}^2$.

Отсюда внутренний диаметр корпуса озонатора будет

$$D = 2 \sqrt{\frac{F_K}{\pi}} = 2 \sqrt{\frac{2,47}{3,14}} \approx 1,78 \text{ м}.$$

Необходимо иметь в виду, что 85—90% электроэнергии, потребляемой для производства озона, затрачивается на тепловыделение. В связи с этим надо обеспечить охлаждение электродов озонатора. Расход воды для охлаждения составляет 35 л/ч на одну трубку или суммарно

$$Q_{\text{охл}} = 550 \cdot 35 = 19\,250 \text{ л/ч, или } 5,35 \text{ л/сек.}$$

Средняя скорость движения охлаждающей воды составит

$$v_{\text{охл}} = \frac{Q_{\text{охл}}}{F_k - \Sigma f_{\text{тр}}} = \frac{19,25}{2,47 - 1,83} \approx 30 \text{ м/ч, или } 8,3 \text{ мм/сек.}$$

Температура охлаждающей воды $t = 10^\circ\text{C}$.

Для электролиза озона нужно подавать 275 м³/ч сухого воздуха на один озонатор принятой производительности. Кроме того, надо учесть расход воздуха на регенерацию адсорберов, составляющий 360 м³/ч для серийно выпускаемой установки АГ-50.

Общий расход охлаждаемого воздуха

$$V_{\text{о.в}} = 2 \cdot 275 + 360 = 910 \text{ м}^3/\text{ч, или } 15,2 \text{ м}^3/\text{мин.}$$

Для подачи воздуха принимаем водокольцевые воздуходувки ВК-12 производительностью 10 м³/мин. Тогда необходимо установить 15,2 : 10 = 1,52 ≈ 2 рабочие воздуходувки и одну резервную с электродвигателями А-82-6 мощностью 40 кВт каждая.

На всасывающем трубопроводе каждой воздуходувки устанавливают висциновый фильтр производительностью до 50 м³/мин, что удовлетворяет расчетным условиям.

Первая ступень осушки воздуха осуществляется при помощи фреонового холодильного агрегата. Атмосферный воздух охлаждается с 26 до 6°C вследствие испарения фреона-12 (при температуре —15°C).

Количество холода, необходимого для охлаждения воздуха,

$$Q_{\text{о.в}} = V_{\text{о.в}} \gamma c \Delta t, \quad (125)$$

где $V_{\text{о.в}}$ — количество охлаждаемого воздуха в м³/ч;

c — теплоемкость воды, равная 0,241 ккал/кг·град;

Δt — перепад температуры, принимаемый обычно 20°;

γ — вес 1 м³ воздуха, равный 1,293 кг.

Следовательно, в данном случае

$$Q_{\text{о.в}} = 910 \cdot 1,293 \cdot 0,241 (26 - 6) \approx 5670 \text{ ккал/ч.}$$

Объем воздуха V в общем виде вычисляют по формуле

$$V = \frac{V_{\text{о.в}} T P_{\text{ат}}}{T_0 P_{\text{раб}}} = \frac{V_{\text{о.в}} (T_0 + t) P_{\text{ат}}}{T_0 P_{\text{раб}}}. \quad (126)$$

Тогда при рабочих параметрах воздуха, поступающего в теплообменник с $t_1 = 26^\circ\text{C}$ и $P_{\text{раб}} = 2 \text{ ат}$ и выходящего из него с $t_2 = 6^\circ\text{C}$ и $P_{\text{раб}} = 2 \text{ ат}$, по формуле (126):

$$V_1 = \frac{910 (273 + 26) 1,033}{273 \cdot 2} \approx 514,8 \text{ м}^3/\text{ч;}$$

$$V_2 = \frac{910 (273 + 6) 1,033}{273 \cdot 2} \approx 480,2 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Количество влаги в воздухе q в общем виде определяют по формуле

$$q = a V, \quad (127)$$

где a — влагосодержание в воздухе при данной температуре в $\text{кг}/\text{м}^3$.

При $t_1 = 26^\circ\text{C}$ величина $a_1 = 0,02686 \text{ кг}/\text{м}^3$, а при $t_2 = 6^\circ\text{C}$ $a_2 = 0,007474 \text{ кг}/\text{м}^3$. Тогда

$$\begin{aligned} q_1 &= 0,02686 \cdot 514,8 \approx 13,8 \text{ кг}/\text{ч}; \\ q_2 &= 0,007474 \cdot 480,2 \approx 3,6 \text{ кг}/\text{ч}. \end{aligned}$$

Количество влаги, выделяющейся в аппарате холодильной установки, $q_{\text{ап}} = q_1 - q_2 = 13,8 - 3,6 = 10,2 \text{ кг}/\text{ч}$.

Количество холода, необходимого для охлаждения паров влаги в аппарате, считая от средней температуры $t_{\text{ср}} = (26 + 6) : 2 = 16^\circ\text{C}$ до конечной $t_2 = 6^\circ\text{C}$, составит $q_{0.\text{вл}} = 10,2 \cdot 1 (16 - 6) = 102 \text{ ккал}/\text{ч}$.

Количество холода для конденсации влаги, задержанной в холодильнике: $q_{\text{конд}} = q_{\text{ап}} \eta_k = 10,2 \cdot 595 = 6069 \text{ ккал}/\text{ч}$ (где $\eta_k = 595 \text{ ккал}/\text{ч}$ — теплота конденсации водяных паров).

Общее количество холода для всех операций с учетом 15% на потери: $Q_{\text{хол}} = 1,15 (Q_{0.\text{в}} + q_{0.\text{вл}} + q_{\text{кон}}) = 1,15 (5670 + 102 + 6069) \approx 13\,620 \text{ ккал}/\text{ч}$.

Принимаем к установке фреоновые холодильные агрегаты марки АК-ФВ-30/15 холодопроизводительностью 7000 $\text{ккал}/\text{ч}$ (при температуре испарения фреона -15°C) при мощности электродвигателя 4,5 кВт и $n = 480 \text{ об}/\text{мин}$.

Количество таких агрегатов должно быть $n = 13\,620 : 7000 \approx 2$ шт. Принимаем два рабочих и один резервный агрегат той же марки.

Вторая ступень осушки воздуха — адсорбирующая установка.

После охлаждения и осушки во фреоновом холодильнике воздух поступает на окончательную досушку в адсорберы автоматического действия марки АГ-50.

Количество осушаемого воздуха для двух рабочих озонаторов составляет $Q_{0.\text{в}} = 2 \cdot 275 = 550 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Продолжительность рабочего цикла адсорбции принимаем $\tau = 10 \text{ ч}$.

Вес адсорбента $p_{\text{ад}}$ при равной высоте двух слоев загрузки — алюмогелем и силикагелем — должен быть:

$$p_{\text{ад}} = \frac{k Q_{0.\text{в}} \tau (q_2 - q_3) 100}{s \cdot 1000},$$

где k — коэффициент для учета материала загрузки адсорбера; q_3 — количество влаги на выходе из адсорбера, при $t_3 = -50^\circ\text{C}$ равное 0,05 $\text{г}/\text{м}^3$;

s — влагопоглощаемость адсорбента в % к его весу.

Тогда вес алюмогеля $p_{ал}$ и силикагеля $p_{сил}$ будет:

$$p_{ал} = \frac{0,41 \cdot 550 \cdot 10 (7,474 - 0,05) 100}{4 \cdot 1000} \approx 420 \text{ кг};$$

$$p_{сил} = \frac{(1 - 0,41) 550 \cdot 10 (7,474 - 0,05) 100}{8 \cdot 1000} \approx 301 \text{ кг}.$$

Суммарный вес загрузки составит $p_{ад} = 420 + 301 = 721 \text{ кг}$.

При указанном выше насыпном весе адсорбера и при высоте каждого слоя $h = 400 \text{ мм}$ в одну башню АГ-50 можно загрузить: алюмогеля (нижний слой)

$$p'_{ал} = 0,785 \cdot 1 \cdot 0,4 \cdot 0,85 \cdot 1000 = 267 \text{ кг};$$

силикагеля (верхний слой)

$$p'_{сил} = 0,785 \cdot 1 \cdot 0,4 \cdot 0,6 \cdot 1000 = 188 \text{ кг}.$$

Суммарная загрузка башни $p_б = 267 + 188 = 455 \text{ кг}$.

Следовательно, для досушки воздуха нужно иметь установок АГ-50 в количестве $n = p_{ад} : p_б = 721 : 455 \approx 2$ шт. (две рабочих и одну резервную).

Расчет контактной камеры для смешения озono-воздушной смеси с водой. Необходимая площадь поперечного сечения контактной камеры в плане

$$F_k = \frac{Q_{час} T}{n H}, \quad (128)$$

где $Q_{час}$ — расход озонируемой воды в $\text{м}^3/\text{ч}$;

T — продолжительность контакта озона с водой; принимается в пределах 5—10 мин;

n — количество контактных камер;

H — глубина слоя воды в контактной камере в м; принимается обычно 4,5—5 м.

При $Q_{час} = 2020 \text{ м}^3/\text{ч}$, $T = 0,1 \text{ ч}$, $n = 2$ и $H = 5 \text{ м}$

$$F_k = \frac{2020 \cdot 0,1}{2 \cdot 5} = 20,2 \text{ м}^2.$$

Для равномерного распыления озонированного воздуха у дна контактной камеры размещают перфорированные трубы (рис. 72). Принимаем керамические пористые трубы.

Каркасом служит труба из нержавеющей стали (наружный диаметр 57 мм) с отверстиями диаметром 4—6 мм (рис. 73). На нее надевается фильтросная труба — керамический блок длиной $l = 500 \text{ мм}$, внутренним диаметром 64 мм и наружным 92 мм.

Активная поверхность блока, т. е. площадь всех пор размером по 100 мк на керамической трубе, занимает 25% внутренней поверхности трубы, тогда

$$f_n = 0,25 \pi D_n l = 0,25 \cdot 3,14 \cdot 0,064 \cdot 0,5 = 0,0251 \text{ м}^2.$$

При вводе озона в контакт с водой способом барботаж количество подаваемого воздуха не находится в жесткой зависимости от количества обрабатываемой воды. Это позволяет регулировать подачу воздуха. Производительность воздуходувок обычно подбирают так, чтобы, включая в действие одну, две или три воздуходувки, можно было изменять отношение объема газовой смеси к объему обрабатываемой воды.

Величины этого отношения α обычно принимают равными 0,27; 0,5 или 1. В данном случае $\alpha = Q_{\text{оз.в}} : Q_{\text{час}} = 550 : 2020 \approx 0,27$.

Тогда количество озонированного воздуха, подаваемого по распределительным трубам, составит $q_{\text{оз.в}} = 2020 \cdot 0,27 \approx 550 \text{ м}^3/\text{ч}$, или $9,17 \text{ м}^3/\text{мин}$, или $0,158 \text{ м}^3/\text{сек}$.

Площадь поперечного сечения магистральной (каркасной) распределительной трубы внутренним диаметром $d = 49 \text{ мм}$ равна: $f_{\text{тр}} = 0,00188 \text{ м}^2 = 18,8 \text{ см}^2$.

Принимаем в каждой контактной камере по четыре магистральных распределительных трубы, уложенных на взаимных расстояниях (между осями) по 0,9 м. Каждая труба состоит из восьми керамических блоков. При таком размещении труб принимаем размеры контактной камеры в плане $3,7 \times 5,4 \text{ м}$.

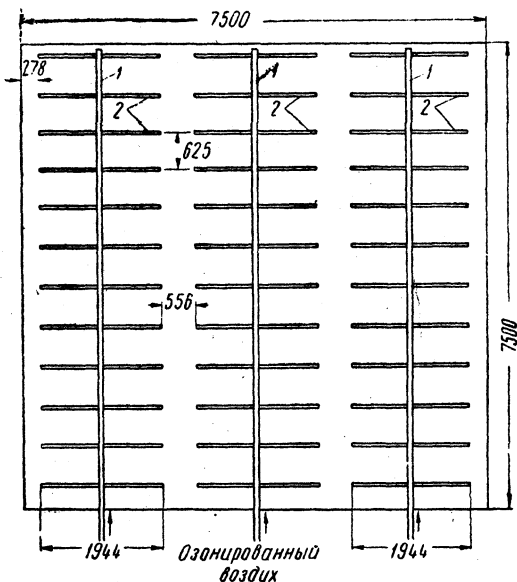


Рис. 72. Размещение перфорированных труб у дна контактной камеры

1 — коллекторы; 2 — перфорированные трубы

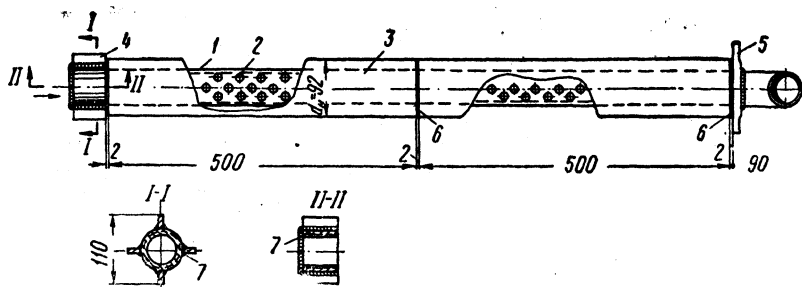


Рис. 73. Детали фильтровых труб

1 — каркас-труба из нержавеющей стали; 2 — отверстия $d = 4 \div 6 \text{ мм}$; 3 — фильтровальная труба (керамический блок); 4 — прижимное устройство; 5 — приварной фланец; 6 — прокладка; 7 — резьба

Расход озонированного воздуха, приходящегося на живое сечение каждой из четырех труб в двух камерах, будет

$$q_{\text{тр}} = \frac{q_{\text{оз.в}}}{n \cdot 4} = \frac{0,158}{2 \cdot 4} \approx 0,02 \text{ м}^3/\text{сек},$$

а скорость движения воздуха в трубопроводе равна

$$v = q_{\text{тр}} : f_{\text{тр}} = 0,02 : 0,00188 \approx 10,7 \text{ м/сек}$$

(рекомендуемая скорость 10—15 м/сек).

Суммарная активная площадь пор всех керамических труб, уложенных в одной камере, $\Sigma f_{\text{п}} = m f_{\text{п}} = 4 \cdot 8 \cdot 0,0251 = 0,8 \text{ м}^2$ (где 4 — количество магистралей; 8 — количество керамических труб).

Расход озонированного воздуха, поступающего в воду через пористую поверхность всех труб одной камеры:

$$q = \frac{q_{\text{оз.в}}}{n \Sigma f_{\text{п}}} = \frac{9,17}{2 \cdot 0,8} \approx 5,73 \text{ м}^3/\text{мин} \cdot \text{м}^2.$$

Общее давление, которое должно быть на входе в распределительную систему озоно-воздушной смеси, определяется по формуле Ю. Б. Багоцкого

$$H = H_{\text{гидр}} + \gamma_{\text{в}} \zeta \frac{v^2}{2g} + 0,001 A q + 0,3 \text{ м вод. ст.}, \quad (129)$$

где $H_{\text{гидр}}$ — гидростатическое давление в м вод. ст. (равное высоте слоя воды в камере);

$\gamma_{\text{в}}$ — плотность воздуха;

$$\zeta = \frac{2,2}{K_{\omega}^2} + 1; \quad (130)$$

$K_{\omega} = \Sigma \omega_0 / \omega$ — конструктивное отношение (рекомендуется принимать равным примерно 0,5);

ω_0 — площадь одного отверстия на каркасной трубе в м^2 ;

ω — площадь сечения распределительной каркасной трубы в м^2 ;

A — коэффициент, зависящий от условного диаметра пор на керамической трубе $d=100 \text{ мк}$ и равный

$$A = \frac{2 \cdot 10^4}{d^{1,9}}; \quad (131)$$

0,3 — избыточное давление.

В данном примере при диаметре одного отверстия 0,005 м $\omega_0 = 0,0000196 \text{ м}^2$, при 50 отверстиях на 1 пог. м $\Sigma \omega_0 = 0,00096 \text{ м}^2$, а $\omega = f_{\text{тр}} = 0,00188 \text{ м}^2$. Следовательно, $K_{\omega} = 0,00096 : 0,00188 \approx 0,52$.

Таким образом,

$$H = 5 + 0,00125 \left(\frac{2,2}{0,52^2} + 1 \right) \frac{10,7^2}{2 \cdot 9,81} + 0,001 \frac{2 \cdot 10^4}{100^{1,9}} 5,73 + 0,3 \approx 5,39 \text{ м вод. ст.}$$

ГЛАВА IX

РАСЧЕТ СООРУЖЕНИЙ ДЛЯ УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ

§ 41. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ ОБ УМЯГЧЕНИИ ВОДЫ

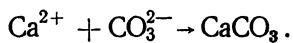
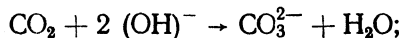
Умягчение воды может быть осуществлено следующими основными способами: 1) реагентным; 2) катионитовым; 3) термическим.

Нередко представляется целесообразным комбинировать эти способы, удаляя часть солей жесткости реагентным способом, а остаток их — катионированием, либо применять реагентный способ в комбинации с термическим способом умягчения воды.

Условия наиболее эффективного применения различных способов умягчения воды с краткой характеристикой происходящих процессов приведены в табл. 52*.

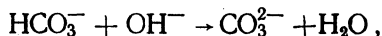
Из реагентных способов умягчения наиболее распространен известково-содовый способ. Сущность его состоит в переводе растворенных в воде солей Ca^{2+} и Mg^{2+} в малорастворимые CaCO_3 и $\text{Mg}(\text{OH})_2$, выпадающие в осадок.

После введения $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в воду находящаяся в ней растворенная CO_2 связывается в карбонат-ион CO_3^{2-} , который соединяется с растворенным в воде Ca^{2+} :

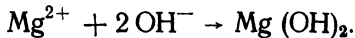


↓

При вводе извести в количестве, большем, чем необходимо для перевода бикарбонат-ионов в карбонат-ион



происходит ускорение гидролиза магниевых солей; при этом Mg^{2+} связывается в гидроксид магния:



↓

* Подготовка воды для котельных установок здесь не рассматривается.

Умягчение воды для хозяйственно-питьевых нужд применяется, когда жесткость воды более 7 мг-экв/л (ГОСТ 2874—54).

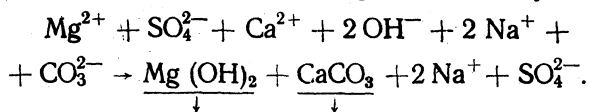
Краткая характеристика различных способов умягчения воды и условия их применения

Способы умягчения воды	Характер процесса умягчения	Назначение способа умягчения	Условия эффективного применения способа умягчения воды			
			мутность исходной воды в мг/л	общая жесткость исходной воды в мг-экв/л	предел возможного снижения жесткости в мг-экв/л	температура исходной воды в °С
1	2	3	4	5	6	7
Реагентный (известково-содовый)	В воду вводятся реагенты: известь — для устранения карбонатной и магnezияльной жесткости; сода — для устранения некарбонатной жесткости	Для неглубокого умягчения при необходимости одновременного осветления мутных вод поверхностных источников	До 400—500	5—35	1) Без подогрева воды 0,5—1; 2) с подогревом воды 0,2—0,4 мг	Желательно не менее 10—20 То же, 80—90
Катионитовый Na-катионирование одноступенчатое	Умягчаемая вода пропускается через Na-катионитовые фильтры	Для глубокого умягчения воды с незначительным содержанием взвешенных веществ и цветностью не более 30°	Не более 5—8	До 15	0,03—0,05	При загрузке фильтров сульфогуглем: 30—40 для слабощелочной воды и 60 для нейтральной и слабощелочной воды То же
Na-катионирование двухступенчатое	Умягчаемая вода пропускается сначала через Na-катионитовые фильтры I ступени, где жесткость снижается на 70—75%, а затем через Na-катионитовые фильтры II ступени	Для весьма глубокого умягчения воды с незначительным содержанием взвешенных веществ и цветностью не более 30°	5—8	От 8—10 до 14	До 0,01	

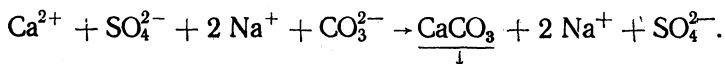
Продолжение табл. 52

Условия эффективного применения способа умягчения воды						
Способы умягчения воды	Характер процесса умягчения	Назначение способа умягчения	мутность исходной воды в мг/л	общая жесткость исходной воды в мг-экв/л	предел возможного снижения жесткости в мг-экв/л	температура исходной воды в °С
1	2	3	4	5	6	7
Н—Na-катионирование	Умягчаемая вода пропускается через Н- и Na-катионитовые фильтры, а затем оба потока смешиваются	См. табл. 53	5—8	До 14	См. табл. 53	При загрузке фильтров сульфатом 30—40
Термический	Вода нагревается выше 100°С, что устраняет всю карбонатную и часть некарбонатной жесткости в воде в виде гипса CaSO_4	Для умягчения воды, содержащей преимущественно карбонатную жесткость, для питания котлов низкого и среднего давления	Не более 50	Карбонатная жесткость с преобладанием солей $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ Некарбонатная жесткость только в виде гипса	Карбонатной жесткости до 0,035 мг-экв/л, гипса до 1200 мг/л То же, гипса до 40—50 мг/л	105—120 200—270

Для выделения солей некарбонатной жесткости, например MgSO_4 , применяют кальцинированную соду Na_2CO_3 , которая вводится в воду вместе с известью. Ход реакций следующий:



Если надо выделить CaSO_4 , то нужно ввести карбонат-ион в виде соды:



Скорость реакции с образованием осадков CaCO_3 и $\text{Mg}(\text{OH})_2$ увеличивается при повышении температуры воды и при введении в нее избытка реагентов.

Катионитовый способ умягчения воды заключается в фильтровании жесткой воды через мелкозернистую загрузку некоторых веществ (сульфоуголь, искусственные смолы). Эти вещества обладают способностью обменивать катионы содержащегося в них натрия Na^+ или водорода H^+ на катионы кальция Ca^{2+} или магния Mg^{2+} солей жесткости, растворенных в воде. Таким образом, различают процесс Na-катионирования и H-катионирования.

Когда обменная способность катионитового фильтра исчерпана, производят регенерацию катионитовой загрузки. Na-катионитовые фильтры регенерируются раствором поваренной соли NaCl , а H-катионитовые — растворами серной H_2SO_4 или соляной HCl кислот.

Вода после Na-катионитовых фильтров обычно имеет повышенную щелочность ($\text{pH} > 7$), а после H-катионитовых — повышенную кислотность ($\text{pH} < 7$). В первом случае можно дополнительно подкислить воду, во втором — применить подщелачивание. В настоящее время для этой цели, т. е. для достижения оптимальной щелочности умягченной воды, применяют H — Na-катионирование, которое заключается в фильтровании воды как через H-катиониты, так и через Na-катиониты. При этом возможно применение одной из трех схем H — Na-катионирования, которые следует выбирать согласно данным табл. 53.

Обменная способность катионита выражается в г-экв/м^3 , т. е. в граммах-эквивалентах задержанных катионов на 1 м^3 катионита, находящегося в разбухшем состоянии (после пребывания в воде). Различают полную и рабочую обменную способность катионита.

Рабочая обменная способность — это количество г-экв Ca^{2+} и Mg^{2+} , которое задерживает 1 м^3 катионита до момента проскока в фильтр некоторой жесткости.

Обменная способность, отнесенная ко всему объему катионитовой загрузки фильтра, называется емкостью поглощения данного катионитового фильтра и выражается также в г-экв/м^3 .

Обменная способность и другие технологические характеристики катионитов указаны в табл. 54.

Условия применения схем Н—Na-катионирования

Схемы Н—Na-катионирования	Технологический процесс	Условия наиболее эффективного применения схем					
		$J_K: J_0$ при определенном значении J_H^*	остаточная жесткость в мг-экв/л			содержание в исходной воде	
			остаточная жесткость воды	в мг-экв/л		$SO_4^{2-} + Cl^-$	Na^+
1	2	3	4	5	6	7	
Параллельное	Часть воды пропускается через Na-катионитовый фильтр, другая часть — через Н-катионитовый (щелочной и кислый) смешиваются и происходит их взаимная нейтрализация. Затем вся вода поступает в дегазатор для удаления свободной углекислоты	$\geq 0,5$ при $J_H^* < 3,5$ мг-экв/л	0,3—0,4	0,03	$\leq 3-4$	Не более 1—2	
Последовательное	Часть исходной воды проходит через Н-катионитовый фильтр, смешивается с остатальной для нейтрализации кислотности фильтрата и пропускается через дегазатор для удаления свободной углекислоты. Затем вся вода пропускается через Na-катионитовый фильтр	$\leq 0,5$ при $J_H^* > 3,5$	0,3—0,7	J_0 снижается на величину, равную J_K . Величина J_K остается неизменной	3—4	—	
Совместное	Вся вода пропускается через катионитовый фильтр, отгенерированный так, что верхние слои катионита содержат обменные катионы водорода, а нижние — катионы натрия	> 1 при $J_0 < 6$ мг-экв/л	1—1,8	0,1—0,3	$\leq 2-3$	Не более 1	

* J_K — карбонатная жесткость; J_0 — общая жесткость; J_H^* — некарбонатная жесткость в мг-экв/л.

Технологические характеристики некоторых катионитов

Название катионита	Сырье, применяемое для изготовления	Насыпной вес в г/м^3		Коэффициент набухания	Размер зерен в мм	Полная обменная способность в г-экв/м^3	Допустимая температура умягчаемой воды t в $^{\circ}\text{C}$
		воздушно-сухого	набухшего				
Сульфуголь: крупный I сорта » II мелкий I »	Каменный уголь, серная кислота	0,65—0,7 0,65—0,7 0,65—0,7	0,55 0,55 0,55	1,2—1,25 1,2—1,25 1,2—1,25	0,3—1,5 0,3—1,5 0,3—1,5	550 500 500	При слабощелочной воде до 30—40, при нейтральной и слабокислой воде до 60
КУ-1 сильнокислотный	Формальдегид, п-фенолсульфокислота	0,74	0,44	1,6	0,3—2	600—500	Стоек в кислой среде, нестойк в сильнощелочной среде
КУ-2-8 сильнокислотный	Стирол, дивенилбензол	0,71	0,5	1,42	0,3—1,5	1500—1700	Стоек в щелочной и кислой средах до 120—130
КБ-4 слабокислотный	Метилакриловая кислота, дивенилбензол	0,68	Не менее 0,33	2	0,3—0,8	2500 (при $\text{pH}=7$)	До 200

Термический способ умягчения воды целесообразен в тех случаях, когда вода предназначена для питания паровых котлов, испарителей и паропреобразователей. При применении этого способа воду нагревают до 105—120°C, что позволяет полностью устранить карбонатную жесткость воды.

Из солей некарбонатной жесткости термическим способом может быть устранен только гипс CaSO_4 , частично выпадающий в осадок при температуре воды выше 100°C, так как растворимость его при повышении температуры снижается. При нагреве воды до 200°C содержание CaSO_4 падает до 45—50 мг/л, а при температуре около 270°C гипс полностью удаляется.

Можно комбинировать термический способ умягчения с реагентным, так как с повышением температуры снижается остаточная жесткость воды, умягченной известково-содовым способом (табл. 55) при нормальном избытке реагентов (0,5 мг-экв/л извести и 1—1,5 мг-экв/л соды).

Таблица 55

Зависимость остаточной жесткости от температуры воды

Остаточная жесткость после умягчения воды в мг-экв/л	1—2	0,9—1,4	0,5—0,9	0,1
Температура умягчаемой воды в °C	2—20	20—35	35—90	Более 90

§ 42. РАСЧЕТ УСТАНОВКИ ДЛЯ РЕАГЕНТНОГО УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ

В состав установки для умягчения воды входят следующие сооружения: 1) устройства для приготовления и дозирования растворов реагентов (извести и соды для устранения жесткости воды, коагулянта FeCl_3 или FeSO_4 для ускорения осаждения взвеси); 2) смесители; 3) камеры хлопьеобразования; 4) осветлители со взвешенным осадком; 5) фильтры.

В рассматриваемом примере приводится расчет только тех сооружений, которые специфичны для водоумягчительных установок.

Производительность установки $Q_{\text{сут}} = 20\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 833 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Общая жесткость исходной воды определяется по содержанию в ней ионов Ca^{2+} и Mg^{2+} или по содержанию окиси кальция и магния CaO и MgO .

В данном примере в воде содержится 170 мг/л Ca^{2+} и 25 мг/л Mg^{2+} или 235 мг/л CaO и 40 мг/л MgO .

Тогда общая жесткость воды

$$Ж_0 = \frac{170}{20,04} + \frac{25}{12,16} = 10,5 \text{ мг-экв/л}$$

или

$$Ж_0 = \frac{235}{28,04} + \frac{40}{20,16} = 10,5 \text{ мг-экв/л.}$$

В знаменателях показаны количества веществ в мг/л, соответствующие 1 мг-экв.

Карбонатная жесткость воды при содержании в ней 450 мг/л HCO_3^- (анион угольной кислоты) составит

$$Ж_k = \frac{\text{HCO}_3^-}{61,02} = \frac{450}{61,02} = 7,4 \text{ мг-экв/л.}$$

Следовательно, некарбонатная (постоянная) жесткость будет

$$Ж_n = Ж_0 - Ж_k = 10,5 - 7,4 = 3,1 \text{ мг-экв/л.}$$

Содержание в исходной воде свободной углекислоты CO_2 при $\text{pH}=6,9$, щелочности $Щ_0 = Ж_k = 7,4 \text{ мг-экв/л}$ и температуре воды 10°C составит 105 мг/л. Мутность исходной воды 370 мг/л, ее цветность 55° .

Требования к воде после умягчения: остаточная общая жесткость $Ж_{\text{ост}} = 1,5 \text{ мг-экв/л}$, допустимая мутность 10 мг/л, цветность 20° .

Доза извести (для устранения карбонатной жесткости воды) в пересчете на CaO

$$D_n = 28 \left(\frac{\text{CO}_2}{22,01} + \frac{\text{HCO}_3^-}{61,02} + \frac{\text{Mg}^{2+}}{12,16} \pm \frac{D_k}{e} + 0,5 \right) \text{ мг/л.} \quad (132)$$

Здесь D_k — доза коагулянта FeCl_3 или FeSO_4 в пересчете на безводное вещество в мг/л;

e — эквивалентный вес активного вещества коагулянта, равный для FeCl_3 54 мг/мг-экв, для FeSO_4 76 мг/мг-экв, для $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 57 мг/мг-экв;

0,5 — избыток извести, вводимый для полноты реакции, в мг/л.

Член D_k/e принимается со знаком минус, если коагулянт вводится в воду раньше извести, и со знаком плюс, если коагулянт вводится вместе с известью или после нее. В рассматриваемом примере коагулянт и известь вводятся одновременно.

Доза коагулянта определяется по формуле

$$D_k = 3 \sqrt[3]{C}, \quad (133)$$

где C — количество образующейся при умягчении воды взвеси в пересчете на сухое вещество в мг/л.

В данном случае при мутности исходной воды $M=370 \text{ мг/л}$ принимаем $D_k = 35 \text{ мг/л}$ (коагулянт FeCl_3).

Таким образом, доза извести по формуле (132)

$$D_n = 28 \left(\frac{105}{22,01} + \frac{450}{61,02} + \frac{25}{12,16} + \frac{35}{54} + 0,5 \right) \approx 430 \text{ мг/л.}$$

Количество взвеси, образующейся при известково-содовом умягчении воды,

$$C = M_{\text{исх}} + 50 \left(Ж_0 + Ж_к + \frac{CO_2}{22,01} + 0,5 \right) + 29 \frac{Mg^{2+}}{12,16} + D_n \frac{100 - m}{100} \text{ мг/л.} \quad (134)$$

Тогда для данного примера

$$C = 370 + 50 \left(10,5 + 7,4 + \frac{105}{22,01} + 0,5 \right) + 29 \frac{25}{12,16} + 430 \frac{100 - 70}{100} \approx 1588 \text{ мг/л,}$$

где $m=70\%$ — содержание СаО в технической извести.

Необходимая доза хлорного железа по формуле (133)

$$D_k = 3 \sqrt[3]{1588} \approx 34,9 \text{ мг/л} < 35 \text{ мг/л.}$$

Расчетная доза соды в пересчете на Na_2CO_3

$$D_c = 53 \left(Ж_n + \frac{D_k}{e} + 1 \right). \quad (135)$$

Тогда

$$D_c = 53 \left(3,1 + \frac{35}{54} + 1 \right) \approx 251,75 \text{ мг/л.}$$

На очистных станциях большой производительности приготовление известкового молока производят на механизированной установке. При проектировании установок для приготовления известкового молока надо предусматривать: бункер для приема извести, дробилку, известегасильное устройство, классификатор, баки для известкового молока с устройствами для непрерывного перемешивания и средства для транспортирования сухой извести и известкового молока.

Весовые количества реагентов — извести G_n , соды G_c и хлорного железа G_k , требуемые для умягчения и осветления воды:

$$\left. \begin{aligned} G_n &= \frac{Q D_n \cdot 100}{K_n \cdot 1000}; \\ G_c &= \frac{Q D_c \cdot 100}{K_c \cdot 1000}; \\ G_k &= \frac{Q D_k \cdot 100}{K_k \cdot 1000}. \end{aligned} \right\} \quad (136)$$

Здесь K_n — содержание СаО в товарной извести II сорта, равное 70%;

K_c — содержание Na_2CO_3 в товарной соде, равное 95%;

K_k — содержание $FeCl_3$ в товарном коагулянте, равное 98%.

Тогда

$$G_n = \frac{20\,000 \cdot 430 \cdot 100}{70 \cdot 1000} \approx 12\,285 \text{ кг, или } 12,3 \text{ т;}$$

$$G_c = \frac{20\,000 \cdot 251,75 \cdot 100}{95 \cdot 1000} \approx 5300 \text{ кг, или } 5,3 \text{ т;}$$

$$G_k = \frac{20\,000 \cdot 35 \cdot 100}{98 \cdot 1000} \approx 714 \text{ кг, или } 0,72 \text{ т.}$$

Смесители следует принять вертикальные (вихревые), расчет которых приведен в § 17. Не рекомендуются перегородчатые и дырчатые смесители, так как скорости в них недостаточны для поддержания во взвешенном состоянии частиц извести, а это вызывает их осаждение перед перегородками.

Расчет осветлителей со взвешенным осадком при реагентном умягчении воды имеет некоторые особенности по сравнению с расчетом осветлителей для коагулированных мутных вод, а именно: 1) восходящая скорость движения воды в зоне осветления принимается 1 или 0,8 м/сек при магниевой жесткости соответственно менее или более 25% общей жесткости воды; 2) величина коэффициента снижения скорости восходящего потока воды в зоне отделения осадка вертикального осадкоуплотнителя принимается $\alpha = 0,85$; 3) средняя концентрация взвешенных веществ в осадкоуплотнителе принимается 40 000 или 20 000 г/м³ при магниевой жесткости соответственно менее 25% или более 75% общей жесткости воды; 4) продолжительность уплотнения осадка принимается 3—4 или 5—6 ч при магниевой жесткости соответственно менее 25% или более 75% общей жесткости воды. При этом для распределения воды следует применять только опускные трубы при скорости движения в них воды не более 0,7 м/сек; осветлители, имеющие дырчатые распределительные системы, не рекомендуются из-за зарастания отверстий труб карбонатом кальция.

Пример. Исходя из изложенных выше требований принимаем осветлитель системы ВНИИ ВОДГЕО с поддонным осадкоуплотнителем и распределением воды опускными трубами (см. рис. 30). Такой осветлитель, круглый в плане, применяют для производительности порядка 100 м³/ч.

При заданном расходе воды $Q_{\text{сут}} = 20\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$ или $Q_{\text{час}} = 833 \text{ м}^3/\text{ч}$ принимаем восемь осветлителей с расходом воды $Q_{\text{осв}} = 104 \text{ м}^3/\text{ч}$, или $q_{\text{сек}} = 29 \text{ л/сек}$ каждый.

Количество образующейся при умягчении взвеси, как было подсчитано выше, составляет $C = 1588 \text{ мг/л}$.

Количество воды, расходуемой при сбросе осадка, по формуле (47)

$$q_{0.2} = \frac{1,2 (1588 - 8) 100}{31\,000} = 6,1\%.$$

Подводящий трубопровод принят с внутренним диаметром $d = 200 \text{ мм}$ (по ГОСТ 10704—63) и наружным диаметром 219 мм,

что обеспечивает скорость движения воды $v=0,85$ м/сек, как и рекомендуется нормами.

Для освобождения воды от пузырьков воздуха устраивается воздухоотделитель (см. рис. 32). Диаметр воздухоотделителя будет

$$D_v = \sqrt{\frac{4 q_{\text{сек}}}{\pi v_v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,029}{3,14 \cdot 0,03}} = 1,109 \text{ м},$$

где v_v — скорость нисходящего движения воды в воздухоотделителе, равная 0,03 м/сек.

Принимаем $D_v = 1200$ мм (отрезок стальной трубы высотой 1,55 м).

Объем воздухоотделителя (без учета конической части) $W_v = 0,785 \cdot 1,2^2 \cdot 1,55 = 1,75 \text{ м}^3$.

Фактическая продолжительность пребывания воды в воздухоотделителе $t_1 = W_v : q_{\text{сек}} = 1,75 : 0,029 \approx 60$ сек (рекомендуется не менее 1 мин).

Опускная труба принята диаметром 250 мм, при расходе воды 29 л/сек скорость ее движения $v = 0,55$ л/сек.

При диаметре осветлителя $D_{\text{осв}} = 4,7 \text{ м}^2$ площадь, обслуживаемая одной опускной трубой, составляет 17,1 м², т. е. находится в пределах допустимой — 20 м².

От вертикальной опускной трубы идут четыре наклонных ответвления, пропускающих расход воды 7,3 л/сек каждая; при диаметре ответвления 125 мм скорость движения воды составляет 0,53 м/сек.

Пользуясь расчетом, изложенным в § 23, и принимая при умягчении $K = 0,7 \div 0,8$, находим диаметр осадкоприемных труб 250 мм. Далее определяем площадь и диаметр осветлителя (4,7 м) и его размеры по высоте.

Для осветлителя рассматриваемого типа высота от обреза наклонной опускной трубы до кромки водосборных желобов $H_{\text{осв}}$ и высота конусообразной части $H_{\text{кон}}$ будут:

$$\left. \begin{aligned} H_{\text{осв}} &= \frac{D_{\text{осв}}}{2 \cdot 2 \operatorname{tg} 15^\circ}; \\ H_{\text{кон}} &= \frac{D_{\text{осв}}}{2 \cdot 2 \operatorname{tg} 30^\circ}. \end{aligned} \right\} \quad (137)$$

Тогда для данного примера

$$H_{\text{осв}} = \frac{4,7}{2 \cdot 2 \cdot 0,268} \approx 4,4 \text{ м} \text{ и } H_{\text{кон}} = \frac{4,7}{2 \cdot 2 \cdot 0,577} \approx 2,05 \text{ м}.$$

Толщину защитного слоя воды над слоем взвешенного осадка принимаем $h_{\text{заш}} = 1,5$ м. Тогда толщина слоя взвешенного осадка выше перехода наклонных стенок в вертикальные будет

$$H_{\text{верт}} = H_{\text{осв}} - H_{\text{кон}} - h_{\text{заш}} = 4,4 - 2,05 - 1,5 = 0,85 \text{ м}.$$

Так как кромка осадкоотводящих труб должна быть выше указанной плоскости перехода на 1,5—1,75 м, следует увеличить высоту осветлителя на 1,5—0,85=0,65 м. Тогда полная высота осветлителя будет 4,4+0,65=5,05 м.

Высоту слоя взвешенного осадка, которая должна быть равной 2—2,5 м, определяем, считая от верхней кромки осадкоотводящих труб до зоны взвешенного осадка, ограниченной наклонными стенками, в которой скорость восходящего потока воды не превышает $v=2$ мм/сек.

Площадь горизонтального сечения этой зоны

$$F_{\text{зон}} = \frac{K Q_{\text{осв}}}{3,6 v} \quad (138)$$

Так как угол конусности равен 60°

$$F_{\text{зон}} = \frac{\pi}{4} [(3d_{\text{зон}})^2 - d_{\text{зон}}^2] = 0,785 \cdot 8 d_{\text{зон}}^2 = 6,28 d_{\text{зон}}^2 \quad (139)$$

Тогда для данного примера

$$F_{\text{зон}} = \frac{0,7 \cdot 104}{3,6 \cdot 2} \approx 10,1 \text{ м}^2;$$

$$d_{\text{зон}} = \sqrt{F_{\text{зон}} : 6,28} = \sqrt{10,1 : 6,28} \approx 1,3 \text{ м}.$$

Расстояние (по высоте) от плоскости перехода вертикальных стенок в наклонные до зоны взвешенного осадка

$$h = 0,5 \left(\frac{D_{\text{осв}}}{2} - d_{\text{зон}} \right) \text{ctg } 30^\circ. \quad (140)$$

Тогда для данного примера

$$h = 0,5 \left(\frac{4,7}{2} - 1,3 \right) 1,732 = 0,9 \text{ м}.$$

Следовательно, расчетная высота слоя взвешенного осадка будет 1,5+0,9=2,4 м, что отвечает рекомендуемой высоте 2—2,5 м.

Вода, прошедшая обработку (т. е. осветление и умягчение), собирается в верхней части осветлителя периферийными желобами с затопленными отверстиями или с треугольными вырезами.

Площадь отверстий в стенке желоба

$$f_{\text{отв}} = \frac{q_{\text{ж}}}{\mu \sqrt{2gh}} = \frac{0,015}{0,65 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,05}} = 0,023 \text{ м}^2, \text{ или } 230 \text{ см}^2,$$

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

Принимаем отверстия диаметром 30 мм с площадью 7,07 см². Необходимое количество отверстий $n=230 : 7,07 \approx 33$. Расстояние между осями отверстий $e=(\pi D) : (2n) = (3,14 \cdot 4,26) : (2 \cdot 33) = 0,2$ м, или 200 мм.

Расчет осадкоуплотнителя. Необходимый объем зоны накопления и уплотнения осадка

$$W_{з.у} = \frac{Q_{\text{час}} (C' - m) T}{\delta_{\text{ср}} N} = \frac{833 (1644 - 8) 4}{31\,000 \cdot 8} = 21,9 \text{ м}^3,$$

где $Q_{\text{час}} = 833 \text{ м}^3/\text{ч}$ — расчетный расход воды;

$T = 4 \text{ ч}$ — время уплотнения осадка (для вод с магн. жесткостью менее 25% $T = 3 \div 4 \text{ ч}$);

$$\delta_{\text{ср}} = 31\,000 \text{ г/м}^3 \text{ (см. табл. 29);}$$

$$C' = M + 1,6 D_k = 1588 + 1,6 \cdot 35 = 1644 \text{ г/м}^3.$$

Объем конусообразной части осадкоуплотнителя

$$W_{\text{кон}} = \frac{\pi H_{\text{кон}}}{3} (R^2 + r^2 + Rr) - \frac{\pi H_{\text{кон}}}{3} r^2 = \\ = \frac{3,14 \cdot 2,05}{3} (2,35^2 + 1,175^2 + 2,35 \cdot 1,175) - \frac{3,14 \cdot 2,05}{3} 1,175^2 = 16,5 \text{ м}^3,$$

где $R = D_{\text{осв}} : 2 = 4,7 : 2 = 2,35 \text{ м}$; $r = D_{\text{осв}} : 4 = 1,175 \text{ м}$.

Тогда высота цилиндрической части уплотнителя будет

$$H_{\text{цил}} = \frac{(W_{з.у} - W_{\text{кон}}) 4}{\pi D_{\text{осв}}^2} = \frac{(21,9 - 16,5) 4}{3,14 \cdot 4,7^2} \approx 0,3 \text{ м}.$$

Объем осветлителя

$$W_{\text{осв}} = \frac{\pi D_{\text{осв}}^2}{4} H_{\text{осв}} + W_{\text{кон}}. \quad (141)$$

Для данного примера

$$W_{\text{осв}} = \frac{3,14 \cdot 4,7^2}{4} 5,05 + 16,5 \approx 101,87 \text{ м}^3.$$

Следовательно, через сбросной дырчатый трубопровод при удалении осадка в течение 20 мин должен пропускаться расход воды, равный $101,87 : 0,333 = 306 \text{ м}^3/\text{ч}$, или 85 л/сек . На каждое полукольцо осадкоотводящей трубы приходится около 43 л/сек . При скорости движения воды $1,25 \text{ м/сек}$ диаметр сбросной трубы будет 200 мм .

Средняя скорость движения осадка в отверстиях дырчатой трубы $3,25 \text{ м/сек}$ (рекомендуется не менее 3 м/сек); принимаются отверстия $d_o = 40 \text{ мм}$ в количестве 21 шт. на взаимном расстоянии 350 мм .

§ 43. РАСЧЕТ УСТАНОВКИ ДЛЯ РЕАГЕНТНОГО УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ С ВИХРЕВЫМИ РЕАКТОРАМИ

Вихревой реактор представляет собой резервуар в виде усеченного конуса с верхней цилиндрической частью (рис. 74). В отличие от вихревой камеры хлопьеобразования он имеет небольшой угол конусности ($15\text{--}20^\circ$) и примерно на половину своей высоты заполнен так называемой контактной массой — мелким кварцевым песком или мраморной крошкой диаметром $0,2\text{--}0,3\text{ мм}$, находящимися во взвешенном состоянии во время работы реактора (в вихревых камерах хлопьеобразования контактной массы нет). Количество контактной массы должно составлять 10 кг на 1 м^3 объема реактора.

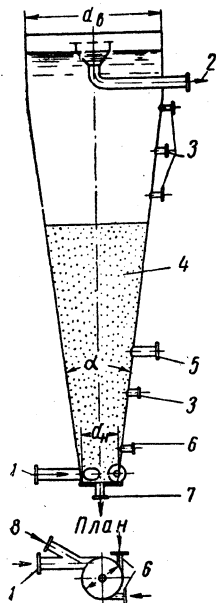


Рис. 74. Вихревой реактор

- 1 — подача воды;
- 2 — отвод воды;
- 3 — штуцера для отбора проб;
- 4 — загрузка;
- 5 — выпуск излишка загрузки;
- 6 — ввод извести;
- 7 — сброс;
- 8 — промывная вода от напорной линии

Необходимая для реагентного умягчения воды известь в виде раствора или известкового молока вводится в нижнюю часть реактора. Зерна контактной массы, служащие центрами кристаллизации карбоната кальция, который получается при умягчении воды, постепенно обволакиваются CaCO_3 , увеличиваясь в диаметре до $1,5\text{--}2\text{ мм}$. Вследствие этого 2 раза в неделю контактную массу приходится частично заменять, выпуская излишек по трубопроводу, примыкающему к нижней части реактора. Свежая контактная масса вводится при помощи эжектора в плоскости верхнего уровня загрузки. Установка с вихревыми реакторами целесообразна только при мутности исходной воды не выше $8\text{--}12\text{ мг/л}$ и содержании магния не более 15 мг/л , так как глинистая взвесь и гидроокись магния не задерживаются вихревым реактором. Реакторы применяют для умягчения подземных или поверхностных вод после их осветления, а поэтому коагулянт не добавляется.

В большинстве случаев, т. е. когда содержание магния в исходной воде не превышает 15 мг/л , в состав установки входят: устройства для подготовки и дозирования реагентов, смесители, вихревые реакторы и фильтры.

Не исключается возможность применения вихревых реакторов и при содержании в исходной воде магния более 15 мг/л , однако в таких условиях схема установки (рис. 75) должна быть дополнена осветлителем, который размещается между вихревым реактором и фильтром и предназначается для выделения из воды гидроокиси магния.

Пример. Заданный расход $20\,000\text{ м}^3/\text{сутки}$, или $833\text{ м}^3/\text{ч}$. Исход-

ная вода содержит 12 мг/л взвешенных веществ и 15 мг/л магния. Величина карбонатной жесткости составляет 85% общей жесткости воды (рекомендуемый минимум при вихревых реакторах).

Принимаем восемь реакторов. Расход умягчаемой воды на один реактор состави $Q_{\text{рас}} = 104 \text{ м}^3/\text{ч}$, или $q_{\text{сек}} = 0,029 \text{ м}^3/\text{сек}$.

Площадь верхнего поперечного сечения реактора на уровне водоотводящих устройств должна быть $f_v = q_{\text{сек}} : v_v = 0,029 : 0,006 \approx 4,8 \text{ м}^2$ (обычно $v_v = 0,004 \div 0,006 \text{ м/сек}$), а диаметр верхней части реактора $d_v = 2,45 \text{ м}$.

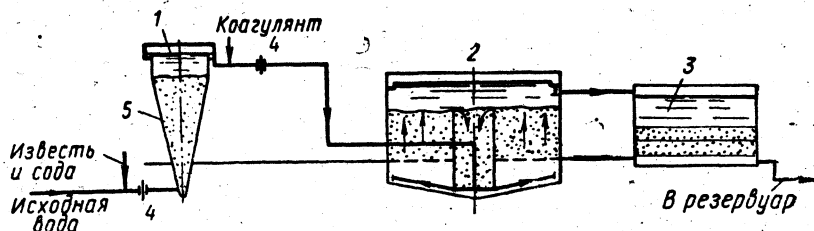


Рис. 75. Схема умягчения воды с применением вихревых реакторов
1 — вихревой реактор; 2 — осветлитель; 3 — фильтр; 4 — шайба-смеситель; 5 — загрузка

Диаметр нижнего сечения реактора принимаем $d_n = 0,6 \text{ м}$. Следовательно, площадь нижней части реактора $f_n = 0,283 \text{ м}^2$.

Скорость движения воды в нижней части конуса $v_n = q_{\text{сек}} : f_n = 0,029 : 0,283 \approx 0,103 \text{ м/сек}$, т. е. в 8—10 раз меньше требуемой, так как скорость v_n обычно принимают равной 0,8—1 м/сек. При столь недостаточной скорости движения воды нужно установить в нижней части реактора коническую вставку.

Угол конусности принимаем 20° (рекомендуется $15\text{—}20^\circ$), тогда высота усеченного конуса

$$h = \frac{1}{2} (d_v - d_n) \operatorname{ctg} \frac{20^\circ}{2} = 5,25 \text{ м}.$$

Объем реактора

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{3} h (f_v + \sqrt{f_v f_n} + f_n) = \\ &= \frac{1}{3} 5,25 (4,8 + \sqrt{4,8 \cdot 0,283} + 0,283) \approx 11 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Вес контактной массы, необходимой для загрузки одного реактора, $G_k = 11 \cdot 10 = 110 \text{ кг}$.

Принимаем высоту загрузки реактора контактной массой, равной: $h_3 = 0,5 h \approx 2,6 \text{ м}$.

Диаметр реактора на высоте 2,6 м от нижнего сечения

$$d_1 = (h_3 \operatorname{tg} \alpha/2)^2 + d_n. \quad (142)$$

В данном примере $d_1 = (2,6 \operatorname{tg} 10^\circ)^2 + 0,6 = 1,5 \text{ м}$, а площадь этого сечения $f_1 = 1,767 \text{ м}^2$.

Объем реактора в пределах заполнения его контактной массой

$$W_1 = \frac{1}{3} 2,6 (1,767 + \sqrt{1,767 \cdot 0,283 + 0,283}) \approx 2,4 \text{ м}^3.$$

Насыщение водой контактной массы в занимаемом ею объеме реактора составит

$$p_b = 100 - \frac{G_k}{W_1 g_0 \cdot 1000} 100\%. \quad (143)$$

При удельном весе контактной массы (в плотном объеме) $g_0 = 1,65$.

$$p_b = 100 - \frac{110}{2,4 \cdot 1,65 \cdot 1000} 100 \approx 97,2\%.$$

Потеря напора в реакторе на 1 м высоты контактной массы в среднем составляет 0,35 м. Таким образом, полная потеря напора в загрузке $h_{п.з} = 0,35 h_z = 0,35 \cdot 2,6 = 0,91 \text{ м}$.

Потеря напора при выходе воды из подающего сопла со скоростью $v = 1 \text{ м/сек}$ и $\mu = 0,9$

$$h_c = \frac{v^2}{\mu^2 \cdot 2g} = \frac{1^2}{0,9^2 \cdot 2 \cdot 9,81} \approx 0,06 \text{ м}.$$

Сумма потерь напора в реакторе $\Sigma h = h_{п.з} \pm h_c = 0,91 + 0,06 = 0,97 \text{ м}$.

§ 44. РАСЧЕТ УСТАНОВОК ДЛЯ НА-КАТИОНИРОВАНИЯ ВОДЫ

А. Натрий-катионитовый метод умягчения воды по одноступенчатой схеме

Заданная производительность установки $Q_{сут} = 4450 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{час} = 185 \text{ м}^3/\text{ч}$. Содержание взвешенных веществ в умягчаемой воде не более 5—8 мг/л; цветность не выше 30°.

Жесткость исходной воды: общая¹ $J_0 = 6 \text{ мг-экв/л}$, или 6 г-экв/м^3 , карбонатная $J_k = 1,9 \text{ мг-экв/л}$. Допустимая жесткость умягченной воды должна быть $J_y = 0,2 \text{ мг-экв/л}$.

Содержание ионов Na^+ в исходной воде составляет 15 мг/л.

Принимаем установку с одной ступенью На-катионитовых фильтров, так как остаточная жесткость фильтрата составляет 0,2 мг-экв/л, что выше минимально допустимой величины 0,03—0,05 мг-экв/л (см. табл. 52).

Расчет одноступенчатой На-катионитовой установки ведется на полезную производительность, так как для собственных нужд используется осветленная, но неумягченная вода.

¹ Одноступенчатая схема На-катионирования применяется при общей жесткости исходной воды до 15 мг-экв/л.

Число фильтроциклов в сутки

$$n = \frac{T}{t + t_1} = \frac{24}{10,5 + 1,5} = 2,$$

где T — продолжительность работы катионитовой установки в течение суток в ч;

t — полезная продолжительность одного фильтроцикла в ч (принимается от 10 до 22 ч);

t_1 — продолжительность операций, сопровождающих регенерацию катионитового фильтра, в ч (обычно $t_1 = 1,5$ ч).

Основной характеристикой катионитовых материалов является полная обменная способность $E_{\text{полн}}$, выраженная в г-экв/м³.

Для сульфоугля при крупности зерен 0,3—0,8 мм $E_{\text{полн}} = 550$ г-экв/м³.

Рабочая обменная способность Na-катионита

$$E_{\text{раб}}^{\text{Na}} = \alpha_3 \beta_{\text{Na}} E_{\text{полн}} - 0,5 q_{\text{уд}} Ж_0 \text{ г-экв/м}^3, \quad (144)$$

где α_3 — коэффициент эффективности регенерации, учитывающий неполноту регенерации катионита (табл. 56); при удельном расходе соли на регенерацию $D_c = 200$ г/г-экв $\alpha_3 = 0,81$;

Таблица 56

Значения коэффициента α_3

Удельный расход соли D_c на регенерацию катионита в г на 1 г-экв рабочей обменной способности	100	150	200	250	300	400
Коэффициент эффективности регенерации α_3	0,62	0,74	0,81	0,86	0,9	0,91

β_{Na} — коэффициент, учитывающий снижение обменной способности катионита по Ca^{2+} и Mg^{2+} вследствие частичного задержания катионов Na^+ (табл. 57);

Таблица 57

Значения коэффициента β_{Na}

$C_{\text{Na}}^2 / Ж_0$	0,01	0,03	0,05	0,1	0,5	1	2	3	5	10
β_{Na}	0,93	0,9	0,88	0,83	0,7	0,65	0,6	0,57	0,54	0,5

$q_{\text{уд}}$ — удельный расход воды на отмывку катионита в м³ на 1 м³ катионита (принимается 4—5 м³); в данном примере $q_{\text{уд}} = 4$ м³/м³;

$Ж_0$ — общая жесткость исходной воды в г-экв/м³.

Так как в исходной воде содержится 15 мг/л Na^+ , то при пересчете на мг-экв/л величина концентрации Na^+ будет

$$C_{\text{Na}} = \frac{\text{Na}^+}{23} = \frac{15}{23} = 0,65 \text{ мг-экв/л},$$

а отношение

$$C_{\text{Na}}^2 : Ж_0 = 0,65^2 : 6 \approx 0,07.$$

Следовательно, $\beta_{\text{Na}} = 0,86$ (по табл. 57).

Таким образом, по формуле (144)

$$E_{\text{раб}}^{\text{Na}} = 0,81 \cdot 0,86 \cdot 550 = 0,5 \cdot 4 \cdot 6 \approx 370 \text{ г-экв/м}^3.$$

Необходимый объем сульфогля

$$W_{\text{сул}} = \frac{Q_{\text{сут}} Ж_0}{n E_{\text{раб}}^{\text{Na}}}. \quad (145)$$

Для данного примера

$$W_{\text{сул}} = \frac{4450 \cdot 6}{2 \cdot 370} \approx 36,1 \text{ м}^3.$$

Высоту катионитовой загрузки принимаем $h_k = 2,5 \text{ м}$.

Допустимая расчетная скорость фильтрования через Na-катионитовый фильтр должна быть в пределах $v_{\text{расч}} = 10 \div 25 \text{ м/ч}$ в зависимости от общей жесткости воды: при $Ж_0 < 5 \text{ мг-экв/л}$ $v_{\text{расч}} = 25 \text{ м/ч}$, при $Ж_0 < 10 \text{ мг-экв/л}$ $v_{\text{расч}} = 15 \text{ м/ч}$, при $Ж_0 < 15 \text{ мг-экв/л}$ $v_{\text{расч}} = 10 \text{ м/ч}$.

Скорость фильтрования определяется по формуле

$$v_{\text{расч}}^{\text{Na}} = \frac{E_{\text{раб}}^{\text{Na}} h_k}{T_m Ж_0 + 0,02 E_{\text{раб}}^{\text{Na}} d_{80}^2 (\ln Ж_0 - \ln Ж_y)}; \quad (146)$$

$$T_m = \frac{24}{2} - (t_{\text{взр}} + t_{\text{рег}} + t_{\text{отм}}). \quad (147)$$

Здесь d_{80} — 80%-ный калибр катионитовой загрузки (обычно $d_{80} = 0,8 \div 1,2 \text{ мм}$);

$Ж_y = 0,2 \text{ мг-экв/л}$ — допустимая жесткость умягченной воды;

T_m — продолжительность межрегенерационного периода;

$t_{\text{взр}} = 0,25 \text{ ч (15 мин)}$ — продолжительность взрыхления катионита;

$t_{\text{рег}} = 0,42 \text{ ч (25 мин)}$ — продолжительность регенерации;

$t_{\text{отм}} = 0,83 \text{ ч (50 мин)}$ — продолжительность отмывки.

Следовательно, по формулам (147) и (146):

$$T_m = \frac{24}{2} - (0,25 + 0,42 + 0,83) = 10,5 \text{ ч};$$

$$v_{\text{расч}}^{\text{Na}} = \frac{370 \cdot 2,5}{10,5 \cdot 6 + 0,02 \cdot 370 \cdot 0,8^2 (\ln 6 - \ln 0,2)} \approx 13 \text{ м/ч} < 15 \text{ м/ч}.$$

Необходимая суммарная рабочая площадь Na-катионитовых фильтров

$$F_{Na} = \frac{Q_{сут}}{v_{расч}^{Na} [T - n (t_{взр} + t_{рег} + t_{отм})]} \quad (148)$$

Для данного примера

$$F_{Na} = \frac{4450}{13 [24 - 2 (0,25 + 0,42 + 0,83)]} \approx 16,3 \text{ м}^2.$$

Принимаем три рабочих фильтра¹ диаметром 2,6 м (табл. 58) площадью по 5,31 м² и один резервный фильтр тех же размеров (рис. 76).

Таблица 58

Размеры и вес Н—Na-катионитовых фильтров

Диаметр в мм	Высота слоя загрузки в м	Размеры в мм					Вес металла в кг для фильтров		Нагрузочный вес в т
		H	H ₁	L	L ₁	d	Н-катионитовых	Na-катионитовых	
Катионитовые фильтры I степени									
1000	2	3375	850	205	650	50	1010	990	5
1500	2	3658	980	860	880	80	1585	1570	10
2000	2,5	4535	1000	885	1170	125	2635	2660	15
2600	2,5	4812	1100	1400	1480	150	4430	4485	30
3000	2,5	5045	1065	1738	1680	150	5410	5450	40
3400	2,5	5168	1500	1900	1900	200	6670	6710	50
Катионитовые фильтры II степени									
1000	1,5	2675	825	212	680	80	916	920	3,5
1500	1,5	2962	870	860	955	125	1480	1485	7,5
2000	1,5	3235	1175	885	1170	150	2225	2280	13,1
2600	1,5	3512	1060	1400	1500	200	3935	4010	20
3000	1,5	3745	1065	1706	1730	250	5120	5170	30

Таблица 59

Общая потеря напора в катионитовых фильтрах

Скорость фильтрования в м/ч	Общая потеря напора в фильтре в м при крупности катионита в мм			
	0,3—0,8		0,5—1,1	
	и высоте загрузки в м			
	2	2,5	2	2,5
5	5	5,5	4	4,5
10	5,5	6	5	5,5
15	6	6,5	5,5	6
20	6,5	7	6	6,5
25	9	10	7	7,5

¹ Количество катионитовых фильтров I степени надо принимать: рабочих — не менее двух, резервных — один.

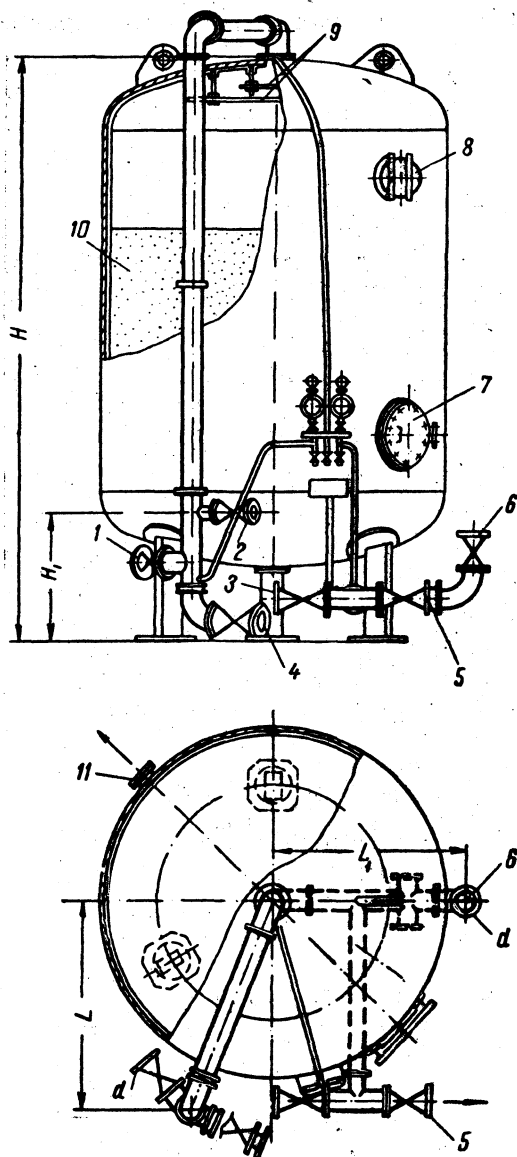


Рис. 76. Катионитовый фильтр I ступени

1 — подача исходной воды; 2 — подача регенерационного раствора; 3 и 4 — подача и спуск промывочной воды; 5 — сброс отмывочной воды; 6 — выход умягченной воды; 7 — лаз круглый; 8 — лаз эллиптический; 9 — верхнее распределительное устройство; 10 — слой катионита; 11 — штуцер для гидравлической выгрузки катионита

Суммарная рабочая площадь фильтров составит $\sum f_{\text{раб}} = 3 \cdot 5,31 = 15,93 \text{ м}^2$, или $\sim 16,3 \text{ м}^2$.

При высоте загрузки $h_k = 2,5 \text{ м}$ объем сульфогугля в трех фильтрах будет: $W_{\text{сул}} = 3 \cdot 2,5 \cdot 5,31 \approx 39,7 \text{ м}^3 > 36,1 \text{ м}^3$.

Фактическая скорость фильтрования при нормальном режиме

$$v_{\text{ф}} = Q_{\text{час}} : \sum f_{\text{раб}} = 185 : 15,93 = 11,7 \text{ м/ч} < 13 \text{ м/ч},$$

а в условиях форсированного режима (при регенерации одного фильтра)

$$v'_{\text{ф}} = 185 : (2 \cdot 5,31) = 17,5 \text{ м/ч}^*.$$

Общую потерю напора в напорных катионитовых фильтрах при фильтровании следует определять как сумму потерь напора в коммуникациях фильтра, дренаже и катионите (табл. 59).

Удельный расход соли для регенерации Na-катионитовой загрузки составляет $D_c = 200 \text{ г/г-экв}$ (рекомендуется от 150 до 200 г/г-экв при одноступенчатой схеме).

Расход технической поваренной соли G_c на одну регенерацию каждого фильтра

$$G_c = \frac{E_{\text{раб}}^{\text{Na}} h_k D_c f}{1000} \quad (149)$$

* При кратковременной наибольшей нагрузке, связанной с выключением фильтров на регенерацию или ремонт, скорость фильтрования можно увеличить на 10 м/ч.

Для данного примера

$$G_c = \frac{370 \cdot 2,5 \cdot 200 \cdot 5,31}{1000} \approx 1000 \text{ кг.}$$

Определим расход осветленной воды на собственные нужды установки:

1) на промывку (взрыхление) катионитовой загрузки

$$q_{\text{взр}} = \frac{w_{\text{взр}} f t_{\text{взр}} \cdot 60}{1000}, \quad (150)$$

где $w_{\text{взр}}$ — интенсивность взрыхления в л/сек на 1 м², равная при крупности зерен катионита 0,3—0,8 мм 3 л/сек × м², при крупности зерен 0,5—1,1 мм 4 л/сек × м²;
 $t_{\text{взр}}$ — продолжительность взрыхления, равная 15 мин.

Тогда

$$q_{\text{взр}} = \frac{3 \cdot 5,31 \cdot 15 \cdot 60}{1000} = 14,6 \text{ м}^3;$$

2) на отмывку катионитовой загрузки от продуктов регенерации

$$q_{\text{отм}} = w_{\text{отм}} f h_k. \quad (151)$$

Тогда

$$q_{\text{отм}} = 4,5 \cdot 5,4 \cdot 2,5 = 59,7 \text{ м}^3,$$

где $w_{\text{отм}}$ — интенсивность отмывки, равная 4—5 м³ на 1 м³ катионитовой загрузки;

3) на растворение соли из расчета $S=10$ л воды на 1 кг технической соли

$$q_{\text{р.с}} = \frac{G_c S}{1000}. \quad (152)$$

Тогда

$$q_{\text{р.с}} = \frac{1000 \cdot 10}{1000} = 10 \text{ м}^3;$$

4) на промывку солерастворителя диаметром 1030 мм

$$q_{\text{пр.с}} = \frac{f_c w_c \cdot 60 t_c}{1000}, \quad (153)$$

где f_c — площадь солерастворителя, равная 0,8 м²;
 w_c — интенсивность его промывки, равная 5 л/сек × м²;
 t_c — продолжительность промывки солерастворителя, равная 5 мин.

Тогда

$$q_{\text{пр.с}} = \frac{0,8 \cdot 5 \cdot 60 \cdot 5}{1000} \approx 1,2 \text{ м}^3.$$

Суммарный расход воды на одну регенерацию при условии, что отмывочные воды катионитовых фильтров не используются повторно для взрыхления катионитовой загрузки,

$$\Sigma q = 14,6 + 59,7 + 10 + 1,2 = 85,5 \text{ м}^3.$$

Общий добавочный расход осветленной воды при двукратной за сутки регенерации трех Na-катионитовых фильтров

$$q_{\text{доб}} = 85,5 \cdot 2 \cdot 3 = 513 \text{ м}^3.$$

Процент добавочной воды

$$p_{\text{доб}} = (q_{\text{доб}} \cdot 100) : Q_{\text{сут}} = (513 \cdot 100) : 4450 = 11,6\%.$$

Для сокращения расхода воды на собственные нужды установки следует предусмотреть повторное использование отмывочных вод для взрыхления катионита и приготовления регенерационного раствора соли¹. При этих условиях расход воды на собственные нужды Na-катионитовой установки составит в процентном отношении

$$q_{\text{с.н}} = \frac{59,7 \cdot 2 \cdot 3}{4450} 100 \approx 8\% Q_{\text{сут}}.$$

Для приготовления раствора соли требуемой концентрации служит солерастворитель (рис. 77). В его цилиндрическом корпусе со сферическими днищами размещены слои кварцевого песка общей высотой 0,4—0,5 м и дренаж в виде стальных листов с отверстиями. Сверху корпуса солерастворителя устроена воронка для загрузки соли, а под ней установлена задвижка. Кроме того, для обслуживания солерастворителя установлены задвижки на следующих трубопроводах: на подающем воду, на отводящем соляной раствор на катионитовый фильтр, на подающем промывную воду под дренаж, на отводящем промывную воду и на спускном.

Расчет солерастворителя. Расчетное количество соли на одну регенерацию каждого фильтра в данном примере равно: $G_c = 1000 \text{ кг}$ (см. выше).

Полезная емкость по соли серийно изготавливаемого солерастворителя составляет 550 кг (табл. 60).

Таблица 60

Размеры и вес солерастворителей

Диаметр в мм	Полезная ем- кость по соли в кг	Полная высо- та в мм	Высота корпу- са в мм	Вес металла в кг	Нагрузочный вес в т
478	100	1725	1185	370	0,7
670	240	1550	1025	420	1
1030	550	1880	1205	840	2

¹ Первая половина воды от отмывки катионита спускается в водосток, а вторая — направляется в бак для использования при взрыхлении катионита или приготовлении регенерационного раствора.

Следовательно, нужно иметь $n=1000:550=1,82 \approx 2$ рабочих со-
лестрастворителя и один резервный.

Объем раствора соли, пропускае-
мого через гравийные слои каждого
из двух солестрастворителей для очи-
стки от загрязнений,

$$W_{p.c} = \frac{G_c q_{p.c}}{n \cdot 1070},$$

где $q_{p.c}$ — количество воды для
растворения 1 кг соли,
равное 10 л;

1070 кг/м^3 — объемный вес 10%-ного
соляного раствора.

Тогда для данного примера

$$W_{p.c} = \frac{1000 \cdot 10}{2 \cdot 1070} \approx 4,7 \text{ м}^3.$$

Скорость фильтрования раство-
ра соли через гравийные слои при
площади солестрастворителя $f_c =$
 $= 0,8 \text{ м}^2$ составит

$$v_c = W_{p.c} : f_c = 4,7 : 0,8 =$$

$$= 5,9 \text{ м/ч} < 6 \text{ м/ч},$$

т. е. меньше предельно допустимой.

Полезный объем каждого со-
лестрастворителя принимается на 35—
40% больше расчетного количества
соли, т. е.

$$W_c = 1,35 \cdot \frac{1000}{2 \cdot 1070} = 0,64 \text{ м}^3.$$

Отсюда высота полезного объема каждого солестрастворителя
 $h_c = 0,64 : 0,8 = 0,8 \text{ м}$ при полной высоте корпуса 1,205 м.

Б. Натрий-катионитовый метод умягчения воды по двухступенчатой схеме

Натрий-катионирование производится в две ступени, если оста-
точная жесткость воды должна быть снижена до $0,01 \text{ мг-экв/л}$
(глубокое умягчение). Применение двухступенчатой схемы целе-
сообразно при жесткости исходной воды более 10 мг-экв/л . При
расчете фильтров II ступени жесткость поступающей воды прини-
мают равной $0,1 \text{ мг-экв/л}$ (см. табл. 52).

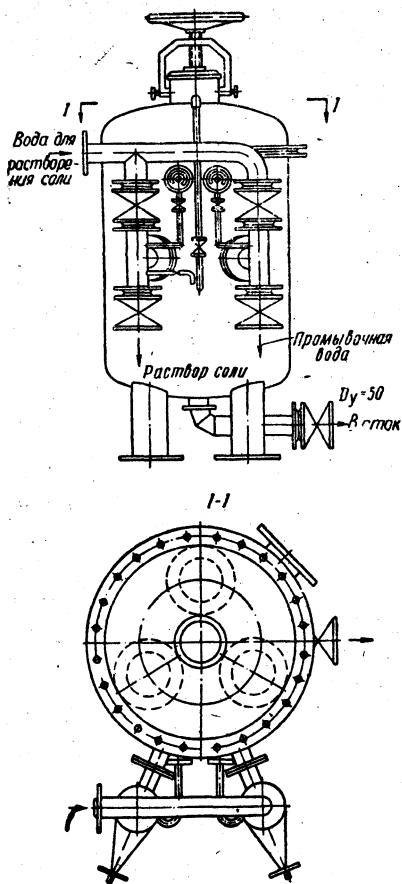


Рис. 77. Солестрастворитель напор-
ный диаметром 670—1030 мм

Расчет На-катионитовых фильтров I ступени ведется на заданную полезную производительность с учетом 2%-ной потребности в умягченной воде для отмывки фильтров II ступени.

Скорость фильтрования на фильтрах I ступени принимается в зависимости от жесткости исходной воды от 10 до 25 м/ч, а на фильтрах II ступени — не более 60 м/ч, так как в них умягчается вода с меньшей жесткостью.

Рабочий цикл фильтров II ступени продолжается 150—200 ч (вместо 10,5 ч для фильтров I ступени). Толщина слоя катионита составляет 1,5 м (рис. 78 и табл. 58).

Удельный расход соли для регенерации фильтров I ступени принимается 120—150 г на 1 г-экв поглощенных катионов (вместо 150—200 г при одноступенчатом На-катионировании). Для регенерации фильтров II ступени удельный расход соли должен составлять 300—400 г на 1 г-экв поглощенных катионов. Поскольку регенерация этих фильтров производится через более значительные интервалы, общий расход соли при двухступенчатом На-катионировании меньше, чем при одноступенчатой схеме.

Фильтры II ступени отмывают (после регенерации) умягченной водой, полученной на фильтрах I ступени.

Поэтому для фильтров

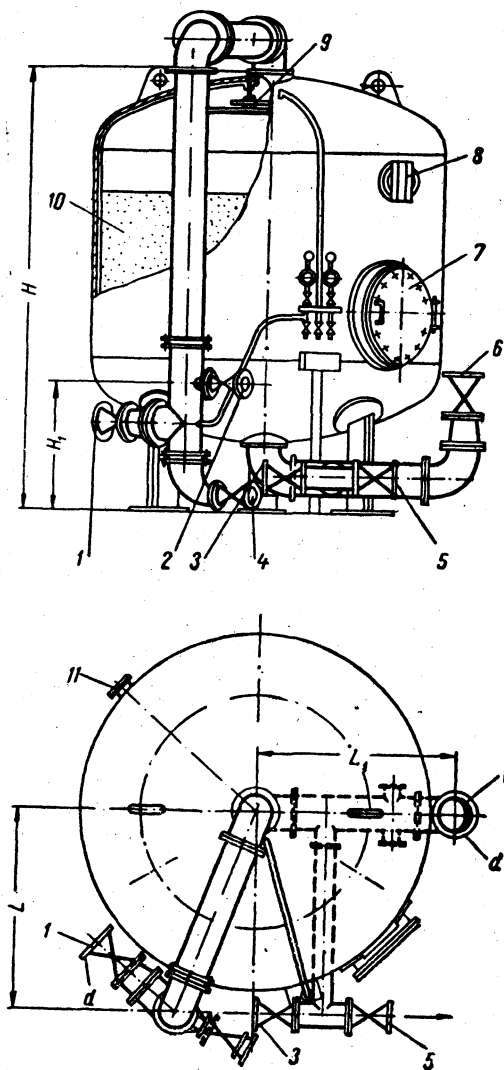


Рис. 78. Катионитовый фильтр II ступени

1 — подача исходной воды; 2 — подача регенерационного раствора; 3 и 4 — подача и спуск промывочной воды; 5 — сброс отмывочной воды и первого фильтрата; 6 — выход умягченной воды; 7 — лаз круглый; 8 — лаз эллиптический; 9 — верхнее распределительное устройство; 10 — слой катионита; 11 — штуцер для гидравлической выгрузки катионита

II ступени величина рабочей обменной способности Na-катионита будет более высокой, а именно:

$$E_{\text{раб}}^{\text{Na}} = \alpha_{\text{э}} \beta_{\text{Na}} E_{\text{полн.}} \quad (154)$$

Значения коэффициентов $\alpha_{\text{э}}$ и β_{Na} приведены в табл. 56 и 57.

Необходимо иметь в виду, что ни одноступенчатая, ни двухступенчатая схема Na-катионирования не может быть применена, если карбонатная жесткость исходной воды больше заданной щелочности умягченной воды. В таких случаях для снижения остаточной щелочности умягченной воды применяют метод H—Na-катионирования.

§ 45. РАСЧЕТ УСТАНОВКИ ДЛЯ H—Na-КАТИОНИРОВАНИЯ ВОДЫ

Водород—натрий-катионитовый способ применяется для удаления из воды катионов жесткости (кальция и магния) и одновременного снижения щелочности воды.

Пример. Расчетная производительность водоумягчительной установки $Q_{\text{час}} = 190 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Качество исходной воды из городского водопровода характеризуется следующими данными: общая жесткость $J_0 = 4,5 \text{ мг-экв/л}$; щелочность (карбонатная жесткость) $Щ = 2,3 \text{ мг-экв/л}$; количество взвешенных веществ не более $5\text{—}8 \text{ мг/л}$; содержание ионов SO_4^{2-} 96 мг/л , или $96 : 48,03 \approx 2 \text{ мг-экв/л}$ и ионов Cl^- $28,4 \text{ мг/л}$, или $8,4 : 35,46 = 0,8 \text{ мг-экв/л}$.

Таким образом, сумма сульфатных и хлоридных ионов ($\text{SO}_4^{2-} + \text{Cl}^-$) $A = 2,8 \text{ мг-экв/л}$, т. е. не превышает допустимой величины $3\text{—}4 \text{ мг-экв/л}$ (см. табл. 52).

Содержание ионов натрия Na^+ составляет 14 мг/л , или $14 : 23 = 0,6 \text{ мг-экв/л} < 1 \text{ мг-экв/л}$.

Допустимая остаточная щелочность умягченной воды $a = 0,35 \text{ мг-экв/л}$.

Так как отношение $J_{\text{к}} : J_0 = 2,3 : 4,5 = 0,51 > 0,5$, то по этому условию, а равно и по другим показателям анализа исходной воды принимаем согласно табл. 53 схему параллельного H—Na-катионирования.

Расход воды, подаваемой на H-катионитовые фильтры,

$$Q_{\text{H}} = \frac{Q_{\text{час}} (Щ - a)}{A + Щ} \quad (155)$$

Для данного примера

$$Q_{\text{H}} = \frac{190 (2,3 - 0,35)}{2,8 + 2,3} = 72,6 \text{ м}^3/\text{ч}, \text{ или } 38,2\% Q_{\text{час}}.$$

Удельный расход серной кислоты H_2SO_4 на регенерацию H-катионитовой загрузки принимаем: $S = 90 \text{ г/г-экв}$.

Величину коэффициента эффективности регенерации α_9^H при расчете Н-катионитовых фильтров определяем по табл. 61 равной 0,83.

Таблица 61

Значения коэффициента эффективности регенерации α_9^H при различных удельных расходах H_2SO_4

Удельный расход H_2SO_4 в г/г-экв поглощенных катионов	40	50	60	70	80	90	100	125	150	175	200	250
α_9^H	0,62	0,68	0,74	0,78	0,81	0,83	0,85	0,89	0,91	0,92	0,93	0,95

Рабочая обменная способность Н-катионита составит

$$E_{\text{раб}}^H = \alpha_9^H E_{\text{полн}} - 0,5 q_0 (Ж_K + C_{Na} + C_K)_{\text{исх}}, \quad (156)$$

где q_0 — удельный расход осветленной воды на отмывку катионита, равный $5 \text{ м}^3/\text{м}^3$;

C_{Na} — концентрация натрия в исходной воде, равная $0,6 \text{ мг-экв/л}$;

C_K — концентрация калия в исходной воде в мг-экв/л (в данном примере $C_K = 0$).

Величина $E_{\text{полн}}$ определяется по данным паспорта завода; при крупности сульфогля $0,3\text{--}0,8 \text{ мм}$ $E_{\text{полн}} = 550 \text{ г-экв/м}^3$. Тогда

$$E_{\text{раб}}^H = 0,83 \cdot 550 - 0,5 \cdot 5 (2,3 + 0,6) \approx 450 \text{ г-экв/м}^3.$$

Необходимый объем катионита для загрузки в Н-катионитовые фильтры

$$W_H = \frac{Q_{\text{полез}}^H (Ж_0 + C_{Na}) 24}{n E_{\text{раб}}^H}. \quad (157)$$

Тогда, при $Q_{\text{полез}}^H = Q_H$ и числе регенераций за сутки $n=2$

$$W_H = \frac{72,6 (4,5 + 0,6) 24}{2 \cdot 450} \approx 9,9 \text{ м}^3.$$

Расчетная скорость фильтрования на Н-катионитовых фильтрах

$$v_{\text{расч}}^H = \frac{E_{\text{раб}}^H h_K}{T_0 + (Ж_0 + C_{Na}) + 0,025 d_{80}^2 \ln \frac{(Ж_0 + C_{Na})_{\text{исх}}}{(Ж_0 + C_{Na})_{\text{ф}}}}, \quad (158)$$

где h_K — высота катионитовой загрузки, принимается равной $2,5 \text{ м}$;

T_0 — продолжительность работы фильтра при снижении кислотности фильтрата до нуля, равная 10,5 ч;

d_{80} — 80%-ный калибр зерен катионитовой загрузки, равный 0,8 мм.

Индексом «исх» обозначена исходная вода, а индексом «ф» — фильтрат Н-катионитовых фильтров, тогда $Ж_{оф} = 0,03 \text{ мг-экв/л}$ и $C_{Naф} = 0,01 \text{ мг-экв/л}$.

В данном примере

$$v_{расч}^H = \frac{450 \cdot 2,5}{10,5 (4,5 + 0,6) + 0,025 \cdot 0,8^3 \ln \frac{(4,5 + 0,6)}{(0,03 + 0,01)}} \approx 17 \text{ м/ч.}$$

Необходимая площадь Н-катионитовых фильтров

$$F_H = W_H : h_k = 9,9 : 2,5 \approx 4 \text{ м}^2.$$

Принимаем три рабочих фильтра и один резервный $D = 1,5 \text{ м}$ и $f = 1,77 \text{ м}^2$.

Суммарная площадь трех рабочих фильтров $\Sigma f = 3 \cdot 1,77 = 5,31 \text{ м}^2 > 4 \text{ м}^2$.

Фактическая скорость фильтрования при нормальном режиме $v_{ф} = 72,6 : 5,31 \approx 13,7 \text{ м/ч} < 17 \text{ м/ч}$, а при выключении одного рабочего фильтра на регенерацию (форсированный режим) $v_{ф} = 72,6 : (2 \cdot 1,77) = 20,5 \text{ м/ч}$, что вполне допустимо.

Объем загрузки Н-катионитовых фильтров

$$W_H = 3 \cdot 1,77 \cdot 2,5 = 13,3 \text{ м}^3 > 10 \text{ м}^3.$$

Вода, прошедшая через Н-катионитовые фильтры (кислый фильтрат), смешивается с водой, прошедшей через Na-катионитовые фильтры (щелочной фильтрат). В результате происходящей взаимной нейтрализации (см. табл. 52) умягченная вода приобретает оптимально низкую щелочность (при схеме параллельного Н — Na-катионирования 0,3 мг-экв/л).

Смешанный фильтрат подается в дегазатор для удаления CO_2 , образующейся при Н-катионировании и при смешении кислого и щелочного фильтратов.

Расход воды через Na-катионитовые фильтры

$$Q_{Na} = Q_{час} - Q_H = 190 - 72,6 = 117,4 \text{ м}^3/\text{ч}, \text{ или } 61,8\%.$$

Рабочая обменная способность для Na-катионитовых фильтров по формуле (144)

$$E_{раб}^{Na} = 0,81 \cdot 0,85 \cdot 550 - 0,5 \cdot 4 \cdot 4,5 \approx 370 \text{ г-экв/м}^3.$$

Расчетная скорость фильтрования на Na-катионитовых фильтрах по формуле (146)

$$v_{расч}^{Na} = \frac{370 \cdot 2,5}{10,5 \cdot 4,5 + 0,02 \cdot 370 \cdot 0,8^3 (\ln 4,5 - \ln 0,03)} \approx 23,1 \text{ м/ч} < 25 \text{ м/ч.}$$

Объем загрузки Na-катионитовых фильтров по формуле (145)

$$W_{\text{Na}} = \frac{24 \cdot 117,4 \cdot 4,5}{2 \cdot 370} \approx 17,6 \text{ м}^3.$$

Необходимая площадь фильтров

$$\Sigma f_{\text{Na}} = W_{\text{Na}} : h_{\text{к}} = 17,6 : 2,5 \approx 7,04 \text{ м}^2.$$

Принимаем четыре рабочих Na-катионитовых фильтра диаметром 1,5 м и $f=1,77 \text{ м}^2$. При H—Na-катионитовом умягчении резервного Na-катионитового фильтра не предусматривают, что учитывают возможность использования в таком качестве резервного H-катионитового фильтра.

Суммарная площадь рабочих Na-катионитовых фильтров составит $\Sigma f_{\text{Na}} = 4 \cdot 1,77 = 7,08 \text{ м}^2 > 7,04 \text{ м}^2$.

Фактическая скорость фильтрования при нормальном режиме $v_{\text{ф}} = 117,4 : 7,08 \approx 16,6 \text{ м/ч} < 25 \text{ м/ч}$, а при выключении одного фильтра на регенерацию $v'_{\text{ф}} = 117,4 : (3 \cdot 1,77) \approx 22,1 \text{ м/ч}$.

Объем загрузки рабочих Na-катионитовых фильтров

$$W_{\text{Na}} = 4 \cdot 1,77 \cdot 2,5 = 17,7 \text{ м}^3 > 17,6 \text{ м}^3.$$

Расчет устройств для хранения, приготовления и перекачки раствора серной кислоты. Расход 100%-ной серной кислоты на регенерацию одного H-катионитового фильтра составит

$$P_{\text{рег}} = \frac{f_{\text{H}} h_{\text{к}} E_{\text{раб}}^{\text{H}} D_{\text{H}}}{1000}, \quad (159)$$

где D_{H} — удельный расход серной кислоты на регенерацию 1 м³ H-катионита, равный 90 г/г-экв.

В данном случае

$$P_{\text{рег}} = \frac{1,77 \cdot 2,5 \cdot 450 \cdot 90}{1000} \approx 175 \text{ кг}.$$

Регенерация H-катионитовых фильтров производится 1—1,5%-ным раствором серной кислоты. Поэтому объем бака для регенерационного раствора этой кислоты¹

$$q_{\text{к}} = \frac{P_{\text{рег}} \cdot 100}{1000 \rho_{\text{к}}}. \quad (160)$$

Тогда

$$q_{\text{к}} = \frac{175 \cdot 100}{1000 \cdot 1,5} \approx 11,7 \text{ м}^3.$$

Принимаем два таких бака, оборудованных устройствами для барботирования раствора сжатым воздухом.

¹ Объем бака определяется из условия регенерации одного фильтра, если количество H—Na-катионитовых фильтров не более четырех, и двух фильтров, если количество их более четырех.

Общий расход 100%-ной серной кислоты на регенерацию трех фильтров при двух фильтроциклах в сутки $(175 \cdot 3 \cdot 2) : 1000 \approx 1,05$ т.

Емкость цистерн для хранения концентрированной серной кислоты

$$W_{\text{ц}} = \frac{Q_{\text{н}} \cdot 24 \cdot J_{\text{о}} \cdot D_{\text{н}} \cdot m \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot b \cdot \gamma}, \quad (161)$$

где m — число дней, на которое предусматривается запас кислоты (принимается 30 дней);

b — концентрация кислоты, равная 100 %;

γ — удельный вес 100 %-ной кислоты, равный 1,83 т/м³.

Тогда

$$W_{\text{ц}} = \frac{72,6 \cdot 24 \cdot 4,5 \cdot 90 \cdot 30 \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot 100 \cdot 1,83} \approx 11,6 \text{ м}^3.$$

При 75—100 %-ной концентрации H_2SO_4 аппаратура и трубопроводы должны быть выполнены из обычной стали; при концентрации H_2SO_4 менее 75 % необходимо применение кислотостойких материалов.

Так как серная кислота доставляется железнодорожным транспортом, то полученное значение $W_{\text{ц}}$ округляется до величины, которая является кратной емкости железнодорожной цистерны. Это необходимо для обеспечения полного опорожнения железнодорожной тары. Грузоподъемность железнодорожной цистерны 50 т, что соответствует объему концентрированной серной кислоты $W_{\text{к}} = 50 : 1,83 = 27,4 \text{ м}^3$. Принимаем два бака-цистерны емкостью по 15 м³ (диаметр 2 м и длина 5,8 м каждого).

Слив и перемещение серной кислоты из железнодорожной цистерны в стационарную происходит под вакуумом, который создает вакуум-насос или эжектор. Кислота поступает в мерник, а затем эжектором подается в Н-катионитовые фильтры.

Отношение объема воды, поступающей в эжектор, к объему засасываемой кислоты регулирует расходомер; расход кислоты устанавливают по понижению ее уровня в мернике при помощи водомерного стекла.

Полезная емкость бака-мерника для концентрированной кислоты

$$W_{\text{м}} = \frac{f_{\text{н}} \cdot h_{\text{к}} \cdot E_{\text{полн}} \cdot 0,75 \cdot D_{\text{н}} \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot b \cdot \gamma} \quad (162)$$

Для данного примера

$$W_{\text{м}} = \frac{1,77 \cdot 2,5 \cdot 550 \cdot 0,75 \cdot 90 \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot 100 \cdot 1,83} \approx 0,089 \text{ м}^3, \text{ или } 90 \text{ л.}$$

Принимаем изготавливаемый промышленностью бак-мерник диаметром 450 мм, высотой 845 мм и объемом 90 л.

Емкость бака с водой для взрыхления сульфогля в Н-катионитовом фильтре определяем с учетом возможности последовательного взрыхления катионита в двух фильтрах. Тогда

$$W_{б.в} = \frac{2 w_{взр} f \cdot 60 t_{взр}}{1000}, \quad (163)$$

где $w_{взр}$ — интенсивность взрыхления катионита, равная $4 \text{ л/сек} \cdot \text{м}^2$;

$t_{взр}$ — продолжительность взрыхления, равная 15 мин.

Для данного примера

$$W_{б.в} = \frac{2 \cdot 4 \cdot 1,77 \cdot 60 \cdot 15}{1000} \approx 12,7 \text{ м}^3.$$

Высоту расположения бака над кромкой воронки в фильтре принимаем равной 7 м.

Расчет устройств для мокрого хранения соли, приготовления раствора соли и его перекачки. Расход соли на одну регенерацию Na-катионитового фильтра

$$G_c = \frac{f h_k E_{раб}^{Na} D_c}{1000}. \quad (164)$$

Для данного примера

$$G_c = \frac{1,77 \cdot 2,5 \cdot 370 \cdot 200}{1000} \approx 325 \text{ кг.}$$

Для соли, как правило, применяют склады мокрого хранения. Склады сухого хранения допускаются только при суточном расходе соли менее $0,5 \text{ т}$, при этом слой соли не должен превышать 2 м.

Емкость резервуаров для мокрого хранения соли должна приниматься из расчета $1,5 \text{ м}^3$ на 1 т соли. При m -дневном запасе это составит

$$W_{p.c} = \frac{Q_{полезн}^{Na} \cdot 24 J_0 D_c m \cdot 100}{1000 \cdot 1000 b_c}. \quad (165)$$

Тогда для данного примера при $m=25$ дней, $Q_{полезн}^{Na} = Q_{Na}$ и концентрации насыщенного раствора соли $b=26\%$

$$W_{p.c} = \frac{117,4 \cdot 24 \cdot 4,5 \cdot 200 \cdot 25 \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot 26} \approx 245 \text{ м}^3.$$

Принимаем три резервуара емкостью по 90 м^3 каждый и полезной высотой $2,25 \text{ м}$. В каждый резервуар можно загрузить 60 т соли, что равно грузоподъемности одного железнодорожного вагона.

Суточный расход соли при восьми регенерациях $S_c = q_c \cdot 8 = 325 \cdot 8 = 2600 \text{ кг.}$

Необходимая емкость бака для разбавленного раствора соли

$$W_{p.c} = \frac{S_c}{10 C \gamma}, \quad (166)$$

где $C=8\%$ — концентрация разбавленного раствора соли;
 $\gamma=1,0585$ — удельный вес 8%-ного раствора соли.
 Для данного примера

$$W_{p.c} = \frac{2600}{10 \cdot 8 \cdot 1,0585} \approx 30 \text{ м}^3.$$

Принимаем два бака емкостью по 15 м³ с тем, чтобы можно было бесперебойно производить регенерацию двух Na-катионитовых фильтров. Размеры каждого бака: диаметр 3 м и высота (полезная) 2,15 м, площадь 7,07 м².

Для перекачки 8%-ного раствора соли устанавливаем два насоса (рабочий и резервный) производительностью

$$Q_{\text{нас}} = \frac{v_c f C}{b_c}, \quad (167)$$

где v_c — скорость движения раствора соли через катионитовую загрузку, равная 3—5 м/ч;

f — площадь Na-катионитового фильтра, равная 1,77 м²;

C — концентрация рабочего раствора соли, равная 8% при $\gamma=1,0585$;

b_c — концентрация насыщенного раствора соли, равная 26% при $\gamma=1,201$.

Тогда

$$Q_{\text{нас}} = \frac{5 \cdot 1,77 \cdot 8}{26} \approx 2,73 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Емкость бака с водой для взрыхления сульфогля в Na-катионитовом фильтре принимаем такую же, как и для подобного бака при H-катионитовых фильтрах, т. е. 12,7 м³.

Определение расхода воды на собственные нужды H—Na-катионитовой установки. Этот расход воды складывается из следующих величин:

а) расхода воды на промывку (взрыхление) катионитовой загрузки по формуле (150)

$$q_{\text{взр}} = \frac{3 \cdot 1,77 \cdot 15 \cdot 60}{1000} \approx 4,78 \text{ м}^3;$$

б) расхода воды на отмывку катионитовой загрузки от продуктов регенерации по формуле (151)

$$q_{\text{отм}} = 5 \cdot 1,77 \cdot 2,5 \approx 22,12 \text{ м}^3;$$

в) расхода воды на растворение соли в резервуарах мокрого хранения

$$q_{\text{рег}} = \frac{100 G_c}{b_c \cdot 1000}. \quad (168)$$

Для данного примера при концентрации раствора $b_c = 26\%$ (в расчете на одну регенерацию)

$$q_{\text{рег}} = \frac{100 \cdot 325}{26 \cdot 1000} \approx 1,33 \text{ м}^3;$$

г) расхода воды на приготовление регенерационного раствора соли (разбавлением 26%-ного раствора соли из резервуаров мокрого хранения до 8%-ной концентрации)

$$q_{\text{р.с}} = \frac{325 \cdot 26}{1000 \cdot 8} \approx 1,06 \text{ м}^3;$$

д) расхода воды на приготовление регенерационного раствора серной кислоты с концентрацией $p_k = 1 \div 1,5\%$ по формуле (160)

$$q_k = \frac{175 \cdot 100}{1000 \cdot 1,5} \approx 11,7 \text{ м}^3.$$

Суточный расход воды на две регенерации четырех На-катионитовых и трех Н-катионитовых фильтров составит

$$Q_{\text{доб}} = 2 [4 (4,78 + 22,12 + 1,33 + 1,06) + 3 (4,78 + 22,12 + 11,7)] = 465,92 \text{ м}^3.$$

Следовательно, количество добавочной воды

$$p_{\text{доб}} = \frac{Q_{\text{доб}} \cdot 100}{Q_{\text{сут}}} = \frac{465,92 \cdot 100}{4550} \approx 10,2\% Q_{\text{сут}}.$$

Для сокращения расхода воды можно первую половину отмывочного расхода воды сбрасывать в сток, а вторую половину использовать для взрыхления загрузки и приготовления регенерационных расходов.

В данном примере можно сократить расход добавочной воды до величины

$$Q'_{\text{доб}} = 2 \left[4 \left(\frac{22,12}{2} + 7,17 \right) + 3 \left(\frac{22,12}{2} + 16,48 \right) \right] = 311,08 \text{ м}^3, \text{ или } 6,8\% Q_{\text{сут}}.$$

ГЛАВА X

РАСЧЕТ УСТАНОВОК ДЛЯ ОБЕССОЛИВАНИЯ И ОПРЕСНЕНИЯ ВОДЫ*

§ 46. ОСНОВНЫЕ СПОСОБЫ УДАЛЕНИЯ СОЛЕЙ ИЗ ВОДЫ

Под обессоливанием воды принято понимать снижение содержания солей до 1 мг/л, а под опреснением — снижение солесодержания до 1000 мг/л, т. е. до нормы, предъявляемой к питьевой воде.

Полное обессоливание необходимо при подготовке воды для питания прямоточных котлов, работающих под высоким давлением (от 100 атм и более).

Для удаления солей из воды можно применять следующие способы:

1) не изменяющие агрегатного состояния воды — ионитовый, электродиализный, гиперфльтрации (обратный осмос);

2) изменяющие агрегатное состояние воды — дистилляцию (с использованием обычного топлива, солнечного тепла, ядерного горючего) и замораживание с охлаждением воды природным или искусственным способом (при помощи холодильных агрегатов, с отнятием тепла испарением воды в вакууме и др.).

§ 47. ВЫБОР СПОСОБА ОПРЕСНЕНИЯ И ОБЕССОЛИВАНИЯ ВОДЫ

При выборе способа опреснения и обессоливания воды следует учитывать: солесодержание исходной воды, заданную производительность опреснительной установки, а также стоимость источников тепла, электроэнергии и потребных химических реагентов и материалов. На практике встречается необходимость опреснения воды с общим солесодержанием от 2000 до 35 000 мг/л.

При наличии в воде солей с концентрацией до 2000—3000 мг/л наиболее экономичны ионитовые опреснители (катионитовые и анионитовые фильтры). При солесодержании 3000—10 000 мг/л рентабельны электродиализные установки. Если необходимо опреснять морскую (и океанскую) воду с солесодержанием от 10 000 до

* Глава X написана канд. техн. наук И. В. Кожинным.

35 000 мг/л, следует применять дистилляцию, замораживание или гиперфильтрацию.

Для экономической оценки сферы применения гелиоопреснителей, а также газгидратного и некоторых других способов, находящихся в стадии исследований, в настоящее время достаточных данных не имеется.

§ 48. РАСЧЕТ ИОНИТОВОЙ УСТАНОВКИ

Ионитовый способ можно рекомендовать для обессоливания вод с общим содержанием солей не более 3000 мг/л при наличии взвеси не более 8 мг/л и цветности не выше 30°.

В случаях, когда не требуется глубокого обессоливания воды, а нужно довести ее солесодержание до нормы, предъявляемой к питьевой воде, т. е. только опреснить воду, применяют ионитовые установки с одной ступенью катионитовых и анионитовых фильтров.

При одноступенчатой схеме вода пропускается через Н-катионитовый фильтр, загруженный сильнокислотным катионитом КУ-1, сорбирующим катионы Ca^{2+} , Mg^{2+} и Na^+ и замещающим их ионами водорода. Солесодержание воды снижается на величину, эквивалентную щелочности исходной воды, которая соответствует содержанию в ней бикарбонатных ионов.

Затем вода проходит через фильтр с загрузкой из слабоосновного анионита АН-2ФН, в котором сульфатные SO_3^{2-} и хлоридные Cl^- ионы обмениваются на ионы OH^- анионита.

Между катионитовыми и анионитовыми фильтрами или в конце установки размещают дегазатор для удаления свободной CO_2 .

Катионит регенерируют 5%-ным раствором соляной или серной кислоты, а анионит — 4%-ным раствором кальцинированной соды.

Применение для регенерации Н-катионитовых фильтров серной кислоты создает опасность загипсовывания катионита. Поэтому рекомендуется ступенчатая регенерация с постепенным увеличением концентрации раствора H_2SO_4 с 1 до 5%. Для сульфогугля 30% регенерационного раствора подается с концентрацией 1%, затем 30% раствора с концентрацией 2% и, наконец, 40% раствора с концентрацией 4%; для катионитов КУ-1 и КУ-2 30% регенерационного раствора с концентрацией 1%, затем 30% раствора с концентрацией 3% и, наконец, 40% раствора с концентрацией 5%.

Одноступенчатая схема позволяет первоначальное солесодержание воды снизить с 2000 до 10 мг/л, однако анион кремниевой кислоты SiO_3^{2-} практически остается неустраненным¹.

При двухступенчатой схеме соленую воду пропускают сначала через Н-катионитовые фильтры I ступени с загрузкой сильнокислотным катионитом КУ-2, задерживающим катионы Ca^{2+} и Mn^{2+} , а затем через анионитовые фильтры I ступени с загрузкой слабоос-

¹ Содержание ионов SiO_3^{2-} в природных водах обычно незначительно.

Данные анализа исходной воды следующие.

Наименование	Содержание вещества в мг/л	Количество вещества в мг/л на 1 мг-экв/л	Содержание вещества в мг-экв/л
Катионы:			
Ca ²⁺	199,8	20,04	9,96
Mg ²⁺	89,1	12,16	7,32
Na ⁺	189,2	23	8,22
K ⁺	8,1	39,1	0,2
Всего	486,2	—	25,7
Анионы:			
Cl ⁻	84,3	35,46	2,37
SO ₄ ²⁻	702,7	48,03	14,63
HCO ₃ ⁻	488,1	61,02	8
SiO ₃ ²⁻	24	38,04	0,63
Всего	1299,1	—	25,7

Общая минерализация воды составляет

$$M = \Sigma K + \Sigma A. \quad (169)$$

Тогда, $M = 486,2 + 1299,1 = 1785,3$ мг/л $\approx 1,8$ г/л.

Катионитовые фильтры. Н-катионитовые фильтры всех ступеней загружают сильнокислотным катионитом КУ-2 (см. табл. 54).

Объем Н-катионита в фильтрах I ступени

$$W_{\text{HI}} = \frac{\alpha_1 Q_{\text{сут}} \Sigma [K]}{n E_{\text{раб}}}, \quad (170)$$

где α_1 — коэффициент для учета расхода воды на собственные нужды установки; можно принимать $\alpha_1 = 1,1 \div 1,35$ (большие значения принимают при повышенном солесодержании и глубоком обессоливании воды);

$Q_{\text{сут}}$ — полезный расход обессоленной воды в м³/сутки;

$\Sigma[K]$ — сумма катионов в исходной воде в г-экв/м³ (см. анализ воды);

n — число фильтроциклов в сутки;

$$E_{\text{раб}} = \alpha_3^H \gamma E_{\text{полн}} - 0,5 q \Sigma [K]; \quad (141)$$

α_3^H — коэффициент эффективности регенерации (см. табл. 61);

γ — коэффициент для учета снижения обменной способности Н-катионита по катиону натрия по сравнению с обменной способностью по катионам жесткости;

$E_{\text{полн}}$ — полная обменная способность катионита, равная для КУ-1 600—650 г-экв/м³ и для КУ-2 1500—1700 г-экв/м³ при $\gamma = 0,8 \div 0,9$;

q — удельный расход осветленной воды на отмывку 1 м^3 Н-катионита.

Тогда при $E_{\text{полн}} = 1300 \text{ г-экв/м}^3$ и $q = 4 \div 5 \text{ м}^3/\text{м}^3$ по формулам (171) и (170):

$$E_{\text{раб}} = 0,91 \cdot 0,85 \cdot 1300 - 0,5 \cdot 5 \cdot 25,7 \approx 940 \text{ г-экв/м}^3;$$

$$W_{\text{НН}} = \frac{1,3 \cdot 3350 \cdot 25,7}{2 \cdot 940} \approx 51 \text{ м}^3.$$

При высоте загрузки $h = 2,5 \text{ м}$ суммарная площадь катионитовых фильтров будет $\Sigma F_{\text{НН}} = 51 : 2,5 = 20,4 \text{ м}^2$.

Принимаем по табл. 58 три рабочих фильтра и один резервный $D = 3 \text{ м}$ и общей площадью $\Sigma F_{\text{НН}} = 3 \cdot 7,05 \approx 21,2 \text{ м}^2 > 20,4 \text{ м}^2$.

Скорость фильтрования воды при нормальном режиме $v = 140 : 21,2 \approx 6,6 \text{ м/ч}$.

Для катионитовых фильтров II ступени

$$E_{\text{раб}} = \alpha_2 E_{\text{полн}} - 0,5 q C_{\text{Na}}, \quad (172)$$

где C_{Na} — содержание натрия в воде, поступающей на Н-катионитовые фильтры II ступени, вследствие проскока натрия в фильтрат I ступени.

Величина C_{Na} принимается (с запасом) равной концентрации Na в исходной воде.

При удельном расходе H_2SO_4 , равном 100 г/г-экв , величина $\alpha_2 = 0,85$; удельный расход осветленной воды $q = 8 \div 10 \text{ м}^3/\text{м}^3$ катионита; тогда

$$E_{\text{раб}} = 0,85 \cdot 1600 - 0,5 \cdot 10 \cdot 8,22 = 1320 \text{ г-экв/м}^3.$$

Полезная продолжительность фильтроцикла обычно $t_1 = 22,5 \text{ ч}$. Так как на Н-катионитовые фильтры II ступени поступают лишь катионы натрия, рекомендуется увеличивать t_1 до 100 ч . Однако в данном случае количество натрия значительно и составляет более 30% общего содержания катионов в исходной воде, а поэтому принимаем $t_1 = 33 \text{ ч}$. Продолжительность отмывки по сравнению с обычной ($t_2 = 1,5 \text{ ч}$) увеличиваем до $t_2 = 3 \text{ ч}$. Тогда число фильтроциклов за сутки $n = 24 : (33 + 3) = 0,67$.

Объем катионитовой загрузки по формуле (170)

$$W_{\text{НН}} = \frac{1,03 \cdot 3350 \cdot 8,22}{0,67 \cdot 1320} \approx 32 \text{ м}^3.$$

При высоте загрузки $h = 1,5 \text{ м}$ площадь фильтров II ступени будет $\Sigma F_{\text{НН}} = 32 : 1,5 = 21,3 \text{ м}^2$.

Принимаем три рабочих фильтра и один резервный $D = 3 \text{ м}$ и площадью $F_{\text{НН}} = 7,05 \text{ м}^2$ каждый.

Н-катионитовые фильтры III ступени принимаем без расчета равнозначными фильтрам II ступени.

Скорость фильтрования воды через Н-катионитовые фильтры I ступени должна быть не более 25 м/ч , а при форсированном режиме (выключение одного фильтра на регенерацию) — не более

30 м/ч. Для фильтров II и III ступеней эту скорость можно повысить до 40—60 м/ч.

Анионитовые фильтры. Для фильтров I ступени расчетная обменная способность слабоосновного анионита АН-2Ф во влажном состоянии составляет $E_{\text{раб}} = 550 \text{ г-экв/м}^3$ (табл. 62).

Расчетная скорость фильтрования анионитовых фильтров I ступени определяется по формуле

$$v_p = \frac{E_{\text{раб}} h_a - 5 h_a A}{T A + 0,02 E_{\text{раб}} \ln A - 0,1 A \ln A}, \quad (173)$$

где h_a — высота загрузки анионитовых фильтров I ступени, равная 2,5 м;

A — содержание анионов сильных кислот в исходной воде (см. анализ воды), равное для данного примера: $A = \text{Cl}^- + \text{SO}_4^{2-} = 2,37 + 14,63 = 17 \text{ г-экв/м}^3$;

T — продолжительность работы каждого фильтра между регенерациями в ч, равная:

$$T = \frac{24}{n} - t_1 - t_2 - t_3;$$

n — число регенераций за сутки, принимаемое равным 2—3;

t_1 — продолжительность взрыхления анионита, равная 0,25 ч;

t_2 — продолжительность пропуска через анионит регенерационного раствора щелочи, равная 1,5 ч;

t_3 — продолжительность отмывки анионита после регенерации, равная 3 ч.

Тогда

$$T = \frac{24}{2} - 0,25 - 1,5 - 3 = 7,25 \text{ ч};$$

$$v_p = \frac{550 \cdot 2,5 - 5 \cdot 2,5 \cdot 17}{7,25 \cdot 17 + 0,02 \cdot 550 \cdot 2,83 - 0,1 \cdot 17 \cdot 2,83} \approx 7,8 \text{ м/ч}.$$

Площадь анионитовых фильтров I ступени

$$\Sigma F_{\text{AI}} = \frac{Q_{\text{сут}}}{n T v_p}. \quad (174)$$

Тогда

$$\Sigma F_{\text{AI}} = \frac{3350}{2 \cdot 7,25 \cdot 7,8} \approx 29,5 \text{ м}^2.$$

Принимаем четыре рабочих фильтра и один резервный диаметром 3 м (см. табл. 58).

Общая площадь рабочих фильтров $\Sigma F_{\text{AI}} = 4 \cdot 7,1 = 28,4 \text{ м}^2$.

Для анионитовых фильтров II ступени расчетная величина обменной способности

$$E_{\text{расч}} = E_{\text{раб}} - 0,5 q C_{\text{SiO}_3^{2-}}. \quad (175)$$

Технологические характеристики некоторых анионитов

Название анионита	Сырье, применяемое для изготовления	Насыпной вес в г/м³		Коэффициент набухания	Размер зерен в мм	Рабочая обменная способность в экв/м³	Степень стойкости анионита при допустимой температуре обессоливаемой воды
		воздушно-сухого	набухшего				
Слабоосновной АН-2Ф	Производные полиэтиленполиаминовых фенолов	0,6	0,4	1,5	0,3—0,5	450—550	Стоек в кислой и щелочной средах до $t = 50^{\circ}\text{C}$
Среднеосновной ЭДЭ-10П	Полиэтиленполиамины	0,6	0,35	1,71	0,3—1,5	800	То же
Сильноосновной АВ-17	Стирол, дивенилбензол	0,74	0,39	1,9	0,2—1,6	650	Стоек в кислой, щелочной и окислительной средах до $t = 50^{\circ}\text{C}$

Таблица 63

Зависимость средней за межрегенерационный период концентрации SiO_3^{2-} в обессоленной воде от концентрации SiO_3^{2-} в фильтрате в момент отключения на регенерацию

Средняя концентрация SiO_3^{2-} в мг/л в обессоленной воде за межрегенерационный период	0,02	0,05	0,07	0,1	0,12	0,13	0,15	0,17	0,18	0,2	0,22	0,23	0,25	0,26	0,28
Остаточная концентрация SiO_3^{2-} в фильтрате анионитового фильтра I ступени	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5

Определим рабочую кремнеемкость анионита $E_{\text{раб}}$, задаваясь средней концентрацией SiO_3^{2-} в обессоленной воде $0,1 \text{ мг/л}$ за межрегенерационный период. По табл. 63 найдем, что эта концентрация соблюдается, если фильтр отключать на регенерацию по достижении в фильтрате концентрации $0,4 \text{ мг/л SiO}_3^{2-}$.

Так как в исходной воде концентрация SiO_3^{2-} составляет 24 мг/л , то при концентрации $0,4 \text{ мг/л}$ в фильтрате рабочая кремнеемкость анионита ЭДЭ-10П, согласно табл. 64, составит 54 г-экв/м^3 (по интерполяции).

Таблица 64

Зависимость рабочей кремнеемкости анионита ЭДЭ-10П от концентрации кремниевой кислоты в исходной воде

Остаточная концентрация SiO_3^{2-} в фильтрате в момент выключения на регенерацию в мг/л	Рабочая кремнеемкость анионита в г-экв/м^3 при концентрации SiO_3^{2-} в исходной воде в мг/л													
	3	6	9	12	15	18	21	24	27	30	33	36	39	42
0,1	15	23	29	34	37	39	40	43	44	45	46	47	49	50
0,5	27	35	39	43	47	50	53	57	61	64	67	70	74	77
1	38	45	50	55	60	64	67	70	73	76	79	82	86	89
1,5	50	56	61	67	70	73	76	80	84	87	90	93	97	100

Тогда для данного примера по формуле (175)

$$E_{\text{расч}} = 54 - 0,5 \cdot 8 \cdot 0,63 = 51,5 \text{ г-экв/м}^3,$$

где 8 — удельный расход осветленной воды в м^3 на 1 м^3 загрузки;
0,63 — содержание SiO_3^{2-} в исходной воде в мг-экв/л (см. анализ воды).

Объем анионита ЭДЭ-10П в фильтрах II ступени по формуле (170)

$$W_{\text{АII}} = \frac{1,03 \cdot 3350 \cdot 0,63}{1 \cdot 51,5} = 42,2 \text{ м}^3.$$

При высоте загрузки $h=1,5 \text{ м}$ площадь фильтров $F_{\text{АII}} = 42,2 : 1,5 = 28,1 \text{ м}^2$.

Принимаем четыре рабочих фильтра и один резервный диаметром 3 м каждый и общей площадью $28,2 \text{ м}^2$.

Вместо анионита ЭДЭ-10П можно применить для загрузки фильтров II ступени сильноосновный анионит АВ-17, расчетная кремнеемкость которого составляет 420 г-экв/м^3 (табл. 65), т. е. значительно выше кремнеемкости анионита ЭДЭ-10П.

Тогда необходимый объем анионита АВ-17 по формуле (170)

$$W'_{\text{АII}} = \frac{1,03 \cdot 3350 \cdot 0,63}{1 \cdot 420} = 5,2 \text{ м}^3.$$

Рабочая кремнеемкость сильноосновных анионитов

Анионит	Рабочая кремнеемкость анионита в г-экв/м ³ до проско- ка в фильтрат SiO_3^{2-} в мг/л			Расход едкого натра на регене- рацию в кг на 1 м ³ анионита
	0,1	0,5	1	
ЭДЭ-10П	32	60	84	24,5
АВ-16	176	238	255	144
АВ-17	420	528	562	210

При высоте загрузки 1,5 м площадь фильтров будет $\Sigma F'_{\text{АИ}} = 5,2 : 1,5 = 3,5 \text{ м}^2$.

Принимаем два рабочих фильтра и один резервный $D=2 \text{ м}$. Тогда при работе обоих фильтров скорость фильтрования

$$v = \frac{1,03 \cdot 140}{2 \cdot 3,14} \approx 23 \text{ м/ч} < 30 \text{ м/ч},$$

а при выключении одного фильтра на регенерацию

$$v' = \frac{1,03 \cdot 140}{3,14} = 46 \text{ м/ч}.$$

Анионитовые фильтры III ступени подбирают по скорости фильтрования до 30 м/ч и высоте загрузки 1,5 м. Поэтому в данном случае эти фильтры приняты таких же размеров, как и для II ступени.

Определение расхода воды (частично обессоленной) на собственные нужды установки. 1. Расход воды для приготовления регенерирующих растворов

$$Q_p = \frac{24 Q_{\text{час}}}{10^4} \left(\frac{\Sigma K a_1}{b_1} + \frac{\Sigma A a_2}{b_2} \right), \quad (176)$$

где ΣK — сумма катионов в фильтрате анионитовых фильтров I ступени в г-экв/м³, принимаемая ориентировочно равной 0,3 г-экв/м³;

ΣA — сумма анионов сильных кислот; для данного примера $\Sigma A = 2,37 + 14,63 = 17 \text{ мг-экв/л}$ (см. анализ воды);

a_1 — удельный расход 100%-ной кислоты в г/г-экв;

a_2 — удельный расход щелочи в г/г-экв;

b_1 и b_2 — концентрация регенерирующих растворов в %.

Если принять $a_1 = 120 \text{ г/г-экв}$ для 100%-ной H_2SO_4 , $a_2 = 60 \text{ г/г-экв}$ для едкого натра, $b_1 = 1,5\%$ и $b_2 = 4\%$, то по формуле (176)

$$Q_p = \frac{24 \cdot 140}{10^4} \left(\frac{0,3 \cdot 120}{1,5} + \frac{17 \cdot 60}{4} \right) = 93,7 \text{ м}^3/\text{сутки}.$$

2. Расход воды на взрыхление ионита в фильтрах II и III ступеней (перед их регенерацией)

$$Q_{\text{взр}} = 0,06 t_{\text{в}} (m_1 n_1 F_{\text{НИ}} w_1 + m_2 n_2 F_{\text{АІ}} w_2 + m_3 n_3 F_{\text{НІІ}} w_3 + m_4 n_4 F_{\text{АІІ}} w_4 + m_5 n_5 F_{\text{НІІІ}} w_5 + m_6 n_6 F_{\text{АІІІ}} w_6) \text{ м}^3/\text{сутки}. \quad (177)$$

Здесь $t_{\text{в}}$ — продолжительность взрыхления, обычно принимаемая равной 15—20 мин;

n_1, n_3 и n_5 — число регенераций каждого из катионитовых фильтров I, II и III ступеней за сутки; принимаются $n_1 = 1 \div 2$, $n_3 = 0,25$ и $n_5 = 0,05$;

n_2, n_4 и n_6 — то же, для анионитовых фильтров; принимаются $n_2 = 1 \div 2$; $n_4 = 1 \div 2$ и $n_6 = 0,05$;

$F_{\text{НИ}}$, $F_{\text{НІІ}}$ и $F_{\text{НІІІ}}$ — площади Н-катионитовых фильтров I, II и III ступеней в м^2 ;

$F_{\text{АІ}}$, $F_{\text{АІІ}}$ и $F_{\text{АІІІ}}$ — то же, анионитовых фильтров в м^2 ;

m_1, \dots, m_6 — количество фильтров соответствующих групп;

w_1, \dots, w_6 — интенсивность взрыхления ионитов соответствующих фильтров в $\text{л}/\text{сек} \cdot \text{м}^2$.

В формуле (177) значения $m_1, n_1, F_{\text{НИ}}$ и $m_2, n_2, F_{\text{АІ}}$ равны нулю, так как для взрыхления ионитов в фильтрах I ступени повторно используются отмывочные воды.

Тогда

$$Q_{\text{взр}} = 0,06 \cdot 15 (3 \cdot 0,25 \cdot 7,05 \cdot 5 + 2 \cdot 1 \cdot 3,14 \cdot 5 + 3 \cdot 0,05 \cdot 7,05 \cdot 5 + 2 \cdot 0,05 \cdot 3,14 \cdot 5) = 58,23 \text{ м}^3/\text{сутки}.$$

3. Расход воды для ютмывки ионитов (при условии отмывки ионитовых фильтров I ступени повторно используемыми водами после отмывки фильтров II ступени)

$$Q_{\text{отм}} = n_3 P_{\text{НІІ}} q_{\text{НІІ}} + n_4 P_{\text{АІІ}} q_{\text{АІІ}} + n_5 P_{\text{НІІІ}} q_{\text{НІІІ}} + n_6 P_{\text{АІІІ}} q_{\text{АІІІ}}, \quad (178)$$

где $P_{\text{НІІ}}$, $P_{\text{НІІІ}}$ — объемы катионита в рабочем состоянии в м^3 ;

$P_{\text{АІІ}}$, $P_{\text{АІІІ}}$ — объемы анионита в рабочем состоянии в м^3 ;

$q_{\text{НІІ}}$, $q_{\text{НІІІ}}$, $q_{\text{АІІ}}$, $q_{\text{АІІІ}}$ — удельные расходы отмывочной воды в $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Тогда при $q_{\text{НІІ}} = 8 \div 10 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $q_{\text{НІІІ}} = 10 \div 20 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $q_{\text{АІІ}} = 7 \div 10 \text{ м}^3/\text{м}^3$ и $q_{\text{АІІІ}} = 10 \div 12 \text{ м}^3/\text{м}^3$

$$\begin{aligned} Q_{\text{отм}} &= 1 (3 \cdot 7,05 \cdot 1,5 \cdot 10) + 1 (2 \cdot 3,14 \cdot 1,5 \cdot 8) + 0,05 (3 \cdot 7,05 \cdot 1,5 \cdot 15) + \\ &+ 0,05 (2 \cdot 3,14 \cdot 1,5 \cdot 10) = 222,25 + 75,36 + 23,79 + 4,71 = \\ &= 326,11 \text{ м}^3/\text{сутки}. \end{aligned}$$

Из этого количества воды фильтрат анионитовых фильтров II и III ступеней составляет $23,79 + 4,71 = 28,5 \text{ м}^3/\text{сутки}$.

Суммарный расход частично обессоленной воды на собственные нужды установки

$\Sigma Q = Q_p + Q_{взр} + Q_{отм} = 93,7 + 58,23 + 326,11 \approx 478 \text{ м}^3/\text{сутки}$,
или $(478 \cdot 100) : 3350 \approx 14,3\%$ полезного расхода; следовательно, $\alpha_1 = 1,143$.

Расход фильтрата анионитовых фильтров II ступени равен: $(28,5 \cdot 100) : 3350 \approx 1\%$, следовательно, $\alpha_2 = 1,01$.

Таким образом, коэффициенты расхода на собственные нужды, принятые в расчете, были намечены правильно.

§ 49. РАСЧЁТ РЕГЕНЕРАЦИОННОГО ХОЗЯЙСТВА ИОНИТОВОЙ УСТАНОВКИ

Емкость цистерн для хранения запаса концентрированных кислот и едкого натра

$$W_{ц} = \frac{\alpha_1 Q_{сут} \Sigma K a m}{10^4 b \gamma}, \quad (179)$$

где α_1 — коэффициент, учитывающий расход воды на собственные нужды установки, в данном примере $\alpha_1 = 1,143$ (см. выше);

ΣK — сумма катионов (или анионов) в обессоливаемой воде в г-экв/м³.

Значения a , m , b и γ приведены в табл. 66.

Таблица 66

Реагенты для регенерации ионитов

Реагент для регенерации ионитов	Удельный расход реагента 100%-ной концентрации a в г/г-экв	Число суток, на которое рассчитан запас реагентов, в m	Концентрация реагента b в %	Удельный вес концентрированного реагента γ в г/м ³
Серная кислота H_2SO_4 . .	120—125	20—40	65—92,5	1,55—1,83
Соляная кислота HCl . . .	90—95	20—40	27—30	1,14
Едкий натр $NaOH$	60—70	20—40	42	1,45
Кальцинированная сода Na_2CO_3	110—120	20—40	95	0,95
Бикарбонат натрия $NaHCO_3$	150—170	20—40	98	0,95

При частичном обессоливании, когда не надо удалять из воды кремниевую кислоту, анионит регенерируют кальцинированной содой или бикарбонатом натрия (см. табл. 66). Если обессоливающая установка имеет анионитовые фильтры с сильноосновным анионитом (для извлечения из воды кремниевой кислоты), регенерация осуществляется едким натром.

В рассматриваемом примере емкость цистерн для 75%-ной серной кислоты при $Q_{сут} = 3350 \text{ м}^3/\text{сутки}$ по формуле (179)

$$W_{ц} = \frac{1,143 \cdot 3350 \cdot 25,7 \cdot 120 \cdot 20}{10^4 \cdot 75 \cdot 1,67} \approx 190 \text{ м}^3.$$

Большегрузная железнодорожная цистерна грузоподъемностью 50 т при удельном весе серной кислоты $\gamma = 1,67$ имеет емкость $50 : 1,67 = 30 \text{ м}^3$. Поэтому вместо типовых стационарных цистерн емкостью 15 м^3 принимаем четыре цистерны емкостью по 50 м^3 каждая.

Емкость цистерн для жидкого едкого натра по формуле (179)

$$W'_\text{ц} = \frac{1,143 \cdot 3350 (2,37 + 14,63 + 0,63) 60 \cdot 20}{10^4 \cdot 42 \cdot 1,45} \approx 135,5 \text{ м}^3.$$

Принимаем три цистерны емкостью по 50 м^3 каждая.

Емкость мерника для серной кислоты и едкого натра

$$W_\text{м} = \frac{\alpha_1 Q_\text{нас} \Sigma K t a p}{10^4 b \gamma n}, \quad (180)$$

где t — продолжительность работы катионитового фильтра в ч;

p — число регенераций, на которое принимают запас реагента в мернике; обычно принимается равным 1—3;

n — число рабочих ионитовых фильтров.

Остальные обозначения аналогичны принятым в формуле (179).

Емкость мерника для серной кислоты

$$W_\text{м} = \frac{1,143 \cdot 140 \cdot 25,7 \cdot 10,5 \cdot 120 \cdot 1}{10^4 \cdot 75 \cdot 1,67 \cdot 3} \approx 1,4 \text{ м}^3.$$

Емкость мерника для едкого натра

$$W'_\text{м} = \frac{1,143 \cdot 140 \cdot 0,63 \cdot 10,5 \cdot 2000 : 1}{10^4 \cdot 42 \cdot 1,45 \cdot 3} \approx 1,15 \text{ м}^3,$$

где 2000 — удельный расход NaOH в г на 1 г-экв задержанной из воды кремниевой кислоты.

Типовые мерники имеют емкости 150, 250 и 500 л при диаметрах 500, 670 и 810 мм и высотах 1060, 1135 и 1345 мм. Поэтому мерники полезной емкостью 1,4 и 1,15 м^3 должны быть изготовлены по специальному заказу.

Емкость баков с водой для взрыхления ионитов

$$W_{\text{б.в}} = \frac{2 w_\text{взр} F \cdot 60 t_\text{в}}{1000} = 0,12 w F t_\text{в}, \quad (181)$$

где $w_\text{взр} = 3 \div 5 \text{ л/сек} \cdot \text{м}^2$ — интенсивность взрыхления;

$t_\text{в} = 15 \div 20 \text{ мин}$ — продолжительность взрыхления;

F — площадь ионитового фильтра.

Каждый бак для взрыхления катионита для фильтров I, II и III ступеней должен иметь емкость $W_{\text{б.к}} = 0,12 \cdot 5 \cdot 7,05 \cdot 15 = 63,5 \text{ м}^3$.

Каждый бак для взрыхления анионита в фильтрах I, II и III ступеней должен иметь полезную емкость

$$W_{\text{б. А I}} = 0,12 \cdot 5 \cdot 7,05 \cdot 15 = 63,5 \text{ м}^3;$$

$$W_{\text{б. А II, III}} = 0,12 \cdot 5 \cdot 3,14 \cdot 15 = 28,3 \text{ м}^3.$$

Емкость бака для сбора регенерирующего раствора едкого натра после анионитовых фильтров II ступени для последующей регенерации анионитовых фильтров I ступени

$$W_{б.р} = \frac{\alpha_1 Q_{\text{час}} \Sigma A t a p}{10^4 n \gamma [S b_2 + (1-S) b_3]}, \quad (182)$$

где $\gamma = 1 \text{ т/м}^3$;

n — общее число рабочих анионитовых фильтров I и II ступеней;

$p=2$ — расчетное число регенераций;

$S=0,6$ — количество раствора NaOH в долях единицы, подаваемого для регенерации анионитового фильтра II ступени концентрацией b_2 (обычно $b_2=1,5 \div 4\%$);

$(1-S)$ — то же, подаваемого с концентрацией b_3 (обычно $b_3=0,2 \div 0,3\%$).

Тогда

$$W_{б.р} = \frac{1,143 \cdot 140 \cdot 14,78 \cdot 10,5 \cdot 70 \cdot 2}{10^4 \cdot 6 \cdot 1 [0,6 \cdot 2 + (1 - 0,6) 0,2]} \approx 45,1 \text{ м}^3.$$

Емкость резервуара для сбора регенерирующего раствора от Н-катионитовых фильтров II ступени для использования при регенерации фильтров I ступени

$$W'_{б.р} = \frac{1,143 \cdot 140 \cdot 25,7 \cdot 10,5 \cdot 120 \cdot 1}{10^4 \cdot 6 \cdot 1 \cdot 1,5} \approx 57,6 \text{ м}^3.$$

Емкость резервуара для сбора отмывочных кислых вод после катионитовых фильтров II ступени $W_{б.о.к} = 6F_{\text{НИ}} h = 6 \cdot 7,05 \cdot 1,5 = 63,5 \text{ м}^3$, а для сбора щелочных вод после анионитовых фильтров II ступени $W_{б.о.щ} = 6F_{\text{АИ}} h = 6 \cdot 3,14 \cdot 1,5 = 28,3 \text{ м}^3$.

§ 50. ОПРЕСНЕНИЕ ВОДЫ НА ЭЛЕКТРОДИАЛИЗНОЙ УСТАНОВКЕ

Простейшая схема установки представляет собой ванну с двумя ионоселективными мембранами в виде микропористых перегородок. Ванна разделена на три камеры с электродами, погруженными в крайние ячейки. После включения тока происходит перенос ионов в крайние камеры — катионов к катоду, а анионов к аноду — и опреснение воды в средней камере.

Материалом для мембран служит перхлорвиниловая ткань, микропористый винипласт. Катод изготавливается из нержавеющей стали, а анод — из магнетита (плавленная закись — окись железа).

Метод электродиализа следует применять при опреснении вод с содержанием от 3000 до 10 000 мг/л для получения воды с содержанием солей не ниже 500 мг/л. Исходная вода, поступающая на электродиализную установку, может содержать взвешенных веществ не более 2 мг/л, железа не более 0,1 мг/л, соединений бора

не более $0,1 \text{ мг/л}$ и иметь цветность не выше 20° , окисляемость не более 5 мг/л O_2 .

Опреснительные электродиализные установки могут быть прямоточными, циркуляционными порционными и непрерывного действия.

Схема циркуляционной порционной установки ЭОСХ-3 приведена на рис. 80*.

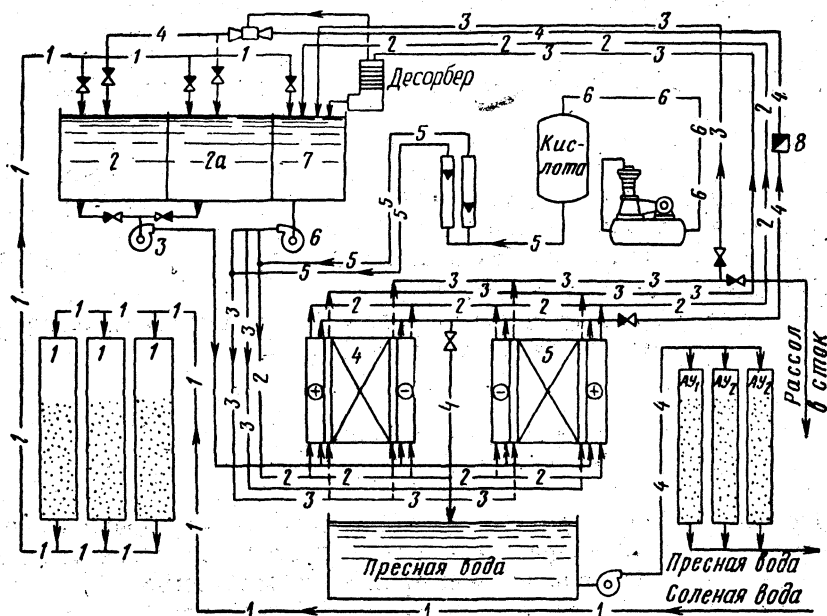


Рис. 80. Схема опреснительной электродиализной установки ЭОСХ-3

—1— соленая вода; —2— частично опресненная вода; —3— рассол; —4— анолит для подкисления; —5— кислота; —6— сжатый воздух

После прохода через фильтр 1, соленая вода направляется в бак 2, откуда насос 3 прокачивает ее через две параллельно действующие электродиализные ванны 4 и 5. Пройдя через ванны, частично обессоленная вода (дилуат) снова поступает в бак 2. Одновременно насос 6 обеспечивает циркуляцию рассола по этапу: рассольный бак 7— ванны 4 и 5— рассольный бак 7. Между тем исходная соленая вода заполняет соседний бак 2а.

Продолжительность циркуляции опресняемой воды по этапу бак 2—ванны 4 и 5—бак 2 зависит от показаний солемера 8, смонтированного на выходе опресняемой воды из ванн. Как только содержание солей понизится до 1 г/л , датчик солемера 8 сообщает импульс автоматической системе управления. Задвижка на трубопроводе, подающем опресненную воду из бака 2 потребителю,

* Разработана ВНИИ ВОДГЕО и Гипроводхозом.

открывается; задвижка на всасывающем трубопроводе из бака 2 к насосу 3 закрывается. Одновременно открывается задвижка на всасывающей линии из бака 2а, где к началу второго цикла уже скопилась опресняемая вода. Таким образом насос 3 переключается на подачу воды в ванны из бака 2а, тогда как опорожненный бак 2 наполняется следующей порцией исходной соленой воды. Задвижки на трубопроводах, подающих соленую воду в баки 2 и 2а, также имеют автоматическое управление. Импульсы на открытие задвижек подают реле уровня, размещенные на высоте 100 мм от дна бака. Импульсы на закрывание задвижек подают реле уровня, смонтированные у верха бака, после заполнения его соленой водой.

Продукка рассольного тракта производится непрерывно; собираемый рассол служит для промывки анодного и катодного пространств ванн. После промывки анодного пространства в рассоле содержится свободный хлор. Его можно извлечь в вакуумном десорбере и применять для обеззараживания воды.

Во избежание отложений карбоната кальция и гидроокиси магния в катодном пространстве и в рассольных камерах производится подкисление рассола до величины $pH=4$.

§ 51. РАСЧЕТ ЭЛЕКТРОДИАЛИЗНОЙ ОПРЕСНИТЕЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Основной задачей расчета электродиализной установки является определение: 1) напряжения и силы постоянного тока, подводимого к ваннам; 2) площади мембран и их количества.

Заданный расход воды $Q_{\text{сут}} = 165 \text{ м}^3/\text{сутки}^1$, или $Q_{\text{час}} = 7 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Анализ воды Каспийского моря в районе залива Кара-Богаз-Гол:

Катионы:	Содержание ионов:	
	в мг/л	в мг-экв/л
Ca^{2+}	370	18,5
Mg^{2+}	715	58,8
Na^{+}	2958	128,6
K^{+}	730	18,7
Всего	4773	224,6

¹ В 1968—1969 гг. в пос. Бекдаш (Туркменская ССР) построена опытно-промышленная электродиализная опреснительная установка «Каспий» производительностью $100 \text{ м}^3/\text{сутки}$, снижающая содержание солей в воде с 14 до 1 г/л (НИИПластмасс).

В 1970 г. Алма-Атинский электромеханический завод МПС изготовил электродиализный опреснитель на $720 \text{ м}^3/\text{сутки}$, который эксплуатируется в Новониколаевске (Запорожская обл.).

Анионы:

Содержание ионов:
в мг/л в мг-экв/л

Cl^-	5455	153,8
SO_4^{2-}	3130	65,2
HCO_3^-	341	5,6
Всего	8926	224,6

Общая минерализация воды составляет $P = 13\,699$ мг/л, или 13,7 г/л; pH воды равно 7,2.

Ионная сила раствора будет

$$\mu = [(\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+} + \text{SO}_4^{2-}) + 0,5 (\text{Na}^+ + \text{HCO}_3^- + \text{Cl}^-)] 10^{-3} = \\ = [(18,5 + 58,8 + 65,2) + 0,5 (128,6 + 5,6 + 153,8)] 10^{-3} \approx 0,3.$$

Проверяем величину ионной силы раствора по эмпирической формуле

$$\mu = 0,000022 P, \quad (183)$$

где P — общая минерализация исходной воды.

Тогда $\mu = 0,000022 \cdot 13\,699 \approx 0,3$.

Среднее солесодержание $\bar{\mathcal{E}}_{\text{ср}} = 13\,699 : 224,6 \approx 61$ мг/мг-экв.

Коэффициент допустимого концентрирования солей в рассольных камерах

$$K = \frac{19 \mu \cdot 10^{-4}}{[\text{Ca}^{2+}] [\text{SO}_4^{2-}]} \quad (184)$$

Следовательно, для данного примера при двукратном перенасыщении рассола гипсом

$$K = \frac{19 \cdot 0,3 \cdot 10^{-4}}{9,3 \cdot 10^{-3} \cdot 32,6 \cdot 10^{-3}} \approx 2.$$

Таким образом, концентрацию солей в рассоле можно довести до $224,6K \approx 450$ мг-экв/л.

Количество солей, удаляемых за 1 ч, для снижения общего солесодержания воды с 13 699 до 1000 мг/л составит:

$$Q_{\text{час}} (C_{\text{нач}} - C_{\text{кон}}) = 7 \left(224,6 - \frac{1000}{61} \right) \approx 1460 \text{ г-экв/ч.}$$

Количество электричества, которое нужно пропустить через электродиализную ванну для удаления из воды солей,

$$[IT]_{\text{факт}} = \frac{26,8 (C_{\text{нач}} - C_{\text{кон}}) Q_{\text{час}}}{\eta_{\text{э}}} a \cdot \text{ч}, \quad (185)$$

где $C_{\text{нач}} = 224,6$ мг-экв/л;

$C_{\text{кон}} = 1000$; $\bar{\mathcal{E}}_{\text{ср}} = 1000 : 61 = 16,4$ мг-экв/л;

I — сила тока в а;

T — время его протекания в ч;
 $\eta_9 = 0,82$ — коэффициент выхода по току при солесодержании опресняемой воды 0,225 г-экв/л (табл. 67).

Таблица 67

Зависимость коэффициента выхода по току от солесодержания воды при электролизе

Солесодержание опресняемой воды в г-экв/л	0,02	0,03	0,04	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5
Коэффициент выхода по току η_9	0,88	0,87	0,863	0,858	0,84	0,823	0,815	0,805	0,8

Тогда

$$[IT]_{\text{факт}} = \frac{26,8 (224,6 - 16,4) 7}{0,82} \approx 47\,630 \text{ а} \cdot \text{ч.}$$

Оптимальная плотность тока при солесодержании воды 13,7 г/л, стоимости мембран 12 руб/м² и стоимости электроэнергии 1 коп/квт·ч составит $j = 0,0117 \text{ а/см}^2$ (табл. 68).

Таблица 68

Оптимальная плотность тока j для электролизных установок

Содержание исходной воды в г/л	Стоимость		Расчетная оптимальная плотность тока j в а/см ²	
	электроэнергии в коп/квт·ч	мембран в руб/м ²	для циркуляционной установки	для I ступени прамоточной многоступенчатой установки
15	1	6 12	0,008 0,012	0,032 0,042
	2	6 12	0,006 0,008	0,028 0,032
7,5	1	6 12	0,007 0,009	0,022 0,031
	2	6 12	0,005 0,007	0,016 0,022
2,5	1	6 12	0,005 0,008	0,015 0,021
	2	6 12	0,004 0,006	0,011 0,015

Примечание. Величины j даны для камер с сепараторами из поливинилхлорида. Для сепараторов из капрона (плетеных) величину j надо уменьшить на 10%.

Тогда площадь мембран $F_m = [IT]_{\text{факт}} : j = 47\,630 : 0,0117 \approx 40,7 \cdot 10^5 \text{ см}^2$.

Принимаем мембраны размером $0,7 \times 500 \times 1500 \text{ мм}$.

Площадь одной мембраны нетто $f_{\text{нетто}} = K_m (50 \times 150) = 0,75 (50 \times 150) = 5,6 \cdot 10^{-3} \text{ см}^2$ (где $K_m = 0,75$ — коэффициент экранирования мембраны из паронита).

Потребное число парных мембран n в ванне

$$n = \frac{F_m}{f_{\text{нетто}}} = \frac{40,7 \cdot 10^5}{5,6 \cdot 10^3} \approx 730 \text{ шт.}$$

Принимаем четыре параллельно действующие ванны с числом камер $n = 730 : 4 \approx 160$ в каждой.

Источник постоянного тока, подаваемого в ванны, — выпрямитель на кремниевых диодах ПВКЛ-200-8.

Необходимое напряжение на клеммах выпрямителя электрического тока зависит от удельной электропроводности.

Для опресняемой воды удельная электропроводность равна:

$$\lambda_b = k_s C^{1-n}, \quad (186)$$

где λ_b — удельная электропроводность опресняемой воды;

$$k_s = 1/8300;$$

C — эквивалентная концентрация раствора, т. е. количество мг-экв растворенного вещества в 1 л раствора.

Значения $(1-n)$ составляют: для воды Каспийского моря 0,905, для подземных вод с солесодержанием 6,1 г/л 0,875 и с солесодержанием 3 г/л 0,89.

Тогда соответственно в начале и конце цикла

$$\lambda_b = \frac{C_{\text{нач}}^{0,905}}{8300} = \frac{224,6^{0,905}}{8300} \approx 0,016 \text{ ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-1} = 1,6 \cdot 10^{-2} \text{ ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-1};$$

$$\lambda'_b = \frac{C_{\text{кон}}^{0,905}}{8300} = \frac{16,4^{0,905}}{8300} \approx 0,00151 \text{ ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-1} =$$

$$= 0,151 \cdot 10^{-2} \text{ ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-1}.$$

Для рассола при двукратной его концентрации удельная электропроводность равна:

$$\lambda_p = k_s (2C)^{0,905} = \frac{450^{0,905}}{8300} \approx 0,03 \text{ ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-1} = 3 \cdot 10^{-2} \text{ ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-1}.$$

Внутреннее электрическое сопротивление одной камеры ванны

$$R = \frac{1}{f_{\text{нетто}}} \left[\frac{d(1+k_c)}{\lambda_b} + \frac{d(1+k_c)}{\lambda_p} + \rho_K + \rho_A \right], \quad (187)$$

где

d — расстояние между мембранами в см;

k_c — коэффициент увеличения электрического сопротивления камеры; по данным ВНИИ ВОДГЕО, $k_c = 0,34 \div 0,71$ в зависимости от типа сетки сепаратора турбулизатора (принимаем $k_c = 0,54$);

λ_b и λ_p — удельные электропроводности диллюата и рассола в камерах;
 ρ_k и ρ_a — удельное поверхностное сопротивление катионитовой и анионитовой мембран в $\text{ом} \cdot \text{см}^2$.

Тогда соответственно в начале и конце цикла

$$R_{\text{нач}} = \frac{1}{5,6 \cdot 10^3} \left[\frac{0,08 (1 + 0,54)}{1,6 \cdot 10^{-2}} + \frac{0,08 (1 + 0,54)}{3 \cdot 10^{-2}} + 30 + 40 \right] \approx$$

$$\approx 1,46 \cdot 10^{-2} \text{ ом};$$

$$R_{\text{кон}} = \frac{1}{5,6 \cdot 10^3} \left[\frac{0,08 (1 + 0,54)}{0,151 \cdot 10^{-2}} + \frac{0,08 (1 + 0,54)}{3 \cdot 10^{-2}} + 35 + 45 \right] \approx$$

$$\approx 3 \cdot 10^{-2} \text{ ом}.$$

Мембранный потенциал равен:

$$E_m = 0,1 \lg C_p / C_d, \quad (188)$$

где C_p и C_d — концентрация солей соответственно в рассоле и диллюате.

Тогда:

в начале цикла

$$E'_m = 0,1 \lg \frac{2 \cdot 13,7}{13,7} \approx 0,03 \text{ в};$$

в середине цикла

$$E''_m = 0,1 \lg \frac{2 \cdot 13,7}{6,5} \approx 0,06 \text{ в};$$

в конце цикла

$$E'''_m = 0,075 \lg \frac{2 \cdot 13,7}{1} = 0,33 \text{ в}.$$

Напряжение на ванне, необходимое для поддержания средней расчетной плотности тока,

$$U = j f_{\text{нетто}} n R_{\text{ср}} + E_a + 2 n E_m^{\text{ср}}, \quad (189)$$

где $j = 0,0117 \text{ а/см}^2$ — плотность тока;

$f_{\text{нетто}} = 5,6 \cdot 10^3 \text{ см}^2$ — площадь одной мембраны;

n — число мембран в ванне;

$$R_{\text{ср}} = \left(\frac{1,46 + 3}{2} \right) 10^{-2} = 2,3 \cdot 10^{-2} \text{ ом};$$

$E_a = 3 \div 4 \text{ в}$ — падение напряжения на электродах (на аноде и катодe).

Следовательно,

$$U = 0,0117 \cdot 5,6 \cdot 10^3 \cdot 160 \cdot 2,3 \cdot 10^{-2} + 4 + 2 \cdot 160 \cdot 0,06 \approx 264 \text{ в}.$$

При этом напряжении плотность тока

$$j = \frac{U - (E_a + 2 n E_m)}{f_{\text{нетто}} n R}. \quad (190)$$

Тогда соответственно в начале и конце цикла:

$$j_{\text{нач}} = \frac{264 - (4 + 2 \cdot 160 \cdot 0,03)}{5,6 \cdot 10^3 \cdot 160 \cdot 1,46 \cdot 10^{-2}} = 0,019 \text{ а/см}^2;$$

$$j_{\text{кон}} = \frac{264 - (4 + 2 \cdot 160 \cdot 0,33)}{5,6 \cdot 10^3 \cdot 160 \cdot 3 \cdot 10^{-2}} = 0,0057 \text{ а/см}^2.$$

В среднем за цикл в предположении, что сила тока снижается в течение цикла по линейному закону, плотность тока будет

$$j_{\text{ср}} = (j_{\text{нач}} + j_{\text{кон}}) : 2 = (0,019 + 0,0057) : 2 = 0,0124 \text{ а/см}^2,$$

что только на 6% выше оптимальной величины $j = 0,0117$ (см. табл. 68).

Деполяризующая скорость движения воды и рассола в камерах ванны

$$v_{\text{к.д}} = B \frac{j_{\text{кон}}^{1/p}}{C^{1/p} d_{\text{экв}}}, \quad (191)$$

где $v_{\text{к.д}}$ — критическая скорость движения воды через камеры, при снижении которой возникает жесткая концентрационная поляризация мембран, в см/сек;

$j_{\text{кон}}$ — плотность тока в а/см²;

C — средняя концентрация растворенных солей в опресняемой воде в камере в мг-экв/л;

B и p — параметры, зависящие от конструкции камеры, типа турбулизатора-сепаратора, соотношения коэффициентов диффузии растворенных в воде солей и ее температуры; можно принять $B = 2,5$; $p = 0,67$ и $1/p = 1,493$;

$d_{\text{экв}}$ — эквивалентное расстояние между мембранами в см.

Тогда

$$v_{\text{к.д}} = 2,5 \frac{0,0057^{1,493}}{0,02^{1,493} \cdot 0,0114} = 3,3 \text{ см/сек.}$$

Производительность циркуляционных насосов для перекачки опресняемой воды и рассола

$$Q_{\text{н}} = n m d b v_{\text{к.д}}, \quad (192)$$

где d — расстояние между мембранами, равное $0,8 \cdot 10^{-3}$ м;

b — ширина прохода воды в камере, равная 0,42 м.

Следовательно, $Q_{\text{н}} = 160 \cdot 4 \cdot 0,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,42 \cdot 0,033 = 7,1 \cdot 10^{-3}$ м³/сек, или 25 м³/ч.

Принимаем два рабочих кислотостойких насоса и один резервный марки 1,5Х-9Д-1-41 производительностью по 14 м³/ч при напоре 14 м с электродвигателями мощностью по $N = 4,5$ квт.

Расход электроэнергии на опреснение воды:

а) постоянного тока — собственно на электродиализ

$$W_{\text{пост}} = \frac{j_{\text{ср}} f_{\text{нетто}} U m}{1000}; \quad (193)$$

тогда

$$W_{\text{пост}} = \frac{0,0124 \cdot 5,6 \cdot 10^3 \cdot 264 \cdot 4}{1000} \approx 73,3 \text{ кВт} \cdot \text{ч};$$

б) переменного тока — на циркуляцию дилюата и рассола

$$W_{\text{пер}} = 2N = 2 \cdot 4,5 = 9 \text{ кВт} \cdot \text{ч}.$$

Расход электроэнергии на опреснение 1 м³ воды

$$\frac{W_{\text{пост}} + W_{\text{пер}}}{Q_{\text{час}}} = \frac{73,3 + 9}{7} \approx 11,8 \text{ кВт} \cdot \text{ч/м}^3.$$

§ 52. ОПРЕСНЕНИЕ ВОДЫ ГИПЕРФИЛЬТРАЦИЕЙ

Этот способ опреснения заключается в фильтровании соленой воды через специальные полупроницаемые мембраны из ацетилцеллюлозы, которые пропускают воду, а задерживают ионы растворенных в ней солей. При этом необходимо создать избыточное давление для фильтрования воды через мембрану в направлении, противоположном осмотическому переносу, т. е. со стороны соленой воды. Иначе говоря, необходимое давление должно быть выше осмотического.

В имеющихся опытных установках пока еще малой производительности соленая вода подается насосом под давлением 50—100 *ати*. Некоторые исследователи считают этот способ опреснения воды весьма перспективным. Исследования в этом направлении ведутся во ВНИИ ВОДГЕО (проф. В. А. Клячко).

§ 53. ОБЕССОЛИВАНИЕ ВОДЫ С ИЗМЕНЕНИЕМ ЕЕ АГРЕГАТНОГО СОСТОЯНИЯ

В данной книге не рассматриваются подробно способы опреснения воды, изменяющие ее агрегатное состояние¹. Отметим, что в настоящее время при высоком солесодержании воды наибольшим распространением пользуются дистилляционные опреснители. Основная функция их состоит в испарении воды с последующей конденсацией пара, которая и приводит к получению пресной воды.

Наиболее экономичны: многоступенчатые установки с вертикально-трубчатыми испарителями-конденсаторами и многоступенчатые адиабатные испарители (типа «флеш») с мгновенным вскипанием опресняемой воды.

Установка первого типа построена в г. Шевченко; она имеет пять ступеней и позволяет опреснять 13,6 тыс. м³/сутки морской воды².

¹ Подробнее см. в книге: И. Э. Апельцин и В. А. Клячко. Опреснение воды. Стройиздат, 1968.

² В 1969 г. завод «Уралхиммаш» разработал десятикорпусную установку производительностью до 700 т/ч дистиллята.

Из числа введенных в действие установок с мгновенным вскипанием воды самая большая находится в Кувейте (производительностью 22,5 тыс. м³/сутки).

В г. Шевченко строится первый в мире опреснитель производительностью 120 тыс. м³/сутки с использованием тепла ядерного реактора на быстрых нейтронах. Одновременно с опреснением воды атомная электростанция мощностью 150 тыс. кВт будет ежегодно вырабатывать 5 млрд кВт·ч электроэнергии (рис. 81).

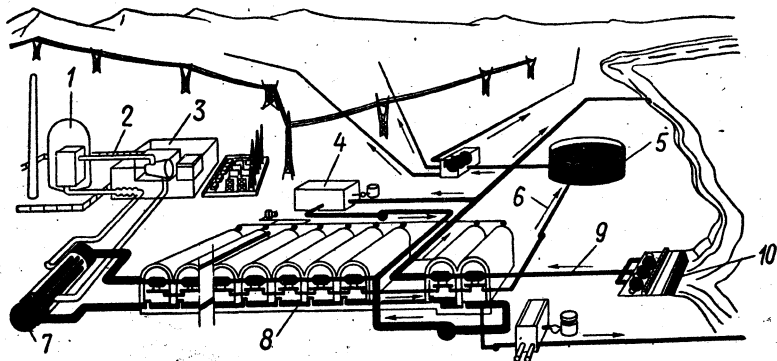


Рис. 81. Схема двухцелевой ядерно-энергетической водоэлектростанции с многоступенчатыми испарителями с мгновенным испарением воды

1 — атомный реактор; 2 — пар; 3 — турбина; 4 — бак подкисления; 5 — резервуар пресной воды; 6 — пресная вода; 7 — подогреватель; 8 — испаритель с мгновенным испарением воды; 9 — соленая вода; 10 — водоприемник

Опреснение воды с применением искусственного замораживания основано на отъеме тепла при кипении воды в вакууме ниже точки ее замерзания. При вспыскивании соленой воды тепло, затрачиваемое на испарение воды, отнимается от неиспарившейся ее части. Вследствие этого вода замерзает, образуя суспензию кристаллов пресного льда в рассоле. Эти кристаллы отделяют, обмывают пресной водой и подают в камеру для таяния, происходящего за счет тепла, которое выделяется при конденсации паров воды, отсасываемых из вакуумной камеры.

При этом способе исключаются косвенные неудобства, свойственные другим способам опреснения, — накипеобразование, биообрастание и коррозия.

Некоторым видоизменением описанного процесса кристаллизации является опреснение воды при помощи получения кристаллогидратов пропана. Первый этап состоит в связывании части воды соленого раствора в кристаллогидраты пропана. Затем производится сепарация кристаллов от маточного раствора, очистка их от рассола и, наконец, плавление кристаллов для получения пресной воды.

ГЛАВА XI

РАСЧЕТ УСТАНОВОК ДЛЯ УДАЛЕНИЯ ИЗ ВОДЫ СВОБОДНОЙ УГЛЕКИСЛОТЫ

§ 54. ОПРЕДЕЛЕНИЕ СОДЕРЖАНИЯ В ВОДЕ СВОБОДНОЙ УГЛЕКИСЛОТЫ

Как отмечалось в главе I, находящиеся в воде ионы CO_3^{2-} и HCO_3^- и углекислый газ CO_2 связаны углекислотным равновесием. Часть свободной углекислоты, находящаяся в равновесии с бикарбонатами, называется равновесной и не вступает в химические реакции. Избыточная свободная (или агрессивная) углекислота в отличие от равновесной весьма активна. Наличие ее в воде вызывает коррозию бетонных сооружений и металлических труб.

В табл. 69 приведены данные о содержании свободной углекислоты CO_2 в воде. Если условия отличаются от принятых в табл. 69, то вводятся поправки на солесодержание β (табл. 70) и на температуру τ (табл. 71).

Следовательно, фактическое содержание CO_2 в воде будет

$$[\text{CO}_2]_{\text{факт}} = [\text{CO}_2]_{\text{табл}} \beta \tau. \quad (194)$$

§ 55. СПОСОБЫ УДАЛЕНИЯ ИЗ ВОДЫ СВОБОДНОЙ УГЛЕКИСЛОТЫ

Удаление из воды свободной углекислоты необходимо при умягчении воды $\text{H}-\text{Na}$ -катионированием, при ионитовом способе обессоливания воды и при ее обезжелезивании аэрацией. Для этой цели применяют дегазаторы. Наиболее целесообразны пленочные дегазаторы, загруженные насадкой и оборудованные вентиляторами для принудительной подачи воздуха снизу, т. е. в направлении, встречном по отношению к движущейся сверху вниз воде.

Насадкой могут служить либо керамические кольца Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ мм (ГОСТ 748—67), либо деревянные хордовые насадки (бруски) размером 50×13 мм.

Пример. Рассчитать дегазатор при заданном расходе воды (смешанный фильтрат после $\text{H}-\text{Na}$ -катионирования) $Q_{\text{час}} = 190 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Таблица 69

Содержание свободной углекислоты (в мг/л) в исходной воде

Общая щелочность воды Щ в мг-экв/л	Содержание свободной углекислоты CO_2 в воде при температуре 10 °С, солесодержании 200 мг/л и при значениях pH															
	6,5	6,6	6,7	6,8	6,9	7	7,1	7,2	7,3	7,4	7,5	7,6	7,7	7,8	7,9	8
0,5	18	14	10	8	7	6	5	4	3	2	2	2	2	1	1	1
0,6	21	16	13	10	8	7	6	5	4	3	2	2	2	1	1	1
0,7	24	18	15	12	10	8	7	5	4	3	3	3	2	1	1	1
0,8	28	21	18	14	11	9	7	6	5	4	3	3	2	1	1	1
0,9	32	24	20	15	13	10	8	6	5	4	4	4	2	1	1	1
1	36	27	23	17	14	11	9	7	5	4	4	4	3	2	2	1
1,1	39	30	25	19	15	12	9	7	6	5	4	4	3	2	2	1
1,2	43	33	27	21	17	13	10	8	6	5	4	4	3	2	2	1
1,3	47	36	29	23	18	14	11	8	7	6	5	4	3	3	2	1
1,4	50	39	31	24	19	15	12	9	8	6	5	4	3	3	2	2
1,5	54	41	33	26	21	17	13	10	8	7	5	5	3	3	3	2
1,6	58	44	36	28	22	18	14	11	9	7	5	5	4	3	3	2
1,7	61	47	38	30	23	20	15	11	10	7	6	5	4	3	3	2
1,8	64	50	40	31	25	21	16	12	11	8	6	5	4	3	3	2
1,9	68	52	42	33	26	22	17	13	11	9	6	6	4	3	3	2
2	72	55	44	35	28	23	18	14	12	10	7	6	5	4	3	2
2,5	90	69	56	44	35	28	22	18	14	12	9	7	6	5	4	3
3	108	83	67	53	42	34	27	22	17	14	11	8	7	6	5	3
3,5	—	97	79	62	49	39	31	25	19	16	12	9	8	7	5	4
4	—	111	90	71	56	45	35	28	22	18	14	11	10	8	6	5
4,5	—	—	100	79	63	50	40	32	25	21	16	12	11	9	7	5
5	—	—	—	88	70	56	44	36	28	23	18	14	12	10	9	6
5,5	—	—	—	97	77	62	48	39	31	25	19	15	13	11	9	6
6	—	—	—	106	85	68	53	43	33	27	21	17	14	12	9	7
6,5	—	—	—	—	92	74	57	46	36	29	23	18	15	12	10	8
7	—	—	—	—	99	79	61	50	39	31	25	19	16	13	10	9
7,5	—	—	—	—	106	85	66	54	42	33	26	21	17	14	11	10
8	—	—	—	—	—	90	70	57	44	35	28	22	18	15	12	10

Таблица 70

Поправка β на солесодержание воды при определении CO_2

Солесодержание в мг/л	100	200	300	400	500	750	1000
β	1,05	1	0,96	0,94	0,92	0,87	0,83

Таблица 71

Поправка τ на температуру воды при определении CO_2

Температура воды в °С	0	5	10	15	20	25	30	40	50	60
τ	1,28	1,12	1	0,9	0,83	0,78	0,74	0,7	0,66	0,65

Содержание углекислоты в подаваемой на дегазатор воде определяют по формуле

$$[\text{CO}_2]_{\text{п}} = [\text{CO}_2]_{\text{исх}} + 44 \text{ Ш}, \quad (195)$$

где $[\text{CO}_2]_{\text{исх}}$ — содержание свободной углекислоты в исходной воде в мг/л ;

Ш — щелочность исходной воды в мг-экв/л .

В данном примере $\text{Ш} = 2,3 \text{ мг-экв/л}$; общее солесодержание в исходной воде 362 мг/л . Величина pH воды 6,9 и расчетная ее температура 5°C .

По интерполяции найдем значение β и τ (см. табл. 70 и 71), а по формуле (194)

$$[\text{CO}_2]_{\text{исх}} = 33 \cdot 0,95 \cdot 1,12 = 35 \text{ мг/л}.$$

Откуда

$$[\text{CO}_2]_{\text{п}} = 35 + 44 \cdot 2,3 = 136 \text{ мг/л}.$$

Площадь поперечного сечения дегазатора

$$F_{\text{дег}} = Q_{\text{час}} \cdot P_0, \quad (196)$$

где P_0 — плотность орошения на 1 м^2 площади дегазатора в $\text{м}^3/\text{ч}$, равная при насадке из колец Рашига $60 \text{ м}^3/\text{ч}$ и при деревянной хордовой насадке $40 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Таблица 72

Высота слоя насадки в дегазаторе

Насадка	Высота слоя насадки в м при содержании CO_2 в воде в мг/л					
	50	100	150	200	250	300
Кольца Рашига	3	4	4,7	5,1	5,5	5,7
Хордовая из деревянных брусков . .	4	5,2	6	6,5	6,8	7

Высота слоя насадки в дегазаторе назначается по табл. 72 в зависимости от содержания CO_2 и от типа насадки.

Для данного примера при насадке из колец Рашига площадь дегазатора $F_{\text{дег}} = 190 : 60 = 3,17 \text{ м}^2$ и его диаметр $D_{\text{дег}} = 2 \text{ м}$.

По табл. 72 находим высоту слоя насадки в дегазаторе при содержании $[\text{CO}_2]_{\text{п}} = 136 \text{ мг/л}$, равную $4,7 \text{ м}$.

Вентилятор дегазатора должен обеспечивать подачу удельного расхода воздуха 20 м^3 на 1 м^3 воды, подаваемой в дегазатор; в данном примере $Q_{\text{возд}} = 190 \cdot 20 = 3800 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Необходимый напор, развиваемый вентилятором, определяется с учетом потери напора в насадке из колец Рашига, которую принимают равной 30 мм вод. ст. на 1 м высоты слоя насадки, а также величины прочих потерь напора, составляющих $30\text{—}40 \text{ мм вод. ст.}$ Суммарная потеря напора $\Sigma h = 4,7 \cdot 30 + 40 = 181 \text{ мм вод. ст.}$

ГЛАВА XII

РАСЧЕТ УСТАНОВОК ДЛЯ ОБЕЗЖЕЛЕЗИВАНИЯ ВОДЫ

§ 56. ОСНОВНЫЕ СВЕДЕНИЯ ОБ ОБЕЗЖЕЛЕЗИВАНИИ ВОДЫ

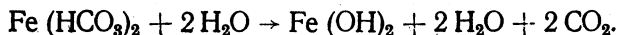
В природных водах может присутствовать двухвалентное (закисное) или трехвалентное (окисное) железо. Наиболее часто в воде подземных источников железо встречается в виде бикарбоната закиси железа $\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$, т. е. двууглекислого железа.

В воде поверхностных источников железо содержится обычно в форме органических соединений, преимущественно коллоидных, например гуминовокислое железо.

В речных водах, загрязняемых кислыми стоками (например, шахтными водами), встречается сульфат закиси железа FeSO_4 . Благодаря наличию растворенного кислорода в речной воде происходит окисление двухвалентного железа в трехвалентное.

При одновременном содержании железа и сероводорода в воде появляется тонкодисперсная взвесь сульфида железа FeS .

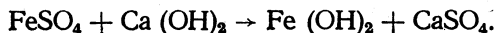
Из подземных вод двухвалентное железо может быть устранено при помощи аэрации воды. Надо отметить, что двууглекислое железо в воде частично гидролизуеться, теряя уголекислоту,



Интенсивное выделение CO_2 идет при аэрации воды, которая достигается путем разбрызгивания ее на контактных или вентиляторных градирнях. Это создает благоприятные условия для полного гидролиза $\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$. Гидрат закиси железа $\text{Fe}(\text{OH})_2$, соединяясь с кислородом, превращается в коллоидную гидроокись железа $\text{Fe}(\text{OH})_3$, которая при коагулировании переходит в окись железа $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, выпадающую в виде бурых хлопьев. Поэтому после аэрации нужно пропускать воду через контактные резервуары и фильтры.

Если в воде содержится сернокислое железо FeSO_4 , то при аэрации такой воды не достигается ее обезжелезивание, так как при гидролизе растворенной соли железа образуется угольная кислота, понижающая рН воды до величины, меньшей 6,8, при которой

гидролиз почти прекращается. Поэтому из воды CO_2 удаляется путем ее известкования согласно уравнению



После известкования необходимы отстаивание и фильтрование воды.

Железо, содержащееся в воде в виде коллоида гидроокиси железа $\text{Fe}(\text{OH})_3$ или в виде коллоидальных органических соединений (гуматы железа), может быть удалено при помощи коагулирования сернокислым алюминием или железным купоросом с добавкой хлора или извести.

Чтобы установить наиболее экономичный для данной воды способ обезжелезивания, надо произвести пробное удаление железа.

Обезжелезивание воды для хозяйственно-питьевых нужд производят при содержании в исходной воде железа в количестве более $0,3 \text{ мг/л}$, при этом специальные установки предусматриваются только в тех случаях, когда железо не может быть удалено попутно при обработке воды на других очистных сооружениях.

§ 57. РАСЧЕТ УСТАНОВКИ ДЛЯ ОБЕЗЖЕЛЕЗИВАНИЯ ВОДЫ АЭРАЦИЕЙ

Этот метод обезжелезивания воды может быть применен в следующих случаях: а) при щелочности воды более 2 мг-экв/л ; б) при рН воды после аэрации выше 7; в) при окисляемости воды (перманганатная) менее $0,15 [\text{Fe}^{2+}] + 3 \text{ мг/л O}_2$; г) при содержании аммонийных солей менее 1 мг/л ; д) при содержании сероводорода менее $0,2 \text{ мг/л}$.

При аэрации из воды удаляется углекислота, что ускоряет процесс окисления двухвалентного железа в трехвалентное и последующий гидролиз с образованием гидрата окиси железа.

Для осуществления аэрации применяют: а) вентиляторные градирни (дегазаторы); б) контактные градирни с естественной вентиляцией, если производительность обезжелезивающих установок не более $50\text{--}75 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Схема установки для обезжелезивания воды аэрацией приведена на рис. 82. Вода направляется на вентиляторную градирню 1, загруженную насадкой из колец Рашига. Вентилятор 2 подает воздух во встречном направлении по отношению к потоку воды. При этом происходит выделение свободной углекислоты, и вода насыщается кислородом. После пропускания через градирню вода стекает в контактный резервуар 3. Отсюда насосом 4 вода подается в напорный (или открытый) фильтр 5, где заканчивается образование хлопьев гидроокиси и их задержание в слое кварцевой загрузки.

Пример. Рассчитать обезжелезивающую установку при заданной производительности $Q_{\text{сут}} = 9100 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 380 \text{ м}^3/\text{ч}$. Содержание в исходной воде двууглекислого железа составляет 9 мг/л .

Для выделения свободной углекислоты применяем аэрацию воды на вентиляторной градирне.

Необходимая площадь вентиляторной градирни

$$F_{\text{гр}} = Q_{\text{час}} : \Phi = 380 : 60 = 6,33 \text{ м}^2,$$

где Φ — удельный расход воды на 1 м^2 площади вентиляторной градирни, принимаемый при насадке из колец Рашига 60 $\text{м}^3/\text{ч}$ и при деревянной хордовой насадке 40 $\text{м}^3/\text{ч}$.

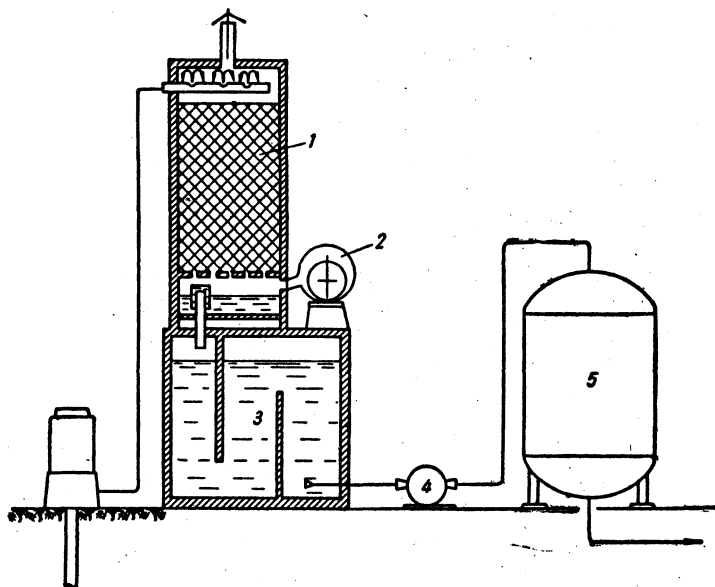


Рис. 82. Схема установки для обезжелезивания воды аэрацией

Высота слоя насадки из колец Рашига при щелочности (карбонатной жесткости) исходной воды 6 мг-экв/л принимается $h_{\text{кр}} = 3 \text{ м}$ (табл. 73).

Таблица 73

Рекомендуемая высота слоя насадки вентиляторной градирни для аэрации воды при ее обезжелезивании

Насадка	Высота слоя насадки в м при общей щелочности воды в мг-экв/л					
	2	3	4	5	6	8
Кольца Рашига размером 25×25×3 мм	1,5	1,75	2	2,5	3	4
Хордовая из деревянных брусков . .	2	2,5	3	3,5	4	5

Производительность вентиляторов градирни

$$Q_{\text{вент}} = Q_{\text{час}} Q_0 = 380 \cdot 10 = 3800 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где Q_0 — необходимая производительность вентилятора на 1 м^3 пропускаемой воды, обычно принимается равной 10 м^3 .

Напор, развиваемый вентилятором, должен быть

$$h_{\text{вент}} = h_{\text{кр}} \cdot 30 = 3 \cdot 30 = 90 \text{ мм вод. ст.}$$

Емкость контактного резервуара

$$W = \frac{Q_{\text{час}} t}{60} = \frac{380 \cdot 30}{60} = 190 \text{ м}^3,$$

где $t = 30 \div 40$ мин — время пребывания воды в контактном резервуаре.

Размер (в плане) контактного резервуара объемом 190 м^3 при глубине слоя воды, равной 4 м, будет: $6,9 \times 6,9$ м.

Напорные вертикальные фильтры для окончания процесса флокуляции гидроокиси железа и удаления ее проектируются в соответствии с указаниями, изложенными в § 32.

Для загрузки фильтров используется песок с крупностью зерен 0,5—1,2 мм при высоте фильтрующего слоя 1200 мм.

При скорости фильтрования 6 м/ч необходимая площадь фильтров $\Sigma f = 380 : 6 = 63,3 \text{ м}^2$.

Принимаем семь рабочих фильтров и один резервный серийного изготовления диаметром $D = 3,4$ м и площадью каждый 9,07 м^2 . Общая рабочая площадь фильтров $7 \times 9,07 = 63,49 \text{ м}^2$.

При применении напорных фильтров следует предусматривать ввод воздуха в подающий трубопровод в количестве 2 л на 1 г двухвалентного железа.

В АКХ МКХ РСФСР канд. техн. наук А. М. Перлиной проведены исследования по обезжелезиванию воды методом фильтрования с упрощенной системой аэрации.

Обезжелезивание воды с упрощенной аэрацией допустимо при следующих показателях качества исходной воды: а) содержание железа (общего) до 10 мг/л, в том числе двухвалентного не менее 70%; б) рН воды не менее 6,8; в) щелочность воды более $\left(1 + \frac{\text{Fe}^{2+}}{28}\right)$ мг-экв/л; г) содержание сероводорода не более 0,5 мг/л; д) перманганатная окисляемость не более 0,15 (Fe^{2+}) + 5 мг/л O_2 .

Если одно из этих условий не выдерживается, нужна предварительная аэрация воды в аэраторах с добавлением в нее в необходимых случаях реагентов (перманганата калия, хлора и др.).

Конструкция фильтров для обезжелезивания воды с упрощенной аэрацией аналогична конструкции фильтров для осветления и обезцвечивания воды, но со следующими расчетными параметрами: диаметр зерен фильтрующего слоя — минимальный 0,8 мм и максимальный 1,8 мм; эквивалентный диаметр 0,9—1 мм; коэффициент неоднородности 1,5—2; высота слоя 1000 мм; скорость филь-

рования при нормальном режиме 7 м/ч, а при форсированном 10 м/ч.

Использование более крупной загрузки с диаметром зерен 1—2 мм, с эквивалентным диаметром 1,2—1,3 мм и коэффициентом неоднородности 1,5—2 при высоте фильтрующего слоя 1200 мм позволяет увеличить скорость фильтрования при нормальном режиме до 10 м/ч, а при форсированном — до 12 м/ч.

Расчетная продолжительность фильтроцикла должна быть не менее 12 ч.

Таким образом, практическое использование нового метода позволяет проводить обезжелезивание воды без устройства аэраторов и контактных резервуаров.

По этому методу построены и работают станции обезжелезивания воды в гг. Гомеле, Бресте, Зеленогорске, Люберцах и др.

§ 58. РАСЧЕТ УСТАНОВКИ ДЛЯ РЕАГЕНТНОГО ОБЕЗЖЕЛЕЗИВАНИЯ ВОДЫ

Рассматриваемая установка (рис. 83) применяется для обезжелезивания воды поверхностных источников. Она включает оборудование реагентного хозяйства (для приготовления и дозирования

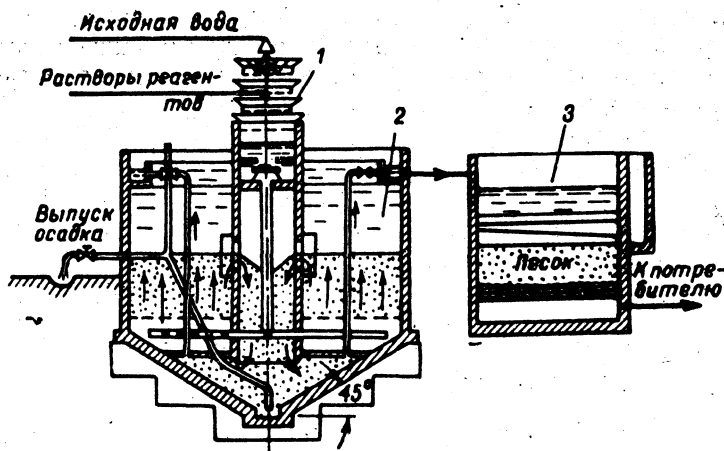


Рис. 83. Схема установки для реагентного обезжелезивания воды

раствора коагулянта, известкового молока и хлор-газа), аэратор-смеситель 1 для аэрации воды и смешения ее с реагентами, осветлитель 2 для задержания взвеси и продуктов реакции реагентов, введенных в воду, фильтр 3, который задерживает взвесь, не осевшую в осветлителе.

Пример. Заданная производительность станции обезжелезивания воды $Q_{\text{сут}} = 9100 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 380 \text{ м}^3/\text{ч}$. Карбонатная

жесткость исходной воды $J_k = 5,3$ мг-экв/л; содержание в воде CO_2 при $\text{pH} = 6,9$ и ее температуре $t = 10^\circ\text{C}$ составляет 74 мг/л; содержание железа 6,5 мг/л; цветность исходной воды $C = 60^\circ$.
Необходимая доза извести в пересчете на CaO будет

$$D_{\text{CaO}} = 0,64 [\text{CO}_2] + [\text{Fe}^{2+}] + 6 \text{ мг/л.} \quad (197)$$

В данном примере $D_{\text{CaO}} = 0,64 \cdot 74 + 6,5 + 6 = 59,9 \approx 60$ мг/л.

Доза сернокислого алюминия в пересчете на безводный продукт $D_k = 4 \sqrt{C} = 4 \sqrt{60} = 31$ мг/л. Доза хлора $D_{\text{хл}} = 0,5 [\text{O}_2] = 0,5 \cdot 5,9 \approx 3$ мг/л (где $[\text{O}_2]$ — окисляемость воды в мг/л O_2 , равная 5,9 мг/л).

Нагрузка на аэратор-смеситель должна быть 50—75 м³/ч на 1 м². Тогда площадь его поперечного сечения будет $F_{\text{аэр}} = 380 : 75 = 5,07$ м².

При расчете осветлителя скорость восходящего потока воды следует принимать по табл. 30. Остальные расчетные параметры принимаются такими, как и при обычном осветлении воды.

После пропускa воды через осветлитель вода поступает на безнапорные скорые фильтры или на фильтры с двухслойной загрузкой. В фильтрах возможно устройство для верхней промывки, которая улучшает отмывку верхних слоев песка от железистых отложений.

При реагентном обезжелезивании воды сооружения для смешения реагентов с водой, отстаивания и фильтрования рекомендуется рассчитывать аналогично сооружениям для осветления и обесцвечивания воды.

ГЛАВА XIII

РАСЧЕТ ОБЕСФТОРИВАЮЩИХ И ФТОРАТОРНЫХ УСТАНОВОК

§ 59. ОЧИСТКА ВОДЫ ОТ ФТОРА

Повышенное содержание фтора (более 1,5 мг/л) бывает, как правило, только в подземных водах. Так как эти воды обычно не требуют осветления, то для очистки их от фтора следует применять метод фильтрования воды через сорбент, поглощающий фтор. Таким сорбентом может служить активированная окись алюминия в виде зерен крупностью 1—3 мм, емкость поглощения которой составляет 900—1000 г фтора на 1 м³ сорбента при его объемном весе 0,5 т/м³.

Очистка от фтора фильтрованием воды через сорбент возможна при содержании в воде взвешенных веществ не более 8 мг/л и при общем солесодержании не выше 1000 мг/л.

При фильтровании воды через сорбент содержание фтора снижается вначале до 0,1—0,3 мг/л, а затем постепенно снова повышается вследствие истощения поглощающей способности сорбента. При увеличении концентрации фтора до 1—1,5 мг/л фильтр надо выключать для регенерации. Поглощающую способность сорбента восстанавливают раствором сернокислого алюминия. По окончании регенерации сорбент отмывают водой. При фильтровании через сорбент воды, содержащей фтор, происходит ионный обмен, в результате которого повышается концентрация ионов SO_4^{2-} в очищенной воде.

Поэтому, как указано в ГОСТ 2761—57, содержание сульфатов в питьевой воде не должно быть более 500 мг/л. Исследования последнего времени показали, что это содержание не должно превышать 300—400 мг/л (см. § 1).

Устройства для очистки воды от фтора включают следующие сооружения и оборудование: 1) фильтры типа Н-катионитовых, но загруженные сорбентом, с дренажем из щелевых фарфоровых колпачков; 2) резервуар для воды, взрыхляющей загрузку фильтров; 3) баки для приготовления раствора сернокислого алюминия с концентрацией 8—10%; 4) эжекторы для разбавления 8—10%-ного раствора до концентрации 1—1,5% и подачи этого регенерационно-

го раствора на фильтры; 5) воздуходувки для перемешивания раствора сернистого алюминия в баках; 6) контрольно-измерительные приборы.

Пример. Рассчитать установку для очистки воды от фтора при заданном расходе воды $Q_{\text{час}} = 200 \text{ м}^3/\text{ч}$ и содержании в ней фтора 5 мг/л .

Площадь одного напорного фильтра с загрузкой сорбентом

$$f = \frac{Q_{\text{час}}}{Nv} = \frac{200}{5 \cdot 6} = 6,67 \text{ м}^2,$$

где N — количество фильтров;

v — расчетная скорость фильтрования (допускается при нормальном режиме до 6 м/ч и при выключении одного фильтра на регенерацию до 8 м/ч).

Принимаем шесть фильтров (один из них резервный) диаметром 3 м (см. табл. 47) с площадью фильтрующей поверхности $7,05 \text{ м}^2$.

При выключении одного фильтра на регенерацию скорость фильтрования будет

$$v_1 = \frac{N}{N-1} v = \frac{5}{5-1} 6 = 7,5 < 8 \text{ м/ч}.$$

Высоту слоя загрузки в напорном фильтре принимаем $H=2 \text{ м}$ при содержании фтора в исходной воде до 5 мг/л и $H=3 \text{ м}$ при содержании фтора $8-10 \text{ мг/л}$. Над слоем загрузки следует предусмотреть дополнительную высоту, равную $0,6H$, так как сорбент при взрыхлении расширяется. Кроме того, ниже сорбента на дренажные колпачки надо уложить слой кварцевого песка толщиной 150 мм с крупностью зерен $2-4 \text{ мм}$.

Таким образом, общая высота фильтра будет $H_{\text{общ}} = 2 + 0,6 \cdot 2 + 0,15 = 3,35 \text{ м}$.

Потеря напора составляет $0,7 \text{ м}$ на 1 м высоты загрузки, т. е. в данном случае $1,4 \text{ м}$ (при форсированном режиме 1 м на 1 м загрузки, т. е. 2 м).

Продолжительность работы фильтра между регенерациями следует определять по формуле

$$T = \frac{f H E_{\text{раб}}}{Q_{\text{ф}} \left(C_{\text{исх}} - \frac{C_{\text{ф}}}{3} \right)}, \quad (198)$$

где f — площадь фильтра, равная $7,05 \text{ м}^2$;

H — высота слоя сорбента, равная 2 м ;

$E_{\text{раб}}$ — рабочая емкость поглощения сорбента по фтору, равная 900 г/м^3 ;

$Q_{\text{ф}}$ — производительность одного фильтра, равная: $Q_{\text{час}} : N = 200 : 5 = 40 \text{ м}^3/\text{ч}$.

$C_{\text{исх}}$ — содержание фтора в исходной воде, равное 5 г/м^3 ;

$C_{\text{ф}}$ — средняя концентрация фтора в фильтрате в конце цикла, равная 1 г/м^3 .

Тогда

$$T = \frac{7,05 \cdot 2 \cdot 900}{40 \left(5 - \frac{1}{3}\right)} \approx 68 \text{ ч.}$$

Дно и внутренняя поверхность фильтров должны иметь изоляционное покрытие, состав которого допустим при подготовке питьевой воды и устойчив против истирания сорбентом.

Перед регенерацией производят взрыхление сорбента с интенсивностью $w_{\text{взр}} = 4 \div 5 \text{ л/сек}$ на 1 м^3 . Продолжительность взрыхления $t_{\text{взр}} = 15 \div 20 \text{ мин}$ ($0,25 - 0,33 \text{ ч}$).

Расход воды на взрыхление одного фильтра в данном примере по формуле (150)

$$q_{\text{взр}} = \frac{4 \cdot 7,05 \cdot 20 \cdot 60}{1000} \approx 33,84 \text{ м}^3.$$

Емкость W_p растворного или расходного бака

$$W_p = \frac{E_{\text{раб}} f H D_{\text{ал}} n}{1000 b \gamma}, \quad (199)$$

где $D_{\text{ал}}$ — расход сернокислого алюминия в пересчете на $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, принимаемый равным $40 - 50 \text{ г}$ на 1 г удаленного из воды фтора; для данного примера $D_{\text{ал}} = (5 - 1) 40 = 160 \text{ г/г}$;

n — число регенераций, на которое рассчитана емкость бака ($n = 1$ при количестве фильтров $N < 8$ и $n = 2$ при $N > 8$);

b — концентрация раствора сернокислого алюминия, равная $8 - 10\%$ для растворного бака и $1 - 1,5\%$ для расходного бака;

γ — объемный вес раствора сернокислого алюминия, равный $1,09 \text{ т/м}^3$ для $8 - 10\%$ -ного раствора и $1,01 \text{ т/м}^3$ для $1 - 1,5\%$ -ного раствора.

Следовательно, для данного примера

$$W_p = \frac{900 \cdot 7,05 \cdot 2 \cdot 160 \cdot 1}{1000 \cdot 10 \cdot 1,09} = 18,6 \text{ м}^3.$$

Интенсивность подачи воздуха для перемешивания раствора в баках принимают $8 - 10 \text{ л/сек}$ на 1 м^2 поперечного сечения бака. Для распределения воздуха служат дырчатые трубы из кислотоустойчивых материалов. Скорость движения воздуха в трубах составляет $10 - 15 \text{ м/сек}$, а при выходе из отверстий диаметром $3 - 4 \text{ мм}$ $20 - 30 \text{ м/сек}$.

Регенерационный $1 - 1,5\%$ -ный раствор пропускают через сорбент сверху вниз со скоростью фильтрования $v_p = 2 \div 2,5 \text{ м/ч}$. После регенерации производится отмывка сорбента путем подачи воды в фильтр снизу вверх с интенсивностью $w_{\text{отм}} = 4 \div 5 \text{ л/сек}$ на 1 м^2 . Расход воды для отмывки принимают 10 м^3 на 1 м^3 сорбента.

В рассматриваемом примере расход отмывочной воды для одного фильтра $q_{\text{отм}} = f H \cdot 10 = 7,05 \cdot 2 \cdot 10 = 141 \text{ м}^3$.

Продолжительность отмычки

$$t_{\text{отм}} = \frac{q_{\text{отм}} \cdot 1000}{w_{\text{отм}} f} \quad (200)$$

Следовательно,
$$t_{\text{отм}} = \frac{141 \cdot 1000}{5 \cdot 7,05} \approx 4000 \text{ сек} = 1,1 \text{ ч.}$$

Рекомендуется первые 70—80% объема регенерационного раствора сбрасывать в сток, а остальные — повторно использовать.

§ 60. ФТОРИРОВАНИЕ ВОДЫ

Фторирование воды хозяйственно-питьевого назначения практикуется для предупреждения кариеса зубов у населения, пользующегося водой с содержанием фтора ниже 0,7 мг/л. Однако избыточное фторсодержание свыше 1,5 мг/л может вызвать флюороз (гипоплазию эмали зубов). Поэтому следует увеличивать содержание фтора в воде только до 0,8 мг/л летом и до 1 мг/л зимой, вводя фторсодержащие реагенты. В СССР с этой целью применяют порошкообразный кремнефтористый натрий Na_2SiF_6 (ГОСТ 87—66) или реже фтористый натрий NaF (ГОСТ 2871—67), который значительно дороже.

Кремнефтористо-водородная кислота дешевле других реагентов, но нецелесообразна для применения на установках малой производительности, где необходимо ее разбавлять водой, что ведет к выпадению осадка, отлагающегося в насосах, трубах и арматуре.

Кремнефтористый аммоний $(\text{NH}_4)_2\text{SiF}_6$ (ГОСТ 10129—62) по стоимости дешевле фтористого натрия, но даже при недолгом хранении слеживается в крепкие комья, что затрудняет его использование.

Доза любого фторсодержащего реагента определяется по формуле

$$D_{\text{ф}} = [na - (\text{F}^-)] \frac{100}{K} \cdot \frac{100}{C_{\text{ф}}}, \quad (201)$$

где n — коэффициент, принимаемый равным при вводе фтора после очистных сооружений 1, а перед скорыми фильтрами 1,1;

a — содержание фтора в обработанной воде, принимаемое равным зимой 1 мг/л и летом 0,8 мг/л;

K — содержание чистого фтора в веществе, равное для Na_2SiF_6 60%, для $(\text{NH}_4)_2\text{SiF}_6$ 79% и для NaF 45%;

$C_{\text{ф}}$ — содержание чистого вещества в техническом продукте, равное для Na_2SiF_6 93—98% в зависимости от сорта;

$[\text{F}^-]$ — содержание фтора в исходной воде в мг/л.

Тогда при $[\text{F}^-] = 0,3 \text{ мг/л}$ необходимая доза Na_2SiF_6 составит

$$D_{\text{ф}} = [(1,1 \cdot 1) - 0,3] \frac{100}{60} \cdot \frac{100}{95} \approx 1,4 \text{ мг/л.}$$

В отечественной практике нашли применение два вида фтораторных установок: с растворными баками и сатураторами.

Фтораторная установка с растворными баками и механической загрузкой реагента (рис. 84). Схема действия этой установки состоит в следующем: реагент подается в растворные баки 8 из бочек 6, располагаемых на полу склада 5 на специальных подставках. Захватом, укрепленным на кран-балке, бочку 6 ставят на роликовую платформу 7, которую подводят по направляющим к опрокидывающейся кабине 9 с открывающейся вниз дверцей. Содержимое бочки высыпается в бункер 10, обслуживающий оба бака 8. Реагент заполняет секторы двух объемных дозаторов 11 (барабанного типа) и подается поочередно в один или другой бак. Реагент загружают один раз в смену. Для перемешивания раствора в баке служит воздуходувка 13. Готовый раствор забирают насосы-дозаторы 12 марки НД и по фторопроводу 1 подают на очистную станцию к скорым фильтрам. По трубопроводу 4 в бак 8 поступает вода для растворения реагента, а труба 3 служит для сброса осадка в канализацию. Для удобства обслуживания установки имеется площадка 14. Полезный объем растворного бака

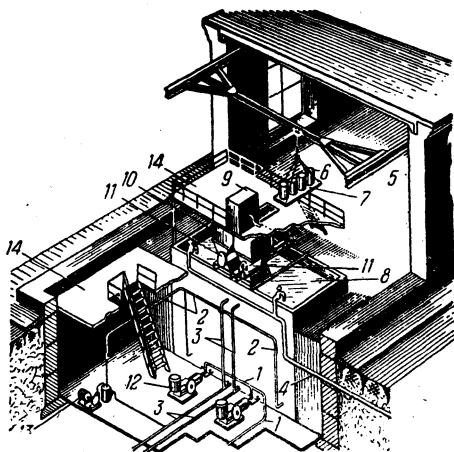


Рис. 84. Фтораторная установка с растворными баками с механической загрузкой реагента

1 — фторопровод; 2 — вакуум-линия; 3 — канализация; 4 — водопровод; 5 — склад реагента; 6 — бочки с реагентом; 7 — роликовая платформа; 8 — растворные баки; 9 — опрокидывающаяся кабина; 10 — бункер; 11 — объемный дозатор; 12 — насос-дозатор; 13 — воздуходувка; 14 — площадка обслуживания

$$W = \frac{Q_{\text{сут}} D_{\text{ф}}}{n \cdot 1000 K_p} \text{ м}^3, \quad (202)$$

где $Q_{\text{сут}}$ — производительность установки в $\text{м}^3/\text{сутки}$;

$D_{\text{ф}}$ — доза реагента (чистого) в $\text{г}/\text{м}^3$;

n — число затворений в сутки;

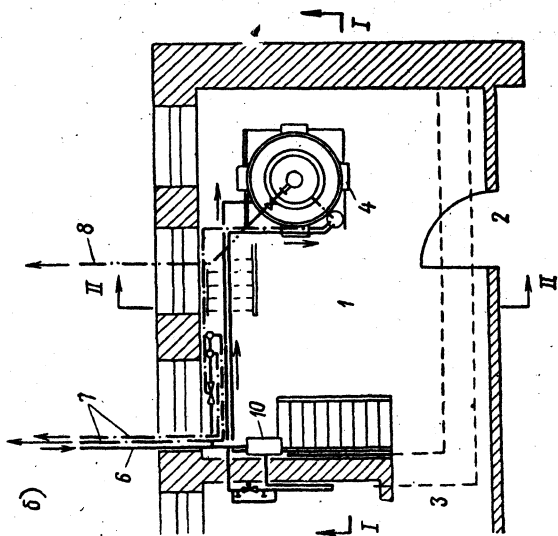
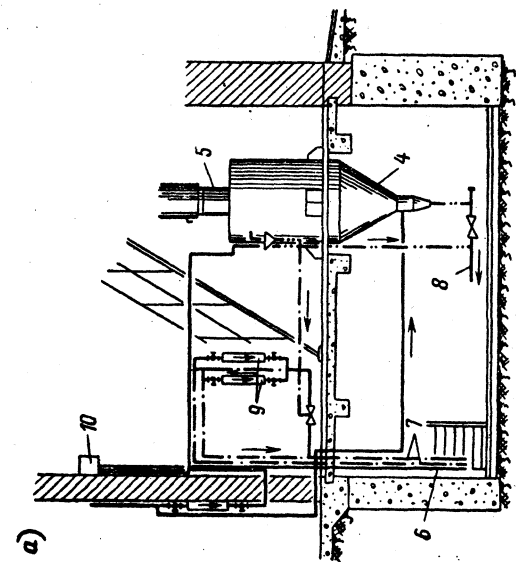
K_p — концентрация раствора в баке, равная для Na_2SiF_6 2,5—3,5 $\text{г}/\text{л}$ и для $(\text{NH}_4)_2\text{SiF}_6$ 30—50 $\text{г}/\text{л}$.

При заданном расходе воды $Q_{\text{сут}} = 50\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$

$$W = \frac{50\,000 \cdot 1,4}{6 \cdot 1000 \cdot 2,5} = 4,7 \text{ м}^3.$$

Производительность насоса-дозатора

$$q_n = \frac{Q_{\text{сут}} D_{\text{ф}}}{K_p \cdot 1000} \text{ м}^3/\text{сутки}. \quad (203)$$



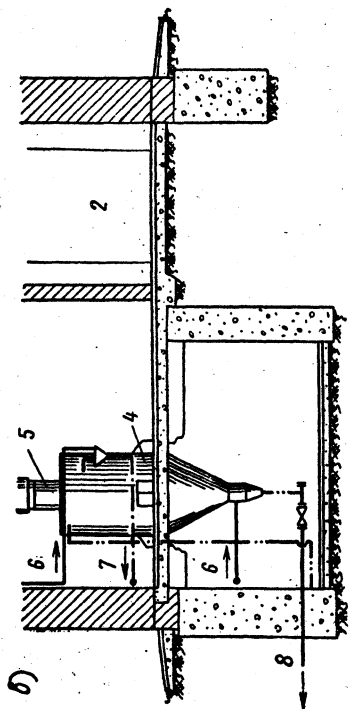


Рис. 85. Фтораторная установка с сатуратором
производительностью 5000—12 500 $\text{м}^3/\text{сутки}$
а — разрез по I—I; б — план; в — разрез по II-II; 1 —
фтораторная; 2 — склад реагента; 3 — операторная для
комната дежурного; 4 — сатуратор; 5 — пилотаж; 6 —
ввод водопровода $d=50 \text{ мм}$; 7 — фторопроводы $2 d=$
 $=15 \text{ мм}$; 8 — канализация; 9 — ротаметры; 10 — бачок
постоянного уровня емкостью 15 л.

Тогда для данного случая

$$q_n = \frac{50\,000 \cdot 1,4}{2,5 \cdot 1000} = 28 \text{ м}^3/\text{сутки}, \text{ или } 1170 \text{ л/ч.}$$

Принимаем насос-дозатор марки НД-1200/6и (один рабочий, второй резервный) номинальной производительностью 1200 л/ч с мощностью электродвигателя 1,7 кВт (см. табл. 24).

Площадь склада

$$S = \frac{m f \cdot 1,2}{2},$$

где m — количество бочек реагента, рассчитанное на 1,5-месячный запас;

f — площадь, занимаемая одной бочкой и равная 0,25 м²;

1,2 — коэффициент для учета проходов.

Кремнефтористый натрий транспортируется в деревянных бочках весом нетто 50 кг; высота одной бочки 660 мм и максимальный диаметр 460 мм; бочки устанавливают по высоте в два ряда.

При потребности в реагенте на 1,5 месяца (45 дней)

$$G = \frac{50\,000 \cdot 1,4 \cdot 45}{1000 \cdot 1000} = 3150 \text{ кг,}$$

а количество бочек будет $m = 3150 : 50 = 63$ шт.

Тогда площадь склада

$$S = \frac{63 \cdot 0,25 \cdot 1,2}{2} \approx 9,5 \text{ м}^2.$$

Кремнефтористый аммоний транспортируется в мешках весом по 50 кг; площадь, занимаемая одним мешком, 0,4 м²; размеры мешка 80×45 см; допускаемая высота ряда мешков 2 м.

Фтораторная установка с сатуратором. Во всех установках с сатураторами, находящихся в эксплуатации в СССР, в качестве реагента применяют кремнефтористый натрий. Чтобы получить в сатураторе насыщенный раствор реагента с постоянной концентрацией, надо поддерживать постоянную температуру поступающей воды. С этой целью воду пропускают через теплообменник с температурой 20°C.

Фтораторная установка рассматриваемого типа (рис. 85) примыкает к складу реагента 2; рядом располагают комнату дежурного оператора 3. Сатуратор 4 состоит из конической нижней и верхней цилиндрической частей; над последней установлен питатель 5. Внутри сатуратора по его вертикальной оси проходит центральная труба, заканчивающаяся внутри конической части сатуратора расширяющейся книзу воронкой. Центральная труба служит для засыпки реагента и отделения воздуха. Вода подается по трубопроводу 6 в нижнюю часть сатуратора и к небольшой наружной воронке в верхней части сатуратора, в которую поступает раствор реагента. Насыщенный раствор кремнефтористого натрия, образующийся в сатураторе, отводится по фторопроводам 7, на которых установлены ротаметры 9. Для отвода шлама в канализацию слу-

жит трубопровод 8. Для регулирования подвода воды к сатуратору установлен бакоч постояннго уровня 10 емкостью 15 л.

Пример. Рассчитать фтораторную установку с сатураторами. Расход насыщенного раствора реагента (Na_2SiF_6)

$$Q_{\text{н}} = \frac{Q_{\text{час}}}{K_{\text{н}}} [na - (\text{F}^-)] \frac{100}{K}, \quad (204)$$

где $Q_{\text{час}}$ — расход воды в $\text{м}^3/\text{ч}$;

$K_{\text{н}}$ — концентрация насыщенного раствора в сатураторе в г/л.

Остальные обозначения — по предыдущему.

При заданном расходе $Q_{\text{сут}} = 50\,000 \text{ м}^3/\text{сутки}$, или $Q_{\text{час}} = 2083 \text{ м}^3/\text{ч}$, и значениях $n=1,1$, $a=1 \text{ мг/л}$, $K_{\text{н}}=4,3 \text{ г/л}$ и $K=60,6\%$

$$Q_{\text{н}} = \frac{2083}{4,3} [1,1 \cdot 1 - 0,3] \frac{100}{60,6} \approx 640 \text{ л/ч.}$$

Площадь сечения цилиндрической части сатуратора

$$F_{\text{ц}} = \frac{Q_{\text{н}}}{3600v} = \frac{640}{3600 \cdot 0,1} = 1,77 \text{ м}^2,$$

где v — скорость движения воды в цилиндрической части, принимаемая равной $0,05\text{--}0,1 \text{ мм/сек.}$

Диаметр сатуратора

$$D_{\text{с}} = \sqrt{\frac{4F_{\text{ц}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,77}{3,14}} \approx 1,5 \text{ м.}$$

Высота цилиндрической части сатуратора

$$H_{\text{ц}} = 3,6tv = 3,6 \cdot 7 \cdot 0,1 \approx 2,5 \text{ м,}$$

где t — время пребывания воды в сатураторе, равное 7 ч (рекомендуемое $t \geq 5 \text{ ч}$).

Объем цилиндрической части сатуратора

$$W_{\text{ц}} = H_{\text{ц}} F_{\text{ц}} = 2,5 \cdot 1,77 \approx 4,42 \text{ м}^3.$$

Высота нижней конической части сатуратора

$$H_{\text{к}} = \frac{1}{2} (D_{\text{с}} - d) \operatorname{ctg} \frac{60^\circ}{2} = \frac{1}{2} (1,5 - 0,35) \operatorname{ctg} 30^\circ \approx 1 \text{ м.}$$

Объем нижней конической части сатуратора

$$\begin{aligned} W_{\text{к}} &= \frac{1}{3} \pi h \left[\left(\frac{D}{2} \right)^2 + \left(\frac{d}{2} \right)^2 + \frac{Dd}{4} \right] = \\ &= \frac{1}{3} 3,14 \cdot 1 \left[\left(\frac{1,5}{2} \right)^2 + \left(\frac{0,35}{2} \right)^2 + \frac{1,5 \cdot 0,35}{4} \right] \approx 0,75 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Общий объем сатуратора $W_{\text{с}} = W_{\text{ц}} + W_{\text{к}} = 4,42 + 0,75 = 5,17 \text{ м}^3$.

Общая высота сатуратора $H_{\text{с}} = 2,5 + 1 = 3,5 \text{ м.}$

Институт ЦНИИЭП инженерного оборудования городов выпустил типовые проекты фтораторных установок с сатураторами производительностью до 40 тыс. $\text{м}^3/\text{сутки}$.

ЛИТЕРАТУРА

- Абрамов Н. Н. Водоснабжение. Стройиздат, 1967.
- Апельцин И. Э., Клячко В. А. Опреснение воды. Стройиздат, 1968.
- ВНИИ ВОДГЕО (Клячко В. А., Апельцин И. Э.). Подготовка воды для промышленного и городского водоснабжения. Госстройиздат, 1962.
- ВНИИ ВОДГЕО (Шевелев Ф. А.). Таблицы для гидравлического расчета стальных, чугунных, асбестоцементных и пластмассовых водопроводных труб, 4-е изд. Стройиздат, 1970.
- Габович Р. Д., Николадзе Г. И., Савельева Н. П. Фторирование и обезфторивание питьевой воды. «Медицина», 1968.
- Горин Г. С., Мозжухин П. С. Эксплуатация очистных сооружений. Изд. Наркомхоза, 1940.
- Кастальский А. А., Минц Д. М. Подготовка воды для питьевого и промышленного водоснабжения. «Высшая школа», 1962.
- Кожин В. Ф. Очистка питьевой и технической воды. Примеры и расчеты, 2-е изд. Стройиздат, 1964.
- Кожин В. Ф. Установки для озонирования воды. Стройиздат, 1968.
- Кульский Л. А. Теоретическое обоснование технологии очистки воды. «Наукова думка», Киев, 1968.
- Кульский Л. А. Основы физико-химических методов обработки воды. Изд. МХХ РСФСР, 1962.
- Кургаев Е. Ф. Основы теории и расчета осветлителей. Госстройиздат, 1962.
- Маркизов В. И. Хлорирование воды и сточной жидкости. Изд. МХХ РСФСР, 1953.
- Минц Д. М. Теоретические основы технологии очистки воды. Стройиздат, 1964.
- Минц Д. М., Шуберт С. А. Фильтры АКХ и расчеты промывки скорых фильтров. Изд. МХХ РСФСР, 1951.
- Мозжухин П. В., Сергеев М. П. Специальные установки по хлорированию и дехлорированию воды большими дозами. Изд. МХХ РСФСР, 1943.
- Никифоров Г. Н. Сверхскоростные фильтры большой производительности с автоматическим управлением. В сб.: «Научные труды Ленинградского инженерно-строительного института», вып. 9. Изд. ЛИСИ, 1950.
- Пискунов П. И. Горизонтальные водопроводные отстойники. Госстройиздат, 1953.
- Соколов В. Ф. Обеззараживание воды бактерицидными лучами. Изд. МХХ РСФСР, 1954.
- Справочник проектировщика. Водоснабжение населенных мест и промышленных предприятий. Под общей ред. инж. И. А. Назарова. Стройиздат, 1967.
- Строительные нормы и правила. «Водоснабжение. Нормы проектирования» СНиП II-Г.3-62. Госстройиздат, 1963.
- Турчинович В. Т. Улучшение качества воды. Стройиздат, 1940.
- Шкроб М. С., Прохоров Ф. Г. Водоподготовка и водный режим паротурбинных электростанций. Госэнергоиздат, 1961.

ОГЛАВЛЕНИЕ

	Стр.
Предисловие	3

Глава I

Требования, предъявляемые к качеству питьевой и технической воды, и ее анализы

§	1. Требования, предъявляемые к качеству питьевой воды	7
§	2. Требования, предъявляемые к качеству технической воды	13
§	3. Требования, предъявляемые к качеству воды для производственных нужд строительства	17
§	4. Анализ воды	19

Глава II

Определение состава сооружений для очистки воды и расчеты, связанные с их компоновкой

§	5. Состав очистных сооружений	21
§	6. Составление высотной схемы	23
§	7. Подбор скоростей движения воды в трубах и каналах сооружений очистной станции	25
§	8. Определение производительности очистной станции	27
§	9. Основные положения компоновки станций	28

Глава III

Расчет устройств для приготовления и дозирования раствора реагентов

§	10. Общие сведения о реагентах	32
§	11. Применение полиакриламида для интенсификации процессов освет- ления и обесцвечивания воды	38
§	12. Установка для растворения коагулянта сжатым воздухом	43
§	13. Приготовление известкового молока	50
§	14. Склады реагентов	52
§	15. Сооружения для мокрого хранения реагентов	53
§	16. Дозирование растворов реагентов	60

Глава IV

Расчет смесителей и камер хлопьеобразования

§	17. Смесители	67
§	18. Камеры хлопьеобразования	74

Глава V

Расчет отстойников

§ 19. Краткие сведения о теоретических основах осаждения взвеси	89
§ 20. Отстойники	91

Глава VI

Расчет осветлителей со взвешенным осадком

§ 21. Общие данные об осветлителях со взвешенным осадком	104
§ 22. Расчет коридорного осветлителя с вертикальным осадкоуплотнителем	107
§ 23. Расчет осветлителя с коническим днищем и с поддонным осадкоуплотнителем (системы ВНИИ ВОДГЕО)	116

Глава VII

Расчет скорых фильтров

§ 24. Краткие сведения о фильтрах	124
§ 25. Основные теоретические положения процесса фильтрования	132
§ 26. Скорые безнапорные фильтры с кварцевой и двухслойной загрузкой	136
§ 27. Устройства для верхней промывки фильтров	150
§ 28. Использование воды от промывки фильтров	158
§ 29. Песковое хозяйство	161
§ 30. Скорые двухпоточные фильтры (фильтры АКХ)	162
§ 31. Контактные осветлители	172
§ 32. Напорные фильтры	177
§ 33. Сверхскоростные фильтры системы Г. Н. Никифорова	182

Глава VIII

Расчет установок для обеззараживания воды

§ 34. Основные данные о химизме и методах обеззараживания воды хлором	187
§ 35. Расчет хлораторной установки для дозирования жидкого хлора	196
§ 36. Расчет установки для перелива и розлива жидкого хлора	199
§ 37. Обеззараживание воды бактерицидными лучами	204
§ 38. Расчет установок для обеззараживания воды бактерицидным излучением	210
§ 39. Озонирование воды	213
§ 40. Расчет озонирующей установки	219

Глава IX

Расчет сооружений для умягчения воды

§ 41. Общие сведения об умягчении воды	227
§ 42. Расчет установки для реагентного умягчения воды	233
§ 43. Расчет установки для реагентного умягчения воды с вихревыми реакторами	240
§ 44. Расчет установок для Na-катионирования воды	242
§ 45. Расчет установки для H—Na-катионирования воды	251

Глава X

Расчет установок для обессоливания и опреснения воды

§ 46. Основные способы удаления солей из воды	259
§ 47. Выбор способа опреснения и обессоливания воды	259
§ 48. Расчет ионитовой установки	260

§ 49. Расчет регенерационного хозяйства ионитовой установки	270
§ 50. Опреснение воды на электродиализной установке	272
§ 51. Расчет электродиализной опреснительной установки	274
§ 52. Опреснение воды гиперфильтрацией	280
§ 53. Обессоливание воды с изменением ее агрегатного состояния	280

Глава XI

Расчет установок для удаления из воды свободной углекислоты

§ 54. Определение содержания в воде свободной углекислоты	282
§ 55. Способы удаления из воды свободной углекислоты	282

Глава XII

Расчет установок для обезжелезивания воды

§ 56. Основные сведения об обезжелезивании воды	285
§ 57. Расчет установки для обезжелезивания воды аэрацией	286
§ 58. Расчет установки для реагентного обезжелезивания воды	289

Глава XIII

Расчет обесфторивающих и фтораторных установок

§ 59. Очистка воды от фтора	291
§ 60. Фторирование воды	294
Литература	300

Учебное пособие

Кожин Валериан Федорович

Очистка питьевой и технической воды

Примеры и расчеты

Внешнее оформление *Уткин А. В.*
Технический редактор *Мочалина З. С.*
Корректоры *Стигнеева О. В., Рожкова Л. С.*

Подписано в печать 21.07.2008 г. Формат 60х90 $\frac{1}{16}$.
Бумага офсетная. Гарнитура «Таймс». Печать офсетная.

Усл. печ. л. 19. Уч.-изд. л. 21,3.
Тираж 2000 экз. Заказ № 0816940.

ООО «БАСТЕТ», 115477, Москва, ул. Кантемировская, д. 53, корп. 1
E-mail: infobast@yandex.ru



Отпечатано в полном соответствии с качеством
предоставленного электронного оригинал-макета
в ОАО «Ярославский полиграфкомбинат»
150049, Ярославль, ул. Свободы, 97