В.А. Клячко, И.Э. Апельцин

ОЧИСТКА ПРИРОДНЫХ ВОД

Н 028
К 52

В. А. КЛЯЧКО, И. Э. АПЕЛЬЦИН

ОЧИСТКА ПРИРОДНЫХ ВОД

10471-3

БИБЛИОТЕКА
Тюменского
Инженерно-строительного
института

ИЗДАТЕЛЬСТВО ЛИТЕРАТУРЫ ПО СТРОИТЕЛЬСТВУ
Москва—1971

УДК 628.16

В книге описаны методы очистки природных вод при их использовании в промышленном и городском водоснабжении. Рассмотрены также методы обработки воды для борьбы с коррозией и зарастанием труб и аппаратуры систем водоснабжения.

Приведены теоретические основы технологических процессов очистки воды и методы расчета очистных сооружений; дано описание отечественных и зарубежных конструкций сооружений и аппаратов водоподготовительных установок.

Книга предназначена для широкого круга специалистов научно-исследовательских, проектных и производственных организаций, работающих в области водоснабжения.

Таблиц 71, иллюстраций 301, библиография 337 названий.

3—2—10
224—71

ПРЕДИСЛОВИЕ

Развитие промышленности СССР и быстрый рост населенных мест и их благоустройства потребовали усовершенствования водоснабжения. Технология современных производств и городское хозяйство предъявляют высокие и разнообразные требования к качеству используемой воды. Рост водопотребления и размещение промышленности и населенных мест практически во всех районах нашей страны требуют использования различных источников водоснабжения, качество воды в которых заставляет прибегать к весьма разнообразным методам ее очистки и строительству сложных водоподготовительных сооружений.

За последние годы в СССР и за рубежом разработаны новые методы обработки воды, внесены существенные усовершенствования в ранее применявшиеся методы, созданы новые типы водоподготовительной аппаратуры.

В настоящей книге авторы попытались обобщить результаты научно-исследовательских работ по прогрессивной технологии очистки воды и дать сведения о практическом применении современных методов в проектировании и эксплуатации водоподготовительных установок.

В связи с ограниченным объемом книги авторы были вынуждены кратко изложить теоретические основы процессов очистки воды.

Методы подготовки воды для теплоэнергетических установок специально в данной книге не рассматриваются, поскольку этим вопросам посвящена обширная литература.

Опреснение воды также не включено в данную книгу, так как Стройиздатом в 1968 г. выпущена книга авторов, специально посвященная этому весьма важному вопросу (Апельцин И. Э., Клячко В. А. Опреснение воды. Стройиздат, 1968).

Изложению основного материала о методах очистки воды предпослана глава, посвященная свойствам воды и компонентам природных вод.

Краткие сведения о строительных конструкциях водоподготовительных сооружений и автоматизации их работы приводятся по ходу изложения отдельных глав в минимальном объеме, рассчитанном на специалистов — технологов по водоподготовке. Более подробные сведения по этим вопросам читатели могут по-

черпнуть в специальной литературе, указанной в конце каждой главы.

Главы I, III, IV, XI, XVI, XVIII, XIX, XXI и часть главы XVII написаны И. Э. Апельциным, главы II, V—X, XII—XV, XVII и XX — В. А. Клячко.

Авторы выражают благодарность канд. техн. наук доц. Г. П. Николадзе за ценные указания при рецензировании книги и коллективу лаборатории улучшения качества воды ВНИИ ВОДГЕО за большую помощь и ценные советы при работе над рукописью книги.

Все замечания по книге будут приняты авторами с благодарностью и учтены в дальнейшей работе. Замечания просьба направлять по адресу: Москва, К-31, Кузнецкий мост, 9, Стройиздат.

ГЛАВА I

ПОКАЗАТЕЛИ КАЧЕСТВА ПРИРОДНЫХ ВОД

1. ОЦЕНКА КАЧЕСТВА ПРИРОДНЫХ ВОД

1. Используемые для водоснабжения природные воды могут содержать растворенные, коллоидные и грубодисперсные вещества, а также бактерии, растительные и животные организмы.

Выбор метода водоподготовки производится на основе изучения показателей качества воды водоисточника, полученных в результате проведения физико-химических, санитарно-бактериологических и технологических анализов. Одновременно учитываются требования к качеству воды, которые предъявляются ее потребителями.

Принято подразделять показатели качества воды на физические, химические и санитарно-бактериологические.

1. К физическим показателям относятся температура воды, содержание в ней взвешенных веществ, цветность, запахи и привкусы.

2. Химический состав воды обычно характеризуют следующими показателями: ионный состав, жесткость, щелочность, окисляемость, активная концентрация водородных ионов (pH), сухой и прокаленный остаток, общее солесодержание (сумма катионов и анионов), растворенный кислород, свободная углекислота, сероводород, активный хлор (при хлорировании воды).

В связи с возможным загрязнением водоисточника производственными и бытовыми сточными водами может понадобиться определение ряда специфических вредных веществ, обычно не содержащихся в природных водах (например, меди, свинца, цинка, ртути, мышьяка, фенолов, нефтепродуктов, масел, радиоактивных веществ).

Для получения достоверных сведений о составе воды важно правильно производить отбор проб, их хранение и транспортирование. Правила отбора проб регламентированы ГОСТ 4979—49 [7] и ГОСТ 5215—50 [8]. Рекомендуемый нормативными документами порядок отбора проб воды для химических и бактериологических анализов вкратце сводится к следующему [3].

Из открытых водоемов пробы воды следует отбирать именно в том месте и с той глубины, на которых предполагается устраи-

вать водоприемные сооружения. Пробы нужно отбирать в весеннее половодье, летом при низком горизонте воды, в период осенних дождей и в середине зимы — в каждый сезон не менее трех проб. Из озер и больших водохранилищ дополнительно следует отбирать пробы после длительного волнения, а из устьев рек, впадающих в моря, — также во время нагона воды с моря.

Из артезианских скважин пробы воды следует отбирать после непрерывной откачки не менее 12 *ч*, при этом расход откачиваемой воды должен быть не менее 30% предполагаемого эксплуатационного дебита скважины.

Из безнапорных подземных источников (скважин, шахтных колодцев) рекомендуется отбирать не менее девяти проб — по три пробы весной, летом и зимой. Из напорных артезианских скважин, получающих воду из хорошо защищенного от загрязнения водоносного горизонта, достаточно сделать анализы двух проб, взятых в любое время года, одна после другой не менее чем через 24 *ч*.

Если требуется определить качество подземной воды при отсутствии подготовленных к откачке скважин, то для ориентировочной оценки можно отбирать пробы воды из ближайших скважин, питающихся из того же водоносного горизонта, на котором предполагается базировать подземный водозабор.

Каждую пробу отправляют в лабораторию на анализ в сопровождении подробных указаний о месте отбора пробы, температуре воды в источнике, дате и часе отбора, внешнем виде воды во время отбора (мутности, окраске) и запахе. Кроме того, необходимо указать метеорологические условия во время отбора пробы и в предыдущие 10 дней (температура воздуха, осадки).

Для полного анализа воды следует отбирать пробу объемом не менее 5 *л*.

Содержание в воде углекислоты, закисного и окисного железа, а также величину pH желательно определять на месте у водоисточников, сразу после отбора пробы. Если при отборе пробы обнаружен запах сероводорода, то его концентрацию лучше определить, зафиксировав пробу на месте у водоисточника.

Остальные определения можно проводить после доставки проб в лабораторию, желательно в день отбора пробы. Если это невозможно, то пробы рекомендуется хранить в холодильнике, но не более 72 *ч* для незагрязненной и не более 48 *ч* для загрязненной воды.

Порядок и места отбора проб воды при осуществлении контроля за работой сооружений и аппаратов водоподготовительных установок предусматриваются эксплуатационными инструкциями.

2. ВЗВЕШЕННЫЕ ВЕЩЕСТВА

Содержание в воде взвешенных веществ определяют весовым методом по приращению веса бумажного или мембранного филь-

тра, через которые фильтруют определенный объем исследуемой воды. Вес фильтра до и после фильтрования с задержанным осадком определяют после высушивания до постоянного веса при температуре 105° С. При небольшом содержании в воде взвешенных веществ предпочтительно производить определение с помощью мембранных фильтров.

В связи с тем что весовое определение содержания в воде взвешенных веществ является длительным и трудоемким, пользуются также косвенными методами определения прозрачности воды по шрифту и по кресту [6], а также с помощью фотоэлектрических колориметров или нефелометров. На водоочистных станциях применяются также автоматически действующие регистрирующие мутномеры различных конструкций.

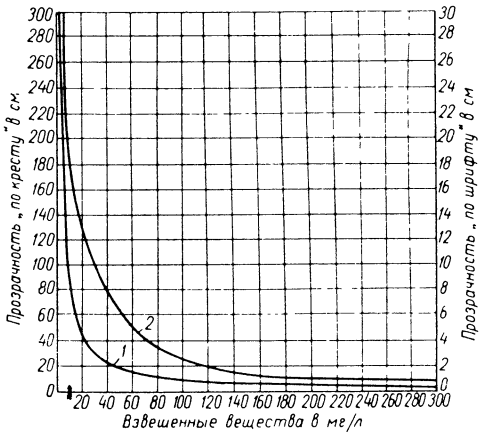


Рис. I.1. График зависимости прозрачности воды по кресту *1* и по шрифту *2* от содержания взвешенных веществ

Между весовым содержанием в воде взвешенных веществ и прозрачностью по шрифту или по кресту нет однозначной зависимости. Прозрачность воды зависит не только от количества содержащихся в ней взвешенных веществ, но также от крупности, формы и цвета частиц взвеси. Для упрощения эксплуатационного контроля на каждой водоочистной станции рекомендуется путем параллельного определения прозрачности воды и весового содержания в ней взвешенных веществ построить график их связи. Пользование таким графиком облегчает контроль за очисткой воды, поскольку допустимое содержание взвешенных веществ в воде как хозяйственно-питьевого, так и технического назначения обычно нормируют в весовых единицах. Пример такого графика для одной из рек средней полосы европейской части СССР представлен на рис. I.1.

Содержащиеся в природных водах взвешенные вещества имеют различную степень дисперсности. В технологии очистки воды степень дисперсности взвешенных частиц принято характеризовать так называемой гидравлической крупностью, т. е. скоростью осаждения частиц взвеси в неподвижной воде, имеющей температуру 10° С.

В табл. I.1 приведена примерная классификация взвешенных веществ по гидравлической крупности.

Таблица I.1

Гидравлическая крупность взвешенных веществ природных вод

Взвесь	Гидравлическая крупность в *мм/сек*	Приблизительный размер частиц взвеси в *мм*
Песок:		
крупный	100	1
средний	50	0,5
мелкий	7	0,1
Ил	1,7—0,5	0,05—0,027
Мелкий ил	0,07—0,017	0,01—0,005
Глина	0,005	0,0027
Тонкая глина	0,0007—0,00017	0,001—0,0005
Коллоидные частицы	0,00007	0,0001—0,000001

Предельно допустимое содержание взвешенных веществ в воде, подаваемой хозяйственно-питьевыми водопроводами, нормировано ГОСТ 2874~~73~~54 [4]. Согласно этому ГОСТу содержание взвешенных веществ в питьевой воде должно быть не более ~~3~~ *мг/л*. 1,5 *мг/л*.

В последнее время в санитарно-технической литературе наблюдается тенденция к снижению предельно допустимой концентрации взвешенных веществ, так как считается, что это повышает санитарную безопасность воды в отношении вирусных инфекций.

Ряд производств химической, нефтяной, текстильной, бумажной, радиотехнической и других видов промышленности предъявляет к воде такие же или даже более высокие требования, чем при водоснабжении населенных мест. Эти требования обычно определяются специалистами-технологами различных производств.

3. ИОННЫЙ СОСТАВ ПРИРОДНЫХ ВОД

В большинстве случаев общее солесодержание природных вод количественно определяется катионами Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^{+}, K^{+} и анионами HCO_3^-, SO_4^{2-} и Cl^-. Остальные ионы содержатся в незначительных количествах, хотя иногда существенно влияют на свойства воды.

Вода как электролит электрически нейтральна, т. е. сумма содержащихся в воде катионов, выраженная в *мг-экв/л*, равняется сумме анионов. Этим пользуются для вычисления содержания в воде суммы катионов Na^+ и K^+ по формуле

$$(Na^+ + K^+) = (HCO_3^- + SO_4^{2-} + Cl^-) - (Ca^{2+} + Mg^{2+}).$$

Как известно, в природных водах в растворе содержатся ионы, а не молекулы солей. Тем не менее в некоторых случаях представляет интерес определение гипотетического состава со-

лей, который помогает выявить некоторые свойства воды, имеющие значение в процессах водоподготовки. В основу определения гипотетического состава солей могут быть положены различные принципы. Для процессов очистки воды целесообразно получить состав солей, последовательно образующих малорастворимые соединения при повышении величины pH воды, поскольку этот прием используют при многих процессах водоподготовки, напри-

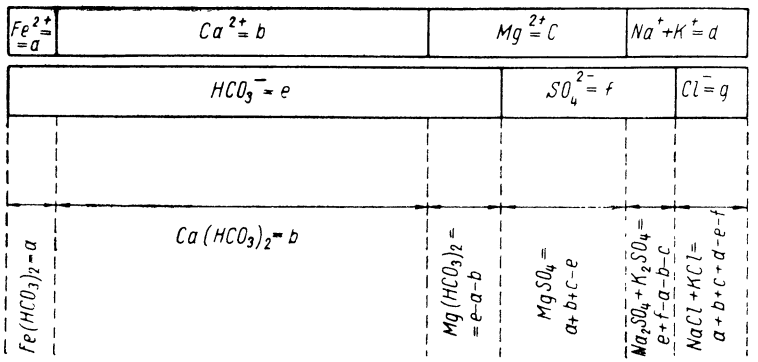


Рис. I.2. Диаграмма гипотетического состава солей в воде (концентрации ионов даны в *мг-экв/л*)

мер при обезжелезивании аэрацией или известкованием, умягчении известью или известью и содой и т. п.

Построение диаграммы гипотетического состава солей заключается в том, что на двух параллельных шкалах в масштабе откладывают концентрации катионов и анионов, выраженные в *мг-экв/л*, в последовательности, показанной на рис. I.2. При этом имеется в виду, что при величине $pH=5\div6$ происходит выделение осадка $Fe(OH)_3$ (нерастворимая гидроокись железа начинает образовываться при величине $pH>3$), при величине $pH\approx8{,}5$ осаждается гидрат закиси железа, при величине $pH=8{,}5\div9$ — карбонат кальция, а при величине $pH>10\div10{,}3$ — гидроокись магния.

На диаграмме катионы расположены слева направо в порядке возрастания основных свойств, а анионы — в порядке возрастания кислотных свойств. По сочетаниям на диаграмме катионов и анионов определяют гипотетический состав солей. Методика расчета концентраций солей ясна из рис. I.2.

Общее содержание растворенных в воде веществ нередко приближенно характеризуют величинами сухого и прокаленного остатка.

Сухой остаток определяют в лаборатории путем выпаривания определенного объема предварительно профильтрованной через бумажный фильтр воды (для отделения взвешенных веществ) и

последующего высушивания остатка при температуре 105—120° С до постоянного веса. Сухой остаток должен выражать содержание растворенных в воде нелетучих при указанной температуре веществ.

Однако сухой остаток не всегда с достаточной точностью характеризует их содержание, поскольку на его величину влияет способность некоторых соединений не полностью отдавать влагу и кристаллизационную воду при температуре 105—120° С. При этой температуре некоторые органические вещества начинают окисляться, вследствие чего происходит изменение их веса.

Прокаленный остаток определяют путем прокаливания сухого остатка при температуре 800° С. При этом происходит сначала обугливание, а потом сгорание углерода органических веществ, улетучивается оставшаяся в сухом остатке влага, частично улетучиваются хлориды, частично разлагаются карбонаты и удаляется CO_2. Поэтому величина прокаленного остатка лишь приближенно характеризует содержание в воде растворенных солей.

Согласно ГОСТ 2761—57 [3] установлен предельно допустимый сухой остаток в воде источников централизованного водоснабжения 1000 *мг/л*, при этом содержание в воде сульфатных ионов не должно превышать 500 *мг/л* и хлоридных — 350 *мг/л*.

При отсутствии в данном районе источника водоснабжения, отвечающего этим требованиям, должно производиться опреснение воды. В исключительных случаях с разрешения органов Государственного санитарного надзора допускается использование воды с большим сухим остатком. Для ряда технологических процессов — производства пластмасс, кинопленки, радиотехнических изделий, искусственных волокон и др. — требуется более глубокое обессоливание воды.

В пресных водах из катионов обычно преобладает кальций, но по мере возрастания общего солесодержания воды обычно увеличивается доля натрия. Концентрация катионов магния в поверхностных водах обычно бывает значительно меньше, чем кальция, но при увеличении солесодержания воды относительное содержание магния по сравнению с кальцием возрастает. Соленые воды обычно характеризуются преимущественным содержанием катионов натрия.

Сульфатные ионы содержатся в подавляющей части природных вод. В водах с небольшим солесодержанием обычно концентрация ионов SO_4^{2-} бывает больше, чем ионов Cl^-, но в солоноватых подземных водах и соленых водах озер и морей превалируют чаще всего хлоридные ионы. Исключением являются подземные воды, контактирующие с гипсосодержащими породами. На содержание SO_4^{2-} в природных водах влияет концентрация в воде катионов Ca^{2+} вследствие образования малорастворимого сульфата кальция, который способен в зависимости от температуры воды образовывать осадки в виде трех модификаций: при

температуре до 60° С образуется преимущественно осадок двуводного $CaSO_4 \cdot 2H_2O$, в интервале температур 60—100° С — полуводный $2CaSO_4 \cdot H_2O$ и при температуре более 100° С — безводный $CaSO_4$ (ангидрит).

Хлоридные ионы представляют собой обычный компонент природных вод, причем их содержание колеблется в весьма широких пределах. В водах рек и пресных озер, особенно северных, концентрации Cl^- бывают весьма малыми. В водах морей и соленых озер хлоридные ионы являются основным компонентом растворенных солей.

Вследствие их большой растворимости хлористые соли могут присутствовать в воде в больших концентрациях; так, растворимость при температуре 20° С хлористого натрия и хлористого калия составляет около 26%, хлористого кальция — более 42%, хлористого магния — 35%.

При исследовании процессов водоподготовки следует учитывать влияние больших концентраций хлоридов на повышение растворимости малорастворимых соединений (например, карбоната и сульфата кальция, гидроокисей магния, алюминия и железа) вследствие увеличения ионной силы растворов и соответственного уменьшения коэффициентов активности ионов.

Содержание в природных водах **ионов аммония** NH_4^+, **нитритных** NO_2^- **и нитратных** NO_3^- может служить показателем загрязнения воды фекальными стоками, хотя в некоторых случаях может явиться следствием растворения содержащих азот горных пород. Поэтому наличие в воде азотсодержащих соединений нужно рассматривать совместно с общей санитарно-гигиенической обстановкой водозабора и расположенных выше по течению выпусков сточных вод, а также с бактериологическими анализами воды.

Наличие в воде аммонийных соединений и нитритов может указывать на недавнее загрязнение водоема. С течением времени происходит их окисление до нитратов, поэтому, обнаружив их в воде, можно предположить, что ранее имело место загрязнение ее бытовыми стоками.

Фтор в повышенных концентрациях встречается преимущественно в подземных водах тех районов, водоносные горизонты которых представлены породами, содержащими фтор.

В южной части УССР в водах отдельных скважин содержание фтора доходит до 6 *мг/л*; в Молдавии — до 12 *мг/л*; в водах среднего карбона Московской, Рязанской и Калининской областей встречается содержание фтора до 6 *мг/л*; воды аллювиальных отложений Казахстана содержат в отдельных случаях до 5 *мг/л* фтора; в подмерзлотных водах Якутии содержание фтора достигает 4 *мг/л*. В водах рек фтор встречается в небольших концентрациях. По данным С. Н. Черкинского [11], из исследованных 150 рек СССР (в том числе Волга, Кама, Дон, Тобол,

Урал, Обь, Лена, Иртыш, Ангара) в 82% случаев содержание фтора оказалось менее 0,3 *мг/л*, в 14% случаев — 0,3—0,5 *мг/л* и в 3% случаев — 0,5—0,8 *мг/л*.

Хотя фтористый кальций и фтористый магний являются малорастворимыми соединениями, наличие в воде кальция и магния не приводит к осаждению CaF_2 и MgF_2 при тех небольших концентрациях фтора, которые обычно содержатся в природных водах. В связи с этим самоочищения рек от фтора практически не происходит, если наблюдается их загрязнение вследствие спуска фторсодержащих производственных вод или местного питания реки грунтовыми водами, содержащими фтор.

Общепризнанной гигиенистами является оптимальная норма фтора в питьевой воде в пределах 0,7—1 *мг/л*. При превышении этой нормы у людей, пользующихся такой водой, наблюдается флюороз зубов — появляются сначала белые мелоподобные, а затем пигментированные пятна на зубах, прочность зубов уменьшается. В связи с указанным ГОСТ 2874—54 [4] установлено предельно допустимое содержание фтора в питьевой воде 1,5 *мг/л*.

С другой стороны, исследованиями гигиенистов установлено, что при недостаточном содержании фтора в рационе людей, и в первую очередь в питьевой воде, население болеет кариесом зубов. Обеспечение постоянной оптимальной концентрации фтора в питьевой воде (0,7—1 *мг/л*) является, по-видимому, наиболее надежным средством обеспечения в рационе населения необходимых доз фтора.

В связи с указанным на многих водопроводах СССР, Европы и Америки предусматриваются меры по поддержанию в питьевой воде оптимальных концентраций фтора. При недостатке в воде фтора предусматривается фторирование воды, т. е. добавление в воду фторсодержащих химических соединений; при избытке в воде фтора по сравнению с предельно допустимой концентрацией производится обесфторивание воды (очистка воды от фтора).

Йод имеется в незначительных количествах в большинстве природных вод. Его физиологическое значение связывают с распространением эндемического зоба, заболевания, возникающего при недостатке йода в рационе людей. Нормальным считается, если питьевая вода и пища вместе дают на каждого жителя 0,05—0,1 *мг* йода ежесуточно. Если в данном районе природные воды содержат недостаточное количество йода, то произрастающие там сельскохозяйственные продукты, как правило, также содержат его мало. Согласно статистическим данным в США в местностях с содержанием йода в питьевой воде 0,00001—0,0001 *мг/л* число случаев заболевания эндемическим зобом составляло 15—30 на 1000 жителей, а в местностях с содержанием йода в питьевой воде 0,0014—0,01 *мг/л* наблюдался только один случай заболевания на 1000 человек.

Йодирование питьевой воды для борьбы с эндемическим зобом пока еще не получило практического применения, отчасти потому, что повышение содержания йода в питьевой воде оказывает неблагоприятное действие на отдельных лиц. Преимущественное распространение в районах с недостатком йода получило снабжение населения йодированной пищевой поваренной солью.

4. ИОННАЯ СИЛА РАСТВОРА И КОЭФФИЦИЕНТЫ АКТИВНОСТИ

При расчетах, связанных с процессами водоподготовки, приходится определять растворимость различных соединений и состояния химических равновесий в водах с различным ионным составом. В этих случаях необходимо учитывать коэффициенты активности ионов, зависящие от ионной силы растворов.

Как известно, все уравнения, записываемые на основе закона действия масс, действительны лишь в том случае, если в них включены активные (активности), а не истинные (общие) концентрации ионов в растворе.

Связь между активной и общей концентрацией определяется уравнением

$$a_i = f_i[C_i], \tag{I.1}$$

где a_i — активность (активная концентрация) иона i в *г-ион/л*;

f_i — коэффициент активности иона i;

$[C_i]$ — общая концентрация иона i в растворе в *г-ион/л*.

Величина коэффициента активности зависит от ионной силы раствора μ, характеризующей степень влияния электростатических сил взаимодействия между ионами.

Ионная сила раствора вычисляется по формуле

$$\mu = 0{,}5\,(C_1 Z_1^2 + C_2 Z_2^2 + \cdots + C_n Z_n^2), \tag{I.2}$$

где $C_1, C_2, \ldots, C_n$ — концентрации отдельных ионов в растворе, выраженные в *г-ион/л*;

$Z_1, Z_2, \ldots, Z_n$ — валентности тех же ионов.

Для пресных вод с общим солесодержанием до 1000 *мг/л* и преимущественным содержанием катионов кальция и магния ионную силу раствора при ориентировочных расчетах можно вычислять по эмпирической формуле

$$\mu = 0{,}000022P, \tag{I.3}$$

где P — общее солесодержание воды в *мг/л*.

Значение P при ориентировочных расчетах можно принимать равным величине сухого остатка воды.

Для определения коэффициентов активности пользуются различными вариантами формулы Дебая — Гюккеля, при этом для малых солесодержаний можно пользоваться упрощенными вариантами этой формулы, а для повышенных солесодержаний

приходится учитывать дополнительные члены этой формулы, которые зависят от среднего радиуса ионов, высаливающего действия содержащихся в растворе соединений и других факторов.

Влияние дополнительных факторов обычно учитывается эмпирическими коэффициентами, рекомендуемыми различными авторами.

В расчетах, связанных с процессами водоподготовки, при ионной силе раствора $\mu < 0{,}01$, что соответствует примерно солесодержанию 500 *мг/л*, можно пользоваться сокращенным вариантом формулы Дебая — Гюккеля

$$\lg f_i = -0{,}5 Z_i^2 \sqrt{\mu}; \qquad (I.4)$$

при бо́льших величинах солесодержания можно пользоваться формулой

$$\lg f_i = -\frac{0{,}5 Z^2 \sqrt{\mu}}{1 + 1{,}5\sqrt{\mu}}. \qquad (I.5)$$

Эта же формула рекомендована, например, для расчетов растворимости сульфата кальция в морских и океанских водах и их концентратах, получающихся в испарительных опреснительных установках [20], при величинах ионных сил растворов до единицы.

Молярные или ионные концентрации принято обозначать химической формулой соединения в квадратных скобках, активные концентрации — в круглых скобках, либо буквой a с индексом иона. Например, ионные концентрации: $[HCO_3^-]$, $[Ca^{2+}]$; активные концентрации: (HCO_3^-), (Ca^{2+}), либо a_{HCO_3}, a_{Ca}.

В практике водоподготовки одним из распространенных технологических приемов является получение малорастворимых соединений, выделяемых в виде осадков.

Если в результате химической реакции между ионами A и B образуется малорастворимое соединение

$$mA + nB \rightleftarrows A_m B_n, \qquad (I.6)$$

то на основании закона действия масс между остающимися в растворе после образования осадка концентрациями A, B и $A_m B_n$ существует зависимость

$$\frac{(A)^m (B)^n}{[A_m B_n]} = \frac{f_A^m [A]^m f_B^n [B]^n}{[A_m B_n]} = K$$

или

$$(A)^m (B)^n = f_A^m [A]^m f_B^n [B]^n = K [A_m B_n] = ПР_{A_m B_n}. \qquad (I.7)$$

Для малорастворимых соединений концентрация в растворе вещества $A_m B_n$ мала и в присутствии осадка этого вещества при данной температуре раствора может считаться величиной

постоянной. Поэтому величину $K[A_mB_n]$ можно заменить константой $ПР_{A_mB_n}$, называемой произведением растворимости соединения A_mB_n. Эта константа является термодинамической и зависит только от температуры раствора.

Зная численное значение произведения растворимости какого-либо соединения (соответствующие данные приводятся в справочниках физико-химических величин), можно определить растворимость этого соединения в воде известного химического состава, для которой могут быть рассчитаны ионная сила раствора и коэффициенты активности ионов.

Если определяется растворимость соединения, состоящего из одного катиона A и одного аниона B (например, AgCl или $CaSO_4$), то растворимость S определяется по формуле

$$S = \frac{1}{f}\sqrt{ПР_{AB}}\ \text{г-моль/л}, \qquad (I.8)$$

где f — коэффициент активности ионов, образующих данное соединение.

В общем случае, при образовании малорастворимого соединения по реакции (I.6), растворимость данного вещества может быть вычислена по формуле

$$S = \left(\frac{ПР_{A_mB_n}}{m^m n^n f_A^m f_B^n}\right)^{\frac{1}{m+n}}. \qquad (I.9)$$

Уравнение диссоциации воды обычно записывают следующим образом:

$$H_2O \rightleftarrows H^+ + OH^-.$$

В соответствии с законом действия масс можно записать:

$$\frac{f_H[H^+]\, f_{OH}[OH^-]}{[H_2O]} = K$$

или

$$f_H[H^+]\, f_{OH}[OH^-] = K[H_2O] = K_w. \qquad (I.10)$$

Константа K_w носит название ионное произведение воды. Численные ее значения приведены в табл. I.2. Там же указаны значения pK_w ($pK_w = -\lg K_w$, где p — символ отрицательного логарифма).

Отрицательный логарифм активной концентрации водородных ионов принято обозначать символом pH, т. е.

$$pH = -\lg f_H[H^+] = -\lg(H^+). \qquad (I.10')$$

В соответствии с уравнением (I.10)

$$\lg(H^+) + \lg(OH^-) = \lg K_w$$

или

$$pH + pOH = p K_w. \qquad (I.11)$$

На основании уравнения (I.11), зная значение pH для данной воды и пользуясь табл. I.2, можно вычислить концентрацию в воде гидроксильных ионов OH^-.

Таблица I.2

Значения ионного произведения воды

Температура в °С	$K_w \cdot 10^{14}$	pK_w	Температура в °С	$K_w \cdot 10^{14}$	pK_w
0	0,11	14,96	60	9,55	13,02
10	0,3	14,53	70	15,8	12,8
20	0,69	14,16	80	25,1	12,6
25	1	14	90	38	12,42
30	1,48	13,83	100	55	12,26
40	2,95	13,53	150	234	11,63
50	5,5	13,26	200	550	11,26

Поскольку кислоты диссоциируют в водных растворах с образованием водородных ионов (например, $HCl \rightleftarrows H^+ + Cl^-$), а щелочи — с образованием гидроксильных ионов (например, $NaOH \rightleftarrows Na^+ + OH^-$), то чем кислее данный раствор, тем больше в нем содержание ионов водорода, тем ниже, следовательно, величина pH этого раствора. Наоборот, чем щелочнее раствор, тем меньше в нем концентрация H-ионов, тем выше величина pH раствора. Величина pH, являясь мерой кислотности (или соответственно щелочности), служит важной характеристикой свойств воды.

Многие потребители воды предъявляют определенные требования к величине pH воды. Для питьевых целей в соответствии с ГОСТ 2874—54 считается пригодной вода со значениями pH = 6,5 ÷ 9,5. Нормируется величина pH воды и для ряда промышленных потребителей, например для производств искусственных волокон, некоторых видов радиотехнических изделий, кордной целлюлозы и некоторых других.

Величина pH служит важнейшим показателем при контроле за процессами реагентного умягчения, обезжелезивания, стабилизационной обработки воды и многих других способов водоподготовки.

5. СОЕДИНЕНИЯ УГОЛЬНОЙ КИСЛОТЫ. ЩЕЛОЧНОСТЬ ВОДЫ

Содержащиеся в природных водах соединения угольной кислоты оказывают существенное влияние на многие процессы водоподготовки.

В природных водах углекислота может быть в форме недиссоциированных молекул H_2CO_3 (обычно в очень малых концен-

трациях), молекулярно растворенного углекислого газа CO_2, бикарбонатных ионов HCO_3^-, а при величине pH>8,4 и в виде карбонатных ионов CO_3^{2-}.

Концентрации в природных водах недиссоциированных молекул угольной кислоты H_2CO_3 составляют обычно лишь доли процента от общего количества свободной углекислоты, под которой понимают сумму $H_2CO_3+CO_2$. Поэтому без заметной погрешности в последующем принимается, что концентрация свободной углекислоты соответствует концентрации CO_2.

Угольная кислота двухосновная и имеет две ступени диссоциации:

$$H_2CO_3 \rightleftarrows H^+ + HCO_3^-; \qquad (I.12)$$

$$HCO_3^- \rightleftarrows H^+ + CO_3^{2-}. \qquad (I.13)$$

Количественные соотношения между отдельными соединениями в растворе определяются уравнениями первой и второй ступени диссоциации угольной кислоты, записанными в соответствии с законом действия масс.

Уравнение первой ступени диссоциации

$$\frac{f_H [H^+] f_{HCO_3} [HCO_3^-]}{[H_2CO_3 + CO_2]} = K_1. \qquad (I.14)$$

В соответствии с указанным выше, без заметной погрешности, уравнение первой ступени диссоциации угольной кислоты может быть записано в следующем виде:

$$\frac{f_H [H^+] f_{HCO_3} [HCO_3^-]}{[CO_2]} = K_1. \qquad (I.15)$$

Уравнение второй ступени диссоциации угольной кислоты

$$\frac{f_H [H^+] f_{CO_3} [CO_3^{2-}]}{f_{HCO_3} [HCO_3^-]} = K_2. \qquad (I.16)$$

Численные значения констант первой и второй ступени диссоциации угольной кислоты приведены в табл. I.3.

Из уравнений диссоциации угольной кислоты (I.15) и (I.16) следует, что соотношения между ее соединениями в растворе CO_2, HCO_3^- и CO_3^{2-} при данной температуре зависят от концентрации водородных ионов, т. е. от величины pH. Это соотношение при температуре 25° С и выражении концентраций в *г-моль/л* графически представлено на рис. I.3, из которого следует, что при значениях pH = 3,7 ÷ 4 вся находящаяся в воде угольная кислота представлена только одним соединением CO_2. По мере повышения значений pH доля CO_2 уменьшается при одновременном увеличении доли HCO_3^-. При значениях pH = 8,3 ÷ 8,4 практически вся присутствующая в воде угольная кислота представ-

БИБЛИОТЕКА

Таблица I.3

Значения констант первой и второй ступени диссоциации угольной кислоты

Температура воды в °С	$K_1 \cdot 10^7$	pK_1	$K_2 \cdot 10^{11}$	pK_2
0	2,65	6,579	2,36	10,625
5	3,04	6,517	2,77	10,557
10	3,43	6,464	3,24	10,490
15	3,80	6,419	3,71	10,430
20	4,15	6,381	4,20	10,377
25	4,45	6,352	4,69	10,329
30	4,71	6,327	5,13	10,290
40	5,06	6,298	6,03	10,220
50	5,16	6,287	6,73	10,172
60	5,02	6,299	7,20	10,143
70	4,69	6,329	7,52	10,124
80	4,21	6,376	7,55	10,122

Примечание. Значения констант K_1 и K_2 для температур до 50° С приведены по экспериментальным данным, а для температур 50—80° С экстраполированы [15 и 16].

лена бикарбонатными ионами (более 98%), а на долю $CO_2 + CO_3^{2-}$ приходится менее 2%. При дальнейшем повышении значений pH воды (более 8,3—8,4) свободной углекислоты в воде уже нет, возрастает доля карбонатных ионов CO_3^{2-} при одновре-

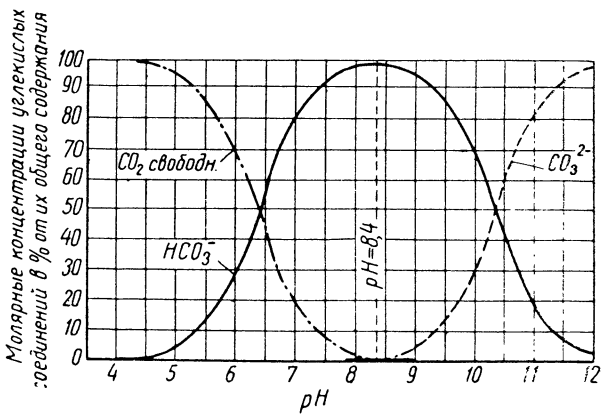


Рис. I.3. График соотношений CO_2, HCO_3^- и CO_3^{2-} в зависимости от pH воды

менном уменьшении доли HCO_3^-. Наконец, при величине $pH \approx 12$ вся углекислота представлена только одним соединением CO_3^{2-}.

В водных растворах углекислых соединений существует динамическое равновесие между различными формами угольной кислоты:

$$2HCO_3^- \rightleftarrows CO_3^{2-} + CO_2 + H_2O. \qquad (I.17)$$

Из этого уравнения следует, что для поддержания в растворе определенной концентрации бикарбонатных ионов требуется, чтобы в растворе находилось соответствующее этой концентрации количество свободной углекислоты. Та свободная углекислота, которая необходима для поддержания в растворе бикарбонатов, называется равновесной углекислотой.

Если количество находящейся в растворе углекислоты превышает равновесную концентрацию, то избыток CO_2 способен вступать в реакцию с твердым карбонатом кальция и вызывает его растворение:

$$CaCO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow Ca(HCO_3)_2. \qquad (I.18)$$

Воду, содержащую свободную углекислоту в концентрации, превышающей равновесную, называют *агрессивной.*

Наоборот, при недостатке CO_2 по сравнению с равновесной концентрацией возникает тенденция к распаду части бикарбонатных ионов, т. е. к сдвигу равновесия, описываемого уравнением (I.17), вправо с образованием дополнительного количества CO_2, а одновременно и CO_3^{2-}. Увеличение концентрации карбонатных ионов приводит к тому, что они будут реагировать с обычно находящимися в природных водах ионами кальция, образуя карбонат кальция ($Ca^{2+} + CO_3^{2-} \rightarrow \underline{CaCO_3}$), который вследствие малой его растворимости будет выделяться из раствора.

Однако возможны условия, при которых содержание в воде свободной углекислоты совпадает с равновесной концентрацией. Такая вода называется *стабильной,* она не растворяет и не выделяет из раствора карбонат кальция.

Формула для определения концентрации равновесной углекислоты может быть выведена путем совместного решения уравнений (I.15) и (I.16) с уравнением, записанным на основе закона действия масс по (I.17):

$$\frac{f^2_{HCO_3}\left[HCO_3^-\right]^2}{f_{CO_3}\left[CO_3^{2-}\right]\left[CO_2\right]} = K_a, \qquad (I.19)$$

где K_a — константа равновесия.

Разделив почленно уравнение (I.15) на уравнение (I.16), получим:

$$\frac{f^2_{HCO_3}\left[HCO_3^-\right]^2}{f_{CO_3}\left[CO_3^{2-}\right]\left[CO_2\right]} = \frac{K_1}{K_2}. \qquad (I.20)$$

Сравнение уравнений (I.19) и (I.20), левые части которых равны, вскрывает значение константы равновесия K_a, которая оказывается равной:

$$K_a = \frac{K_1}{K_2}. \qquad (I.21)$$

Поскольку рассматривается равновесное состояние карбонатных соединений, концентрации Ca^{2+} и CO_3^{2-} должны отвечать произведению растворимости $CaCO_3$. Поэтому значение $f_{CO_3}[CO_3^{2-}]$ в уравнении (I.20) можно заменить следующей величиной, полученной из уравнения произведения растворимости $CaCO_3$:

$$f_{Ca}[Ca^{2+}] f_{CO_3}[CO_3^{2-}] = ПР_{CaCO_3};$$

$$f_{CO_3}[CO_3^{2-}] = \frac{ПР_{CaCO_3}}{f_{Ca}[Ca^{2+}]};$$

$$\frac{f^2_{HCO_3}[HCO_3^-]^2}{\frac{ПР_{CaCO_3}}{f_{Ca}[Ca^{2+}]}[CO_2]} = \frac{K_1}{K_2}.$$

Решив это уравнение относительно $[CO_2]$, получим формулу для определения концентрации равновесной углекислоты:

$$[CO_2]_p = \frac{K_2}{K_1 ПР_{CaCO_3}} f^2_{HCO_3} f_{Ca} [HCO_3^-]^2 [Ca^{2+}]. \qquad (I.22)$$

Логарифмируя уравнение (I.22) и подставляя значения коэффициентов активности в соответствии с формулой (I.4), получим

$$\lg [CO_2]_p = pK_1 - pK_2 + pПР_{CaCO_3} +$$
$$+ 2\lg [HCO_3^-] + \lg [Ca^{2+}] - 3\sqrt{\mu}. \qquad (I.23)$$

Формулой (I.23) удобно пользоваться преобразовав ее таким образом, чтобы концентрации CO_2 и Ca^{2+} были выражены в *мг/л*, а HCO_3^- (щелочность) — в *мг-экв/л*:

$$\lg (CO_2)_p = pK_1 - pK_2 + pПР_{CaCO_3} +$$
$$+ 2\lg (HCO_3^-) + \lg (Ca^{2+}) - 3\sqrt{\mu} - 5{,}96. \qquad (I.24)$$

Необходимые для расчетов по формуле (I.24) значения произведения растворимости карбоната кальция приведены в табл. I.4.

Формула (I.24) показывает, что концентрация равновесной углекислоты зависит: а) от температуры воды, поскольку величина каждой из констант K_1, K_2 и $ПР_{CaCO_3}$ зависит от температуры; б) от концентрации в воде ионов HCO_3^-, которая для при-

Таблица I.4

Значения произведения растворимости $CaCO_3$ [14]

Температура воды в °С	0	10	20	30	40	50	60	70	80
$ПР_{CaCO_3} \cdot 10^9$	9,51	7,05	5,22	3,93	3,03	2,37	1,83	1,35	1,002
$pПР_{CaCO_3}$	8,022	8,152	8,282	8,406	8,518	8,625	8,738	8,870	8,992

родных вод с величиной pH<8,4 может быть принята равной общей щелочности воды; в) от содержания в воде Ca^{2+}; г) от общего солесодержания воды, так как от него зависит величина ионной силы раствора μ.

Из уравнения первой ступени диссоциации угольной кислоты можно вывести формулу для определения общей концентрации в воде свободной углекислоты $(CO_2)_{св}$. Для интервала значений pH=5 ÷ 8,4, отбросив некоторые члены, имеющие второстепенное значение, можно получить следующую формулу:

$$(CO_2)_{св} = \frac{44Щ}{K_1 \cdot 10^{pH + 0{,}5\sqrt{\mu}}} \text{ мг/л}, \qquad (I.25)$$

где $Щ$ — общая щелочность воды, полученная титрованием соляной или серной кислотой в присутствии индикатора метилоранжа, в *мг/экв-л*.

По формуле (I.25) построена номограмма, приведенная на рис. I.4 [1]*.

Определение содержания в воде свободной углекислоты по этой номограмме производится в следующей последовательности.

1. Соединяют линейкой на шкалах *1* и *3* пометки, соответствующие заданным значениям температуры и солесодержания; в точке пересечения с немой шкалой *2* делают отметку.

2. Соединяют эту точку с пометкой на шкале *4*, соответствующей заданному значению щелочности, и в точке пересечения со шкалой *3*, которая в этом случае используется в качестве немой, делают вновь отметку.

3. Эту отметку на шкале *3* соединяют с пометкой, соответствующей величине pH на шкале *5*, и на пересечении прямой со шкалой *6* получают ответ — искомую концентрацию свободной CO_2. Концентрацию равновесной углекислоты в соответствии с формулами (I.22) и (I.24) можно представить в следующем виде:

$$(CO_2)_р = АЩ^2, \qquad (I.26)$$

* Номограммы по формулам (I.25), (I.27), (I.28), (I.36), (I.39)—(I.41) построены М. Е. Соркиным.

где

$$A = \frac{K_2(Ca^{2+})}{K_1 \, ПР_{CaCO_3} \cdot 10^3 \sqrt{\mu} + 5{,}96}. \qquad (I.27)$$

Агрессивная углекислота, как указано выше, характеризуется способностью растворять карбонат кальция по уравнению (I.18), при этом уменьшению содержания в воде свободной

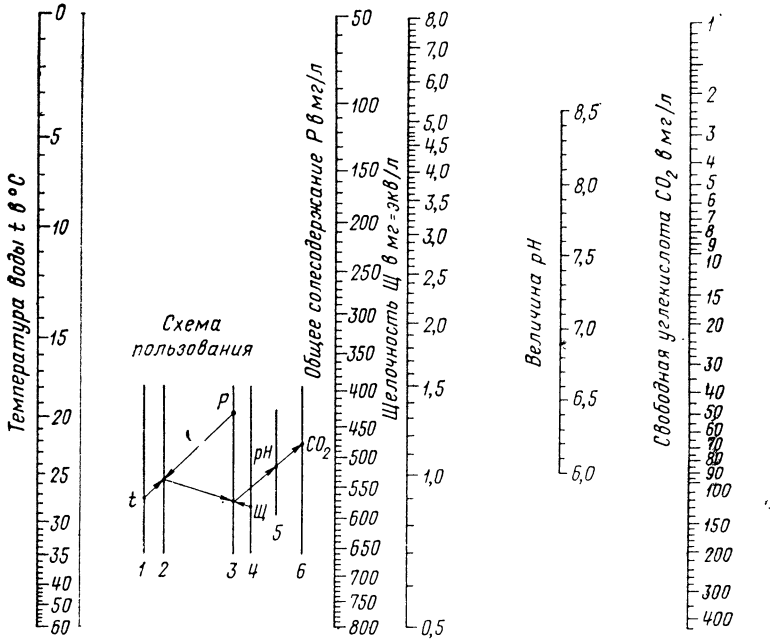


Рис. I.4. Номограмма для определения содержания в воде свободной углекислоты

углекислоты на 22 *мг/л* соответствует увеличение концентрации в растворе HCO_3^- (увеличение щелочности) на 1 *мг-экв/л*. Эта зависимость может быть иллюстрирована графиком, приведенным на рис. I.5. Кривая *ON* отражает зависимость между концентрацией равновесной углекислоты $(CO_2)_р$ и щелочностью воды (концентрацией HCO_3^-). Изменение CO_2 и *Щ*, происходящее при растворении $CaCO_3$ под влиянием агрессивной CO_2, характеризуется прямой *MN*. Очевидно, что точка пересечения прямой *MN* с кривой *ON*, отражающей равновесное состояние, соответствует новому условию равновесия после связывания агрессивной CO_2.

Отрезок на оси ординат между $(CO_2)_o$ и $(CO_2)_p$ показывает содержание в воде агрессивной углекислоты. Некоторая неточность в построении, представленном на рис. I.5, заключается в том, что при построении кривой *ON* принята концентрация Ca^{2+} в воде постоянной, в то время как при растворении $CaCO_3$ наряду со щелочностью изменяется и содержание в воде кальция.

Однако это не вносит большой погрешности в дальнейшие расчеты, так как концентрация кальция изменяется линейно, в то время как щелочность — по квадратичной зависимости.

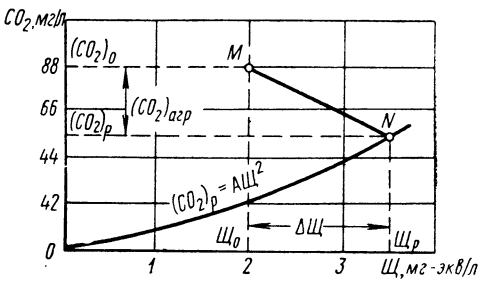


Рис. I.5. График изменения концентрации CO_2 и щелочности воды в процессе реакции $CO_2 + CO_3^{2-} + H_2O \rightarrow 2HCO_3^-$

Совместное решение уравнения прямой *MN*

$$\frac{(CO_2)_o - (CO_2)_p}{e} = Щ_p - Щ_o,$$

где e — эквивалентный вес свободной углекислоты, в реакции (I.18) равный 22 *мг/мг-экв*] с уравнением (I.26) приводит после соответствующих преобразований к следующей формуле для определения концентрации агрессивной углекислоты:

$$(CO_2)_{агр} = \frac{-e^2 + e\sqrt{e^2 + 4A[(CO_2)_o + eЩ_o]}}{2A} - eЩ_o. \qquad (I.28)$$

Для практического пользования формулой (I.28) построены номограммы на рис. I.6 и I.7.

По номограмме, приведенной на рис. I.6, определяется вспомогательная величина A по общему солесодержанию воды, ее температуре и концентрации Ca^{2+}. Для определения величины A нужно соединить прямой заданные значения общего солесодержания на шкале *1* и температуры на шкале *5*. На пересечении с немой шкалой *4* сделать отметку и соединить ее прямой с пометкой шкалы *2*, отвечающей заданному значению Ca^{2+}; на пересечении прямой со шкалой *3* — прочесть искомую величину A.

Затем по номограмме, приведенной на рис. I.7, можно определить концентрации агрессивной и равновесной углекислоты, отвечающие заданному химическому составу воды, для которого известна концентрация свободной углекислоты, заранее определяемая с помощью номограммы (см. рис. I.4).

На поле номограммы, приведенной на рис. I.7, нужно отметить точку с координатами, соответствующими концентрации свободной CO_2 и щелочности исследуемой воды, а затем провести прямую, параллельную наклонным прямым, до пересечения с кривой, соответствующей заранее определенной величине A. Ордината этой точки соответствует концентрации равновесной углекислоты в момент наступления равновесия углекислых со-

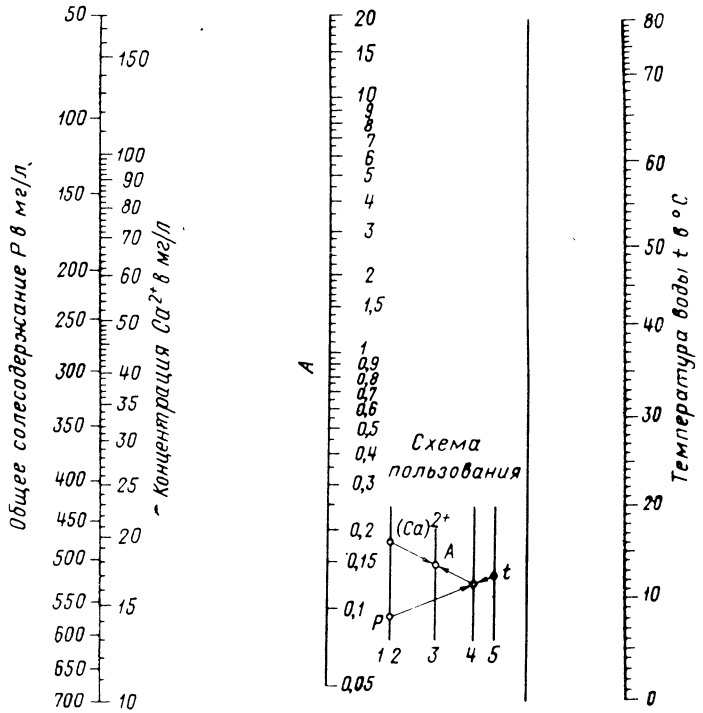


Рис. I.6. Номограмма для определения величины A [по формуле (I.27)]

единений после растворения $CaCO_3$, а разность между содержанием свободной углекислоты в исходной воде и определенной по номограмме концентрацией равновесной углекислоты дает искомое содержание в исследуемой воде агрессивной углекислоты.

Как указано выше, при определении с помощью номограммы (см. рис. I.6 и I.7) концентрация агрессивной углекислоты не учитывается, что в результате растворения $CaCO_3$ наряду с увеличением концентрации в воде HCO_3^- увеличивается также содержание Ca^{2+}. Если требуется получить более точный резуль-

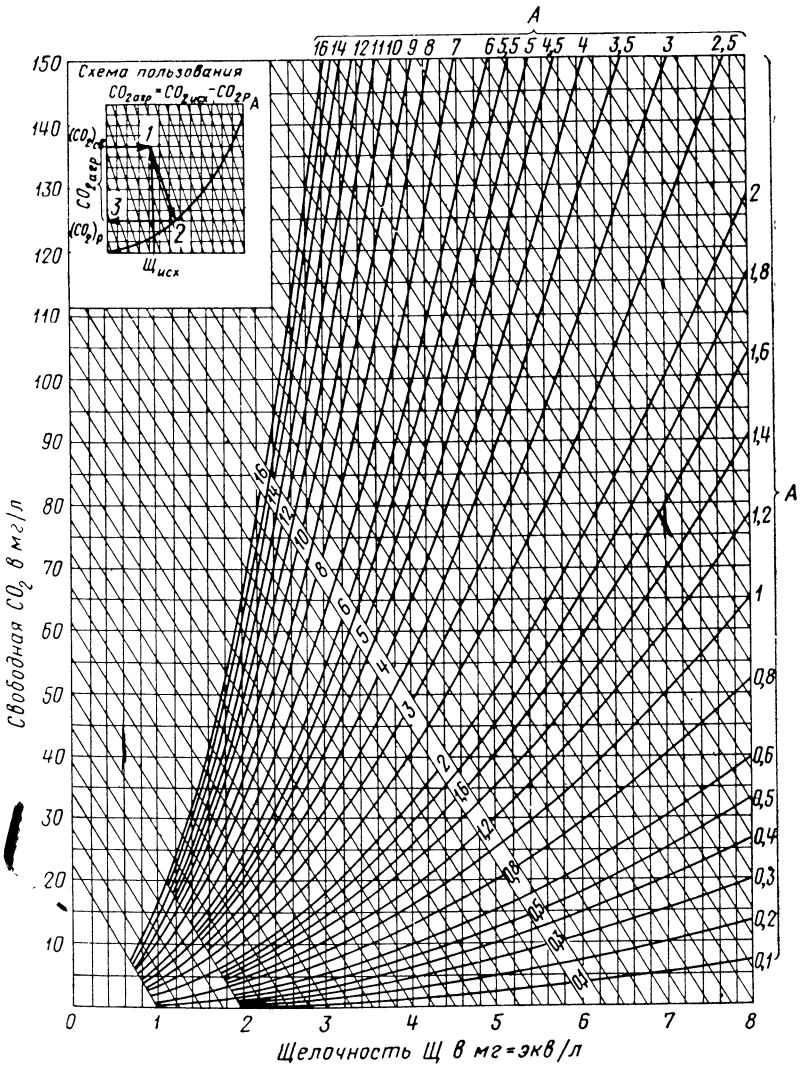


Рис. I.7. Номограмма для определения концентраций равновесной и агрессивной углекислоты в воде

тат, задача может быть решена с помощью тех же номограмм методом последовательного приближения.

При реакции CO_2 с $CaCO_3$ на 1 *мг* прореагировавшей CO_2 количество Ca^{2+} в воде увеличивается на 0,91 *мг*. Поэтому после определения в первый раз по исходным данным $(CO_2)^1_{агр}$ нужно вычислить количество кальция, которое окажется в рас-

творе после реакции с этим количеством агрессивной углекислоты:

$$(Ca^{2+}) = (Ca^{2+})_{исх} + 0{,}91\,(CO_2)^{I}_{агр}. \qquad (I.29)$$

Для этого количества кальция и всех остальных исходных данных нужно вновь вычислить $(CO_2)^{II}_{агр}$ и снова исправить концентрацию кальция, после чего вновь нужно определить $(CO_2)^{III}_{агр}$. Подобные операции достаточно проделать обычно не более трех раз, чтобы убедиться, что дальнейшие вычисления уже почти не вносят уточнения. Для практических целей достаточно выполнить два вычисления.

С помощью определения концентрации в воде агрессивной углекислоты можно производить оценку стабильности воды. Однако более удобным для практического применения является метод, предложенный Ланжелье [17 и 18]. Согласно этому методу на основе данных химического анализа воды производится вычисление величины pH, отвечающей равновесному состоянию в растворе углекислых соединений. Эта величина носит название «pH равновесного насыщения воды карбонатом кальция» и обозначается pH^*_s.

Величина pH_s определяется по следующей формуле:

$$pH_s = p\,K_2 - p\,ПР_{CaCO_3} - \lg(Ca^{2+}) - \lg(Щ) + 2{,}5\sqrt{\mu} + 7{,}6, \qquad (I.30)$$

где (Ca^{2+})— содержание в воде кальция в *мг/л*;

$(Щ)$ — общая щелочность воды в *мг-экв/л*.

Формула Ланжелье в том виде, как это представлено уравнением (I.30), может применяться при величине pH воды не более 10 и общем солесодержании до 1000 *мг/л* [поскольку при ее выводе использован сокращенный вариант формулы Дебая — Гюккеля — формула (I.4)].

При более высоком солесодержании при выводе формулы для определения pH_s предпочтительно пользоваться выражением (I.5) для определения коэффициентов активности.

Формулу (I.30) символически можно представить в следующем виде:

$$pH_s = f_1(t) - f_2(Ca^{2+}) - f_3(Щ) + f_4(P), \qquad (I.31)$$

где $f_1(t)$ — функция температуры воды, поскольку значения термодинамических констант зависят от температуры;

$f_2(Ca^{2+})$ — функция концентрации в воде кальция;

$f_3(Щ)$ — функция общей щелочности воды;

$f_4(P) = 2{,}5\sqrt{\mu}$ — функция общего солесодержания воды.

---

* Подробный вывод формулы для определения pH_s см. в работе [2].

Пользование формулой (I.31) облегчается применением расчетного графика, приведенного на рис. I.8. Слева на каждой шкале откладывают числовые значения соответствующих показателей качества воды, справа находят значения функций этих величин, которые подставляют в формулу (I.31).

Оценка отклонения углекислотной системы данной природной воды от равновесного состояния производится сравнением измеренной (фактической) величины pH данной воды с вычисленной величиной pH_s. Если $pH<pH_s$, это указывает на превышение содержания в воде CO_2 над равновесной концентрацией. Такую воду можно назвать агрессивной или коррозионной, поскольку она способна разрушать бетон [1], растворяя входящий в его состав карбонат кальция, исключает возможность образования на стенках стальных и чугунных труб защитной карбонатной пленки и способствует растворению коррозионных железистых отложений. Отсутствие защитной пленки обусловливает контакт металла с водой, отчего при наличии в природных водах растворенного кислорода происходит коррозия металла.

Наоборот, при $pH>pH_s$ вода отличается недостатком свободной углекислоты по сравнению с равновесной концентрацией. Такую воду называют неагрессивной или некоррозионной, при этом следует иметь в виду, что соотношением pH и pH_s определяются отнюдь не все свойства воды в отношении коррозии бетона и металлов, а лишь те, которые зависят от наличия в воде агрессивной углекислоты.

Ланжелье предложил характеризовать условия стабильности воды с помощью индекса насыщения или, как его иногда называют, индекса Ланжелье:

$$J = pH - pH_s. \qquad (I.32)$$

Знак индекса насыщения определяет свойства углекислотных соединений воды следующим образом: при $pH>pH_s$ J — величина положительная, вода некоррозионна; при $pH<pH_s$ J— величина отрицательная, вода коррозионна; при $pH=pH_s$ $J=0$, вода стабильна.

Для определения показателя стабильности можно пользоваться также прямым экспериментальным методом (карбонатные испытания), описанным в ГОСТ 3313—46 [5].

Важным показателем качества природных вод, который приходится учитывать при многих процессах их обработки, является общая щелочность воды и ее составляющие (бикарбонатная, карбонатная, гидратная) и в более редких случаях обусловленная солями других слабых кислот (фосфатная, силикатная, гуматная).

---

[1] Оценка степени агрессивного воздействия воды на бетон приведена в СН 262-67 [10].

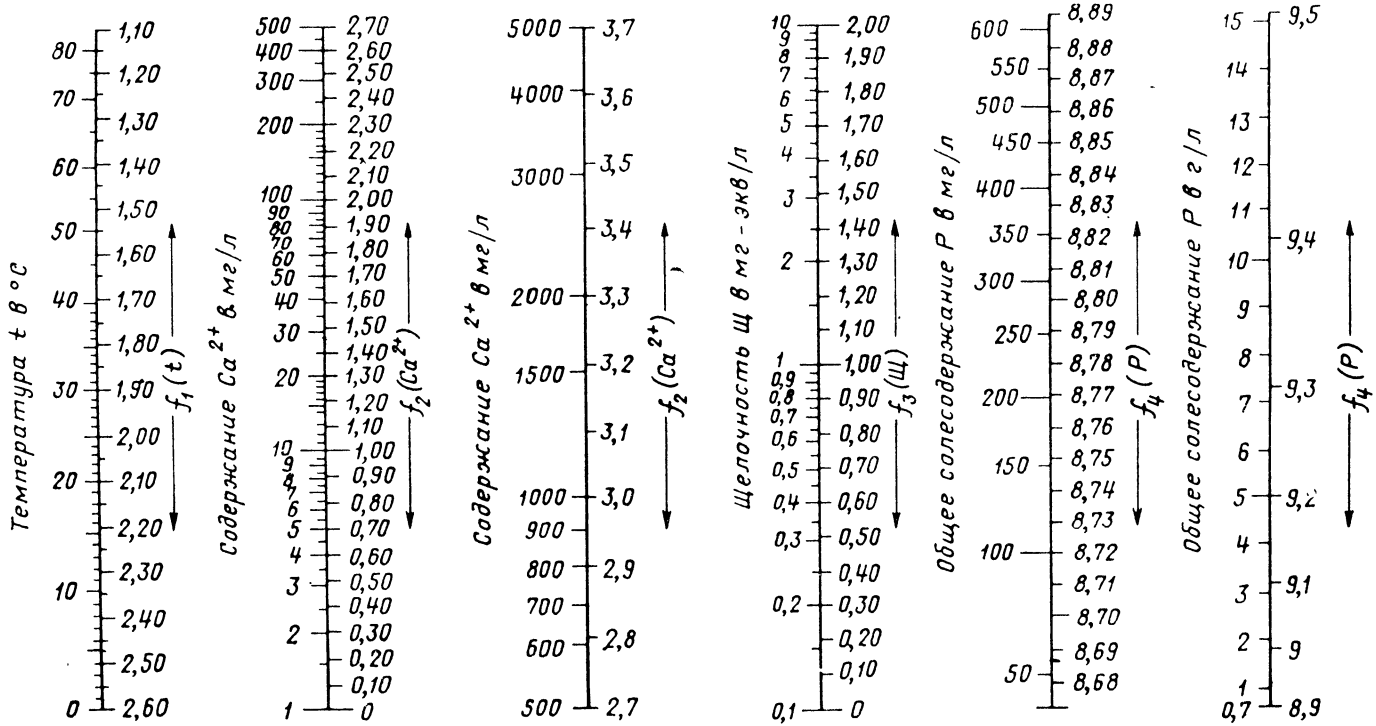


Рис. I.8. График для определения pH_s

Щелочность природных вод, имеющих величину pH<8,4, обычно зависит от присутствия в них бикарбонатов, а иногда и гумусовых соединений. Щелочность воды, умягченной натрий-катионированием, также определяется наличием в ней бикарбонатов, а иногда и гумусовых соединений, если таковые содержались в исходной воде. Щелочность же воды, умягченной известью или известью и содой, обусловливается присутствием в ней гидратов, карбонатов и гуматов, а в некоторых случаях — бикарбонатов и карбонатов. Из приведенных примеров следует, что щелочность воды является важным технологическим показателем.

Экспериментально щелочность определяют титрованием пробы воды соляной или серной кислотой в присутствии индикаторов — сначала фенолфталеина, потом метилоранжа. Фенолфталеин при титровании дает переход окраски из розовой в бесцветную при значениях pH=8,2÷8,4, а метилоранж — при значениях pH=4 ÷4,3. Если сопоставить эти свойства индикаторов с графиком (см. рис. I.3), то можно установить, что переход окраски фенолфталеина соответствует тому моменту, когда вследствие добавления кислоты при титровании пробы воды практически исчезают в растворе ионы CO_3^{2-} и углекислые соединения определяются суммой $HCO_3^- + CO_2$, а метилоранж меняет окраску, когда в воде исчезают ионы HCO_3^- и остается только CO_2.

При титровании с фенолфталеином протекают следующие реакции:

а) реакция кислоты с гидроксильными ионами (гидратной щелочностью)

$$OH^- + H^+ \rightarrow H_2O;$$

б) реакция кислоты с карбонатными ионами (карбонатной щелочностью)

$$CO_3^{2-} + H^+ \rightarrow HCO_3^- .$$

Эти реакции показывают, что расход кислоты на титрование с фенолфталеином эквивалентен содержанию в воде гидратов и половины карбонатов (поскольку последние нейтрализуются лишь наполовину до HCO_3^-).

Таким образом,

$$\Phi = [OH^-] + 0{,}5\,[CO_3^{2-}], \qquad (I.33)$$

где Φ — щелочность воды по фенолфталеину в *мг-экв/л*; $[OH^-]$ и $[CO_3^{2-}]$ — величины, выраженные в *мг-экв/л*.

При дальнейшем титровании в присутствии метилоранжа протекает реакция

$$HCO_3^- + H^+ \rightarrow CO_2 + H_2O.$$

Следовательно, общий расход кислоты от начала титрования до его окончания с метилоранжем эквивалентен общей щелочности воды

$$M = [OH^-] + [CO_3^{2-}] + [HCO_3^-], \qquad (I.34)$$

где M — общая щелочность воды по метилоранжу, включая весь расход кислоты от начала титрования (т. е. включается также кислота, израсходованная на титрование с фенолфталеином), в *мг-экв/л*.

Определение щелочности по фенолфталеину и метилоранжу позволяет вычислить компоненты общей щелочности воды (табл. I.5), исходя из предположения, что в растворе одновременно могут быть либо HCO_3^- и CO_3^{2-}, либо CO_3^{2-} и OH^-. Однако при значениях pH≈8,3÷8,4 в воде могут находиться все три соединения, правда, CO_3^{2-} и OH^- в небольших концентрациях. Поэтому формулы табл. I.5 оказываются практически достаточно точными лишь при $\Phi=0$, а также при $2\Phi<M$, если величина pH<9,5.

Таблица I.5

Вычисление компонентов общей щелочности воды

Соотношение между M и Φ	Вода содержит	Составляющие общей щелочности		
		бикарбонаты	карбонаты	гидраты
$\Phi=0$	Бикарбонаты	M	0	0
$2\Phi<M$	Бикарбонаты и карбонаты	$M-2\Phi$	2Φ	0
$2\Phi=M$	Карбонаты	0	2Φ	0
$2\Phi>M$	Карбонаты и гидраты	0	$2(M-\Phi)$	$2\Phi-M$
$\Phi=M$	Гидраты	0	0	M

Примечание. M — общая щелочность, определяемая расходом кислоты на титрование с фенолфталеином и метилоранжем; Φ — щелочность, определяемая расходом кислоты при титровании с фенолфталеином.

Вообще же более точным является вычисление составляющих щелочности на основе определенной титрованием общей щелочности воды и величины pH, с учетом температуры и солесодержания воды.

Концентрацию гидроксильных ионов можно определить из уравнения ионного произведения воды:

$$f_{OH}[OH^-](H^+) = K_w.$$

С учетом формулы (I.4) для определения f_{OH} получается формула для определения концентрации гидроксильных ионов:

$$OH^- = 1000K_w \cdot 10^{pH+0,5\sqrt{\mu}}, \qquad (I.35)$$

где OH^- — концентрация гидроксильных ионов (гидратная щелочность) в *мг-экв/л*.

Для удобства пользования формулой (I.35) составлена номограмма (рис. I.9), на которой нужно соединить прямой деление на шкале *1*, соответствующее температуре воды, с делением на шкале *5*, отвечающим солесодержанию воды. Отмечают точку пересечения этой прямой с немой шкалой *2* и соединяют эту отметку с величиной pH на шкале *4*. На пересечении прямой со шкалой *3* находят величину гидратной щелочности воды.

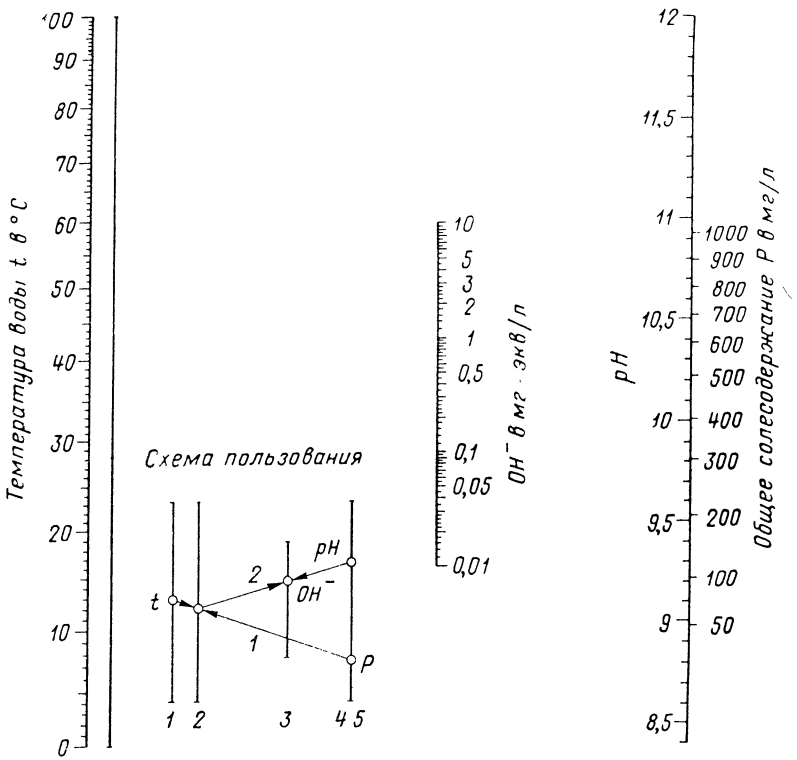


Рис. I.9. Номограмма для определения гидратной щелочности воды

Сумма концентраций карбонатных и бикарбонатных ионов N определяется как разность между общей щелочностью M и концентрацией гидроксильных ионов

$$N = CO_3^{2-} + HCO_3^- = M - OH^-. \qquad (I.36)$$

В формуле (I.36) все концентрации выражены в *мг-экв/л*.

Воспользовавшись уравнением второй ступени диссоциации угольной кислоты (I.16), можно определить отношение концентраций карбонатных и бикарбонатных ионов:

$$\frac{[CO_3^{2-}]}{[HCO_3^-]} = \frac{K_2 f_{HCO_3}}{(H^+) f_{CO_3}}. \qquad (I.37)$$

Если в формуле (I.37) выразить концентрации CO_3^{2-} и HCO_3^- в *мг-экв/л*, а значения коэффициентов активности через ионную силу раствора [по формуле (I.4)], то эта формула примет следующий вид:

$$S = \frac{CO_3^{2-}}{HCO_3^-} = 2K_2 \cdot 10^{pH+1,5\sqrt{\mu}}. \qquad (I.38)$$

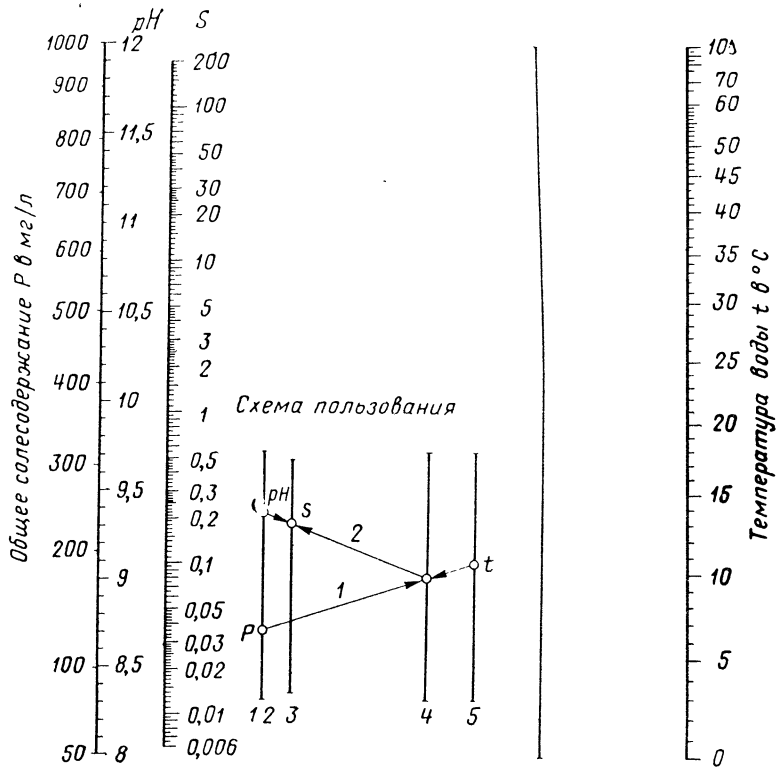


Рис. I.10. Номограмма для определения S [по формуле (I.38)]

Зная величины N и S, концентрации карбонатных и бикарбонатных ионов можно определить по следующим формулам:

$$CO_3^{2-} = \frac{NS}{1+S}; \qquad (I.39)$$

$$HCO_3^- = \frac{N}{1+S}. \qquad (I.40)$$

В последних формулах концентрации N, CO_3^{2-} и HCO_3^- выражены в *мг-экв/л*.

Номограммы на рис. I.10 и I.11 облегчают определение карбонатной и бикарбонатной щелочности воды.

На номограмме, приведенной на рис. I.10, для определения величины S нужно соединить прямой деление на шкале *1*, соответствующее солесодержанию воды, с делением на шкале *5*,

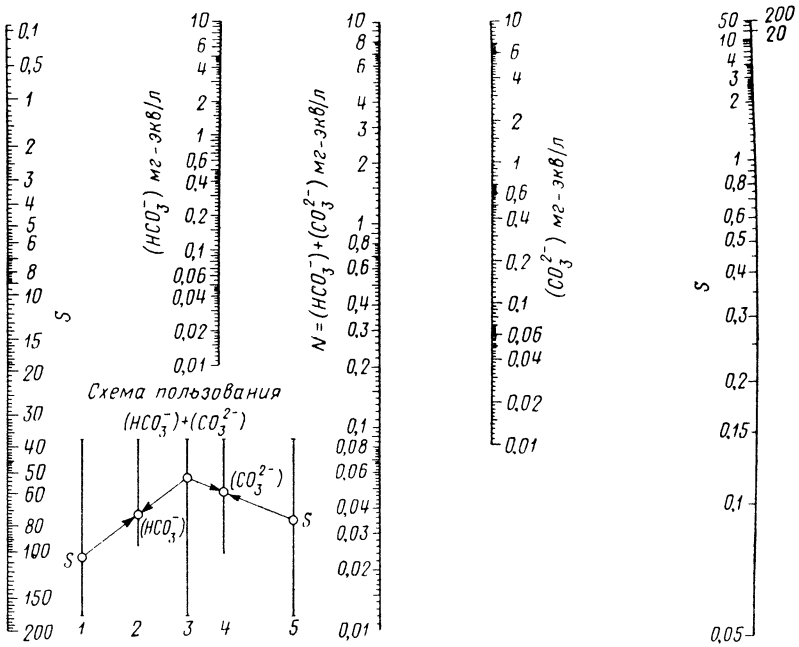


Рис. I.11. Номограмма для определения карбонатной и бикарбонатной щелочностей воды

отвечающим температуре воды, и на пересечении с немой шкалой отметить точку, которую затем нужно соединить прямой с делением на шкале *2* (pH); на пересечении этой прямой со шкалой *3* найдем искомую величину S.

После этого по номограмме, приведенной на рис. I.11, можно определить величины CO_3^{2-} и HCO_3^-. Для этого нужно соединить прямой величину N на шкале *3*, рассчитываемую по формуле (I.36), с величиной S на шкале *1*, а на пересечении прямой со шкалой *2* найти искомую величину HCO_3^- (бикарбонатная щелочность воды). Если же соединить прямой величину N на шкале *3* с той же величиной S, но на шкале *5*, то на пересечении со шкалой *4* можно прочесть искомую величину CO_3^{2-} (карбонатная щелочность воды). Этой операцией завершается определение трех форм щелочности воды — гидратной, карбонатной и бикарбонатной.

При цветности природных вод более 40 *град*, если требуется точное определение отдельных форм щелочности воды, рекомендуется гуматную щелочность учитывать отдельно. Методы определения гуматной щелочности описаны в руководствах по анализу воды.

6. ЖЕСТКОСТЬ ВОДЫ

Общая жесткость воды определяется суммарным содержанием в ней кальция и магния. Жесткость воды подразделяют на карбонатную и некарбонатную. Карбонатная жесткость определяется наличием в воде бикарбонатов кальция и магния, некарбонатная жесткость — наличием солей сильных кислот кальция и магния.

Если содержание в воде ионов $HCO_3^- < Ca^{2+} + Mg^{2+}$ (в *мг-экв/л*), то величина карбонатной жесткости равна концентрации HCO_3^-.

Если же содержание в воде ионов $HCO_3^- > Ca^{2+} + Mg^{2+}$, то карбонатная жесткость равна суммарному содержанию кальция и магния. Избыток HCO_3^- обусловливается наличием в воде бикарбонатов натрия и калия.

При известных концентрациях Ca^{2+}, Mg^{2+} и HCO_3^- в воде, выраженных, как это обычно принято, в *мг/л*, общую жесткость и ее составляющие можно вычислить по следующим формулам (в *мг-экв/л*).

Общая жесткость

$$Ж_о = \frac{Ca^{2+}}{20{,}04} + \frac{Mg^{2+}}{12{,}16}. \qquad (I.41)$$

Карбонатная жесткость:

при $\frac{Ca^{2+}}{20{,}04} + \frac{Mg^{2+}}{12{,}16} > \frac{HCO_3^-}{61{,}02}$

$$Ж_к = \frac{HCO_3^-}{61{,}02}; \qquad (I.42)$$

при $\frac{Ca^{2+}}{20{,}04} + \frac{Mg^{2+}}{12{,}16} < \frac{HCO_3^-}{61{,}02}$

$$Ж_к = Ж_о = \frac{Ca^{2+}}{20{,}04} + \frac{Mg^{2+}}{12{,}16}. \qquad (I.43)$$

Некарбонатная жесткость

$$Ж_{нк} = Ж_о - Ж_к. \qquad (I.44)$$

Жесткость кальциевая

$$Ж_{Ca} = \frac{Ca^{2+}}{20{,}04}. \qquad (I.45)$$

Жесткость магниевая

$$Ж_{Mg} = Ж_{о} - Ж_{Ca} = \frac{Mg^{2+}}{12{,}16}. \quad (I.46)$$

Предельно допустимая жесткость питьевой воды, подаваемой централизованными водопроводами, согласно ГОСТ 2874—54, не должна превышать 7 *мг-экв/л*. В исключительных случаях, по согласованию с органами Государственного санитарного надзора, допускается бóльшая жесткость, но не выше 14 *мг-экв/л*.

При использовании жестких вод для хозяйственных нужд получается значительная потеря жирового мыла на образование малорастворимых кальциевых и магниевых солей жирных кислот. В мягкой воде быстрее развариваются овощи.

Мягкая вода требуется для целого ряда технологических процессов, в частности в производствах искусственных волокон, кинопленки, синтетического каучука, пластмасс, а также для питания паровых котлов.

Воды с высокой карбонатной жесткостью дают накипные отложения в трубопроводах и водонагревателях систем горячего водоснабжения, а также в трубах и теплообменных аппаратах систем водяного охлаждения, особенно систем оборотного водоснабжения.

7. СОЕДИНЕНИЯ ЖЕЛЕЗА И МАРГАНЦА

Соединения железа. В подземных водах железо чаще всего находится в истинно растворенном состоянии в виде бикарбоната двухвалентного железа — $Fe(HCO_3)_2$. Такая вода после излива из скважины в первое время остается бесцветной и прозрачной, но при стоянии в открытом сосуде постепенно мутнеет и из нее выделяется красновато-коричневый осадок гидроокиси железа $Fe(OH)_3$.

В водах поверхностных источников железо может входить в состав органических соединений, например водного гумуса.

В подземных водах глубоких горизонтов, например в шахтных водах, двухвалентное железо может быть в виде сульфатов или хлоридов.

При одновременном содержании в воде сероводорода и железа образуется тонкодисперсная взвесь сульфида железа FeS.

Бикарбонат закиси железа при удалении из воды растворенной углекислоты легко гидролизуется, а при наличии в воде растворенного кислорода также окисляется с образованием гидрата окиси железа

$$4Fe^{2+} + 8HCO_3^- + O_2 + 2H_2O \rightarrow \underset{\downarrow}{4Fe(OH)_3} + 8\overset{\uparrow}{CO_2}.$$

При решении вопросов обезжелезивания воды представляется важным знать условия перехода закисного и окисного желе-

за из растворенного состояния в осадок с образованием соответственно гидрата закиси и гидрата окиси железа.

Равновесное насыщение воды гидратом закиси железа наступает тогда, когда концентрации в растворе ионов Fe^{2+} и OH^- отвечают произведению растворимости $Fe(OH)_2$:

$$f_{Fe^{2+}}[Fe^{2+}]\, f_{OH}^2 [OH^-]^2 = ПР_{Fe(OH)_2}, \qquad (I.47)$$

где $ПР_{Fe(OH)_2}$ — произведение растворимости $Fe(OH)_2$;

$f_{Fe^{2+}}$ и f_{OH} — коэффициенты активности соответствующих ионов.

Из уравнения ионного произведения воды следует:

$$f_{OH}[OH^-] = \frac{K_w}{f_H[H^+]}. \qquad (I.48)$$

Подставляя значение $f_{OH}[OH^-]$ в уравнение (I.47), получим:

$$f_{Fe^{2+}}[Fe^{2+}] \frac{K_w^2}{f_H^2[H^+]^2} = ПР_{Fe(OH)_2}. \qquad (I.49)$$

Логарифмирование последнего равенства дает выражение

$$2\lg\left(f_H[H^+]\right) = 2\lg K_w - \lg ПР_{Fe(OH)_2} + \\ + \lg Fe^{2+} + \lg f_{Fe^{2+}}. \qquad (I.50)$$

Так как рассматриваются условия равновесного насыщения воды гидратом закиси железа, то $-\lg(f_H[H^+]) = pH_s'$, (где pH_s' — величина pH равновесного насыщения воды гидратом закиси железа).

Имея в виду, что $\lg f_{Fe^{2+}} = -2\sqrt{\mu}$, после преобразования получим окончательную формулу для определения pH равновесного насыщения воды гидратом закиси железа:

$$pH_s' = p K_w - \frac{1}{2} p ПР_{Fe(OH)_2} - \frac{1}{2}\lg Fe^{2+} + \sqrt{\mu} + 2{,}37. \qquad (I.51)$$

В формуле (I.51) концентрация двухвалентного железа в растворе выражена в *мг/л*.

Значения pK_w приведены в табл. I.2, а величина $pПР_{Fe(OH)_2}$ при температуре 25° С, согласно Латимеру [19], равна 14,75.

По формуле (I.51) можно определить величину pH воды, при которой в растворе может быть заданное количество двухвалентного железа. Чем это количество меньше, тем выше должна быть величина pH воды. Например, для того чтобы в воде осталось не более 0,1 *мг/л* закисного железа, pH воды нужно довести до 9,2.

Аналогично можно вывести формулу для определения pH равновесного насыщения воды гидратом окиси железа:

$$pH_s' = pK_\omega - \frac{1}{3} p\,ПР_{Fe(OH)_3} - \frac{1}{3} \lg Fe^{3+} + 1{,}5\sqrt{\mu} + 1{,}58, \quad (I.52)$$

где $ПР_{Fe(OH)_3}$ — произведение растворимости гидрата окиси железа (при 25° С по Латимеру [19] $pПР_{Fe(OH)_3} = 37{,}2$).

По формуле (I.52) можно установить, что для поддержания в растворе 0,1 *мг/л* трехвалентного железа величина pH должна быть не более 3,5 и с увеличением концентрации Fe^{3+} в ионной форме эта величина должна снижаться.

Следовательно, во всех природных водах, имеющих значительно бóльшую величину pH, ионного трехвалентного железа практически не содержится. Поэтому обнаруженное химическим анализом в природной воде трехвалентное железо должно находиться в форме коллоида или суспензии.

Соединения марганца. Марганец в природных водах встречается реже, чем железо, и, как правило, в меньших концентрациях.

В подземных водах марганец чаще всего бывает, как и железо, в виде бикарбоната двухвалентного марганца $Mn(HCO_3)_2$. При контакте с воздухом прежде всего из воды выделяется осадок гидроокиси железа, так как железо окисляется легче, чем марганец, и при более низких величинах pH; для окисления марганца растворенным в воде кислородом требуется $pH > 9$.

На окисление марганца (так же, как и железа) каталитически действует контакт с осадком высших окислов марганца.

В шахтных водах и водах глубоких скважин наряду с сульфатом двухвалентного железа бывает и сульфат марганца. В поверхностных, особенно цветных, водах марганец может содержаться в виде органических соединений, в том числе и коллоидных.

Образующийся при наличии в воде марганца осадок гидрата окиси четырехвалентного марганца $Mn(OH)_4$ имеет буро-черную окраску. Однако чаще осадки и отложения в трубах образуются в результате совместного осаждения соединений железа и марганца, поэтому в зависимости от их соотношения они могут иметь окраску от красновато-коричневой до черной. Нужно иметь в виду, что черные отложения в трубах дает также сульфид железа, который получается при наличии в воде сероводорода или при его образовании в результате разложения осадка и восстановления сульфатов.

В воде, подаваемой хозяйственно-питьевыми централизованными водопроводами, содержание железа должно быть не более 0,3 *мг/л*.

Некоторые производства предъявляют жесткие требования к содержанию в воде железа и марганца (текстильное, киноплен-

ки, синтетических волокон, пластмасс и др.). Добавочная вода систем оборотного водоснабжения не должна содержать заметных количеств железа, желательно не более 0,5 *мг/л*, так как в градирнях и брызгальных бассейнах происходит окисление двухвалентного железа и образуется хлопьевидная взвесь гидроокиси железа, отлагающаяся в теплообменных аппаратах и трубах.

При наличии в воде железа и в том случае, если величина pH воды ниже 7,5, создаются благоприятные условия для развития железобактерий, колонии которых образуют бугристые отложения на стенках труб. Это приводит к сужению поперечного сечения труб, увеличению шероховатости и в конечном итоге к уменьшению их пропускной способности.

8. СОЕДИНЕНИЯ КРЕМНИЕВОЙ КИСЛОТЫ

Соединения кремниевой кислоты весьма распространены в природных водах, которые обогащаются этими соединениями при контакте с горными породами — силикатами и алюмосиликатами. Обычно в подземных водах содержится больше соединений кремниевой кислоты, чем в поверхностных.

При реакции кремниевой кислоты (SiO_2 — ангидрид кремниевой кислоты) с водой могут получаться метакремниевая кислота $H_2SiO_3(SiO_2 \cdot H_2O)$, ортокремниевая кислота $H_4SiO_4(SiO_2 \cdot 2H_2O)$ и поликремниевые кислоты, например двуметакремниевая $H_2Si_2O_5(2SiO_2 \cdot H_2O)$. Все эти кислоты при обычных для природных вод значениях pH малорастворимы и образуют в воде коллоидные растворы.

Для ортокремниевой кислоты Ю. Ю. Лурье [9] приводит следующие константы ионизации при $t=25°$ С: $K_1=1{,}3 \cdot 10^{-10}$, $K_2=1{,}6 \cdot 10^{-12}$ и $K_3=2 \cdot 10^{-14}$, которые показывают, что в диссоциированном состоянии кремниевая кислота может быть только при величине $pH>8$.

Метакремниевая кислота способна полимеризоваться с возможным уменьшением количества связанной воды ($nSiO_2 \cdot H_2O$).

Растворимость в воде H_2SiO_3 при $t=20°$ С достигает 150 *мг/л*, а при $t=100°$ С — 500 *мг/л*.

Мета-, орто- и полисиликаты кальция и магния малорастворимы в воде и способны образовывать так называемые силикатные накипи. В природе весьма распространены алюмосиликаты — соединения кремниевых кислот с алюминием ($xAl_2O_3 \cdot ySiO_2 \cdot zH_2O$). Соединения эти малорастворимы и в воде могут находиться в виде коллоидов и суспензий.

Из всего изложенного выше следует, что в природных водах кремниевая кислота находится в основном в виде коллоидов или суспензий силикатов кальция и магния, а при величине $pH>8$ также частично и в истинно растворенном состоянии ($HSiO_3^-$), если концентрации в воде ионов кальция и магния достаточно малы.

Содержание соединений кремниевой кислоты нормируется при использовании воды для питания паровых котлов и в некоторых технологических процессах.

9. РАСТВОРЕННЫЕ ГАЗЫ

Для водоподготовки имеет значение в основном содержание растворенных в воде углекислоты, кислорода и сероводорода. В более редких случаях приходится иметь дело с необходимостью очистки воды от других газов, например метана.

Растворимость газа в воде зависит от температуры и его парциального давления, т. е. давления, которое создавал бы данный газ, если бы он один находился над поверхностью воды.

Растворимость газа определяется по формуле

$$C = Kp, \tag{I.53}$$

где C — растворимость газа в *мг/л*;

K — коэффициент пропорциональности, равный растворимости газа при данной температуре и его парциальном давлении 1 *ат*;

p — парциальное давление газа в *ат*.

Данные о растворимостях CO_2, O_2 и H_2S при парциальном давлении каждого из этих газов, равном 1 *ат*, приведены в табл. I.6.

Таблица I.6

Растворимость газов в воде при их парциальном давлении 1 *ат* (в *мг* на 1 *л* раствора)

Газ	Температура воды в °С							
	0	10	20	30	40	60	80	100
CO_2	3371	2360	1723	1324	1055	719	552	—
O_2	69,8	54,3	44,3	37,2	32,9	27,8	25,1	24,2
H_2S	7100	5160	3925	3090	2520	1810	1394	1230

Источником насыщения природных вод кислородом является контакт воды с воздухом, содержащим около 21% кислорода.

Для того чтобы на основе данных табл. I.6 рассчитать равновесную концентрацию растворенного в воде кислорода, нужно учесть, что парциальное давление воздуха зависит от давления водяного пара при данной температуре (табл. I.7), и для определения парциального давления воздуха нужно из общего давления газов над водой вычесть эту величину.

Тогда растворимость кислорода определяется по следующей формуле:

$$C_{O_2} = K\left(p_0 - p_п\right)\alpha, \tag{I.54}$$

Таблица I.7

Давление водяных паров в *ат*

Температура в °С	0	10	15	20	25	30	40	50	60	80	100
Давление водяных паров в *ат*	0,006	0,012	0,0168	0,0231	0,0313	0,0419	0,0728	0,1217	0,1965	0,4675	1

где C_{O_2} — растворимость кислорода в воде при данной температуре и давлении газов над водой p_0 в *ат*;

$p_п$ — давление паров воды при данной температуре в *ат*;

α — доля парциального давления кислорода в общем давлении воздуха, обычно принимаемая равной 0,21.

Данные о растворимости кислорода в воде при суммарном давлении воздуха и паров воды, равном 1 *ат* (абс.), приведены в табл. I.8.

Таблица I.8

Растворимость кислорода в воде при контакте с воздухом и суммарном давлении воздуха и паров воды 1 *ат* (абс.)

Температура в °С	Растворимость O_2 в *мг/л*	Температура в °С	Растворимость O_2 в *мг/л*	Температура в °С	Растворимость O_2 в *мг/л*
0	14,2	25	8,1	60	4,8
5	12,4	30	7,5	70	3,9
10	10,9	35	7	80	2,9
15	9,8	40	6,6	90	1,7
20	8,8	50	5,6	100	0

Воды открытых водоемов в верхних слоях обычно содержат кислород в концентрациях, близких к его растворимости. В глубинных слоях, особенно озер, где фактор перемешивания имеет меньшее значение, чем в реках, а также в подземных водах содержание кислорода обычно ниже его растворимости при данной температуре и контакте с воздухом.

В открытых водоемах при распаде органического вещества растворенный кислород расходуется на процессы окисления; при этом образуется углекислота, если этот процесс идет достаточно глубоко.

В результате жизнедеятельности планктонных организмов и водорослей, а также вследствие фотосинтеза происходит поглощение растворенной в воде углекислоты и обогащение воды кислородом. Поскольку фотосинтез зависит от интенсивности освещения воды, концентрация кислорода в открытых водоемах обычно убывает с глубиной. Наблюдается также различие в концентрации растворенного кислорода в дневное и ночное время.

Содержание в воде растворенного кислорода необходимо учитывать при рассмотрении процессов коррозии металлов.

Углекислый газ появляется в природных водах главным образом в результате биохимических процессов окисления органических веществ как в самих водоемах, так и в почве, при фильтрации через которую вода обогащается углекислотой.

В глубинных водах нередко содержится большое количество CO_2 в результате химических реакций, связанных с изменением состава горных пород.

Вопрос о связи молекулярно растворенного углекислого газа с содержащимися в воде бикарбонатами и карбонатами рассмотрен в п. 5 главы I.

Сероводород содержится в некоторых подземных водах, а иногда и в речных, загрязненных сточными водами.

Соединения сероводорода в природных водах в основном содержатся в виде молекулярно растворенного газа H_2S и гидросульфидных ионов HS^-. При значениях pH>10 в воде могут находиться также сульфидные ионы S^{2-}. Большинство гидросульфидов хорошо растворимо в воде; сульфиды плохо растворимы, за исключением сульфидов натрия, калия и аммония.

Соотношение в растворе между H_2S, HS^- и S^{2-} зависит от значений pH воды. В табл. I.9 приведены ориентировочные значения этих соотношений, вычисленные для $t=25°$ С при значениях константы первой ступени диссоциации сероводорода $K_1=8{,}9\cdot10^{-8}$ и константы второй ступени $K_2=1{,}3\cdot10^{-13}$ [9].

Таблица I.9

Содержание в воде H_2S, HS^- и S^{2-} в зависимости от величин pH при $t=25°$ С (в % от общего количества этих соединений)

Соединение	Величины pH								
	4	5	6	7	7,5	8	8,5	9	10
H_2S	99,9	98,9	91,8	52,9	26	10,1	3,4	1,1	0,1
HS^-	0,1	1,1	8,2	47,1	74	89,9	96,6	98,89	99,9
S^{2-}	—	—	—	—	—	—	—	0,01	0,1

Примечание. Концентрации всех соединений сероводорода выражены в H_2S.

При одновременном наличии в воде сероводорода и железа образуется черный тонкодисперсный осадок сульфида железа. Иногда условия для образования сульфида железа создаются в тупиковых участках водопроводной сети с недостаточным обменом воды вследствие восстановления сульфатредуцирующими бактериями сульфатов. Сероводород придает неприятный запах воде при концентрации более 0,5 *мг/л*, поэтому наличие его в питьевой воде недопустимо.

Вода, содержащая сероводород, обладает обычно повышенной коррозионной активностью по отношению к стальным и чу-

гунным трубам; на стенках труб отлагается осадок сульфида железа, который образует с металлом коррозионные элементы, в них металл является разрушающимся анодом.

Сероводород — токсичный газ, поэтому помещения водопроводных сооружений, где из воды может выделяться сероводород, должны иметь хорошую вентиляцию.

Метан CH_4 нередко встречается в болотных водах, где протекают процессы гниения. В подземных водах метан встречается в ледниковых отложениях и водах нефтяных пластов.

Растворимость метана в воде указана в табл. I.10. Вес 1 *л* метана при $t=0°$ С и давлении 760 *мм рт. ст.* равен 0,716 *г*.

Таблица I.10

Растворимость метана в воде при его парциальном давлении 1 *ат* [13]

Температура воды в °С	0	10	20	30	40	60	80	100
Растворимость метана в *мг/л*	39,8	29,9	23,6	19,7	16,9	14	12,7	12,2

Собственно метан не вызывает заметного ухудшения органолептических показателей качества воды. Все же его желательно удалять из воды, так как самопроизвольное выделение метана в водопроводных сооружениях (резервуарах, очистных сооружениях) может создать взрывоопасную его концентрацию в воздухе. Очистка воды от метана достигается ее аэрацией.

10. ОРГАНИЧЕСКИЕ ВЕЩЕСТВА В ПРИРОДНЫХ ВОДАХ. ЗАПАХИ И ПРИВКУСЫ ВОДЫ

Органические вещества, попадающие в открытые водоемы в результате вымывания из почв, торфяников и т. п., придают воде окраску чаще всего желтого или коричневого цвета. Эти вещества обычно объединяют под общим названием гумусовых. Особенно загрязнены гумусовыми веществами реки болотного питания.

Воды открытых водоемов обогащаются органическими веществами также вследствие отмирания и разложения развивающихся в них водных организмов. Распад органического вещества в водоемах происходит в результате химических и биохимических процессов.

Природный гумус принято условно разделять на три группы, объединяющие вещества, более или менее близкие по своим физическим и химическим свойствам: 1) соединения гуминовых кислот, которые в водоемах бывают в основном коллоидной степени дисперсности; 2) коллоидные соединения фульвокислот; 3) истинно растворенные соединения фульвокислот.

По своим физико-химическим свойствам эти группы существенно различаются между собой.

Гуминовые кислоты растворяются в растворах аммиака и щелочей, при подкислении щелочных растворов гуминовые кислоты образуют осадок в виде темных хлопьев. В состав молекул гуминовых кислот входит углерод (52—58%), водород (3,3—4,8%) и кислород (34—39%). Молекулярный вес гуминовых кислот колеблется в пределах 1200—1400. Примерная формула гуминовых кислот $C_{60}H_{52}O_{24}(COOH)_4$. Водород карбоксильных групп СООН способен замещаться катионами, образуя соли, называемые гуматами. Гуматы щелочных металлов и аммония хорошо растворимы в воде; гуматы кальция, железа и алюминия малорастворимы. Гуминовые кислоты могут образовывать с гидроокисями железа и алюминия комплексные соединения, дающие коллоидные растворы.

Фульвокислоты легко растворяются в воде и щелочах. Средний элементарный состав фульвокислот — 45—48% углерода, 5,2—6% водорода, 43—48% кислорода. Фульвокислоты содержат углерода меньше, а кислорода больше, чем гуминовые кислоты. Фульвокислоты образуют с натрием, калием, аммонием, кальцием и двухвалентным железом растворимые в воде соли; соли алюминия и трехвалентного железа малорастворимы.

Наиболее окрашенными из соединений водного гумуса являются гуминовые кислоты, наименее окрашенными — истинно растворенные фульвокислоты.

Коллоидные вещества, обусловливающие цветность воды, чаще всего имеют отрицательные электрические заряды.

В связи с тем что группы водного гумуса отличаются по своим физико-химическим свойствам, их относительное количественное содержание в воде может оказывать существенное влияние на ход процесса очистки воды.

В водах поверхностных источников, особенно в водохранилищах, весьма распространены запахи и привкусы воды биологического происхождения. Эти запахи и привкусы появляются в результате жизнедеятельности и отмирания высших водных растений, актиномицетов, плесневых грибов, бактерий, а также массового развития планктонных организмов при так называемом «цветении» воды. Вещества, выделяемые водорослями, содержат альдегиды, органические кислоты, эфирные масла, аминокислоты, фенолы и другие соединения.

Макрофиты влияют на продуцирование запахов преимущественно осенью. Отмирая и опускаясь на дно водоема, макрофиты служат главным поставщиком органического вещества донных отложений; это органическое вещество является основой для развития актиномицетов, плесеней и грибов. Наиболее устойчивыми и трудноустранимыми являются землистый и затхлый запахи, вызываемые актиномицетами.

Причиной ухудшения органолептических показателей воды при «цветении» является выделение в воду продуктов жизнедеятельности планктонных организмов, а также попадание в воду ароматических веществ в результате разрушения клеточных оболочек планктона после его отмирания.

Существенную роль в увеличении содержания органических веществ в воде открытых водоемов играет спуск в водоемы неочищенных или недостаточно очищенных бытовых и производственных сточных вод. Именно органические вещества являются главнейшей причиной появления запахов и привкусов воды, т. е. ухудшения ее органолептических свойств. В некоторых случаях отрицательно влияют на качество воды в открытых водоемах химические вещества, применяемые в качестве удобрения и для борьбы с сельскохозяйственными вредителями.

Удобрения повышают содержание в водоемах биогенных элементов и тем самым стимулируют развитие водной растительности, жизнедеятельность и отмирание которой ухудшает органолептические свойства воды.

Ядохимикаты, применяемые для борьбы с сельскохозяйственными вредителями, попадая вместе с поверхностным стоком в водоемы, нередко ухудшают санитарные показатели качества воды и, в частности, ее органолептические свойства.

В связи с трудностью индивидуального аналитического определения многообразных органических веществ, содержащихся в природных водах, прибегают к суммарной оценке их содержания, например путем определения окисляемости. Результаты определения выражают в расходе окислителя (либо в эквивалентном количестве кислорода), израсходованного на окисление в данных условиях содержащихся в воде восстановителей.

Наиболее распространенные методы определения окисляемости — бихроматный и перманганатный, последний является менее достоверным, поскольку перманганатом калия окисляется лишь часть наиболее легко окисляемых веществ. Обычно величина бихроматной окисляемости в 2—3 раза, а иногда и более превышает перманганатную окисляемость.

При определении обоих видов окисляемости происходит окисление не только содержащихся в воде органических веществ, но и некоторых неорганических, например закисного железа, сероводорода, нитритов. Поэтому окисляемость характеризует содержание в воде органических веществ лишь приближенно.

Для суммарной оценки содержащихся в воде органических загрязнений в последнее время начинают применять метод сорбции из воды органических веществ активным углем и экстракции с угля этих веществ хлороформом (метод угольно-хлороформного экстракта).

Для получения экстракта через колонку, загруженную активным углем, фильтруют несколько кубометров воды и после

высушивания угля экстрагируют сорбированные углем органические загрязнения хлороформом.

Не все органические вещества, которые могут содержаться в природных водах, сорбируются активным углем. Считается, что через колонку, загруженную углем, в основном проходят природные органические компоненты воды, а задерживаются и в последующем экстрагируются искусственные загрязнения, попадающие в водоемы со сточными водами, — нитрилы, нитро- и хлорпроизводные ароматического ряда, ДДТ и другие инсектициды, гербициды и т. п. Следовательно, метод угольно-хлороформного экстракта дает представление об искусственном загрязнении воды.

Согласно стандарту США в питьевой воде количество веществ, выделяемых из воды методом угольно-хлороформного экстракта, не должно превышать 0,2 *мг/л*. В чистых поверхностных водах количество веществ, выделяемых данным методом, обычно не превышает 0,025—0,05 *мг/л*.

Многие виды промышленных предприятий предъявляют требования по ограничению содержания в воде органических веществ и цветности воды. К их числу относятся некоторые цехи гекстильных фабрик, заводы синтетических волокон, радиотехнические заводы, бумажные фабрики и др.

Повышенное содержание в воде органических веществ вредно отражается на работе анионитовых фильтров установок по обессоливанию воды. Из-за поглощения анионитом анионов органических кислот и крайне трудного их вытеснения регенерационным раствором происходит постепенное снижение обменной емкости анионита. Это приводит к увеличению остаточного солесодержания и повышенной концентрации кремниевой кислоты в обессоленной воде.

Органические вещества затрудняют реагентное умягчение воды, поскольку ряд органических коллоидов сорбируется на частицах образующихся при реагентном умягчении осадков карбоната кальция и гидроокиси магния, затрудняя их укрупнение и осаждение. Повышенное содержание в охлаждающей воде органических веществ вызывает усиление биологического обрастания теплообменных аппаратов. Все это приводит к необходимости прибегать во многих случаях к применению специальных методов очистки воды от органических веществ.

11. БИОЛОГИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ КАЧЕСТВА ВОДЫ

Вода является средой для развития многочисленных форм вирусов, бактерий, простейших и высших организмов. К числу бактериальных и вирусных водных инфекций относятся дизентерия, брюшной тиф, паратифы, холера, туляремия, бруцеллез, инфекционная желтуха, полиомиелит и др.

Целью санитарно-бактериологического контроля качества

воды должно быть обнаружение и количественное определение болезнетворных бактерий. Однако в связи с обилием форм болезнетворных бактерий, а также сложностью и длительностью их определения прибегают к обнаружению в воде показательных микробов, наличие которых указывает на возможность попадания в воду также болезнетворных бактерий.

Поскольку болезнетворные бактерии попадают в воду главным образом с фекальными загрязнениями, в качестве показательного микроба выбрана кишечная палочка, постоянно имеющаяся в кишечнике человека и домашних животных.

Выбор именно кишечной палочки в качестве санитарно-бактериологического показателя фекального загрязнения воды, а следовательно, и возможного наличия в ней болезнетворных микроорганизмов обусловлен рядом соображений, из которых наиболее важные следующие: определение и количественный учет кишечных палочек проводится относительно легко и быстро; количественное содержание в воде кишечных палочек правильно характеризует интенсивность фекального загрязнения воды; кишечные палочки отмирают в воде несколько медленнее многих болезнетворных бактерий, следовательно, уничтожение кишечных палочек в процессе обеззараживания воды свидетельствует о том, что уничтожена также значительная часть болезнетворных микробов.

Количество кишечных палочек в воде выражается коли-титром, т. е. тем объемом воды в *мл*, в котором содержится одна кишечная палочка, либо коли-индексом — количеством кишечных палочек в 1 *л* воды.

Для пересчета коли-титра *К-Т* в коли-индекс *К-И*, и наоборот, служат формулы:

$$К\text{-}И = \frac{1000}{К\text{-}Т}; \qquad К\text{-}Т = \frac{1000}{К\text{-}И}.$$

Согласно ГОСТ 2874—54 для питьевой воды коли-титр должен быть не менее 300 (или коли-индекс не более 3).

Определение содержания в воде кишечных палочек используют для контроля за процессом очистки и обеззараживанием воды на водоочистных станциях.

Для характеристики бактериальной загрязненности воды служит также определение общего числа содержащихся в воде бактерий. В питьевой воде это число не должно превышать 100 в 1 *мл*.

В открытых водоемах находится большое количество водорослей и водных животных. Некоторые из них находятся в воде во взвешенном состоянии (фито- и зоопланктон), другие обитают на дне водоемов (бентос).

В зависимости от степени загрязнения водоемов в них могут развиваться различные формы водорослей и животных организмов, т. е. каждой степени загрязнения водоема соответствует

свой биоценоз. Основываясь на этом, предложена система классификации загрязнения водоемов по населяющим их показательным организмам, характеризующая различную степень загрязнения водоемов (метод биологического анализа). Наиболее загрязненная зона называется полисапробной, зона со средним по интенсивности загрязнением — α-мезосапробной, со слабым загрязнением —β-мезосапробной, зоны чистой воды α- и β-олигосапробными. Биологический анализ обычно служит для предварительной характеристики водоемов, например при выборе места водозабора. Для более детальной характеристики водоема в дополнение к биологическому анализу производят химические и бактериологические анализы.

Питьевая вода не должна содержать планктонных организмов, живых или мертвых. Поэтому одной из основных задач очистных сооружений является полное задержание планктона. Эта задача осложняется при так называемом «цветении» воды, т. е. массовом развитии планктона. При этом вода загрязняется собственно планктонными организмами, продуктами обмена веществ и распада клеток этих организмов.

Некоторые бактерии, а также растительные и животные организмы обладают способностью прикрепляться к поверхности водопроводных труб и сооружений, образовывая на них биологические обрастания. Последние в виде белых нитей вызывает нитчатая серобактерия Beggiatoacea, которая развивается в воде, содержащей сероводород.

При наличии в воде железа развиваются железобактерии, окисляющие закисное железо в окисное с выделением осадка гидрата окиси железа. В трубах и теплообменниках систем водяного охлаждения создаются благоприятные условия для развития студенистых скоплений зооглейных бактерий и нитчатых бактерий.

Более крупные животные организмы заселяют обычно водозаборные сооружения и водоемы. К этому виду бактерий относятся мшанки, гидроидный полип Cordylophora, моллюск дрейссена. Последняя обладает способностью прикрепляться к стенкам труб, приводя к постепенному их зарастанию. Отмирание в трубах дрейссены придает воде неприятный запах.

В водоводах морской воды наблюдаются биообрастания в виде черной двустворчатой ракушки мидии. К стенкам труб мидии прочно прикрепляются своим прикрепительным органом — биссусом и вырастают до размеров в несколько сантиметров.

В водоводах морской воды развиваются также морские желуди балянусы, достигающие длины 20—25 *мм*.

Зарастание морских водоводов происходит преимущественно вследствие попадания в них организмов в личиночной стадии, прикрепления личинок к стенкам водоводов и роста их за счет питательных веществ, извлекаемых из протекающей по трубам воды.

12. ТРЕБОВАНИЯ К КАЧЕСТВУ ВОДЫ, ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ДЛЯ ЦЕНТРАЛИЗОВАННОГО ВОДОСНАБЖЕНИЯ

В зависимости от характера использования воды различные потребители предъявляют разнообразные требования к ее качеству и как следствие этого возникает необходимость применять различные методы обработки воды.

В СССР качество воды хозяйственно-питьевого назначения регламентируется ГОСТ 2874—54 «Вода питьевая». Всемирной организацией здравоохранения изданы «Европейские нормы качества питьевой воды» и «Международный стандарт питьевой воды».

Помимо указанных в ГОСТ 2874—54 предельно допустимых концентраций некоторых вредных веществ органами Государственного санитарного надзора утверждены предельно допустимые концентрации еще для большого числа веществ, которые могут попадать в водоемы с производственными сточными водами. При наличии показаний на возможность попадания этих веществ в источники водоснабжения необходимо по согласованию с органами Государственного санитарного надзора установить систему контроля загрязняющих веществ в воде и провести мероприятия по прекращению их поступления в водоем. При отсутствии возможности исключить загрязнение источника водоснабжения должны быть предусмотрены надежные методы очистки питьевой воды от вредных веществ.

К воде, используемой для производственных нужд промышленных предприятий, предъявляются требования, которые в каждом конкретном случае формулируются специалистами-технологами данного вида производства. Эти требования часто меняются даже для действующих предприятий в связи с изменением и совершенствованием технологических процессов, поэтому нет смысла перечислять эти требования даже для наиболее распространенных видов производств.

ЛИТЕРАТУРА

1. Апельцин И. Э., Сорокин М. Е. Определение форм углекислоты в природных водах. «Водоснабжение и санитарная техника», 1967, № 6.

2. ВНИИ ВОДГЕО (Клячко В. А., Апельцин И. Э.). Подготовка воды для промышленного и городского водоснабжения. Госстройиздат, 1962.

3. ГОСТ 2761—57 «Источники централизованного хозяйственно-питьевого водоснабжения. Правила выбора и оценки качества».

4. ГОСТ 2874—54 «Вода питьевая».

5. ГОСТ 3313—46 «Вода хозяйственно-питьевого и промышленного водоснабжения. Методы технологического анализа. Определение стабильности воды».

6. ГОСТ 3351—46 «Вода хозяйственно-питьевая. Методы определения физических свойств».

7. ГОСТ 4979—49 «Вода хозяйственно-питьевого и промышленного водоснабжения. Методы химического анализа. Отбор, хранение и транспортирование проб».
8. ГОСТ 5215—50 «Вода хозяйственно-питьевого и промышленного водоснабжения. Методы санитарно-бактериологического анализа. Отбор, хранение и транспортирование проб».
9. Лурье Ю. Ю. Справочник по аналитической химии. «Химия», 1965.
10. Указания по проектированию антикоррозионной защиты строительных конструкций (СН 262-67). Стройиздат, 1968.
11. Черкинский С. Н., Трахман Н. Н. К вопросу фторирования питьевой воды. «Гигиена и санитария», 1958, № 1.
12. Шевченко М. А. Органические вещества в природной воде и методы их удаления. «Наукова думка», 1966.
13. Camp T. R. Water and its impurities. Reinhold Publ. Corp., 1963.
14. Hamer P., Jackson J., Thurston E. F. Industrial water treatment practice. Butterworths, 1961.
15. Harned H. S., Scholes S. R. The ionization constant of HCO_3^- from 0 to 50° C. Journ. Amer. Chem. Soc., 1941, 63, 1706.
16. Harned H. S., Davies R. The ionization constant of carbonic acid in water and the solubility of carbon dioxide in water and aqueous salt solutions from 0 to 50° C. Journ. Amer. Chem. Soc., 1943, 65, 2030.
17. Langelier W.F. The analytical control of anticorrosion water treatment. JAWWA, 1936, 28, 1500.
18. Larson T. E., Buswell A. M. Calcium carbonate saturation index and alkalinity interpretations. JAWWA, 1942, 34, № 11.
19. Latimer W. M. The oxidation states of the elements and their potentials in aqueous solutions (2nd ed.). Prentice-Hall, 1952.
20. Saline water conversion report—1963. U. S. States Department of the Interior, Office of Saline Water.
21. Standard methods for the examination of water and wastewater (12 ed.). Amer. Public Health Assoc., 1965.

ГЛАВА II

РЕАГЕНТНОЕ ХОЗЯЙСТВО

1. РЕАГЕНТЫ, ПРИМЕНЯЕМЫЕ В ВОДОПОДГОТОВКЕ

Ниже приводятся в алфавитном порядке краткие характеристики реагентов, применяемых в водоподготовке. Данные о растворимости этих реагентов в воде при различных температурах приведены в табл. II.1.

Алюминий сернокислый (глинозем сернокислый) $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ приготовляется растворением в серной кислоте окиси или гидроокиси алюминия, бокситов, каолинов или других глин. Применяется в качестве коагулянта. Величина pH 1%-ного раствора сернокислого алюминия — около 3,4.

Глинозем сернокислый марки БМ (ГОСТ 5155—49), так называемый неочищенный сернокислый глинозем — ноздреватые куски серого цвета, содержащие не менее 35,5% $Al_2(SO_4)_3$ (9% Al_2O_3), не более 2% свободной H_2SO_4, не более 0,5% железа в пересчете на Fe_2O_3, не более 0,003% мышьяка в пересчете на As_2O_3 и не более 23% нерастворимых в воде веществ. Поставляется навалом; насыпной вес равен 1,1—1,4 *т/м*³.

Глинозем сернокислый технический очищенный (ГОСТ 12966—67) — плиты с перламутровым изломом. При водоподготовке применяется сорт В, содержащий не менее 40,3% $Al_2(SO_4)_3$ (не менее 13,5% Al_2O_3), не более 0,1% свободной H_2SO_4, не более 1,5% железа в пересчете на Fe_2O_3, не более 0,003% мышьяка в пересчете на As_2O_3 и не более 1% нерастворимых в воде примесей. Поставляется навалом или в виде 45—50%-ного раствора [по $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$], температура замерзания которого —12° С.

Алюминат натрия $NaAlO_2$ приготовляется растворением гидроокиси или окиси алюминия в растворе едкого натра. Этот коагулянт представляет собой твердые куски белого цвета с перламутровым блеском в изломе. Алюминат натрия применяют также в виде раствора, содержащего до 32% Al_2O_3. Сухой товарный продукт содержит 55% Al_2O_3, 35% Na_2O и до 5% свободной щелочи NaOH. Алюминат натрия хорошо растворим в воде (37% при $t=20°$ С). Насыпной вес равен 1,2—1,8 *т/м*³.

Таблица II.1

Растворимость реагентов, применяемых при обработке воды

Реагент	Растворимость реагентов в *кг* на 1 $м^3$ воды при температуре в °С						
	0	10	20	40	60	80	100
Сернокислый алюминий в пересчете на $Al_2(SO_4)_3$	312	335	364	457	592	731	890
То же, в пересчете на $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	608	650	703	890	1148	1420	1725
Железный купорос $FeSO_4$	156	205	265	402	495	—	—
Хлорное железо $FeCl_3$	744	818	919	1120	—	5250	5370
Известь в пересчете на CaO	1,43	1,33	1,23	1,04	0,86	0,67	0,49
То же, на $Ca(OH)_2$	1,85	1,76	1,65	1,41	1,16	0,94	0,77
Сода кальцинированная Na_2CO_3	70	125	215	485	464	458	455
Едкий натр NaOH	420	515	1090	1290	1740	—	3470
Соль поваренная NaCl	357	358	360	366	373	384	398
Купорос медный $CuSO_4$	143	174	207	285	400	550	754
Марганцевокислый калий $KMnO_4$	28,3	44	64	126	222	300	410
Кремнефтористый натрий Na_2SiF_6	4,3	5,5	7,3	10,3	—	18,6	24
Фтористый натрий NaF	35,3	38,5	41,7	44	46,8	48,9	50
Хлор Cl_2 (при парциальном давлении P = =760 *мм рт. ст.*)	14,6	9,8	7,16	4,51	3,24	2,19	0
Аммиак NH_3 (при P = =760 *мм рт. ст.*)	875	679	526	—	307	—	—
Сернистый газ SO_2 (при P=760 *мм рт. ст.*)	228	162	112,9	54,1	—	—	—
Сульфат аммония $(NH_4)_2SO_4$	—	—	754	—	—	—	1033
Гексаметафосфат натрия $(NaPO_3)_6$	—	—	973	—	—	1744	—
Алюминат натрия $NaAlO_2$	—	—	370	—	—	—	—

Алюминия оксилхлорид $[Al_2(OH)_5Cl] \cdot 6H_2O$ приготовляется растворением свежеосажденной гидроокиси алюминия в 0,5—1%-ных растворах соляной кислоты. Он представляет собой зеленоватые кристаллы с содержанием 40—44% Al_2O_3 и 20—21% NaCl. Выпускается в виде 35%-ного раствора.

Аммиак жидкий NH_3 (ГОСТ 6221—62) — сжиженный под давлением бесцветный газ с резким запахом. Точка плавления —77,7° С, точка кипения —33,4° С, скрытая теплота парообразования — 330 *ккал/кг*. I сорт аммиака должен содержать не менее 99,8% NH_3, II сорт — не менее 99% NH_3 и не более 1% воды. Сжижение аммиака происходит при давлении 6 $кГ/см^2$ и темпе-

ратуре 10° С, при давлении 11,5 *кГ/см*^{2} и температуре 30° С. Применяется для аммонизации воды, а также для регенерации анионитовых фильтров в виде водного раствора. Поставляется в стальных баллонах или в цистернах; вес аммиака на 1 *л* емкости баллона 0,54 *кг*.

7 *Аммоний сернокислый или сульфат аммония* (ГОСТ 10873—64) — бесцветный кристаллический порошок, содержащий не менее 25% NH_3. Наибольшие количества примесей в виде нерастворимых в воде веществ допускаются в пределах от 0,005 до 0,01%. Растворимость в воде: 754 *г/л* при 20° С и 1033 *г/л* при 100° С. Применяется для аммонизации воды при ее обеззараживании и для снижения щелочности и солесодержания котловой воды при аммоний—натрий-катионировании.

8 *Гексаметафосфат натрия технический* $(NaPO_3)_6$ (МРТУ 6-08-5-64, ТУ 14/07-69-64) — стекловидная масса в виде бесцветных или светло-зеленых кусков. Содержание в нем метафосфатов эквивалентно 50—52% P_2O_5 или 72—74% $(NaPO_3)_6$. Применяется для предотвращения осаждения карбоната кальция и осадка гидроокиси железа в водопроводных системах, для растворения карбонатных и железистых отложений, а также для борьбы с коррозией труб.

9 *Гипохлорит натрия* $NaClO_2$ (ГОСТ 11086—64) содержит 185 *г/л* активного хлора. Может быть получен электролизом растворов поваренной соли на водоочистных станциях. Применяется для обеззараживания воды, поставляется в виде сиропообразного раствора в специальных цистернах.

10 *Гипохлорит кальция* $Ca(ClO_2)_2$ содержит от 30 до 45% активного хлора. Применяется для обеззараживания воды.

11 *Железный купорос* (сульфат закиси железа) $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ (ГОСТ 6981—54) получают в виде отхода при травлении черных металлов серной кислотой. Представляет собой светло-зеленые кристаллы, поверхность которых вследствие постепенного окисления покрывается желтым налетом. Применяется в качестве коагулянта.

Технический железный купорос, выпускается двух марок А и Б, содержащих соответственно не менее 53 и 47% $FeSO_4$, не более 0,25 и 1% свободной H_2SO_4 и не более 0,4 и 1% нерастворимого осадка. Поставляется в деревянных бочках весом до 120 *кг* или в деревянных ящиках весом до 80 *кг*; насыпной вес 1,5 *т/м*^{3}.

12 *Железо окисное сернокислое* $Fe_2(SO_4)_3 \cdot 7H_2O$ (ВТУ УХКП 52-60) приготовляется в смеси с хлорным железом, хлорированием раствора железного купороса непосредственно на фильтровальной станции или окислительным обжигом железного купороса на заводе. Поставляется в бумажных мешках; насыпной вес 1,5 *т/м*^{3}.

13 *Железо хлорное* $FeCl_3$ (ГОСТ 11159—65) применяется в качестве коагулянта. Содержит в товарном продукте не менее

98% $FeCl_3$. Поставляется в железных барабанах с герметическими крышками; насыпной вес 1,5 *т/м*³.

14 *Известь строительная воздушная кальциевая* (ГОСТ 9179—59), приготовляемая обжигом известняка, должна удовлетворять требованиям табл. II.2. Применяется для подщелачивания и декарбонизации воды. Поставляется навалом; насыпной вес около 1 *т/м*³.

Таблица II.2

Технические показатели строительной извести кальциевой

Наименование	Содержание CaO в %	Выход известкового теста в *кг* на 1 *кг* извести (не менее)	Содержание непогасившихся зерен в % (не более)
Известь-кипелка негашеная комовая:			
I сорт	85	2,4	7
II »	70	2	10
III »	60	1,6	12
Известь негашеная молотая:			
I сорт	85	—	—
II »	70	—	—
III »	60	—	—
Известь-пушонка:			
I сорт	67	—	—
II »	60	—	—
Известковое тесто:			
I сорт	67	—	—
II »	60	—	—
III »	50	—	—

15 *Известь хлорная* (ГОСТ 1692—58) — порошкообразный продукт белого цвета с резким запахом хлора, не стойка при хранении. Содержит не менее 32—35% активного хлора и не более 10% влаги. Применяется для обеззараживания воды. Поставляется в деревянных бочках объемом 50—275 *л* или в фанерных барабанах емкостью 50 и 100 *л*; насыпной вес 1,2 *т/м*³.

16 *Кислота серная техническая* H_2SO_4 (ГОСТ 2184—67) — бесцветная маслянистая жидкость. Содержит 75—92,5% H_2SO_4 и не более 0,15% нерастворимых в воде веществ. Применяется для регенерации катионитовых фильтров и подкисления воды. Поставляется в стальных цистернах или стеклянных бутылях в корзинах или в обрешетке. Серная кислота смешивается с водой в любых соотношениях. Растворение серной кислоты в воде происходит с большим тепловыделением, поэтому при приготовлении раствора серной кислоты ее вливают в воду тонкой струйкой, непрерывно перемешивая (недопустимо вливать воду в серную кислоту).

17 *Кислота соляная техническая* HCl (ГОСТ 1382—42) — прозрачная жидкость желтоватого цвета, не имеющая осадка и механических примесей. I сорт содержит не менее 27,5% HCl и не

более 0,4% H_2SO_4 (в пересчете на SO_3), 0,03% Fe и 0,01% As. II сорт содержит также не менее 27,5% HCl, не более 0,6% H_2SO_4 (в пересчете на SO_3); содержание Fe и As не нормируется.

Применяется для регенерации катионитовых фильтров и подкисления воды. Поставляется в стеклянных бутылях в деревянной обрешетке или в гуммированных цистернах.

Кислота фтористоводородная (фтористый водород) HF (ГОСТ 2567—54), содержащая 99,4% HF, — маслянистая жидкость, ядовитая. Применяется для фторирования воды. Поставляется в парафиновых или полиэтиленовых бутылях.

Купорос медный (ГОСТ 2142—67) — кристаллы синего цвета. I сорт содержит не менее 98% $CuSO_4 \cdot 5H_2O$; II сорт — не менее 94% $CuSO_4$. Содержание нерастворимого в воде остатка не более 0,1%. Применяется для борьбы с цветением водоемов и биологическими обрастаниями охладителей, трубопроводов и аппаратуры. Поставляется в деревянных или фанерных ящиках емкостью 5, 10 и 20 *л*.

Магнезит каустический MgO (ГОСТ 1216—41) — порошок серого цвета, содержащий 87% MgO (I сорт), 1,8—4,5% CaO и 1,8—4% SiO_2. Применяется для обескремнивания воды. Поставляется навалом.

Натр едкий технический (сода каустическая) NaOH (ГОСТ 2263—59) — белая непрозрачная гигроскопическая масса, расплывающаяся на воздухе. При водоподготовке используются марки А и Б с содержанием не менее 92—95% NaOH и не более 3—2,5% Na_2CO_3, 1,5—3,75% NaCl и 0,2% железа (в пересчете на Fe_2O_3). Применяется для умягчения и подщелачивания воды, для регенерации сильноосновного анионита. Поставляется в барабанах из кровельной стали емкостью 50—170 *л*; насыпной вес 1,5 *т/м*^{3}.

Натрий кремнефтористый технический Na_2SiF_6 (ГОСТ 87—66) — мелкий кристаллический порошок белого цвета, иногда с серым или желтоватым оттенком, ядовит. Высший, I и II сорта содержат соответственно не менее 98, 95 и 93% Na_2SiF_6, не более 0,1—0,15% свободной кислоты в пересчете на HCl. Применяется для фторирования воды. Поставляется в фанерных барабанах емкостью до 50 *л*, выложенных внутри мешочной бумагой; насыпной вес 1,5 *т/м*^{3}.

Натрий фтористый технический NaF (ГОСТ 2871—67) — порошок белого или светло-серого цвета, ядовит. Высший, I и II сорта содержат NaF соответственно не менее 94, 84 и 80%, влаги не более 1, 3 и 4% и нерастворимых в воде веществ не более 10% (для I сорта). Применяется для фторирования воды. Поставляется в барабанах из кровельной стали, выложенных внутри бумагой; насыпной вес 1,5 *т/м*^{3}.

Окись алюминия активированная гранулированная Al_2O_3 (ГОСТ 8136—56) имеет гранулы размером 1—5 *мм* белого цвета. Применяется для очистки воды от фтора.

25 *Полиакриламид технический,* АМФ — сополимер амида и солей акриловой кислоты (СТУ 12-02-21-64 и ТУ 7-04-01-66). Выпускается в виде вязкого водного геля с содержанием 7—10% ПАА. Применяется в качестве флокулянта при очистке воды. Поставляется в бочках весом 100—150 *кг* или в полиэтиленовых мешках, упакованных в ящики.

26 *Сернистый ангидрид,* газ SO_2 (ГОСТ 2918—45) — желтоватый газ с резким запахом, ядовит, предельно допустимая концентрация в воздухе 0,01 *мг/л*. Применяется для удаления из воды кислорода и дехлорирования воды. Поставляется в баллонах типа Г, окрашенных в черный цвет.

27 *Сода кальцинированная* Na_2CO_3 (ГОСТ 5100—64) — мелкий гигроскопичный порошок белого цвета, содержащий не менее 95% Na_2CO_3 и не более 1% NaCl. Хорошо растворяется в горячей воде, медленно — в холодной. Применяется для умягчения и подщелачивания воды, для регенерации слабоосновных анионитов. Поставляется в бумажных мешках весом 50 *кг*.

Соль поваренная пищевая NaCl (ГОСТ 13830—68) содержит в I сорте 97,5% NaCl, 0,6% Ca, 0,1% Mg, 0,5% нерастворимых веществ, во II сорте соответственно 96,5; 0,8; 0,25 и 1%. Применяется для регенерации Na-катионитовых фильтров. Поставляется навалом; насыпной вес 1 *т/м*.

28 *Сульфит натрия* технический кристаллический $Na_2SO_3 \cdot 7\,H_2O$ (ГОСТ 903—66) — белый кристаллический порошок. Товарный продукт содержит не менее 44% Na_2SO_3, не более 0,4% $Na_2CO_3 \cdot 10\,H_2O$ и не более 0,08% железа. Хранить сульфит натрия следует в сухом помещении при температуре не выше 30° С. Применяется для дехлорирования воды и ее обескислороживания. Поставляется в бочках; насыпной вес 1,2 *т/м*^{3}.

29 *Стекло жидкое* — силикат натрия технический Na_2SiO_3 (ГОСТ 13078—67) — водный раствор силикат-глыбы (ГОСТ 13079—67). Применяется для приготовления активированной кремниевой кислоты (флокулянт). Поставляется в деревянных бочках.

30 *Угли активные гранулированные:* а) марки БАУ (ГОСТ 6217—52) — продукт обработки водяным паром березового или букового угля; зернение: 3,5—5 *мм* не более 2,5%, 1—3,5 *мм* — 96,5%, менее 1 *мм* — не более 8%; б) марки АГ-Н — продукт активации каменноугольного полукокса; в) марки АГ-5 — газовый мелкий. Применяются для сорбции из воды органических веществ. Поставляются в бумажных трехслойных мешках или в фанерных ящиках; насыпной вес около 0,2 *т/м*^{3}.

31 *Уголь активный поршкообразный* молотый марки А — щелочной (ГОСТ 4453—48), марки МД. Применяется для удаления из воды веществ, обусловливающих привкусы и запахи воды. Поставляется в бумажных мешках; насыпной вес около 0,3 *т/м*^{3}.

32 *Хлор жидкий* Cl_2 (ГОСТ 6718—68) — маслянистая жидкость бледного оранжево-желтого цвета, содержащая не менее 99,5% Cl_2 и не более 0,06% воды. Хлор сильно ядовит, его содержание в воздухе рабочих помещений не должно превышать 0,001 *мг/л*. Применяется для обеззараживания воды. Поставляется в специальных железнодорожных цистернах, бочках емкостью 1000 *кг* или в баллонах, окрашенных в защитный цвет и имеющих поперечную полосу зеленого цвета шириной 32 *мм*.

2. УСТРОЙСТВА ДЛЯ РАСТВОРЕНИЯ КОАГУЛЯНТОВ

Коагулянты вводятся в обрабатываемую воду в виде сухого порошка или гранул, или в виде растворов и суспензий.

Для дозирования в сухом виде пригодны только специально приготовленные гранулированные или порошкообразные коагулянты. В СССР такие коагулянты выпускаются в ограниченном количестве, поэтому сухое дозирование коагулянтов применяется редко.

Чаще коагулянты дозируют в воду в виде растворов концентрацией от 1 до 10%. Повышение концентрации раствора уменьшает точность дозирования.

Растворение коагулянтов в воде осуществляется в растворных баках, которые служат также для осаждения из раствора нерастворимых примесей, если они содержатся в коагулянте. Обычно раствор коагулянта перепускается или перекачивается в расходные баки, а оттуда дозируется в обрабатываемую воду с помощью дозаторов различных конструкций.

Иногда на станциях небольшой производительности растворный бак служит также и расходным баком, и раствор коагулянта поступает в дозатор непосредственно из растворного бака. В отдельных случаях дозировочные устройства могут совмещаться с растворным баком.

В настоящее время широко применяется так называемое мокрое хранение коагулянта (в виде концентрированного раствора), которое может осуществляться в двух вариантах.

По первому варианту поступающий на станцию коагулянт разгружается в растворные баки, где при барботировании воздухом (4—5 $л/м^2 \cdot сек$) растворяется в холодной или подогретой воде. Раствор коагулянта перекачивается в запасные резервуары, а растворные баки используются для растворения следующих порций коагулянта.

По второму варианту коагулянт разгружается в растворные баки, которые затем служат для хранения его насыщенного раствора вместе с нерастворившейся частью коагулянта. Насыщенный раствор коагулянта отбирается из растворных в расходные баки, растворные же баки дополняются водой и барботируются вновь сжатым воздухом. Схема баков для мокрого хранения коагулянта показана на рис. II.1.

Скорость растворения кускового очищенного коагулянта в воде при температуре 3° С и барботаже воздухом с интенсивностью 4 *л/м²·сек* иллюстрируется графиком, приведенным на

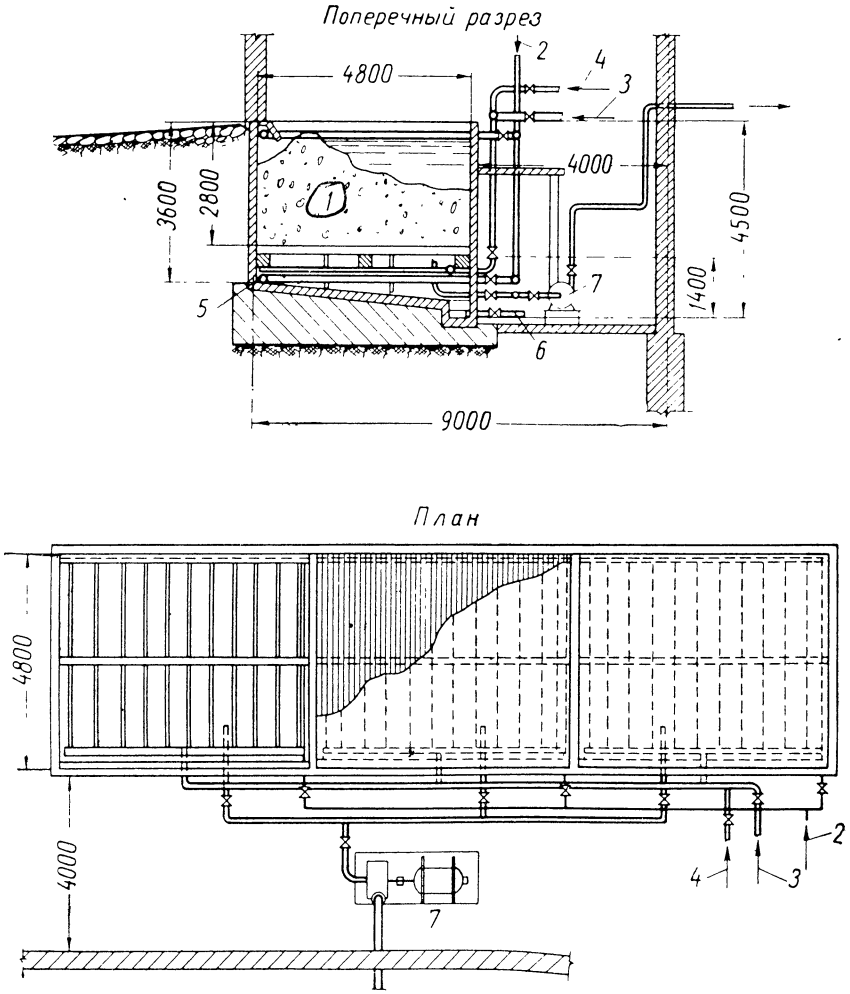


Рис. II.1. Схема баков для мокрого хранения коагулянта

1 — кусковой глинозем; *2* — подвод воды; *3* — подвод сжатого воздуха; *4* — подвод пара; *5* — подвод воды для смыва осадка; *6* — канализация; *7* — насос для перекачки раствора в расходные баки

рис. II.2. Как видно из этого графика [4], за 4 *ч* барботажа удается получить 40—50%-ный раствор коагулянта в пересчете на очищенный технический глинозем или 20—23%-ный раствор в пересчете на $Al_2(SO_4)_3$.

Баки и резервуары для мокрого хранения коагулянта и его растворов могут располагаться вне здания и в здании. При расположении баков вне здания они должны утепляться во избе-

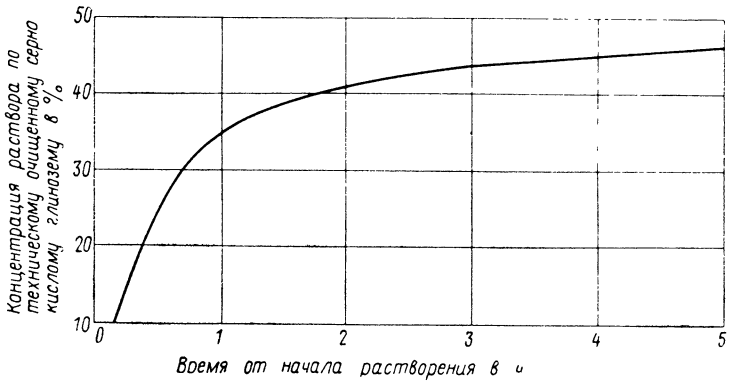


Рис. II.2. График изменения концентрации раствора при растворении очищенного сернокислого глинозема при его растворении с барботированием воздухом с интенсивностью 4—5 *л/м² · сек*

жание замерзания растворов коагулянта. Данные о температуре замерзания этих растворов приведены в табл. II.3.

Таблица II.3

Температура замерзания раствора сернокислого алюминия

Концентрация раствора в % в пересчете на:						
$Al_2(SO_4)_3$	15,7	17,1	18,2	19,5	20,75	21,1
очищенный коагулянт	30	33	35	37	40	45
Температура замерзания в °С	—5	—8	—9	—10	—11	—12

Растворы коагулянта вызывают интенсивную коррозию бетона и стали, поэтому стенки растворных баков и запасных резервуаров необходимо надежно защищать от воздействия этих растворов. Как показал опыт, битумная изоляция оказалась малоэффективной. Более эффективна оклейка стенок бака полиизобутиленом, осуществляемая следующим образом [4].

Железобетонную стенку грунтуют клеем 88-Н. На высохшую поверхность наклеивают тем же клеем листы полиизобутилена толщиной 1,5 *мм*, швы прогревают струей горячего воздуха и прокатывают роликом. Поверх внахлестку наклеивают второй слой полиизобутилена, на который наносят грунтовку, а по ней

силикатную шпаклевку. Затем производят футеровку кислотостойким кирпичом на андезитово-силикатном растворе с кремнефтористым натрием.

В растворных баках на расстоянии 0,5 *м* над дном устраивается колосниковая решетка из досок, уложенных на ребро, с прозорами 12—15 *мм*. Под решеткой располагаются дырчатые трубы для подачи сжатого воздуха. Трубы эти изготовляются из полиэтилена или из винипласта, вместо труб можно использовать резиновые шланги. Распределительную систему рассчитывают на подачу 5 *л/сек* сжатого воздуха

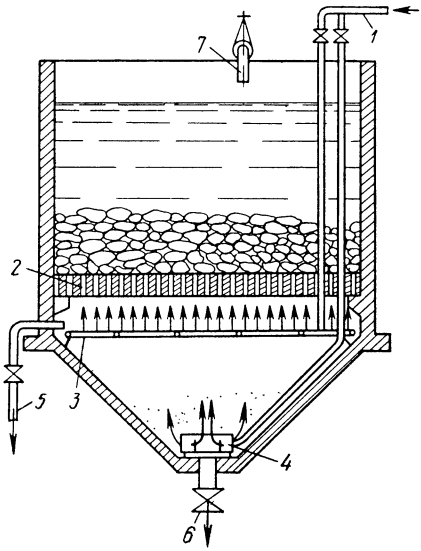


Рис. II.3. Схема растворного бака с устройством для барботажа сжатым воздухом

1 — подвод сжатого воздуха; *2* — колосниковая решетка; *3* и *4* — соответственно верхняя и нижняя распределительные системы для воздуха; *5* — отвод раствора; *6* — выпуск осадка; *7* — подвод воды

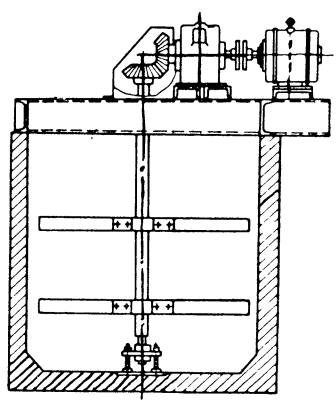


Рис. II.4. Схема бака с лопастной мешалкой для растворения зернистых реагентов

на 1 $м^2$ площади колосниковой решетки. В стенках труб предусматриваются направленные вниз отверстия диаметром 3—4 *мм*. Скорость выхода воздуха из отверстий должна быть в пределах 20—25 *м/сек*.

Дно растворного бака устраивается пирамидальным, в вершине пирамиды располагается патрубок диаметром не менее 100 *мм* для выпуска осадка. Вокруг выпускного патрубка располагается кольцо из дырчатых труб для барботажа воздухом осадка, скапливающегося под колосниковой решеткой и содержащего значительное количество нерастворившегося коагулянта.

Схема растворного бака с барботажем воздухом приведена на рис. II.3.

Вместо барботирования раствора сжатым воздухом для интенсификации процесса растворения коагулянта можно применять перемешивание раствора лопастной или пропеллерной мешалкой.

Баки с лопастными мешалками (рис. II.4) могут использоваться для растворения реагентов с размером кусков не более 20 *мм* (например, кристаллический железный купорос, порошкообразный сернокислый алюминий).

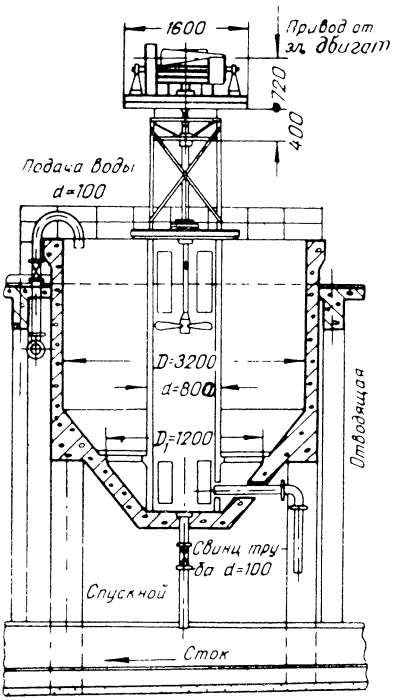


Рис. II.5. Схема бака с пропеллерной мешалкой для растворения кусковых реагентов

Баки с пропеллерными мешалками (рис. II.5) могут применяться для растворения как кусковых реагентов, так и порошкообразных. Коагулянт загружают на колосниковую решетку, затем бак заполняют водой и включают пропеллерную мешалку. Пропеллер засасывает воду сверху и направляет ее вниз под колосниковую решетку. Вода поднимается через щели между колосниками и омывает куски коагулянта, ускоряя их растворение.

На небольших станциях для растворения коагулянтов и таких реагентов, как сода, едкий натр, фтористый натрий и т. п., могут использоваться стальные и чугунные эмалированные баки с мешалками, применяемые в химической промышленности, например вертикальные аппараты с мешалками ВМ-250, ВМ-500, ВМ-1000 и ВМ-2000 объемом 250—2000 *л*, выпускаемые заводом «Ленхимпищекомбинат» (мощность двигателя мешалки 1,7 *квт* при скорости ее вращения 72 *об/мин*) или реакторы стальные эмалированные 221-114 и 221-115 объемом 3200 и 6000 *л* завода «Красный Октябрь» (г. Фастов).

При проектировании баков с лопастными мешалками для заготовки реагентов принимают: число оборотов вала мешалки 20—30 в 1 *мин*, длину лопасти от оси вала — 0,4—0,45 ширины или диаметра бака, площадь лопастей 0,1—0,2 $м^2$ на 1 $м^3$ раствора в баке.

Мощность двигателя мешалки N с горизонтальными лопастями определяют по формуле

$$N = 0{,}500\ \frac{\rho}{\eta}\ hn^3 d^4 z\ квт, \qquad (II.1)$$

где ρ — объемный вес перемешиваемого раствора в *кг/м*^{3};
h — высота лопасти в *м*;
n — число оборотов мешалки в 1 *сек*;
d — диаметр окружности, описываемой концом лопасти, в *м*;
z — число парных лопастей на валу мешалки;
η — коэффициент полезного действия передаточного механизма редуктора.

В баках с пропеллерными мешалками размеры трехлопастного пропеллера, число оборотов его и мощность двигателя можно принимать по табл. II.4, составленной по данным НИИХиммаш.

Таблица II.4

Размеры пропеллеров для перемешивания растворов в баках цилиндрической формы

Диаметр бака в *м*	Диаметр пропеллера в *мм*	Шаг винта в *мм*	Число оборотов вала пропеллера в 1 *мин*	Мощность двигателя в *квт*
0,6	150	210	1000	0,2
0,8	200	280	630	0,37
1	250	350	800	0,6
1,2	300	420	400	0,75
1,4	300	420	500	1,1
1,6	400	480	500	2,2
2	500	500	400	3
2,4	600	600	250	5
2,6	600	600	320	6,6

Хлорное железо растворять в описанных выше баках нельзя, так как его поставляют на водоочистные станции в металлических барабанах, выгрузка из которых реагента в бак для растворения затруднительна. При растворении хлорного железа в воде выделяются пары соляной кислоты, действующие на слизистые оболочки обслуживающего персонала, а также вызывающие коррозию аппаратуры. Поэтому хлорное железо растворяют в изолированном помещении-боксе с вытяжной вентиляцией. Бокс с передней остекленной стенкой устраивают над растворным баком с лопастной мешалкой. Бочки с хлорным железом устанавливают горизонтально на колосниках над растворным баком таким образом, чтобы вымываемый из бочек брандспойтом раствор хлорного железа стекал в бак.

На вымывание из бочки 100 *кг* хлорного железа с помощью брандспойта с 13-миллиметровым наконечником при расходе воды через него 2,5 *л/сек* и давлении в сети 2 *ат* затрачивается 15—17 *мин*. В растворный бак при этом стекает 4—5%-ный

раствор хлорного железа, который непосредственно может быть использован для дозирования в обрабатываемую воду.

Емкость растворного бака $W_р$ при хранении коагулянта на складе в сухом виде определяется по формуле

$$W_р = \frac{QnД_к}{10\,000b\gamma}, \qquad (II.2)$$

где Q — расчетный часовой расход воды в $м^3/ч$;

$Д_к$ — максимальная доза коагулянта в пересчете на безводный продукт в $г/м^3$;

n — время, на которое заготовляется раствор коагулянта, в $ч$;

b — концентрация раствора коагулянта в растворном баке в %; принимается не более 10% в пересчете на безводный продукт;

γ — объемный вес раствора коагулянта в $т/м^3$.

Для станций производительностью $Q < 10\,000$ $м^3/сутки$ принимают: при круглосуточной работе $n = 12 \div 24$ $ч$, при некруглосуточной работе n равно числу часов работы станции; для станций при $Q = 10\,000 \div 50\,000$ $м^3/сутки$ $n = 8 \div 12$ $ч$; для станций при $Q > 50\,000$ $м^3/сутки$ $n = 6 \div 8$ $ч$; для станций при $Q > 100\,000$ $м^3/сутки$ $n = 3$ $ч$ (можно предусматривать непрерывную заготовку раствора коагулянта).

3. УСТРОЙСТВА ДЛЯ ГАШЕНИЯ ИЗВЕСТИ И ПРИГОТОВЛЕНИЯ ИЗВЕСТКОВОГО МОЛОКА И РАСТВОРА

Комовая известь-кипелка для превращения в форму, удобную для дозирования, должна быть погашена и превращена в известковое молоко или в раствор.

При гашении извести происходит ее гидратация с выделением тепла:

$$CaO + H_2O = Ca(OH)_2 + 16 \text{ } ккал.$$

Тонкомолотая известь [как кипелка CaO, так и пушонка $Ca(OH)_2$] может вводиться в обрабатываемую воду в порошкообразном виде с помощью дозаторов сухих реагентов.

Для гашения комовой извести применяются лопастные, барабанные, термомеханические, бегунковые или фрезерные известегасилки.

В условиях водоочистных станций целесообразно применять термомеханические безотходные известегасилки. Термомеханическая известегасилка марки С-703 Прилукского завода строительных машин (рис. II.6) имеет производительность при работе на медленногасящейся извести 1,5 $т/ч$, а на среднегасящейся извести 2 $т/ч$. Мощность установленного на ней электродвигателя А-42-4 составляет 2,8 $квт$. Вес ее с мелющими шарами равен 1200 $кг$.

Основным преимуществом этой известегасилки является тонкий размол шарами недожога и пережога, что исключает необходимость вручную удалять из известегасилки куски непогасившейся извести.

Из известегасилки известковое молоко направляется в гидроциклон или в гидравлический классификатор для отделения крупных частиц извести и возврата их на вторичное дробление.

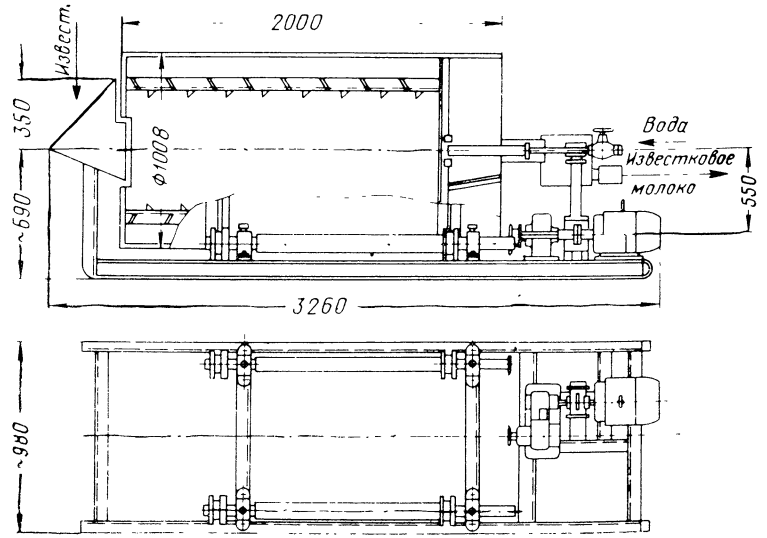


Рис. II.6. Термомеханическая известегасилка марки С-703

Гидравлический классификатор представляет собой конический сосуд, диаметр которого выбирается с таким расчетом, чтобы скорость восходящего потока известкового молока в верхнем сечении конуса не превышала 3—5 *мм/сек*.

Из гидроциклона или из классификатора известковое молоко поступает в бак с лопастной мешалкой либо в бак с гидравлическим перемешиванием.

На установках с большим расходом извести для ее гашения могут быть применены шаровые мельницы, в которые должна быть подведена горячая вода. После шаровых мельниц известковое молоко также пропускается через гидроциклон или классификатор.

На станциях средней производительности вместо шаровой мельницы серийного производства может быть применен аппарат для безотходного гашения извести (рис. II.7).

Этот аппарат представляет собой барабан *1* диаметром 1300 *мм* из стального листа толщиной 10 *мм*, вращающийся на горизонтальном валу *2*. В барабане на расстоянии 550 *мм* от

передней его стенки установлена стальная перегородка *3* толщиной 10 *мм*, в которой в шахматном порядке просверлены отверстия диаметром 10 *мм* по сетке 20×20 *мм*.

Внутри барабана по его образующим приварено шесть выступов, сделанных из разрезанных вдоль стальных труб диаметром 100 *мм*. На вал на шпонках насажены втулки, к которым приварены днища барабана. На одном из днищ закреплена шестерня *4*, соединенная через вторую шестерню *5* и редуктор *6* с

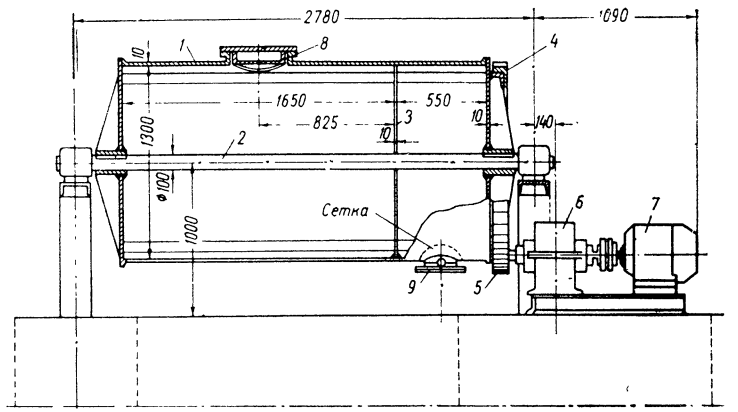


Рис. II.7. Барабан для безотходного гашения извести

электродвигателем *7* мощностью 10 *квт*. Редуктор и шестерня подобраны таким образом, чтобы барабан вращался со скоростью 23—25 *об/мин*.

В барабан через верхний люк *8* загружают 60 стальных или чугунных шаров диаметром 70 *мм*, а через нижний люк *9* — 30 шаров диаметром 50 *мм*.

Для приготовления известкового молока в барабан через верхний люк загружают 800—1000 *кг* комовой извести и заливают до горловины горячей водой. После этого люки барабана закрывают, включают электродвигатель и вращают барабан в течение 30—40 *мин*. Затем барабан останавливают и известковое молоко за 7—8 *мин* выпускают через задвижку патрубка, имеющегося на горловине нижнего люка.

Так как на гашение 1 *т* извести в этом аппарате затрачивается 1,5—2 *ч*, производительность его по извести при круглосуточной работе достигает 12—15 *т*.

Из известегасилок известковое молоко сливают в баки с мешалками или баки с гидравлическим перемешиванием известкового молока насосом.

Баки для гидравлического перемешивания известкового молока объемом 1—4 $м^3$ (рис. II.8) изготовляются в СССР серийно.

Для поддержания частиц извести во взвешенном состоянии известковое молоко с помощью поплавка и гибкого шланга забирается насосом из верхних слоев и подается в нижнюю часть конусного дна бака. Производительность насоса выбирают с таким расчетом, чтобы скорость восходящего потока в цилиндрической части была не менее 5 *мм/сек* для обеспечения взвешивания частиц извести в воде. При введении извести в воду после ее осветления на фильтрах известковое молоко либо должно быть освобождено от крупной медленно растворяющейся взвеси, либо превращено в известковый раствор. Для освобождения известкового молока от крупной взвеси его осветляют в гидроциклонах или в классификаторах.

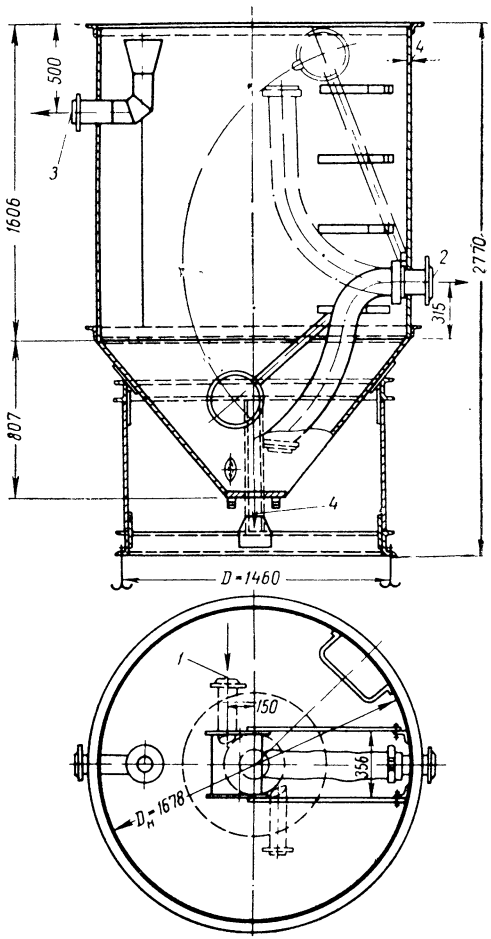


Рис. II.8. Схема бака для гидравлического перемешивания известкового молока

1 — подача известкового молока; *2* — отбор известкового молока; *3* — перелив; *4* — опорожнение бака

Для приготовления из известкового молока известкового раствора на установках с небольшим расходом извести иногда применяют сатураторы, особенно в тех случаях, когда дозирование небольших количеств известкового молока затруднено из-за осаждения частиц извести в коммуникациях и дозаторах при малых скоростях движения известкового молока.

Сатуратор двойного насыщения (рис. II.9) представляет собой высокий цилиндрический бак, разделенный коническим дном на два отделения. Известковое молоко 10—15%-ной концентрации в количестве, необходимом для 12—24-часовой работы установки, подают по трубе *1* сначала в нижнюю часть ко-

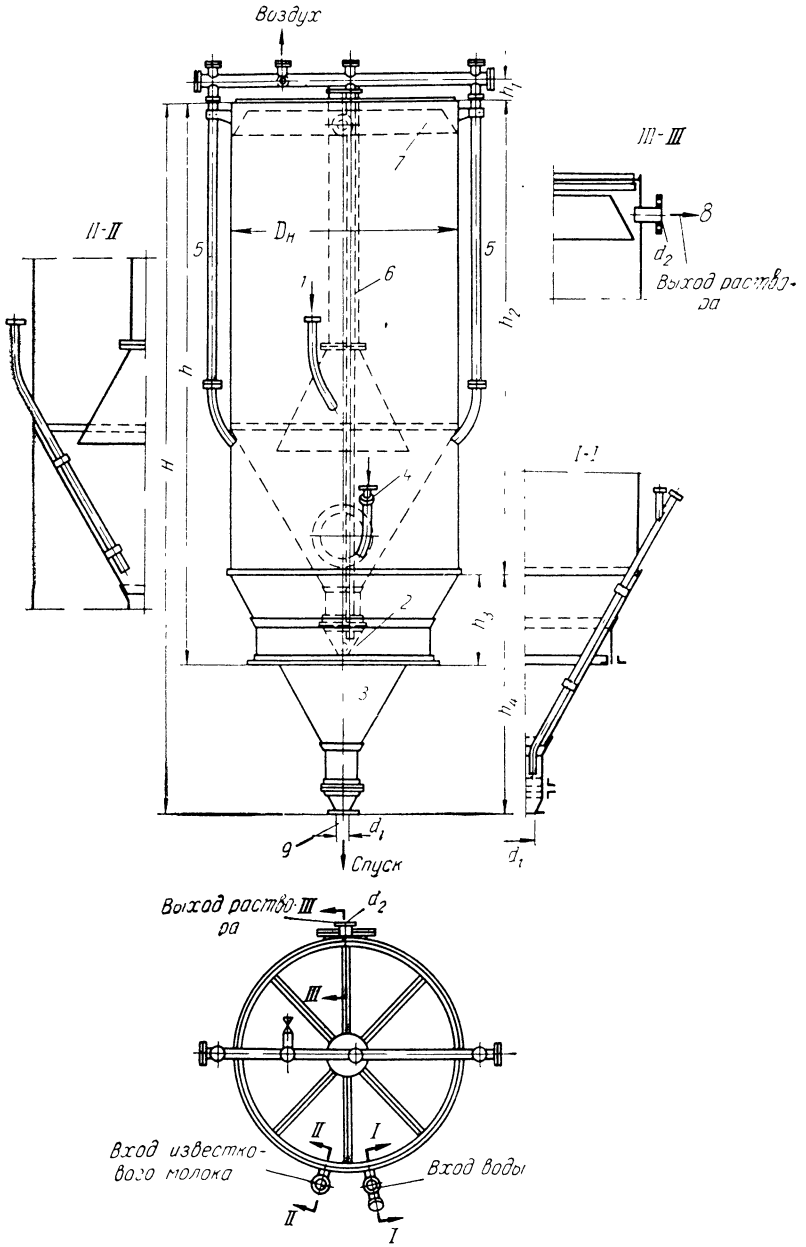


Рис. II.9. Схема сатуратора двойного насыщения

нуса верхнего отделения сатуратора, а затем, открывая клапан *2*, перепускают в нижнее отделение *3*. В конус верхнего отделения подают вторую порцию известкового молока. Когда сатуратор заполнится известковым молоком, в него через трубу *4* начинают подавать воду. Вода, взмучивая известковое молоко в нижнем конусе сатуратора, частично насыщается известью, а затем по трубам *5* и *6* поступает в нижнюю часть верхнего конуса сатуратора. Здесь она донасыщается известью и, поднимаясь вверх по цилиндрической части сатуратора, освобождается от взвеси и частиц извести. Осветленный насыщенный раствор извести переливается в кольцевой сборный желоб *7* и через патрубок *8* отводится в смеситель. В центре верхней зоны сатуратора находится воздухоотводная труба, оканчивающаяся снизу зонтом.

Нерастворившиеся примеси извести периодически выпускаются из сатуратора через клапан *9*, после чего известковое молоко из верхней части сатуратора через клапан *2* перепускают в нижний отсек сатуратора, а в верхний отсек по трубе *1* подают свежую порцию известкового молока. Сатуратор двойного насыщения позволяет получить стабильный по концентрации известковый раствор при достаточно полном использовании извести, подаваемой в сатуратор. Этому способствует последовательное прохождение воды сначала через частично истощенную известь в нижнем отделении сатуратора и затем через свежую в верхнем.

Размеры сатураторов определяют из условия получения в верхнем их сечении скорости восходящего потока, обеспечивающей хорошее осветление раствора.

Производительность сатуратора Q_c (по насыщенному известковому раствору) определяют по формуле

$$Q_c = \frac{И}{np}, \qquad (II.3)$$

где $И$ — расход извести на установке в пересчете на CaO в *кг/ч*;

n — число сатураторов на установке;

p — содержание CaO в насыщенном известковом растворе в *кг/м*^{3}.

Объем сатуратора W_c, необходимый для получения расчетного количества насыщенного известкового раствора, вычисляют по формуле

$$W_c = k_1 k_2 Q_c, \qquad (II.4)$$

где k_1 — коэффициент, зависящий от температуры воды; принимается по данным табл. II.5;

k_2 — коэффициент, зависящий от соотношения кальциевой и общей жесткости воды; принимается равным 1 при соотношении $Ж_{Ca}$; $Ж_{общ} > 0{,}7$ и 1,3 при соотношении $Ж_{Ca} : Ж_{общ} < 0{,}7$.

Таблица II.5

Значения коэффициента k_1 и предельно допустимых скоростей восходящего потока в сатураторах

Показатель	Температура воды в °С			
	5	10	20	30
Значение коэффициента k_1 в формуле (II.4)	9	7,5	6	5
Допустимая скорость восходящего потока насыщенного известкового раствора в верхнем сечении сатуратора в *мм/сек*	0,15	0,2	0,26	0,33

Скорость восходящего потока насыщенного раствора извести в верхнем сечении сатуратора не должна превышать величин, указанных в табл. II.5.

Размеры сатураторов приведены в табл. II.6.

Таблица II.6

Размеры и веса сатураторов двойного насыщения (см. рис. II.9)

Объем сатуратора в $м^3$	Размеры сатураторов										Вес металла в *кг*	Нагрузочный вес в *т*
	$D_н$ в *мм*	площадь верхнего сечения в $м^2$	H	d_1	d_2	h	h_1	h_2	h_3	h_4		
			в *мм*									
3,4	1010	0,8	5 200	65	50	4205	240	3900	305	1300	941	5
7,3	1338	1,45	6 490	80	80	5505	275	4890	615	1600	1 635	10
11,7	1678	2,8	6 785	80	80	5618	300	4890	728	1895	2 135	15
17	2008	3,2	7 085	80	80	5740	280	4890	850	2195	2 596	21
26,5	2350	4,3	8 110	100	80	6515	280	5585	930	2525	3 675	33
35	2678	5,6	8 394	100	100	6585	320	5585	1000	2809	4 790	48
50,7	3010	7,1	9 345	100	100	7457	340	6285	1172	3080	5 950	62
61	3310	8,6	9 492	100	100	7395	330	6140	1255	3352	6 200	73
102	4022	12,6	10 884	100	100	8372	328	6980	1392	3904	9 272	122
138	4604	16,6	11 350	200	125	8520	370	7000	1520	4350	12 300	160
310	6690	35	13 200	200	150	8985	310	7000	1985	6200	22 120	360

Снижение производительности сатуратора при насыщении воды с высоким содержанием магниевых солей объясняется необходимостью задержания в отстойной части легкого осадка гидроокиси магния, образующейся при реакции солей магния воды с растворяемой известью.

В практике обработки воды в ГДР, ФРГ и ЧССР для приготовления насыщенного раствора извести применяют сатураторы, в которых первая ступень насыщения воды известью происходит

в отдельном напорном сатураторе. Последний располагается рядом с одноступенчатым сатуратором, в котором производятся донасыщение раствора и его осветление (рис. II.10). Сатуратор этого типа имеет меньшую высоту, чем сатуратор двойного насыщения. Скорость восходящего потока известкового раствора в верхнем сечении такого сатуратора принимается 0,2 *мм/сек*, а время пребывания раствора в сатураторе — в пределах 3—4 *ч*.

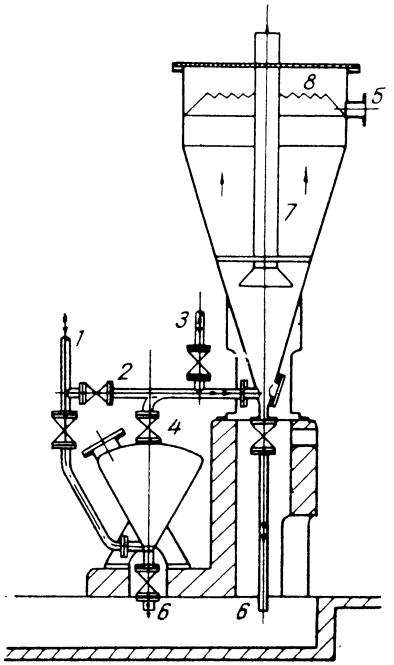


Рис. II.10. Сатуратор с выносной первой ступенью

1 — подача исходной воды; *2* — обводной трубопровод; *3* — подвод воды для промывки; *4* — подвод известкового молока; *5* — отвод насыщенного известкового раствора; *6* — выпуск осадка; *7* — отвод воздуха; *8* — сборный желоб

4. УСТРОЙСТВА ДЛЯ ПРИГОТОВЛЕНИЯ РАСТВОРОВ ВСПОМОГАТЕЛЬНЫХ СРЕДСТВ КОАГУЛИРОВАНИЯ

В качестве вспомогательных средств коагулирования применяют активированную кремниевую кислоту, суспензии тонкодисперсных глин — бентонит, аскангель, каолин и др., органические полимерные полиэлектролиты—полиакриламид (ПАА), ВА-2 (поли-4-винил-N-бензилтриметиламмоний хлорид) и др. Суспензии глин приготовляются так же, как известковое молоко. Активированная кремниевая кислота (АК) приготовляется непосредственно на водоочистной станции путем нейтрализации части щелочности раствора жидкого стекла (см. главу IV). В нейтрализованном растворе жидкого стекла активированная кремниевая кислота (золь) образуется примерно через 25—30 *мин* после введения нейтрализатора щелочности. Поэтому в установке для приготовления активированной кремниевой кислоты должен быть зрельник с объемом, равным не менее 2-*ч* расхода АК на станции.

Активированную кремниевую кислоту для дозирования в воду можно приготовлять порционно или непрерывно. Установка для порционного приготовления АК состоит из двух баков с мешалками для растворения жидкого стекла и мерников нейтрализующего реагента. Жидкое стекло загружают в бак и раство-

ряют в небольшом количестве горячей воды. Затем, добавляя в бак холодную водопроводную воду, приготовляют 1—2%-ный раствор жидкого стекла, в который при непрерывном перемешивании вводят нейтрализующий реагент в количестве, обеспечивающем снижение щелочности раствора жидкого стекла на 70—85%. Затем полученный раствор оставляют на 1—1,5 *ч* для созревания АК. Дозирование в воду АК в это время ведется из второго бака.

Объем каждого из двух баков для приготовления активированной кремниевой кислоты принимают равным:

$$W_{\text{АК}} = \frac{QaT}{0{,}3b}\ м^3, \qquad \text{(II.5)}$$

где Q — расход воды на станции в $м^3/ч$;
a — расчетная доза АК в $г$ на 1 $м^3$ обрабатываемой воды;
T — время, необходимое для приготовления и созревания коллоидного раствора АК, в *ч*, обычно принимаемое равным 30—60 *мин*;
b — концентрация жидкого стекла в нейтрализуемом растворе в $г/м^3$, обычно принимаемая 15—20 тыс. $г/м^3$ (1,5—2% по весу);
0,3 — долевое содержание SiO_2 в техническом жидком стекле.

Количество кислоты или другого нейтрализующего реагента, вводимого в раствор жидкого стекла для активирования кремниевой кислоты, определяют по формуле

$$p = QaTmef \cdot 10^{-7}\ кг, \qquad \text{(II.6)}$$

где p — количество нейтрализующего реагента, необходимого на один бак раствора жидкого стекла, в *кг*;
m — содержание Na_2O в жидком стекле в %, обычно принимаемое равным 8,8—9,4%;
e — необходимая степень нейтрализации щелочности раствора жидкого стекла для активации в %;
f — коэффициент, учитывающий расход реагента на нейтрализацию 1 *кг* Na_2O в жидком стекле.

Величину f принимают равной: при нейтрализации жидкого стекла H_2SO_4 — 1,58 (в пересчете на 100%-ную H_2SO_4), при нейтрализации $Al_2(SO_4)_3$ — 1,8 (в пересчете на безводный сернокислый алюминий), при нейтрализации Cl_2 — 1,14. При нейтрализации раствора жидкого стекла хлором баллоны или бочки устанавливают на весы, а шланг, по которому хлор подается в бак с раствором жидкого стекла, опускается до его дна и заканчивается перфорированным участком.

Схема установки для непрерывного приготовления и дозирования активированной кремниевой кислоты показана на рис. II.11.

Установка состоит из бачков *1* и *2* для приготовления концентрированных рабочих растворов жидкого стекла и нейтрализующего реагента, дозаторов *3* и *4* для этих растворов, смесителя *5*, в котором происходит разбавление водой раствора жидкого стекла до 1,5—2%-ной концентрации и нейтрализация 70—80% щелочности этого раствора кислотой, хлором, сернокислым алюминием или другим реагентом, зрельника *6*, в котором происходит созревание активированной кремниевой кислоты, и ротаметра *7* для измерения количества разбавляющей воды, подаваемой в смеситель.

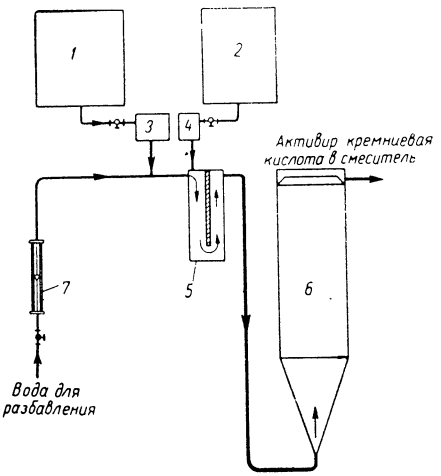


Рис. II.11. Схема установки для непрерывного приготовления активированной кремниевой кислоты

При расчете такой установки рекомендуется принимать:

1) концентрацию раствора жидкого стекла, приготовляемого в бачке *1*, — 10—20% по техническому продукту, концентрацию раствора серной кислоты 10—20% и концентрацию раствора сернокислого алюминия 6—7%;

2) объем смесителя — из расчета пребывания в нем разбавленного раствора жидкого стекла до 1,5—2%-ной концентрации в течение 1 *мин*;

3) объем зрельника — из расчета 30—60-*мин* пребывания в нем указанного раствора.

Установки для непрерывного приготовления и дозирования АК целесообразно применять на водоочистных станциях с расходом жидкого стекла более 10 *кг/ч*, что соответствует производительности станции более 7—10 тыс. $м^3$/*сутки*. На станциях производительностью менее 7 тыс. $м^3$/*сутки* удобнее работать с приготовлением активированной кремниевой кислоты в баках с мешалками.

Если для ускорения процесса хлопьеобразования при коагулировании используют полиакриламид, то его вводят в воду в виде 0,05—0,1%-ного водного раствора.

Легкорастворяемые полиэлектролиты растворяют и дозируют так же, как коагулянты.

Полиакриламид, выпускаемый в виде водного геля с содержанием 8—10% активного вещества, до растворения должен быть диспергирован в небольшом количестве воды. Для диспер-

гирования применяют мешалку системы АКХ пропеллерного типа с отбойным диском, расположенным над пропеллером, который во время диспергирования полиакриламида вращается со скоростью 1000—1500 *об/мин*.

5. УСТРОЙСТВА ДЛЯ ПРИГОТОВЛЕНИЯ РАСТВОРОВ СОДЫ, ЕДКОГО НАТРА, ГЕКСАМЕТАФОСФАТА НАТРИЯ

Соду и едкий натр растворяют в стальных или железобетонных баках с мешалками и воздушным барботажем. Применение горячей воды значительно ускоряет процесс растворения этих реагентов. Концентрацию растворов принимают 5%, объем баков определяют по формуле (II.2) при $n=12$ *ч*.

В таких же баках, но имеющих защитное антикоррозионное покрытие, растворяют гексаметафосфат или триполифосфат натрия. Концентрацию раствора принимают в пределах от 0,5 до 3%.

Продолжительность растворения гексаметафосфата натрия для получения раствора 3%-ной концентрации составляет в холодной воде 4—5 *ч*, в воде с температурой 50° С — около 2 *ч* (при непрерывном перемешивании раствора).

6. СКЛАДЫ РЕАГЕНТОВ

Размер складов реагентов определяют с учетом возможностей их доставки. Обычно принимают запас реагентов на 15—30 суток, считая по периоду максимального расхода.

При доставке реагентов вагонами объем склада должен быть кратен объему реагента в вагоне, при этом должна быть предусмотрена возможность приема вагона или цистерны с реагентом при наличии на складе 10-дневного его запаса.

Высоту слоя реагентов в складе принимают: для сернокислого алюминия навалом 2 *м*; извести негашеной навалом 1,5 *м*; железного купороса в бумажных мешках 2 *м*; хлорного железа в барабанах 2,5 *м*; поваренной соли навалом 2—2,5 *м*; активного угля в бумажных мешках 2,5 *м*.

Насыпной вес реагентов при определении размеров склада принимают по данным п. II.1.

Сернокислый глинозем, железный купорос и поваренную соль целесообразно хранить в виде растворов (так называемое мокрое хранение реагентов), так как в этом случае легко механизируются все операции, связанные с растворением и транспортированием реагентов.

Существуют два способа мокрого хранения коагулянта в виде: 1) раствора; 2) кускового продукта в насыщенном растворе. В обоих случаях баки для хранения могут быть расположены вне отапливаемого здания и должны иметь противокоррозионную облицовку. В складе коагулянта, хранящегося в виде

раствора, устраивают баки для растворения коагулянта с барботированием раствора сжатым воздухом и баки для хранения раствора коагулянта, в которые этот раствор перекачивается из баков для растворения. В этом случае объем баков для растворения коагулянта принимается равным 0,5 $м^3$ на растворение 1 $т$ доставляемого в сутки коагулянта при круглосуточной работе растворных баков. Так как коагулянт прибывает обычно в вагонах грузоподъемностью 60 $т$, объем растворных баков должен быть равен 30 $м^3$ на каждый из прибывающих в течение суток вагонов. Емкость запасных резервуаров принимается 2,5 $м^3$ на 1 $т$ хранящегося коагулянта.

При хранении коагулянта в виде кусков в баках с раствором специальных растворных баков не устраивают. Все баки служат одновременно и для растворения, и для хранения коагулянта. Насыщенный раствор из баков отбирают в промежуточный резервуар, из которого его перекачивают для разбавления в расходные баки. Суммарную емкость баков в этом случае принимают равной 1,5 $м^3$ на 1 $т$ хранящегося коагулянта. Склады для мокрого хранения соли и склады кислоты описаны в главе XII.

При проектировании и строительстве складов должны приниматься меры к механизации всех процессов, связанных с разгрузкой реагентов из вагонов или из автомашин, транспортированием реагентов внутри склада и загрузкой их в устройства для приготовления растворов.

7. ДОЗИРОВАНИЕ РЕАГЕНТОВ В ОБРАБАТЫВАЕМУЮ ВОДУ

Реагенты можно дозировать в воду в виде порошка или гранул (молотая известь, известь-пушонка, порошкообразный активный уголь), суспензии (известкового молока, неочищенного сернокислого алюминия, активного угля), раствора (известкового, а также раствора коагулянта, соды, гексаметафосфата натрия) и газа (хлора, аммиака, сернистого газа). Поэтому в практике очистки воды применяются дозаторы для сухих реагентов, суспензий, растворов и газов.

Дозаторы сухих реагентов приспособлены к их подаче в открытый поток или в специальный смеситель, где осуществляется быстрое растворение сухого реагента. Дозаторы суспензий, растворов и газов бывают двух типов: приспособленные к дозированию реагентов в открытый поток и напорный трубопровод (напорные дозаторы). Напорные дозаторы могут дозировать реагенты и в открытый поток. Подробнее о дозировании реагентов при обработке воды см. в работах [3, 6, 7, 13, 14, 15, 16].

По принципу действия дозаторы всех четырех типов могут быть выполнены: а) как дозаторы постоянного расхода реагента; б) как дозаторы подачи реагента пропорционально расходу обрабатываемой воды; в) как дозаторы, рассчитанные на поддержание заданных параметров качества обработанной воды.

1. Дозаторы постоянного расхода подают в обрабатываемую воду в единицу времени заданное количество реагента, не зависящее от расхода поступающей на сооружения воды. Расход реагента в таких дозаторах изменяют вручную, меняя степень открытия крана или шибера, уровень жидкости и т. п.

2. Дозаторы пропорционального расхода реагентов изменяют количество реагента, подаваемого в единицу времени, пропорционально изменению расхода воды на сооружениях. Это обеспечивает постоянство дозы реагента.

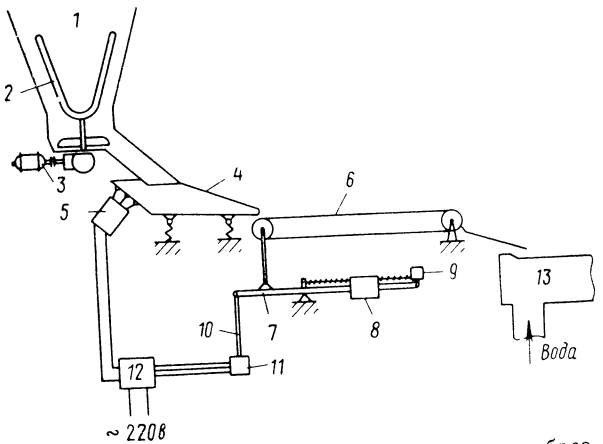


Рис. II.12. Схема весового дозатора порошкообразных реагентов

3. Дозаторы, рассчитанные на поддержание заданных параметров качества обработанной воды (например, величины pH, концентрации остаточного хлора, электропроводности), регулируют соответствующим образом количество подаваемого реагента независимо от изменения расхода воды на сооружениях, качества исходной воды или концентрации вводимого в воду реагента.

В качестве газодозаторов обычно используются аппараты, специально сконструированные для дозирования в воду хлора, — хлораторы (см. главу X).

Для дозирования в воду сухих порошкообразных реагентов могут использоваться тарельчатые, шнековые, вибрационные, ленточные объемные и весовые дозаторы, а также питатели, применяемые в химической промышленности и промышленности строительных материалов [14], например ленточные дозаторы ДВ-50 (производительностью 3,5—50 *т/ч*) и ЛДВ-20 (производительностью 1,5—20 *т/ч*), электровибрационные дозаторы

ЛДА-12С (производительностью 3—12 *т/ч*), ДН-20/1А (производительностью 0,4 *т/ч*), ДН-20/3А (производительностью 0,08 *т/ч*), ДН-21/У (производительностью 1,6 *т/ч*), ДН-26 (производительностью 0,12 *т/ч*), ДН-27 (производительностью 0,8 *т/ч*) и др.

На рис. II.12 представлена схема весового дозатора, применяемого для дозирования цемента на бетонных заводах. Дозатор состоит из бункера *1* со сводообрушающим устройством *2*, вращаемым через редуктор двигателем *3*. Из бункера реагент поступает на вибропитатель *4* с вибратором *5*, частота вибраций которого обусловливает расход порошка, подаваемого вибропитателем на транспортер *6*. Один из роликов транспортера опирается на коромысло весов *7*. Весы находятся в равновесии под действием веса транспортера *6* и груза *8*, перемещаемого по коромыслу весов электродвигателем *9*. Если вес реагента на транспортере больше или меньше расчетного, равновесие нарушается. Свободный конец коромысла весов перемещается вверх (доза мала) или вниз (доза велика), при этом он через тягу *10* воздействует на трехпозиционное реле *11*, которое управляет с помощью регулятора *12* частотой вибраций вибратора *5*. Этот дозатор может быть превращен из дозатора постоянного расхода реагента в устройство, дозирующее реагент пропорционально расходу воды. Для этого реверсивный электродвигатель *9* должен быть подсоединен через систему реле к вторичному прибору расходомера, установленного на линии подачи воды на станцию, или к уровнемеру с датчиком, расположенным в смесителе *13*.

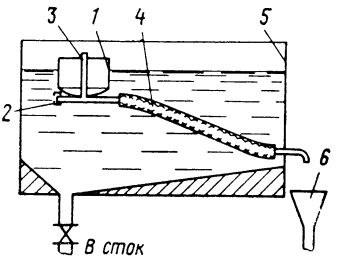


Рис. II.13. Схема дозатора растворов системы В. В. Хованского

1 — поплавок; *2* — дозировочная диафрагма; *3*—воздушная трубка; *4* — резиновый шланг; *5* — бак; *6* — приемная воронка

Схема простейшего дозатора растворов постоянного расхода системы В. В. Хованского представлена на рис. II.13.

Дозатор состоит из бака, в котором находится поплавок, поддерживающий на постоянной глубине под уровнем раствора трубку с дозировочной сменной диафрагмой на конце.

Раствор из бака поступает через диафрагму в трубку под постоянным перепадом давления, независимо от уровня раствора в баке. Снаружи диафрагмы давление равно атмосферному плюс давление столба раствора высотой от оси диафрагмы до поверхности раствора; с внутренней стороны диафрагмы давление равно атмосферному, так как трубка, в которую поступает через диафрагму раствор, соединена специальной воздушной трубкой с атмосферой. Для предварительной регулировки количества подаваемого раствора ставят диафрагмы

с различным размером отверстий. Более точная регулировка достигается загрузкой в поплавок либо выгрузкой из него дроби или песка.

Схема рациональной конструкции поплавка представлена на рис. II.14. Преимущество такой конструкции состоит в том, что при возможных перекосах поплавка под тяжестью шланга расстояние от поверхности раствора до оси дозировочной

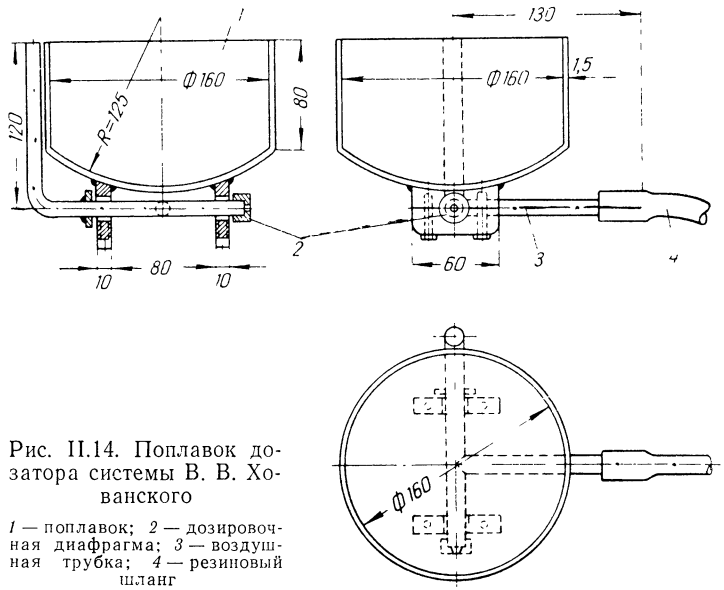


Рис. II.14. Поплавок дозатора системы В. В. Хованского

1 — поплавок; *2* — дозировочная диафрагма; *3* — воздушная трубка; *4* — резиновый шланг

диафрагмы сохраняется постоянным и, следовательно, точность дозирования не нарушается.

Схема простейшего дозатора растворов пропорционального расхода показана на рис. II. 15. Поток воды на распределительном водосливе делится на две части: бо́льшая часть поступает в смеситель, меньшая — в водомерный бак *А* дозатора и далее через патрубок с диафрагмой также сливается в смеситель. Плавающий в водомерном баке поплавок *Б* удерживает с помощью тросика, перекинутого через блоки, дозирующую подвижную трубку с диафрагмой. Уровень раствора реагента в баке *В* поддерживается постоянным с помощью шарового крана.

При увеличении количества воды, поступающей на обработку, увеличивается и ее приток в водомерный бак, вследствие чего уровень воды в последнем повышается. Поплавок всплывает, дозирующая трубка опускается и расход раствора реагента возрастает пропорционально увеличению расхода обрабатываемой воды.

Дозирование растворов и суспензий реагентов, пропорциональное расходу воды на сооружениях, может быть осуществлено с помощью дозатора, называемого «плавающей трубкой»

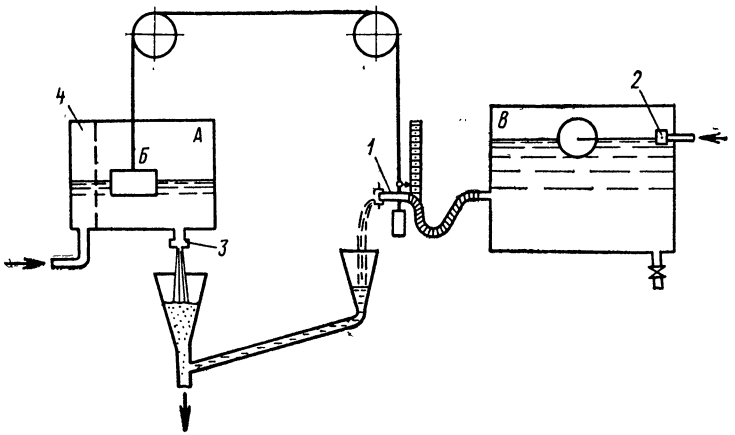


Рис. II.15. Схема дозатора раствора пропорционального расхода

1 — подвижная трубка с диафрагмой на конце; *2* — шаровой кран; *3* — патрубок с диафрагмой; *4* — успокоительная камера

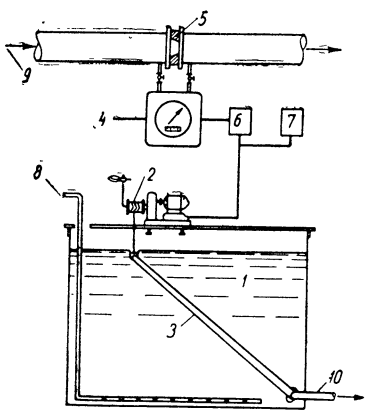


Рис. II.16. Дозатор «плавающая трубка»

1 — бак с дозируемым раствором или суспензией; *2* — барабан лебедки; *3* — плавающая трубка; *4* — водомер с контактным устройством; *5* — диафрагма; *6* — промежуточное реле; *7* — магнитный пускатель; *8* — подвод сжатого воздуха; *9* — трубопровод обрабатываемой воды; *10* — отвод отдозированного раствора или суспензии в смеситель

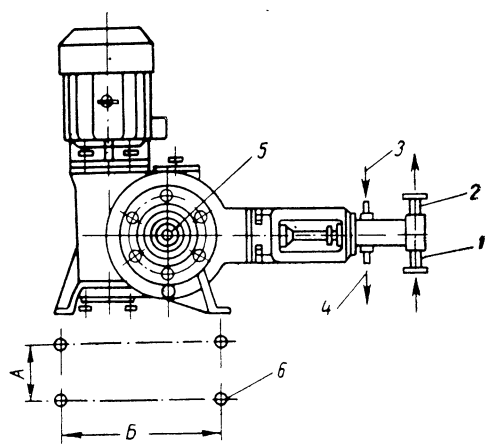


Рис. II.17. Общий вид насоса-дозатора типа НД

1 и *2* — всасывающий и нагнетательный патрубки; *3* и *4* — подвод и отвод охлаждающей воды; *5* — устройство для изменения длины хода плунжера; *6* — отверстия для анкерных болтов

(рис. II.16). Дозатор представляет собой бак с воздушным перемешиванием раствора или суспензии, в котором на шарнире,

расположенном у дна бака, поворачивается в вертикальной плоскости труба. Верхний открытый конец трубы подвешен к тросику лебедки, установленной над баком.

Электродвигатель лебедки включается и выключается через систему реле контактным крыльчатым водомером, установленным на трубопроводе обрабатываемой воды. При пуске дозатора его бак заполняется раствором, а дозирующая трубка опускается таким образом, чтобы верхний ее конец точно совпал с поверхностью раствора. Когда через водомер пройдет определенное количество воды, замыкаются контакты водомера и промежуточное реле включает магнитный пускатель двигателя лебедки, который начинает разматывать тросы, вращая через редуктор барабан лебедки. При повороте барабана на некоторый угол концевые контакты подают импульс на магнитный пускатель, и вращение лебедки прекращается. За время вращения барабана лебедки конец плавающей трубки опускается на определенную величину под уровень раствора в баке, и весь раствор, находящийся выше отверстия трубки, стекает через нее в смеситель.

Переставляя концевые контакты лебедки дозатора, можно изменять глубину, на которую опускается конец плавающей трубки за одно включение лебедки, и тем самым изменять дозу реагента.

Широкое применение для дозирования растворов и суспензий реагентов в практике очистки воды нашли плунжерные, шестеренчатые и диафрагмовые насосы-дозаторы.

Плунжерные насосы-дозаторы постоянного расхода типа НД изготовляются заводом «Ригахиммаш». Общий вид такого насоса-дозатора представлен на рис. II.17, технические характеристики приведены в табл. II.7. Насосы-дозаторы типа НД выпускаются в двух модификациях, рассчитанные на дозирование: 1) растворов коагулянта и других кислых и нейтральных растворов; 2) известкового молока и других щелочных реагентов. Эта модификация насосов-дозаторов имеет в названии индекс «и». Во избежание прекращения работы насоса при попадании под клапан частиц извести в дозаторах известкового молока предусмотрены двойные самопромывающиеся шариковые клапаны. Насосы-дозаторы НД развивают давление до 6 $кГ/см^2$.

Намечен выпуск насосов-дозаторов НД в кислотостойком исполнении с подачей 25, 63, 160, 400, 630, 1000 и 1600 *л/ч*, насосов-дозаторов НД для известкового молока производительностью 630, 1000, 1600 и 2500 *м/ч* с изменяемой на ходу длиной хода плунжера. Помимо насосов-дозаторов НД в настоящее время выпускаются насосы-дозаторы ПС-4Б производительностью 330 *л/ч* с давлением нагнетания 6 $кГ/см^2$ и винтовые насосы-дозаторы 1В6/10Х (разработанные Ливенским филиалом ВНИИГидромаш), производительность которых может из-

Таблица II.7

Характеристика насосов-дозаторов типа НД

Показатель	Марка насоса-дозатора			
	НД-120/6	НД-400/6	НД-800/6	НД-1200/6
Производительность в *л/ч*	120	400	800	1200
Мощность электродвигателя в *квт*	0,6	1	1	1,7
Диаметр плунжера в *мм*	28	40	50	60
Длина хода плунжера в *мм*	40	60	60	60
Число двойных ходов в *мм*	100	94	141	141
Размеры в *мм*:				
длина	680	840	874	875
ширина	292	300	300	319
высота	540	634	634	672
Расстояние между болтами в *мм*:				
А	125	125	125	125
Б	285	342	342	342
Условные диаметры присоединительных трубопроводов в *мм*	8	10	15	25
Вес дозатора в сборе в *кг*	78	108	115	135

меняться от 0,5 до 6 $м^3/ч$ с помощью механического вариатора типа ВЦД (рис. II.18). Насосы-дозаторы 1В6/10Х изготовляются Киевским машиностроительным заводом им. М. И. Ка-

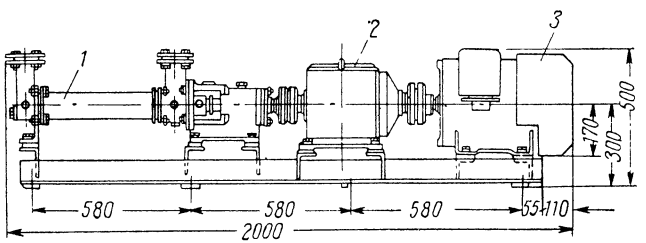


Рис. II.18. Винтовой насос-дозатор 1В6/10Х

1 — насос; *2* — вариатор ВЦД; *3* — электродвигатель

линина комплектно с аппаратурой автоматического управления, позволяющей подавать реагенты насосом пропорционально расходу обрабатываемой воды.

Пропорциональность подачи реагента насосом-дозатором расходу обрабатываемой воды может быть обеспечена заменой

электродвигателя дозатора гидравлическим сервомотором, работающим с использованием перепада давления в дроссельном органе на трубопроводе обрабатываемой воды. Схема такого

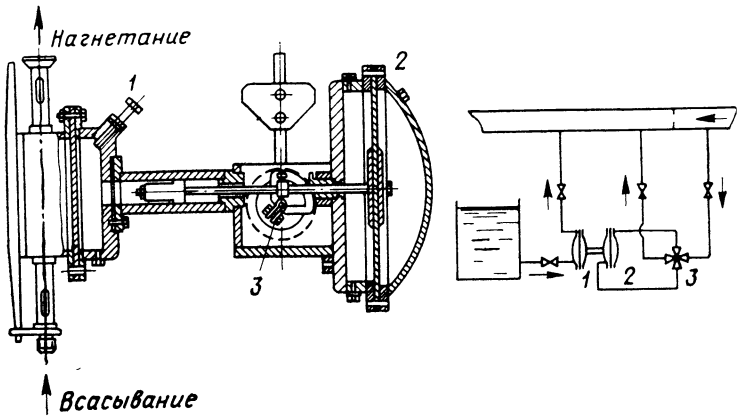
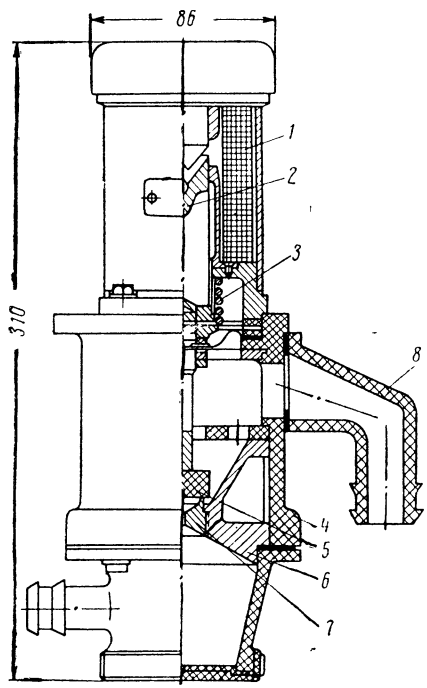


Рис. II.19. Пропорциональный насос-дозатор с гидроприводом



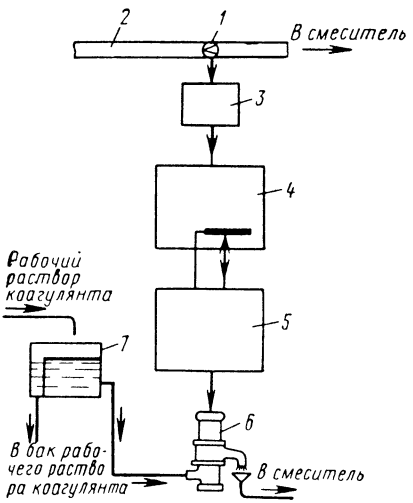


Рис. II.21. Схема автоматического дозатора с питателем ПРИ-1

← Рис. II.20. Питатель ПРИ-1

1 — электромагнит; *2* — якорь; *3* — пружина; *4* — корпус; *5* — клапан; *6* — седло клапана; *7* — входной штуцер; *8* — сливной патрубок

насоса-дозатора, выпускаемого в ЧССР, представлена на рис. II.19. Он состоит из плунжерного насоса *1*, гидравлического сервомотора *2* и золотникового крана *3*, управляющего

работой сервомотора. С увеличением расхода воды увеличивается перепад давления в дроссельном органе на трубопроводе, что обусловливает увеличение числа ходов в 1 *мин* сервомотора.

ВНИИ ВОДГЕО [3] был успешно применен для дозирования раствора коагулянта импульсный дозатор флотореагентов, разработанный конструкторским бюро Цветметавтоматика. Дозатор состоит из питателя ПРИ-1 и импульсного электронного регулятора РИ-1.

Питатель ПРИ-1 представляет собой электромагнитный клапан, корпус которого выполнен из пластмассы (рис. II.20). В средней части корпуса имеется сливной патрубок, в нижней части — входной штуцер. В верхней части корпуса вертикально укреплен электромагнит, якорь которого на нижнем конце имеет клапан, закрывающий отверстие, ведущее к сливному патрубку. При подаче на магнит импульса постоянного тока клапан открывает отверстие.

При постоянном давлении на входе в питатель расход раствора через питатель зависит от частоты и длительности импульсов, подаваемых управляющим импульсным регулятором РИ-1, которые легко могут быть связаны с расходом поступающей на обработку воды.

Схема установки питателя ПРИ-1 представлена на рис. II.21. Расход обрабатываемой воды измеряется с помощью сужающего устройства *1* на трубопроводе *2* и дифманометра *3* с вторичным прибором *4*, имеющим реостатный датчик. С последнего сигнал, пропорциональный расходу воды, поступает на регулятор *5*, управляющий питателем *6*, в который из бачка *7* самотеком под постоянным давлением поступает раствор коагулянта. Питатель ПРИ-1 может подавать до 1 $м^3/ч$ раствора. Параллельной установкой нескольких питателей, управляемых импульсным преобразователем ИП-4, можно увеличить подачу реагента в любых пределах.

Для дозирования суспензий (известкового молока, неочищенного сернокислого глинозема и т. п.) целесообразно применять разработанный во ВНИИ ВОДГЕО [15, 16] дозатор с делением падающей плоской струи раствора или суспензии реагента (рис. II.22). Суспензия из бака с мешалкой поступает во входную камеру *1* дозатора. Избыток переливается в лоток *2* и сливается оттуда в переливной бункер *6*, основной расход через успокоительную перегородку *3* переливается на лоток *4*, с которого сливается плоской струей. Поворотный делитель *5* делит эту струю на две части: одна сливается в приемную камеру и из нее в смеситель, вторая направляется в слив и возвращается в бак с мешалкой для реагентов. Поворотом делителя струи можно изменять расход реагента, поступающего в смеситель. На рис. II.23 приведена схема автоматизации управления этим дозатором.

Для дозирования осветленных растворов коагулянта, соды, едкого натра и гексаметафосфата натрия широко применяются напорные шайбовые дозаторы (рис. II.24), работающие под действием перепада давлений в диафрагме, которая устанавливается на трубопроводе обрабатываемой воды.

Шайбовый дозатор представляет собой стальной цилиндрический бак со сферическими днищами, в которые вварены патрубки для подачи и отвода дозируемого раствора и воды.

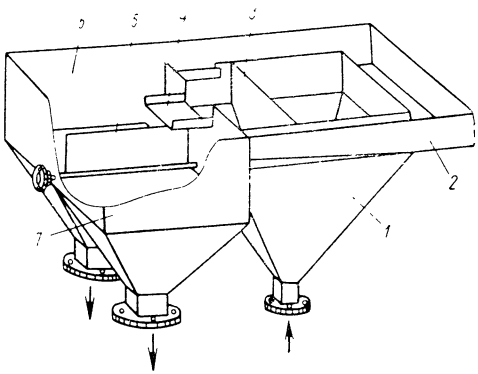


Рис. II.22. Дозатор, работающий по принципу деления струи реагента

1 — входная камера; *2* — переливной лоток; *3* — успокоительная перегородка; *4* — лоток; *5*—поворотный делитель струи; *6* — переливной бункер (в бак раствора); *7* — дозирующий бункер (сбор отдозированного раствора для подачи в смеситель)

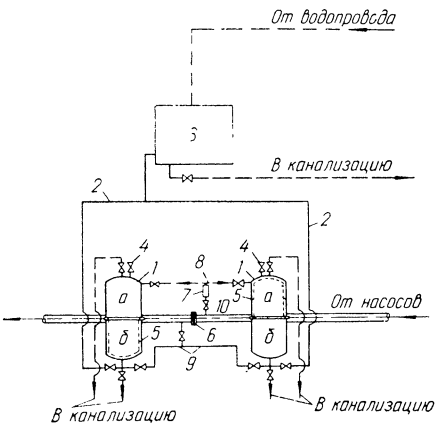


Рис. II.24. Схема установки шайбового дозатора

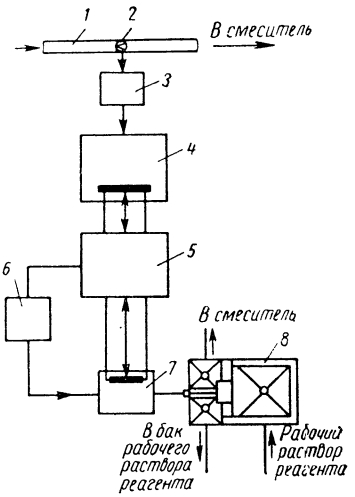


Рис. II.23. Схема автоматизации дозирования реагента дозатором, работающим по принципу деления струи

1 — трубопровод обрабатываемой воды; *2* — диафрагма; *3* — дифманометр; *4*—вторичный прибор с реостатным датчиком; *5*—электронный регулятор типа РПИБ или РУ-4-16А; *6* — магнитный пускатель; *7*—исполнительный механизм МЭК-10Б или ИМ-2Б; *8* — дозатор

Желательно дозатор изготовлять из двух половин (*а* и *б*), соединяемых на фланцах. Тогда между этими фланцами зажимаются края мешка из тонкой резины, отделяющего раствор реагента от вытесняющей его воды.

Перед пуском в работу дозатор *1* по трубопроводу *2* (см. рис. II.24) заполняется снизу раствором реагента из бака *3*, расположенного выше дозатора. Воздух при этом выпускается через воздушник *4*, а резиновый мешок *5* (если он имеется) поднимается вверх, прилегая к стенкам дозатора. Когда весь дозатор заполнится раствором реагента, воздушник закрывают, перекрывают вентиль на трубопроводе, соединяющем дозатор с расходным баком реагента, и открывают соответствующие вентили на трубопроводах дозатора.

Так как давление в трубопроводе перед диафрагмой *6* выше, чем после нее, некоторое количество воды, пропорциональное ее расходу по трубопроводу, пойдет через ротаметр *7* и трубопровод *8* в верхнюю часть дозатора и вытеснит из него по трубопроводу *9* такое же количество раствора реагента в трубопровод за диафрагмой. Дозу раствора реагента можно регулировать вентилем *10* по показаниям ротаметра.

Когда весь раствор реагента из дозатора окажется вытесненным в трубопровод обрабатываемой воды, поплавок ротаметра опустится на нулевое деление. Это является сигналом для включения в работу второго дозатора. Тогда первый дозатор освобождают от воды и снова заполняют раствором реагента.

Примером дозатора, рассчитанного на поддержание заданных параметров качества обработанной воды, является дозатор известкового молока, поддерживающий заданную величину pH обработанной известью воды при ее умягчении или стабилизации. Схема такого дозатора показана на рис. II.25. Датчиком, управляющим дозатором, служит контактный pH-метр.

В проточную измерительную ячейку pH-метра со стеклянным и каломельным электродами поступает часть воды, прошедшей после введения в нее известкового молока через вертикальный смеситель.

Величина pH воды записывается pH-метром на картограмме; pH-метр снабжен разъединительным трансформатором *6*. При отклонении pH обработанной воды от заданной величины в любую сторону более чем на 0,1 замыкаются контакты pH-метра, в результате чего на промежуточное реле реверсивного магнитного пускателя *3* поступает импульс на включение реверсивного электродвигателя дозирующего органа — клапана дозатора.

Если pH воды выше заданной величины, то замыкаются контакты pH-метра, дающие импульс на закрытие конусного клапана дозатора; если pH воды ниже заданной величины, то замыкаются контакты, дающие импульс на открытие этого клапана.

Время протекания воды через смеситель и трубопровод от смесителя до измерительной ячейки pH-метра составляет 2—4 *мин*. Это время определяет запаздывание действия дозатора и

вызывает перерегулирование. Чтобы предотвратить перерегулирование и связанное с ним непрерывное срабатывание дозатора — то на открытие, то на закрытие, в систему дозатора введено реле времени, обеспечивающее необходимые паузы между периодами работы электродвигателя дозатора.

При выборе соотношения времени паузы и времени работы дозатора целесообразно принимать время паузы (в течение

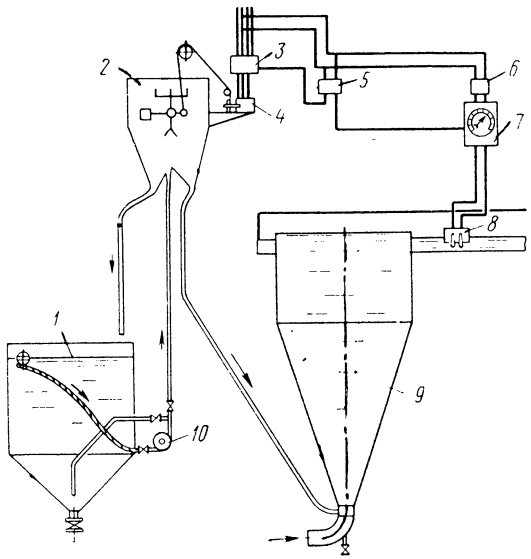


Рис. II.25. Схема дозирования известкового молока для поддержания заданной величины pH воды

1 — бак с мешалкой для известкового молока; *2* — дозатор; *3* — магнитный пускатель; *4* — исполнительный механизм; *5* — прерыватель; *6* — трансформатор; *7* — pH-метр; *8* — датчик pH-метра; *9* — смеситель; *10* — насос

которого цепь между pH-метром и промежуточным реле пускателя двигателя разомкнута) равным времени движения воды от места введения извести до датчика pH-метра, т. е. 2—4 *мин*, а продолжительность регулирования, т. е. время работы электродвигателя между паузами, — 2—10 *сек*.

Во избежание осаждения частиц известкового молока в бачке дозатора поддерживается непрерывная циркуляция известкового молока. Это достигается тем, что известковоое молоко, подаваемое насосом из гидравлической мешалки, поступает в дозатор с заведомым излишком. Поэтому в дозаторе поддерживается повышенная скорость восходящего потока, препятствующая осаждению частиц из известкового молока. Излишек известкового молока переливается в гидравлическую мешалку.

Описанный дозатор работает надежно на станциях с малоизменяющимся расходом обрабатываемой воды (не более чем на 30% расчетного). При больших колебаниях расхода дозатор работает недостаточно точно.

Д. Н. Смирновым и А. С. Дмитриевым (ВНИИ ВОДГЕО) разработан усовершенствованный дозатор известкового молока для поддержания заданной величины pH обработанной во-

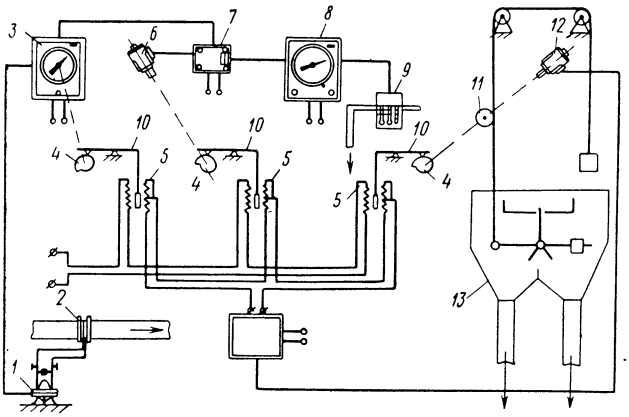


Рис. II.26. Дозатор известкового молока конструкции ВНИИ ВОДГЕО

1 — дифманометр ДМ-6; *2* — сужение на трубопроводе обрабатываемой воды; *3* — вторичный прибор расходомера ЭПИД; *4* — лекала; *5* — индукционные катушки; *6* — двигатель преобразователя; *7* — командный прибор КЭП; *8* — pH-метр; *9* — датчик pH-метра; *10* — передаточный рычаг; *11* — шкив; *12* — двигатель исполнительного механизма; *13* — дозатор известкового молока

ды, рассчитанный на работу в условиях больших колебаний расхода обрабатываемой воды. Общая схема устройства показана на рис. II.26.

Описанные выше дозаторы могут быть использованы для дозирования не только известкового молока, но и ряда других реагентов, введение которых в воду изменяет ее pH.

При использовании этих дозаторов для дозирования сернокислого алюминия и железного купороса стеклянный и каломельные электроды pH-метра должны быть заменены на электроды, обратимые в отношении сульфатов, а для дозирования фторсодержащих реагентов — на электроды, обратимые в отношении фтора.

При обработке вод с относительно небольшим солесодержанием (до 150—250 *мг/л*) в качестве датчика для дозатора коагулянта может быть использован прибор, реагирующий на изменение электропроводности воды, поскольку при введении в воду коагулянта, особенно содержащего свободную кислоту,

электропроводность воды возрастает пропорционально дозе коагулянта.

Схема такого дозатора системы В. Л. Чейшвили и И. Л. Крымского (ВНИИГС) показана на рис. II.27. Дозатор состоит из комплекта электролитических ячеек (датчика), автоматического электронного равновесного моста и регулирующего вентиля с электроприводом.

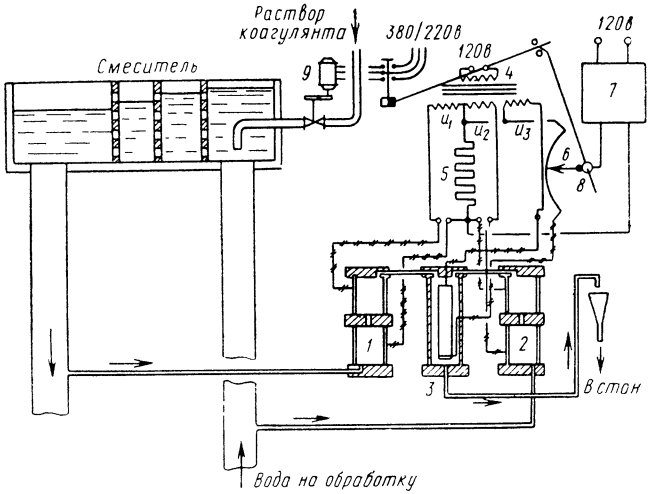


Рис. II.27. Дозатор коагулянта системы В. Л. Чейшвили и И. Л. Крымского

Действие дозатора основано на измерении разности электропроводностей коагулированной и некоагулированной воды, пропускаемой через измерительные электролитические ячейки *1* и *2*. Разность электропроводностей жидкостей в электролитических ячейках можно рассматривать как добавочную электропроводность, по величине которой определяется доза коагулянта в обрабатываемой воде.

При определении дозы коагулянта указанным способом необходимо устранить влияние температуры воды, так как при изменении температуры изменяется электропроводность жидкости. Для этого в электроизмерительную схему дозатора включена компенсационная ячейка *3* с электропроводностью, изменяющейся только в зависимости от температуры воды. Эта ячейка омывается водой, проходящей через электролитические ячейки, для того чтобы ее температура была такой же, как в них.

Измерительные и компенсационные ячейки питаются электрическим током напряжением 36 *в* от трансформатора *4* с тремя вторичными обмотками u_1, u_2 и u_3. Два конца одинако-

вых обмоток трансформатора u_1 и u_2 соединены между собой и с нижними электродами ячеек *1* и *2* через постоянное сопротивление *5*. Третья обмотка u_3, компенсационная электролитическая ячейка и реохорд *6* электронного моста включены последовательно.

Усилитель *7* служит для усиления напряжения тока, возникающего в измерительной части моста вследствие нарушения его равновесия.

Реверсивный двигатель *8* электронного моста перемещает движок реохорда до тех пор, пока напряжение на выходе усилителя не станет равным нулю и мост не уравновесится.

Регулирование дозы коагулянта осуществляется с помощью вентиля *9* с электрическим приводом, который управляется системой регулирующих контактов электронного моста, замыкающихся при отклонениях от установленной дозы коагулянта и включающих реле электропривода.

Предельное значение шкалы дозатора рассчитывается на дозы $Al_2(SO_4)_3$ до 50 или 100 *мг/л*.

Электроизмерительные приборы дозатора, автоматический потенциометр ЭПД-17 и электропривод к регулирующему вентилю изготовляются отечественной промышленностью; дозатор в сборе изготовляется заводом «Ленводоприбор». Поскольку электропроводность воды является только косвенным показателем величины дозы коагулянта, то дозатор «по электропроводности» не имеет преимуществ перед более простыми дозаторами пропорционального расхода.

Представляется перспективным создание дозаторов с импульсом от приборов технологических показателей обрабатываемой воды, например осаждаемости коагулированной взвеси, с использованием приборов контроля скорости осаждения в центробежном поле, как это предложено А. Г. Бланком и Р. Б. Беленьким.

ЛИТЕРАТУРА

1. Абазаев Е. С. Опыт применения хлорного железа для коагуляции воды. «Водоснабжение и санитарная техника», 1956, № 6.
2. Алмазов Б. А. Применение хлорного железа в качестве коагулянта. «Городское хозяйство Москвы», 1954, № 8.
3. Гинзбург Я. Н., Коваленко-Казанцев Г. И. Новые автоматические дозаторы реагентов в процессах водоподготовки. «Водоснабжение и санитарная техника», 1969, № 1.
4. Дагаев П. Ф. Хранение и использование коагулянта в растворе. «Водоснабжение и санитарная техника», 1968, № 4.
5. Еленин С. Н. Исследование датчиков расхода раствора коагулянта. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», вып. XXX, 1964.
6. Ефремов Е. А., Михайлова Г. В. Автоматизация процесса дозирования коагулянта на водоочистных станциях на базе системы СДК. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», вып. 53, 1968.

7. Каган-Барский Л. Ш. Принципы автоматической оптимизации режима дозирования коагулянта для контактных осветлителей. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», вып. XXII, 1963.

8. Клячко В. А., Каст альский А. А. Очистка воды для промышленного водоснабжения. Стройиздат, 1950.

9. Кульский Л. А., Гороновский И. Т., Тихонов В. К. Автоматизация процессов осветления и обесцвечивания воды. Изд. НТО санитарной техники и городского хозяйства, Киев, 1958.

10. Москвитин А. С. и др. Справочник по специальным работам. Трубы, арматура и оборудование водопроводно-канализационных сооружений, изд. 2-е. Стройиздат, 1970.

11. Михайлов В. А., Новаковский Н. С. Автоматизация водоочистных сооружений городских водопроводов. Изд-во МКХ РСФСР, 1960.

12. Низе В. Э. Автоматизация и диспетчеризация систем водоснабжения. Госстройиздат, 1956.

13. Новаковский Н. С. Опыт эксплуатации автоматических дозаторов коагулянта. «Водоснабжение и санитарная техника», 1955, № 6.

14. Орлов С. П. Дозирующие устройства. «Машиностроение», 1966.

15. Смирнов Д. Н., Дмитриев А. С. Автоматическое дозирование реагентов при обработке сточных вод и водоподготовке. Стройиздат, 1965.

16. Смирнов Д. Н., Дмитриев А. С. Автоматический регулятор дозы извести по величине pH обработанной воды. Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1960.

17. Справочник химика-энергетика, т. II. Госэнергоиздат, 1958.

18. Турчинович В. Т. Улучшение качества воды. Стройиздат, 1940.

19. Фрейер Р. Приготовление воды для питания паровых котлов. Госэнергоиздат, 1960.

20. Шапкин И. Ф. Плунжерные и поршневые насосы малой производительности в теплоэнергетике. Госэнергоиздат, 1960.

21. Цикерман Л. Я., Ефремов Е. А. Исполнительные механизмы для автоматизации производственных процессов в коммунальном хозяйстве. Изд-во МКХ РСФСР, 1959.

ГЛАВА III

СМЕСИТЕЛИ И КАМЕРЫ ХЛОПЬЕОБРАЗОВАНИЯ

1. СМЕСИТЕЛИ

Для того чтобы после введения реагентов химические реакции протекали во всем объеме обрабатываемой воды, необходимо полное и быстрое смешивание реагентов с водой.

Смешивание должно закончиться до того, как начнется образование хлопьев во всей массе воды. Обычно продолжительность пребывания воды в смесителях не должна превышать 1—2 *мин.*

Если воду обрабатывают несколькими реагентами, то смесители должны обеспечивать возможность последовательного введения реагентов через необходимые интервалы времени.

Смесители, применяемые на отечественных и зарубежных водоочистных станциях, можно подразделить на две группы: а) гидравлические, в которых смешивание реагентов с водой достигается за счет энергии потока воды, расходуемой на повышение его турбулентности (создание вихрей); к этому виду относится смешивание собственно в трубе и в трубе с диафрагмами, а также в смесителях перегородчатых, дырчатых, вихревых; б) механические, в которых турбулентность потока усиливается мешалками различных типов, приводимыми в действие внешними источниками энергии; смешивание в центробежном насосе, а также в смесителях с пропеллерными и лопастными мешалками.

Хороший эффект смешивания обеспечивается при введении реагентов во всасывающую трубу центробежного насоса, подающего обрабатываемую воду на очистные сооружения. Для того чтобы во всасывающую трубу насоса вместе с раствором реагента не проникал воздух, применяют устройство (рис. III.1), которое состоит из воронки *1*, присоединенной к приемной трубе насоса, и бачка *2* с шаровым краном. В воронку поступает раствор реагента из дозатора *3*, который непрерывно пополняется из расходных баков *4*. Уровень воды в воронке все время поддерживается постоянным путем подачи воды от напорной линии насоса через бачок с шаровым краном.

Вентилем *5* на трубе, соединяющей воронку с приемной трубой насоса, регулируют интенсивность протока воды через бачок *2*.

В качестве смесителя может быть использована труба, по которой вода поступает на очистную станцию. При обычных скоростях движения воды в трубах создается достаточная для смешивания турбулентность потока.

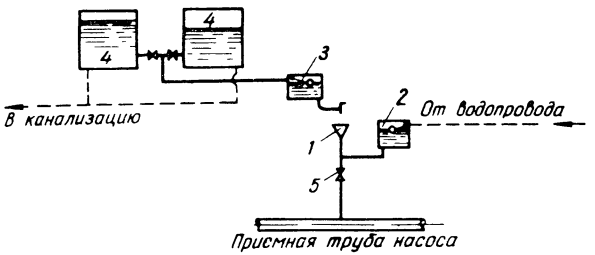


Рис. III.1. Схема дозирования реагента во всасывающую трубу насоса

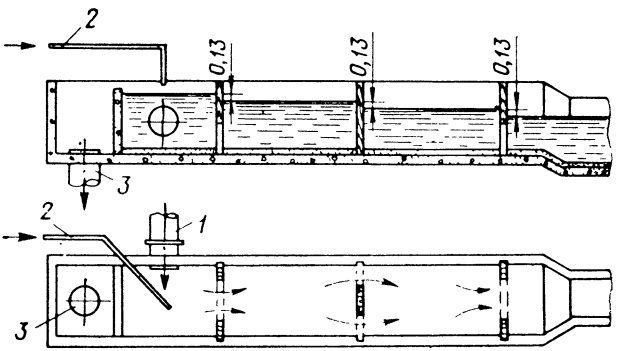


Рис. III.2. Перегородчатый смеситель

1 — поступление воды в смеситель; *2* — подача реагента; *3* — перелив

Длина участка трубы, в котором вода смешивается с реагентом, должна быть подобрана так, чтобы суммарная потеря напора на этом участке получалась 0,3—0,4 *м*.

Если по условиям планировки водоочистной станции такой участок трубы не может быть выделен, то может быть применен шайбовый смеситель, представляющий собой установленную в трубе диафрагму. Соотношение диаметров диафрагмы и трубопровода принимается таким, чтобы потеря напора в диафрагме была 0,3—0,4 *м*.

Специальным устройством для смешивания воды с реагентом является перегородчатый смеситель (рис. III.2). Он представляет собой лоток, в котором поперек потока воды установлены три перегородки. В первой и третьей перегодках имеются проходы для воды в центре, средняя перегородка образует два

боковых прохода у стенок лотка. Благодаря перегородкам направление движения воды попеременно меняется, а в суженных сечениях создаются повышенные скорости движения воды. Образующиеся завихрения способствуют смешиванию воды с реагентом.

Скорость движения воды в сужениях смесителя принимают 1 *м/сек*. При этом потеря напора в каждом сужении составляет 0,13 *м*, а во всем смесителе — 0,39 *м*.

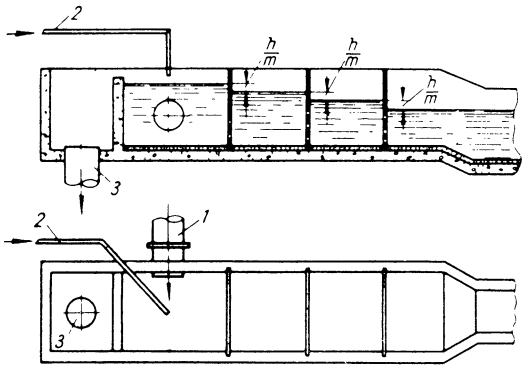


Рис. III.3. Дырчатый смеситель

1 — поступление воды в смеситель; *2* — подача реагента; *3* — перелив

Для предотвращения подсасывания в воду воздуха суженные проходы в перегородках должны быть затоплены на 0,1—0,15 *м*.

Другим типом смесителя, часто применяемым на станциях обработки воды, является дырчатый смеситель. Он представляет собой лоток, перегороженный дырчатыми перегородками (рис. III.3). Обычно устанавливают три перегородки с отверстиями диаметром 20—40 *мм* для небольших и до 100 *мм* для больших смесителей. Дырчатые перегородки обеспечивают перемешивание жидкости вследствие того, что вода, выходящая из отверстий с повышенными скоростями, подсасывает соседние слои жидкости.

Скорость движения воды в отверстиях перегородок принимают 1 *м/сек*. Для предупреждения подсасывания воздуха в воду верхний ряд отверстий в каждой перегородке должен быть затоплен на глубину 0,1—0,15 *м*.

Задаваясь диаметром отверстий, определяют число отверстий в каждой перегородке по формуле

$$n = \frac{4q}{\pi v d^2}, \qquad \text{(III.1)}$$

где q — расход воды, поступающей в смеситель, в $м^3/сек$;

v — скорость движения воды в отверстиях перегородок в *м/сек*;

d — диаметр отверстия в *м*.

Потерю напора в отверстиях всех перегородок определяют по формуле

$$h = \frac{mv^2}{2g\mu^2}, \qquad \text{(III.2)}$$

где m — число дырчатых перегородок;

g — ускорение силы тяжести, равное 9,81 *м/сек*^{2};

μ — коэффициент расхода, принимаемый в зависимости от отношения диаметра отверстия d в *м* к толщине перегородки b в *м*; при $d/b=2$ $\mu=0{,}65$, при $d/b=1$ $\mu=0{,}75$.

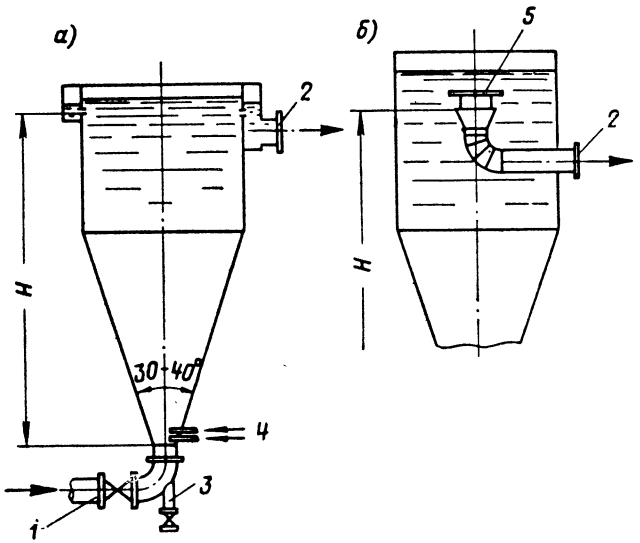


Рис. III.4. Вертикальный смеситель

а — вариант смесителя при отводе воды лотком с затопленными отверстиями; *б* — то же, с затопленной воронкой; *1* — подвод воды; *2* — отвод воды; *3* — спуск; *4* — подвод реагентов; *5* — щиток для предохранения от образования воздушной воронки; *H* — расчетная высота смесителя

Расстояние между дырчатыми перегородками должно быть не менее ширины лотка смесителя.

На станциях с обработкой воды известковым молоком не рекомендуется применять перегородчатые и дырчатые смесители, так как скорости в них не обеспечивают поддержания во взвешенном состоянии частиц извести, которые могут осаждаться перед перегородками. В этом случае более пригодны вертикальные (вихревые) смесители (рис. III.4).

В вертикальном смесителе обеспечивается относительно полное растворение частиц извести, так как они некоторое время движутся во взвешенном состоянии в турбулентном восходящем потоке воды. Наиболее крупные частицы находятся в нижней части смесителя — в зоне повышенных скоростей, а по мере их растворения становятся все мельче и постепенно переносятся вверх, где скорости убывают. Таким образом, при правильно выбранных размерах вертикального смесителя частицы извести не выносятся из него до тех пор, пока практически полностью не растворятся.

Вертикальный смеситель может быть в плане круглым или прямоугольным. Угол между наклонными стенками нижней части смесителя принимают в пределах 30—40°.

Воду вводят из подводящей трубы в нижнюю часть смесителя со скоростью 1—1,2 *м/сек*. Диаметр смесителя или размеры прямоугольного смесителя в плане определяют по скорости восходящего движения жидкости на уровне водосборного устройства. Эту скорость принимают равной 25—28 *мм/сек*.

Вода, прошедшая через вертикальный смеситель, собирается периферийным лотком с затопленными отверстиями или затопленной воронкой. Размеры сборного периферийного лотка рассчитывают по скорости движения в нем воды не более 0,6 *м/сек*.

Продолжительность пребывания воды в вертикальном смесителе при осветлении воды коагуляцией должна быть 1,5—2 *мин*, при умягчении воды известкованием — до 3 *мин*.

На крупных водоочистных станциях производительностью более 300 000 $м^3$/*сутки* может быть применен перегородчатый смеситель типа Мосводопровода. Смешивание реагентов с водой происходит вследствие частых поворотов потока, обусловленных расположением направляющих перегородок.

Расстояние между перегородками смесителя должно быть не менее 0,7 *м*, чтобы в смесители могли опускаться рабочие для ремонта или для чистки.

Скорость движения воды в коридорах смесителя должна быть 0,6—0,9 *м/сек*. Скорость 0,6 *м/сек* следует принимать при продолжительности пребывания в нем воды 2 *мин*, скорость 0,9 *м/сек* — при продолжительности 1,5 *мин*.

Потерю напора в смесителе h определяют по формуле

$$h = 0{,}15v^2s, \qquad \text{(III.3)}$$

где v — скорость движения воды в смесителе в *м/сек*;

s — число поворотов потока.

Для хорошего смешивания реагентов с водой должно быть шесть-семь поворотов.

В тех случаях, когда по условиям высотного расположения отдельных сооружений водоочистной станции нельзя обеспечить перепад отметок, требуемый для смесителей гидравлического

типа, можно устраивать смесители с механическим перемешиванием жидкости.

Смесители таких типов получили распространение на зарубежных водоочистных станциях.

На рис. III.5 показаны два типа смесителя с пропеллерными мешалками, насаженными на вертикальные оси. Продолжительность пребывания воды в механических смесителях с пропеллер-

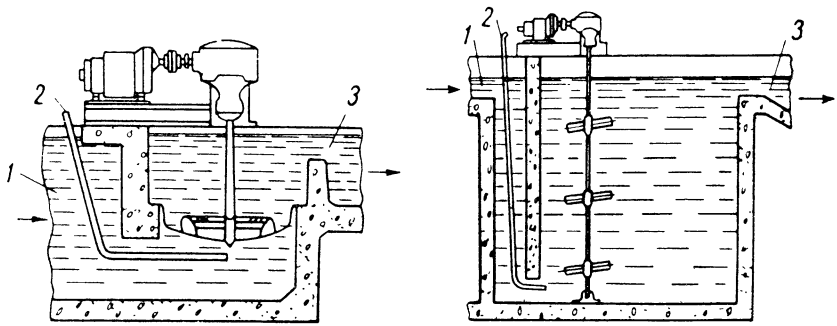


Рис. III.5. Механические смесители

1 — подвод воды; *2* — подвод реагента; *3* — отвод воды

ными мешалками должна составлять 10—13 *сек*, а при лопастных мешалках с вертикальной осью вращения — 30—60 *сек*.

В смеситель вода вместе с реагентами поступает снизу и выходит из него сверху (либо наоборот). Иногда для более надежного перемешивания устанавливают последовательно два механических смесителя.

Расход мощности для механических смесителей составляет 0,8—1,5 *квт* на 1000 $м^3/ч$ воды.

При проектировании водоочистных станций резервных смесителей не предусматривают; необходимо лишь устройство обводных линий для пропуска воды в обход смесителя при его ремонте.

Открытые смесители должны иметь переливные трубы.

Трубопроводы или лотки, отводящие воду из смесителей в камеры хлопьеобразования, в осветлители со взвешенным осадком или в контактные осветлители, должны быть рассчитаны на скорость движения в них воды 0,8—1 *м/сек*, продолжительность пребывания в них воды не более 2 *мин*.

2. КАМЕРЫ ХЛОПЬЕОБРАЗОВАНИЯ

После смешивания обрабатываемой воды с реагентами начинается образование хлопьев (при коагулировании и умягчении). Этот процесс идет более успешно при равномерном и мед-

ленном перемешивании воды, при котором создаются оптимальные условия для агломерации мелких хлопьев в крупные. Вместе с тем перемешивание не должно происходить с большой интенсивностью (как в смесителях), так как это может привести к раздроблению образующихся хлопьев.

Для создания наилучших условий протекания процесса хлопьеобразования перед вертикальными или горизонтальными отстойниками устраивают специальные сооружения, называемые камерами хлопьеобразования. Перед осветлителями со взвешенным осадком устройство камеры хлопьеобразования не требуется, так как хлопья образуются достаточно быстро в нижней части осветлителей при контакте с ранее накопленным здесь осадком.

В практике обработки воды нашли применение камеры хлопьеобразования различных типов.

Водоворотная камера хлопьеобразования представляет собой цилиндр, размещаемый обычно в центре вертикального отстойника. Ввод воды, смешанной с реагентами, устроен в верхней части камеры по трубе, раздваивающейся внутри камеры в виде неподвижного сегнерова колеса. Выходя со значительной скоростью из сопел, вода приобретает вращательное движение вдоль периферии камеры. Получающееся при этом равномерное перемешивание создает благоприятные условия для формирования хлопьев (см. рис. V.11).

При выходе воды из камеры в отстойник вращательное движение воды может ухудшить эффект работы последнего, для отстойника требуется равномерное поступление воды из-под всей периферийной части камеры хлопьеобразования. Для прекращения вращательного движения воды в нижней части камеры устраивают гаситель. Он состоит из вертикальных перегородок высотой 0,8 *м*, образующих ячейки размером в плане 0,5×0,5 *м*.

Скорость выхода воды из сопел v_c принимают равной 2—3 *м/сек* и по ней определяют диаметр отверстия сопла.

Потерю напора в сопле подсчитывают по формуле

$$h = 0{,}06\, v_c^2 \ м. \qquad \text{(III.4)}$$

Площадь водоворотной камеры в плане определяют по формуле

$$f_1 = \frac{qt}{60\,HN} \ м^2, \qquad \text{(III.5)}$$

где q — расход воды, поступающей на водоочистную станцию, в $м^3/ч$;

t — продолжительность пребывания воды в камере в *мин*, принимаемая равной 15—20 *мин*;

H — высота камеры, принимаемая равной 90% высоты зоны осаждения вертикального отстойника;

N — число камер хлопьеобразования, равное числу вертикальных отстойников.

Перегородчатые камеры хлопьеобразования применяют для более крупных станций. Они представляют собой прямоугольные

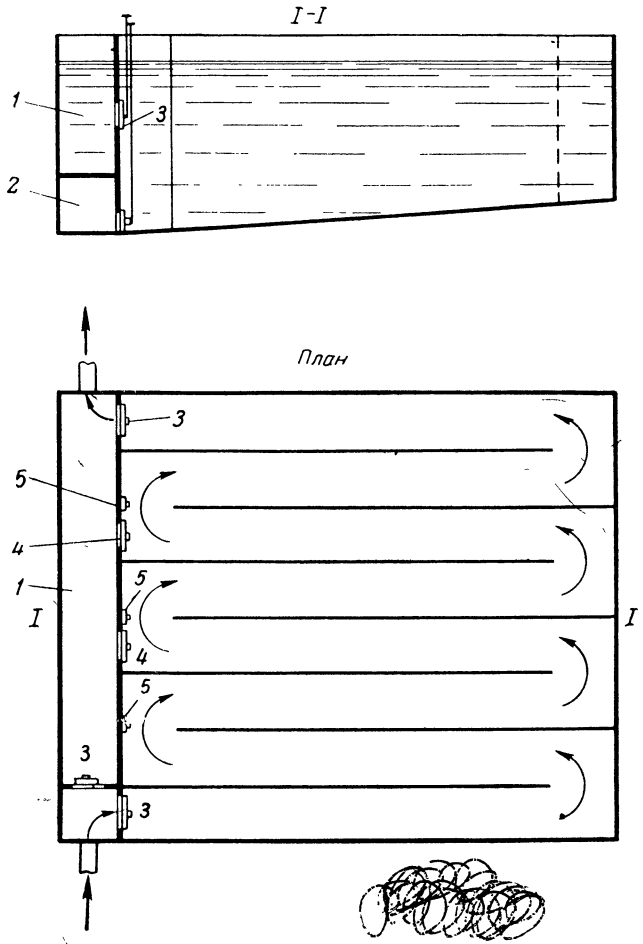


Рис. III.6. Перегородчатая камера хлопьеобразования с горизонтальным движением воды

1 — обводной канал; *2* — канал для отвода осадка; *3* — шиберы; *4* — промежуточные шиберы для выключения части камеры; *5* — шиберы для выпуска осадка

резервуары, разделенные перегородками таким образом, что образуют проходы для воды в горизонтальном или вертикальном направлении.

Перегородчатая камера хлопьеобразования с горизонтальным движением воды показана на рис. III.6. В ней вода проте-

кает по ряду последовательно соединенных коридоров. Перемешивание воды достигается благодаря наличию поворотов и достаточной скорости движения воды в коридорах. Однако скорость движения воды не должна быть излишне высокой, чтобы не происходило разрушения образующихся хлопьев коагулянта.

Воду можно пропускать последовательно через все коридоры камеры или только через часть их, открывая промежуточные шиберы. Обычно зимой при низкой температуре воды, когда укрупнение хлопьев происходит медленно, воду пропускают через все коридоры, летом же при быстром формировании хлопьев — только через часть коридоров (например, только через 50 или 75% коридоров), чтобы избежать раздробления полностью сформировавшихся хлопьев в последних коридорах. Некоторая часть наиболее тяжелого осадка может выпадать в камере. Для выпуска этого осадка в водосток служат отверстия, перекрытые шиберами.

Желательно выполнять камеры с последовательно уменьшающейся по движению воды скоростью, так как это способствует лучшему формированию хлопьев. В первом коридоре рекомендуется принимать скорость движения воды 0,2—0,3 *м/сек*, затем в каждом последующем коридоре скорость должна постепенно уменьшаться с тем, чтобы в последнем коридоре она составляла 0,1 *м/сек*. В таких камерах приходится принимать каждый последующий коридор несколько шире предыдущего.

Продолжительность пребывания воды в перегородчатых камерах принимают около 20 *мин* для мутных вод и до 30 *мин* для вод с высокой цветностью.

Для чистки и ремонта камеры обслуживающим персоналом ширина коридора должна быть не менее 0,7 *м*.

В камере должно быть 8—10 поворотов потока.

Потерю напора в камере определяют по формуле

$$h = 0{,}15v^2n \ м, \qquad \text{(III.6)}$$

где v — скорость движения воды в камере в *м/сек* (для камер с переменной скоростью движения воды — средняя скорость);

n — число поворотов потока.

Для предотвращения разрушения сформировавшихся в камере хлопьев нужно максимально сокращать протяженность трубопроводов и каналов между камерами и отстойниками, при этом скорость движения воды в этих коммуникациях должна быть не более 0,1 *м/сек*. Лучше осуществлять непосредственное примыкание камер хлопьеобразования к отстойникам с переходом воды из каждой камеры в свой отстойник (описание встроенных в отстойники камер хлопьеобразования см. в главе V).

При примыкании камеры хлопьеобразования к отстойнику высота камеры получается из конструктивных соображений приблизительно равной высоте отстойника. Так как площадь по-

перечного сечения коридора определяется расходом воды и расчетной скоростью ее движения, а высота камеры принимается по высоте отстойника, при расходе воды на одну камеру менее 1200—1500 $м^3/ч$ ширина коридора получается меньше допустимой (меньше 0,7 $м$). В этом случае приходится устраивать двухэтажную камеру с последовательным движением воды сначала по коридорам одного, а потом другого этажа либо применять перегородчатую камеру с вертикальным движением воды (рис. III.7).

Все расчетные данные для камеры этого типа принима-

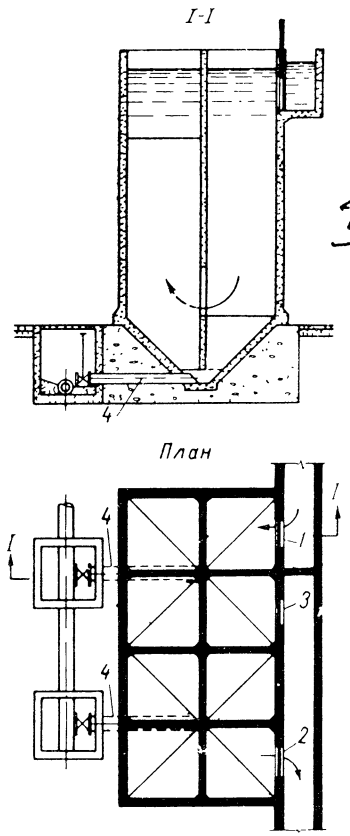


Рис. III.7. Перегородчатая камера хлопьеобразования с вертикальным движением воды

1 — вход воды; *2* — выход воды; *3* — выход воды из первой половины камеры; *4* — выпуск осадка

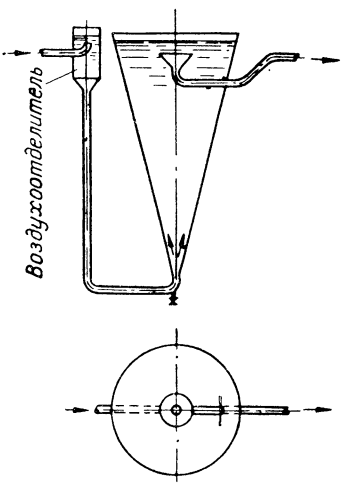


Рис. III.8. Вихревая камера хлопьеобразования со сбором воды затопленной воронкой

ются такими же, как для перегородчатых камер с горизонтальным движением воды.

Камера хлопьеобразования вихревого типа системы Е. Н. Теркина представляет собой расширяющийся кверху конический или пирамидальный резервуар, в который вода поступает снизу (рис. III.8).

При движении воды снизу вверх с постепенно уменьшающейся скоростью боковые слои воды подсасываются в основной поток, который одновременно распространяется в стороны. В ре-

зультате этого в вихревой камере хлопьеобразования во всем объеме воды образуется ряд вихрей, способствующих хорошему ее перемешиванию.

При движении воды кверху происходит укрупнение хлопьев, которые вследствие уменьшения скорости движения воды не разрушаются.

Сбор воды в верхней части камеры может осуществляться для камер диаметром до 1,5—2 *м* затопленной воронкой (см. рис. III.8), а для камер большего размера затопленной дырчатой трубой или лотком с затопленными отверстиями.

Устройства для сбора и отвода воды из вихревых камер должны обеспечивать сохранность образовавшихся хлопьев. Трудность осуществления такого сбора воды является некоторым недостатком вихревых камер хлопьеобразования. Этот недостаток устраняется при устройстве вихревой камеры, встроенной в горизонтальный отстойник.

Ниже приводятся основные данные для расчета вихревых камер хлопьеобразования.

Угол между наклонными стенками вихревой камеры принимается в пределах 50—70°. Общий объем камеры рассчитывается на продолжительность пребывания в ней воды 6—10 *мин*. Скорость восходящего потока воды на уровне сборного устройства должна быть: при осветлении и обесцвечивании воды 4—5 *мм/сек*, при умягчении воды известкованием до 8 *мм/сек*.

Скорость входа воды в суженную часть камеры принимают равной 0,7—1,2 *м/сек* (бо́льшую скорость принимают при умягчении воды).

Потерю напора в вихревой камере (не считая потерь в подводящих, отводящих и распределительных устройствах, которые рассчитываются по обычным формулам гидравлики) можно принимать равной 20—50 *мм вод. ст.* на 1 *м* рабочей высоты камеры.

Нижний предел потери напора следует принимать при общем содержании взвеси в обработанной воде (включая хлопья коагулянта, взвесь от умягчения и т. п.) около 50—70 *мг/л*, верхний предел — при 1000—1500 *мг/л*.

Устройства для транспортирования воды из камер хлопьеобразования в отстойники должны быть выполнены таким образом, чтобы не происходило разрушения сформировавшихся хлопьев. Для этого скорость движения воды в лотках и трубах должна быть не более 0,1 *м/сек*. Лучше применять встроенные в отстойники камеры с непосредственным переходом воды из камеры хлопьеобразования в отстойник.

В зарубежной практике применяют камеры хлопьеобразования с механическим перемешиванием воды.

Преимущественное распространение получили камеры хлопьеобразования с лопастными мешалками, имеющими горизонтальные (рис. III.9) либо вертикальные (рис. III.10) оси вра-

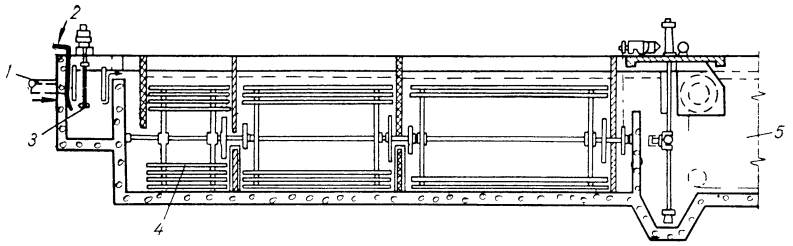


Рис. III.9. Механическая камера хлопьеобразования с лопастными мешалками на горизонтальной оси

1 — поступление воды; *2* — подача реагента; *3* — смеситель с пропеллерной мешалкой; *4* — камера хлопьеобразования; *5* — отстойник

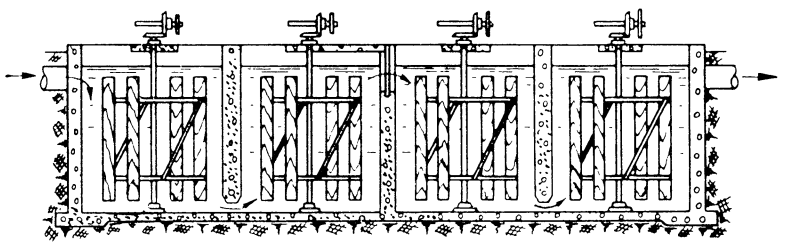


Рис. III.10. Механическая камера хлопьеобразования с лопастными мешалками на вертикальной оси

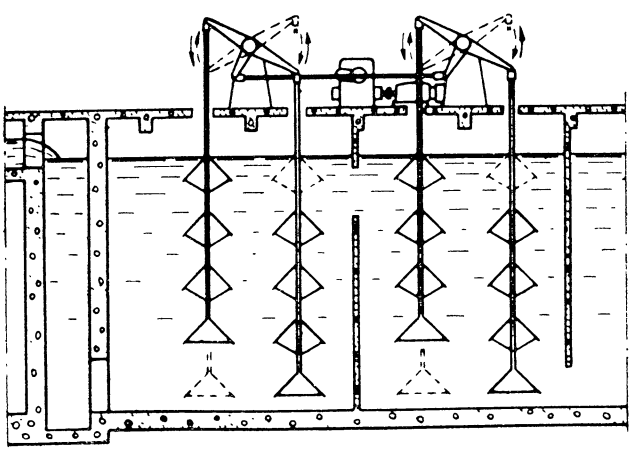


Рис. III.11. Механическая камера хлопьеобразования с мешалками, совершающими вертикальное возвратно-поступательное движение

щения. Реже применяют перемешивание воды лопастями, имеющими возвратно-поступательное движение (рис. III.11).

Продолжительность пребывания воды в механических камерах принимают равной 20—40 *мин* (бóльшую продолжительность принимают при умягчении воды известью или известью и содой).

Образование хлопьев в механических камерах происходит благодаря наличию градиентов скоростей движения воды, что обусловливает столкновение движущихся хлопьев и их агломерацию. Однако градиенты скоростей не должны быть чрезмерно бóльшими, чтобы не происходило разрушения хлопьев. Желательно, чтобы мешалки, находящиеся ближе к входу воды в камеру, вращались с большей скоростью, чем у выхода, так как крупные хлопья разрушаются легче.

Работа механических камер хлопьеобразования исследована Кэмпом [1 и 2]. Им предложен критерий работы камер с лопастными мешалками

$$G = 10\sqrt{\frac{W}{\mu}}\ сек^{-1}, \qquad (III.7)$$

где W — энергия, затрачиваемая на перемешивание воды, отнесенная к единице объема воды в камере хлопьеобразования, в $кг \cdot м/м^3 \cdot сек$;

μ — абсолютная вязкость воды в *пз* ($г \cdot сек/см^2$).

Согласно Кэмпу, скорость формирования хлопьев пропорциональна величине G: чем больше величина этого критерия, тем меньше требуется времени для формирования хлопьев. Однако очень большая величина G может привести к разрушению хлопьев.

Поскольку необходимое время пребывания воды в камере хлопьеобразования T (в *сек*) также зависит от процесса формирования хлопьев, Кэмп вводит безразмерный критерий данного процесса GT, который характеризует работу, затрачиваемую на перемешивание воды в камере хлопьеобразования.

Обработав материал наблюдений за работой механических камер хлопьеобразования на действующих в США водоочистных станциях, Кэмп установил, что величина G при лопастных мешалках должна находиться в пределах 25—65 $сек^{-1}$, а безразмерный критерий GT должен быть в пределах 40 000—210 000 (при температуре воды 10° С).

Проектирование механической камеры хлопьеобразования заключается в определении размеров самой камеры, размеров лопастей и скорости их вращения. Затем нужно найти численные значения G и GT, которые должны соответствовать рекомендуемым величинам. Рассчитанную величину G при этом следует рассматривать как среднюю для данной камеры.

Желательно, как указано выше, чтобы скорость вращения лопастей в начале камеры была больше, чем в конце. На прак-

тике линейную скорость вращения лопастей принимают от 18 до 75 *см/сек*. Кэмп считает, что в среднем линейная скорость движения воды возле вращающейся лопасти v_1 составляет около $^1/_4$ скорости движения лопасти v.

Разность скоростей движения лопасти и воды Δv равна:

$$\Delta v = v - v_1 = 4v_1 - v_1 = 3v_1, \qquad \text{(III.8)}$$

а отношение разности скоростей к скорости движения лопасти

$$\frac{\Delta v}{v} = \frac{3v_1}{4v_1} = 0{,}75. \qquad \text{(III.9)}$$

Общая площадь лопасти в данной вертикальной плоскости не должна превышать 15—20% площади поперечного сечения камеры, иначе может возникнуть вращение всей массы воды без нужных градиентов скоростей.

По формуле Кэмпа мощность, необходимая для перемещения в воде одной лопасти, определяется по формуле

$$N = 51 C_D A v^3 \ кГ \cdot м/сек, \qquad \text{(III.10)}$$

где C_D — коэффициент сопротивления воды; он зависит от отношения длины лопасти l к ее ширине b и равен: при $l/b = 5$—1,2; при $l/b = 20$—1,5; при $l/b = \infty$—1,9;

A — площадь лопасти в $м^2$;

v — скорость движения лопасти относительно воды в *м/сек*.

Пример III.1. Запроектирована механическая камера хлопьеобразования с вращающимися лопастями на горизонтальной оси. Проверить правильность выбора размеров и расчетных параметров камеры.

Расход воды $Q = 0{,}438$ $м^3/сек$. Температура воды —10° С.

Длина камеры $L = 18$ *м*, ширина $B = 13{,}5$ *м*, глубина $H = 4{,}2$ *м*.

Продолжительность пребывания воды в камере

$$T = \frac{LBH}{Q} = \frac{18 \cdot 13{,}5 \cdot 4{,}2}{0{,}438} = 2330 \ сек, \text{ или } 39 \ мин.$$

В камере имеются четыре горизонтальные оси с четырьмя лопастными мешалками (m) на каждой оси. Каждая мешалка имеет четыре лопасти (p) — по две с каждой стороны оси. Одна лопасть имеет радиус вращения $R_1 = 1{,}8$ *м*, вторая $R_2 = 1{,}35$ *м* (рис. III.12). Размеры лопасти: длина $l = 3$ *м*, ширина $b = 0{,}15$ *м*. Скорость вращения лопасти $n = 3$ *об/мин*.

Требуется определить: 1) правильность принятой площади лопастей по отношению к площади поперечного сечения камеры; 2) мощность для вращения лопастей; 3) соответствие критериев G и GT рекомендуемым величинам.

Площадь поперечного сечения камеры

$$F = BH = 13{,}5 \cdot 4{,}2 = 56{,}7 \ м^2.$$

Площадь лопастей, находящихся в поперечном сечении камеры,

$$f = lbmp = 3 \cdot 0{,}15 \cdot 4 \cdot 4 = 7{,}2 \ м^2.$$

Отношение площади лопастей к площади поперечного сечения камеры

$$\frac{f}{F} 100 = \frac{7{,}2}{56{,}7} 100 = 12{,}7\%,$$

т. е. менее предельной величины 15—20%.

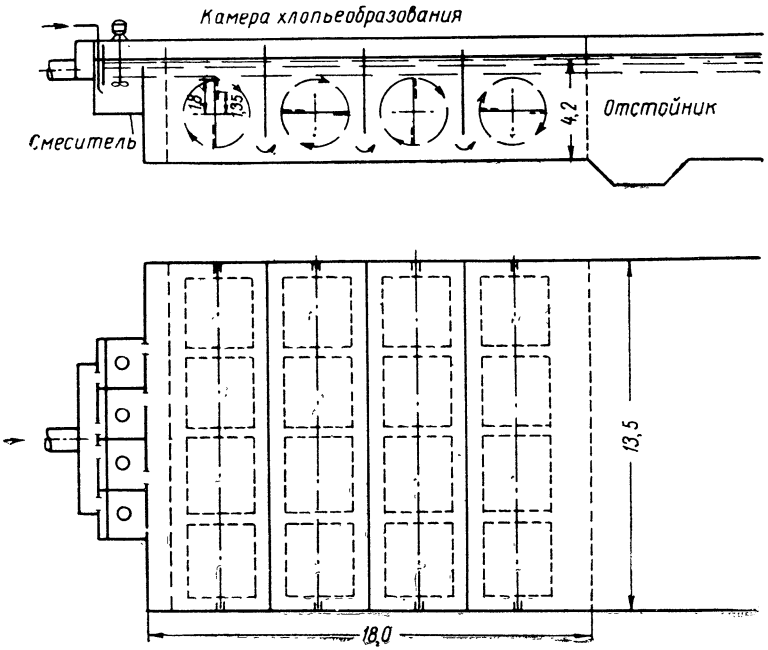


Рис. III.12. Схема механической камеры хлопьеобразования (к примеру расчета)

Относительная скорость движения лопастей с радиусами вращения:
а) $R_1 = 1{,}8$ *м* с учетом формулы (III.9)

$$v_1 = \frac{n \cdot 2\pi R_1 \frac{\Delta v}{v}}{60} = \frac{3 \cdot 2 \cdot 3{,}14 \cdot 1{,}8 \cdot 0{,}75}{60} = 0{,}43 \text{ м/сек};$$

б) $R_2 = 1{,}35$ *м*

$$v_2 = \frac{n \cdot 2\pi R_2 \frac{\Delta v}{v}}{60} = \frac{3 \cdot 2 \cdot 3{,}14 \cdot 1{,}35 \cdot 0{,}75}{60} = 0{,}32 \text{ м/сек}.$$

Общая площадь лопастей в камере хлопьеобразования с учетом наличия четырех осей с мешалками равна: $\Sigma f = 4 \cdot 7{,}2 = 28{,}8$ *м*^{2} (из них лопасти с общей площадью $A = 14{,}4$ *м*^{2} находятся на расстоянии 1,8 *м* от оси вращения и лопасти с общей площадью $A = 14{,}4$ *м*^{2} — на расстоянии 1,35 *м*).

Расход мощности для вращения мешалок в соответствии с формулой (III.10) без учета механических потерь в приводе равен:

$$N = 51\, C_D A \left(v_1^3 + v_2^3\right) = 51 \cdot 1{,}5 \cdot 14{,}4\, (0{,}43^3 + 0{,}32^3) =$$

$$= 123 \text{ кГ} \cdot \text{м/сек}, \text{ или } 1{,}2 \text{ квт}.$$

Удельный расход мощности на 1 *м*^{3} емкости камеры хлопьеобразования

$$W = \frac{N}{LBH} = \frac{123}{18 \cdot 13{,}5 \cdot 4{,}2} = 0{,}12 \text{ кГ} \cdot \text{м/м}^3 \cdot \text{сек}.$$

Величина G, согласно формуле (III.7), равна:

$$G = 10\sqrt{\frac{0{,}12}{0{,}013}} = 30{,}4\ сек^{-1}.$$

Величина μ при $t = 10°$ С равна 0,013 *пз*.

Величина G находится в рекомендуемых пределах (25—65 $сек^{-1}$).

Безразмерный критерий GT при продолжительности пребывания воды в камере 39 *мин* равен:

$$GT = 30{,}4 \cdot 39 \cdot 60 \approx 71\,000.$$

Следовательно, и этот критерий находится в рекомендуемых пределах (40 000—210 000).

ЛИТЕРАТУРА

1. Camp T. R. Flocculation and flocculation basins. Proc. Amer. Soc. Civil Engrs, 1953, 79, № 283.
2. Camp T. R. Water and its impurities. Reinhold Publ. Corp., 1963.
3. Nordell E. Water treatment for industrial and other uses. Reinhold Publ. Corp., 1951.
4. Powell S. T. Water conditioning for industry. McGraw-Hill, 1954.
5. Revision of water quality and treatment. R. 401, chapt. 8, Mixing and sedimentation basins. JAWWA, 1955, № 8—9.
6. Steel E. W. Water supply and sewerage. McGraw-Hill, 1960.

ГЛАВА IV

ОБРАБОТКА ПРИРОДНЫХ ВОД КОАГУЛЯНТАМИ

1. ОСВЕТЛЕНИЕ И ОБЕСЦВЕЧИВАНИЕ ВОДЫ КОАГУЛИРОВАНИЕМ

Обработка воды коагулянтами применяется для очистки воды от взвешенных веществ, снижения цветности, а также для интенсификации осаждения карбоната кальция и гидроокиси магния при реагентном умягчении воды.

Наиболее часто обработка коагулянтами производится для очистки воды открытых водоемов. При этом наряду с освобождением воды от взвеси достигается также удаление из воды коллоидных веществ, обусловливающих цветность воды, планктонных организмов, существенно снижается бактериальная загрязненность воды.

Нередко при обработке коагулянтом уменьшаются также запахи и привкусы воды.

В водах открытых водоемов взвешенные вещества чаще всего представляют собой частицы песка, глины, ила, планктонные организмы, продукты разрушения растений и т. п.

Взвешенные частицы, удельный вес которых больше единицы, стремятся осаждаться на дно сосуда. Однако наиболее мелкие частицы суспензий размерами от 3—4 до 0,1 *мк* и коллоидные частицы размерами от 0,1 до 0,001 *мк* практически не осаждаются, оставаясь в воде во взвешенном состоянии.

Классификация дисперсных систем и крупность их частиц приведены на рис. IV.1.

Скорости осаждения в воде частиц кварца различной крупности с удельным весом $\gamma=2{,}65$ при температуре 15° С, рассчитанные по формуле Стокса, указаны на рис. IV.2.

Из этого графика следует, что с приемлемой для техники отстаивания скоростью осаждаются только частицы крупнее 30—50 *мк*, т. е. не мельче илистых частиц по классификации табл. I.1. Мелкий ил, глинистые и коллоидные частицы без специальных мер выделить отстаиванием невозможно. Для их осаждения и применяют добавление к воде коагулянтов — веществ, образующих относительно крупные, быстро осаждающиеся хлопья, кото-

рые увлекают с собой при осаждении мелкодисперсную взвесь, загрязняющую воду.

Устойчивость коллоидных систем и тонких суспензий (с частицами мельче 1 *мк*) определяется их способностью сохранять дисперсное состояние. Устойчивость этих систем значительно меньше, чем у молекулярно-дисперсных растворов, и может нарушаться под влиянием многих внешних факторов, в частности

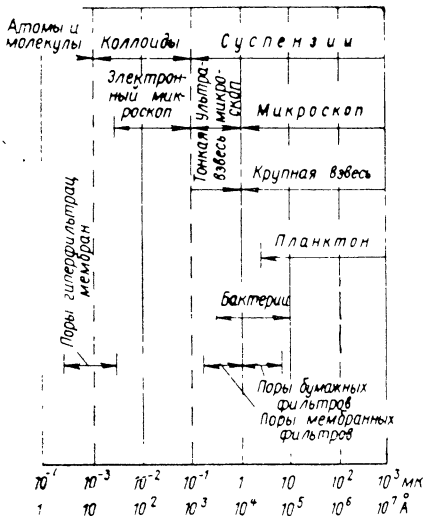


Рис. IV.1. Размеры частиц дисперсных систем

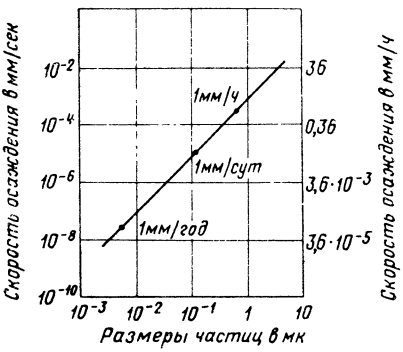


Рис. IV.2. Скорости осаждения частиц кварца ($\gamma = 2{,}65$ *г/см*^{3}) в воде при $t = 15°$ С, рассчитанные по формуле Стокса

нагревания, замораживания, добавления электролитов и др. В практике водоподготовки приходится иметь дело с гидрофобными и гидрофильными коллоидами. Гидрофобные коллоиды не связывают сколько-нибудь существенных количеств воды. Отдельные коллоидные частицы несут значительные электрические заряды. Нейтрализация их приводит к потере устойчивости и коагуляции гидрофобных коллоидов, которая большей частью необратима.

Гидрофильные коллоиды, наоборот, способны связывать большое количество воды. Частицы гидрофильных коллоидов в природных водах — это в основном органические загрязнения, представляющие собой большие высокополимерные молекулы. Их способность удерживать значительное количество воды обусловлена наличием на их поверхности полярных групп, таких как —OH, —COOH, —NH_2. Эти группы водорастворимы и поэтому удерживают вокруг себя водную оболочку. Гидрофильные коллоидные частицы перемещаются в дисперсионной среде вместе с водной оболочкой. Частицы гидрофильных коллоидов несут незначительные электрические заряды и под влиянием электролитов обычно не коагулируют.

нию воды. Образующаяся после добавления к воде коагулянта хлопьевидная взвесь в связи с развитой удельной поверхностью обладает способностью сорбировать и некоторые растворенные органические вещества, вызывающие запахи и привкусы воды.

Последний из описанных механизмов очистки воды в результате коагуляции введенного в воду реагента-коагулянта, при котором собственно коагулирует только один коллоид-коагулянт, согласно теории, разработанной Б. В. Дерягиным [8], может протекать вследствие того, что силы отталкивания, возникающие между частицами разных коллоидов, имеющих электрические заряды одного знака, зависят от величины заряда более слабо заряженной частицы. Частицы с малыми или нулевыми зарядами слипаются не только друг с другом, но и с заряженными частицами другого вещества, так как электрические силы отталкивания в этом случае не противодействуют ван-дер-ваальсовым силам притяжения частиц. Между тем коллоид, сохраняющий электрические заряды, может сохранить агрегативную устойчивость, и его частицы друг с другом слипаться не будут. Таким образом, нейтрализация зарядов всех коллоидных частиц, находящихся в воде, не является обязательной для коагуляции загрязняющей воду взвеси, достаточно обеспечить изоэлектрическое состояние одного лишь коллоида-коагулянта. Это положение подтверждается экспериментальными данными Блэка с сотрудниками [19].

В практике очистки воды в качестве коагулянтов применяются преимущественно соли алюминия и железа: сернокислый алюминий $Al_2(SO_4)_3$, хлорное железо $FeCl_3$, железный купорос $FeSO_4$, сернокислое трехвалентное железо $Fe_2(SO_4)_3$.

Значение этих коагулянтов заключается в том, что они способны образовывать гидрофобные коллоидные системы, которые при коагуляции дают хлопья, сорбирующие и захватывающие при осаждении частицы природных загрязнений воды. Определенное значение имеет также влияние поливалентных катионов коагулянтов в отношении снижения ζ-потенциала отрицательно заряженных частиц загрязнений, благодаря чему понижается стабильность коллоидов, загрязняющих воду.

При введении в воду сернокислого алюминия происходит его диссоциация:

$$Al_2(SO_4)_3 \rightarrow 2\,Al^{3+} + 3\,SO_4^{2-}. \qquad (IV.1)$$

Ионы алюминия вступают в обмен с катионами, которые находятся в адсорбционном слое глинистых частиц, загрязняющих воду. При этом может произойти частичное снижение устойчивости коллоидной системы глинистых частиц за счет обмена одно- и двухвалентных катионов глины на трехвалентные катионы Al^{3+} и сжатия вследствие этого диффузного слоя [22].

Процесс ионного обмена частиц взвеси протекает быстро и заканчивается по исчерпании обменной емкости частиц взвеси

и установления равновесия между катионами в адсорбционном слое глинистых частиц и в растворе. После этого идет гидролиз избытка добавленного к воде сернокислого алюминия с образованием промежуточных соединений — ионов $Al(OH)^{2+}$ и $Al(OH)_2^+$, заканчивающийся получением коллоида малорастворимой гидроокиси алюминия:

$$Al^{3+} + 3H_2O \rightarrow \underset{\downarrow}{Al(OH)_3} + 3H^+. \qquad (IV.2)$$

Наряду с гидроокисью алюминия, в зависимости от условий гидролиза, могут образовываться коллоиды основных солей алюминия, дающих также малорастворимые соединения

$$Al^{3+} + SO_4^{2-} + H_2O \rightarrow \underset{\downarrow}{Al(OH)SO_4} + H^+; \qquad (IV.3)$$

$$2Al^{3+} + SO_4^{2-} + 4H_2O \rightarrow \underset{\downarrow}{Al_2(OH)_4SO_4} + 4H^+. \qquad (IV.4)$$

Ионы водорода, выделяющиеся при гидролизе сернокислого алюминия, задерживают дальнейший гидролиз. Одновременно снижение величины pH воды сдвигает коллоидную систему гидроокиси алюминия и основных ее солей от изоэлектрической точки и ухудшает условия коагуляции. Поэтому необходимо, чтобы образующиеся при гидролизе ионы водорода удалялись из сферы реакции. Это осуществляется за счет реакции ионов H^+ с бикарбонатными ионами, обычно имеющимися в природных водах, т. е. за счет нейтрализации кислотности, получающейся в результате гидролиза, естественной щелочностью воды:

$$H^+ + HCO_3^- \rightarrow CO_2 + H_2O. \qquad (IV.5)$$

Если щелочность воды недостаточна, то к воде добавляют известь или соду. При добавлении к воде соды связывание ионов H^+ происходит по реакции

$$2H^+ + CO_3^{2-} \rightarrow CO_2 + H_2O, \qquad (IV.6)$$

а при введении извести —

$$H^+ + OH^- \rightarrow H_2O. \qquad (IV.7)$$

Из приведенных реакций видно, что наиболее низкая величина pH будет, если нейтрализация получающейся в результате гидролиза кислотности производится за счет бикарбонатной щелочности воды — при этом выделяется наибольшее количество углекислоты [на один ион водорода образуется одна молекула CO_2, реакция (IV.5)]; вдвое меньшее количество свободной углекислоты образуется при нейтрализации кислотности содой, следовательно, величина pH получается выше и, наконец, наиболее высокое значение pH получается при нейтрализации известью (CO_2 не выделяется). Это следует учитывать при выборе реагента для подщелачивания воды при коагуляции в целях получения оптимального значения pH, обеспечивающего удаление загрязнений, в частности при очистке цветных вод.

В отдельных случаях можно улучшить хлопьеобразование, а следовательно, и общий эффект очистки воды ее продувкой воздухом в смесителе или в камере хлопьеобразования. При этом происходит повышение значения pH воды вследствие удаления части растворенной в воде углекислоты, которой вода обогащается при обработке коагулянтом [реакция (IV.5)].

При обработке воды сернокислым алюминием, если величина pH<7,5, помимо гидроокиси алюминия в осадок выделяются

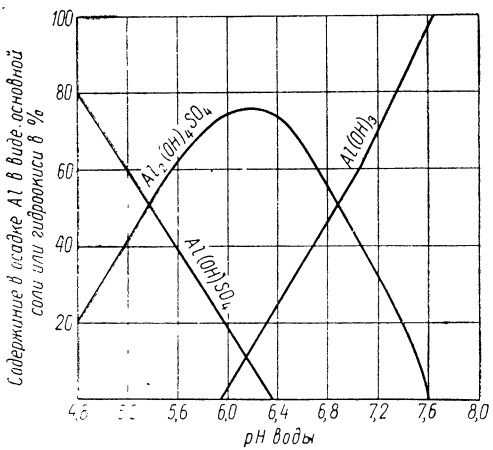


Рис. IV.5. Соединения алюминия в осадках, образующихся при различных значениях pH воды

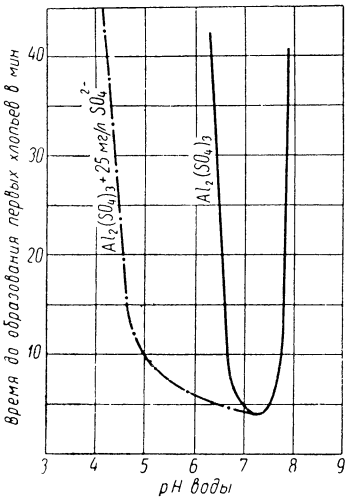


Рис. IV.6. Скорость коагуляции коллоидных соединений алюминия в зависимости от величины pH воды и концентрации ионов SO_4^{2-}

основные соли алюминия состава, получающегося по уравнениям (IV.3) и (IV.4). Соотношение различных соединений алюминия в получающихся при различных значениях pH осадках, по данным О. И. Мартыновой [10, 11], представлено на рис. IV.5.

Коллоидные частицы гидроокиси и основных солей алюминия в нейтральной и слабокислой среде вследствие сорбции катионов водорода и алюминия имеют положительные заряды. Поэтому процесс коагуляции этих коллоидов улучшается при увеличении концентрации в воде поливалентных анионов, в частности SO_4^{2-}, которые для положительно заряженных коллоидов являются противоионами (рис. IV.6). Повышение концентрации в воде одновалентных анионов, например Cl^-, в значительно меньшей степени стимулирует коагуляцию.

При высоких значениях pH коллоидные частицы гидроокиси алюминия имеют отрицательные заряды за счет сорбции алю-

минатных ионов AlO_2^- и в этом случае коагуляция стимулируется катионами, лучше поливалентными.

При значениях pH>8÷8,5 образуются растворимые алюминаты (AlO_2^-). При величине pH<4,5 гидролиз сернокислого алюминия не идет, а введенный в воду сернокислый алюминий остается в растворе. При низких значениях pH возможна прямая реакция ионов алюминия с некоторыми органическими соединениями, в частности анионами гуминовых кислот, с образованием малорастворимых соединений, выпадающих в осадок.

Примерные значения величин pH, при которых протекает процесс коагуляции после введения в воду сернокислого алюминия, приведены в табл. IV.2.

Таблица IV.2

Оптимальные значения pH при обработке вод различного состава сернокислым алюминием

Характеристика воды	Оптимальные значения pH
Осветление и обесцвечивание мягких цветных вод со щелочностью до 1,5 *мг-экв/л* и цветностью более 50 *град*	5—6
Осветление и обесцвечивание вод средней жесткости (4—5 *мг-экв/л*) со щелочностью 3—4 *мг-экв/л* и цветностью до 40 *град*	6—7,2
Осветление жестких (6—8 *мг-экв/л*) малоцветных вод с повышенным солесодержанием (800—1000 *мг/л*) и щелочностью более 5 *мг-экв/л*	6,5—7,5

Большое значение имеют условия растворимости гидроокиси алюминия и основных сульфатов алюминия. Если после отстаивания и фильтрования с очистной станции в водопроводную сеть поступает вода с содержанием алюминия, превышающим растворимость его соединений, которые образуются при данных величинах pH, то это означает, что вода находится в состоянии пересыщения соединениями алюминия и возникает опасность так называемой «отлежки», т. е. выделения осадка соединений алюминия в трубах.

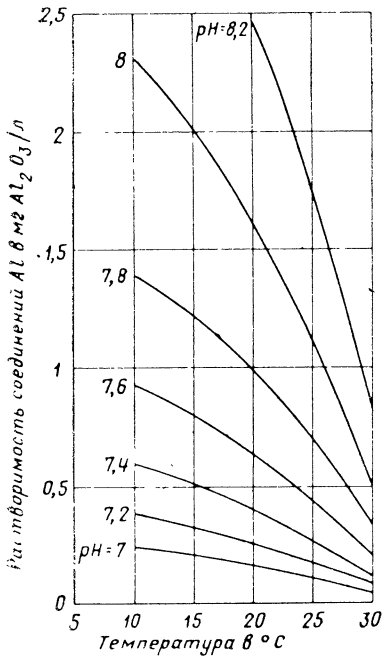
Ларсон и Солло [23] отмечают опасность подобных отложений, достигающих иногда значительной толщины (до 10 *мм*) и заметно отражающихся на пропускной способности труб. Особенно опасно, если в водопроводной сети изменяются температурные условия или величина pH в направлении уменьшения растворимости соединений алюминия. Это вызывает дополнительное выделение осадка. Несмотря на всю важность определения условий выделения осадка, содержащего алюминий, данных по этому вопросу мало.

Ларсон и Солло [23], анализируя имеющиеся литературные данные о растворимости гидроокиси алюминия, указывают для растворения по реакции

$$Al(OH)_3 + H_2O \rightarrow Al(OH)_4^- + H^+ \qquad (IV.8)$$

следующие значения отрицательных логарифмов произведений растворимости $pПР_{Al(OH)_3}$

Температура в °С . .	15	20	25	30
Произведение растворимости $pПР_{Al(OH)_3}$ . .	12,4	12,5	12,6	12,9



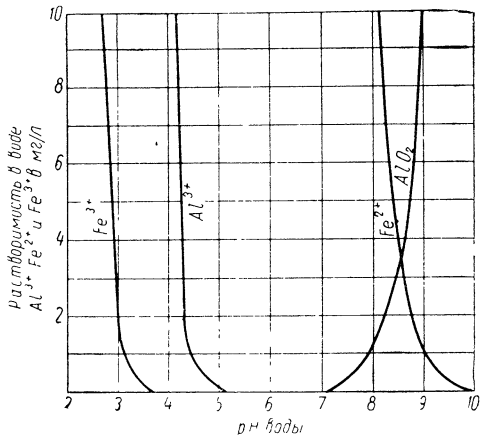


Рис. IV.8. Растворимость образующихся при коагуляции соединений алюминия и железа в зависимости от величины pH воды

Рис. IV.7. График растворимости $Al(OH)_3$ в зависимости от температуры и величины pH воды

На рис. IV.7 приведен график растворимости $Al(OH)_3$ в зависимости от температуры и величины pH воды, построенный по указанным константам. Из этого графика следует, что растворимость $Al(OH)_3$ уменьшается при повышении температуры и снижении величины pH воды. Однако при величине $pH<5$ растворимость соединений алюминия быстро возрастает (рис. IV.8).

Основные соли сульфата алюминия также отличаются малой растворимостью, близкой к растворимости гидроокиси алюминия [9].

В качестве коагулянта можно применять также алюминат натрия $NaAlO_2$ самостоятельно или совместно с сернокислым алюминием. Алюминат натрия в отличие от сернокислого алю-

миния является щелочным реагентом, поэтому для проведения коагуляции требуется нейтрализация его щелочности, что может быть осуществлено совместным применением алюмината натрия и сернокислого алюминия:

$$6NaAlO_2 + Al_2(SO_4)_3 + 12H_2O \rightarrow \underline{8Al(OH)_3} + 3Na_2SO_4. \quad (IV.9)$$

Самостоятельное использование алюмината натрия может оказаться целесообразным в тех случаях, когда нежелательно увеличивать концентрацию в воде сульфатов или хлоридов, содержание которых возрастает при использовании в качестве коагулянтов сернокислых или хлористых солей алюминия или железа. Такое обстоятельство возникает, например, в том случае, если проводят коагуляцию для осветления или обесцвечивания воды, поступающей далее на установку для ионитового обессоливания.

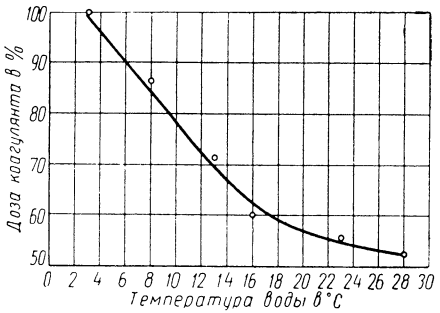


Рис. IV.9. Влияние температуры на дозу коагулянта при очистке воды от глинистой взвеси

В этом случае для нейтрализации щелочности алюмината натрия может быть применена углекислота:

$$NaAlO_2 + CO_2 + 2H_2O \rightarrow \underline{Al(OH)_3} + NaHCO_3. \quad (IV.10)$$

На ход коагуляции при использовании всех видов коагулянтов сильное влияние оказывает температура воды.

На рис. IV.9 показано влияние температуры на расход коагулянта в одном из экспериментов по очистке воды, содержавшей 300 *мг/л* глинистой взвеси. Для получения одинакового эффекта при низкой температуре дозу коагулянта необходимо было увеличить почти вдвое. При уменьшении мутности воды влияние температуры сказывается в меньшей степени. В аналогичном опыте с водой, содержавшей 25 *мг/л* глинистой взвеси, необходимая доза коагулянта при температуре 2° С была только на 25% больше, чем при температуре 20° С.

В отдельных случаях при обработке коагулянтами маломутных цветных вод для получения хорошо осаждающихся хлопьев целесообразно повысить мутность воды. Это можно осуществить искусственным замутнением воды путем добавления к ней суспензии глины, дозу которой подбирают экспериментально.

Аналогичный результат можно достигнуть рециркуляцией ранее выпавшего осадка, т. е. перекачкой осадка из отстойников или из осветлителей в поступающую на очистку воду.

В качестве коагулянтов, как указано выше, применяют также соли железа — сернокислое закисное железо $FeSO_4$ (технический продукт состава $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ называется железный купорос), хлорное железо $FeCl_3$ и сернокислую окись железа $Fe_2(SO_4)_3$. При растворении в воде сернокислое закисное железо диссоциирует с образованием катионов двухвалентного железа, которые участвуют в ионном обмене с катионами адсорбционного слоя коллоидных частиц загрязнений, а избыток сернокислого железа гидролизуется:

$$Fe^{2+} + 2H_2O \rightarrow Fe(OH)_2 + 2H^+. \qquad (IV.11)$$

Гидрат закиси железа коагулирует только при величинах $pH > 9 \div 9{,}5$, в то время, как гидрат окиси железа — при более низких значениях pH. Поэтому стремятся обеспечить условия для окисления двухвалентного железа в трехвалентное. Однако с приемлемой для практики скоростью окисление двухвалентного железа растворенным в воде кислородом происходит только при значениях $pH > 7{,}5 \div 8$. При недостаточной величине pH воды или при недостатке в воде растворенного кислорода железо может оставаться в воде, выходящей из очистной станции. Поэтому для обеспечения хорошей коагуляции при применении сернокислого закисного железа нужно обеспечить величину pH воды более 8 и окисление двухвалентного железа в трехвалентное.

Для создания указанной величины pH воды во всех случаях очистки природных вод приходится воду подщелачивать, в то время как при применении сернокислого алюминия подщелачивание производят только в периоды недостаточной щелочности воды.

Для окисления 1 *мг* закисного железа в окисное требуется 0,143 *мг* растворенного в воде кислорода. При обычном содержании летом в воде открытого водоема 8—9 *мг/л* кислорода, учитывая необходимый избыток, можно окислить около 35 *мг/л* Fe^{2+}, т. е. допустимая доза $FeSO_4$ (в расчете на безводный) составляет около 100 *мг/л*.

При недостатке в воде растворенного кислорода железо может быть окислено хлорированием, при этом расход хлора равен 0,24 *мг* на 1 *мг* $FeSO_4$. Железный купорос и хлор можно вводить в воду отдельно. Реакцию образования гидрата окиси железа в этом случае можно представить уравнением

$$2FeSO_4 + Cl_2 + 3Ca(HCO_3)_2 \rightarrow$$
$$\rightarrow \underline{2Fe(OH)_3}\downarrow + 2CaSO_4 + CaCl_2 + 6CO_2. \qquad (IV.12)$$

Также можно предварительно обработать раствор сернокислого железа хлором, а затем к воде добавлять так называемый хлорированный железный купорос, получаемый по реакции

$$6FeSO_4 + 3Cl_2 \rightarrow 2Fe_2(SO_4)_3 + 2FeCl_3. \qquad (IV.13)$$

Недостатком сернокислого закисного железа как коагулянта является необходимость повышения pH воды подщелачиванием и обеспечения условий для окисления двухвалентного железа.

Хлорное железо, сернокислое окисное железо и хлорированный железный купорос можно применять без подщелачивания воды, если значение pH после добавления коагулянта не становится ниже 5—5,5. Вопрос об устранении коррозионных свойств воды с таким низким значением pH рассмотрен отдельно в главе XVIII.

Условия получения малого остаточного содержания железа в воде после ее обработки солями железа видны на рис. IV.8.

Методика определения необходимой дозы коагулянта или так называемого показателя коагулируемости описана в ГОСТ 2919—45 [7]. Согласно этой методике в несколько стеклянных цилиндров наливают исследуемую воду и добавляют различные количества раствора коагулянта, а если требуется, то также и реагента для подщелачивания воды (раствора извести или соды). Потом содержимое цилиндров интенсивно перемешивают в течение 30—40 *сек*, а затем медленно помешивают стеклянной палочкой еще в течение 15 *мин*. Медленное помешивание способствует формированию хлопьев коагулянта. После этого цилиндры оставляют в покое на 30—60 *мин* и наблюдают за образованием и осаждением хлопьев. Наименьшая доза коагулянта (или коагулянта и реагента для подщелачивания), при которой получаются хорошие хлопья через 15 *мин* и достаточно полное их осаждение за последующие 30—60 *мин*, считается оптимальной.

Некоторые авторы [20, 21] рекомендуют для определения оптимальной дозы коагулянта применять метод «коллоидного титрования». Этот метод основан на том, что отрицательно заряженные коллоидные частицы загрязнений стехиометрически титруются положительно заряженным коллоидом метилгликольхитозана $C_{13}H_{26}O_6NJ$ с образованием геля в изоэлектрической точке. Индикатором конца титрования служит толуидиновая синяя. В присутствии положительно заряженного коллоида раствор окрашивается индикатором в синий цвет, отрицательно заряженный коллоид придает раствору пурпурный цвет.

Для определения суммарного заряда отрицательно заряженных коллоидных загрязнений к пробе воды добавляют с избытком положительно заряженный коллоид метилгликольхитозана и индикатор толуидиновую синюю. Раствор становится синим. Избыток положительно заряженного коллоида оттитровывается до перехода окраски в пурпурную раствором отрицательно заряженного коллоида поливинилсульфата калия $C_2H_3O_4SO_3K$. Для определения оптимальной дозы коагулянта по результатам «коллоидного титрования» рекомендуется следующая формула [21]:

$$Д = K_1Щ + K_2C^n,$$

где $Д$ — доза $Al_2(SO_4)_3$ в *мг/л*;
$Щ$ — щелочность воды в *мг-экв/л*;
C — суммарный заряд частиц коллоида загрязнений в *мг-экв/л* · 10^4;
$K_1 = 0{,}5 \div 1$ (для цветных вод, содержащих коллоидные глинистые загрязнения, $K_1 \approx 1$);
$K_2 \approx 0{,}3 \div 0{,}4$ (для цветных вод $K_2 \approx 0{,}4$, при содержании в воде глинистых загрязнений $K_2 \approx 0{,}33$);
$n = 0{,}83 \div 0{,}98$.

Необходимые дозы коагулянта возрастают при увеличении содержания в воде взвешенных веществ. Однако процесс коагуляции, как уже отмечалось, в сильнейшей степени зависит от характера взвеси, степени ее дисперсности, заряда и т. п. Поэтому предложить в настоящее время какие-либо формулы для определения доз коагулянтов для всех возможных видов взвесей и веществ, вызывающих цветность воды, не представляется возможным. Метод экспериментального определения доз коагулянта является наиболее достоверным.

Примерный характер зависимости дозы сернокислого алюминия от концентрации глинистой взвеси показан на рис. IV.10, однако на практике нередко получаются существенные отклонения от представленной зависимости. Например, в опытах с водой реки Вахш [14], содержавшей 3000—5000 *мг/л* взвеси, из которой 30—40% имело гидравлическую крупность более 1,2 *мм/сек*, оказалась достаточной доза 30—40 *мг/л* $Al_2(SO_4)_3$. При этом с увеличением количества взвеси (в основном за счет крупнодисперсной) необходимая доза коагулянта не увеличивалась, а уменьшалась.

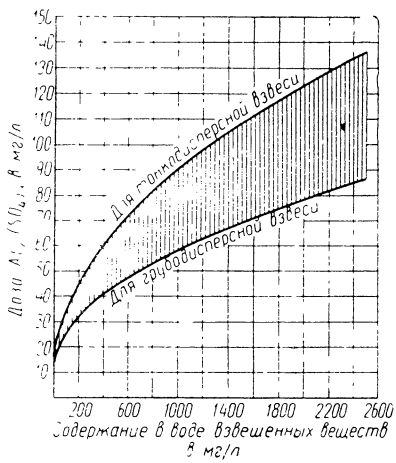


Рис. IV.10. Зависимость дозы коагулянта от содержания в воде глинистой взвеси

При обработке цветных вод дозу сернокислого алюминия можно ориентировочно определять по формуле

$$Д = 4\sqrt{Ц}, \qquad (IV.14)$$

где $Д$ — доза коагулянта в пересчете на $Al_2(SO_4)_3$ в *мг/л*;
$Ц$ — цветность воды в *град.*

Если обработка коагулянтом производится для одновременного снижения мутности и цветности воды, то следует принимать

бóльшую дозу коагулянта из требующихся для осветления и обесцвечивания воды.

При использовании в качестве коагулянтов солей железа дозы последних при очистке мутных вод можно принимать на 10—20% меньше, чем сернокислого алюминия (в пересчете на безводные продукты). Выше указывалось, что при недостатке природной щелочности для проведения процесса коагуляции, воду нужно подщелачивать. Доза щелочи для обеспечения коагуляции может быть определена по формуле

$$M = e_1\left(\frac{Д}{e_2} - Щ + 1\right)\frac{100}{C}, \qquad \text{(IV.15)}$$

где M — доза реагента (технического продукта) для подщелачивания воды в *мг/л*;

$Д$ — доза коагулянта в пересчете на безводное активное вещество в *мг/л*;

e_1 и e_2 — эквивалентный вес активной части соответственно реагента для подщелачивания и коагулянта в *мг/мг-экв* (табл. IV.3);

$Щ$ — общая щелочность обрабатываемой воды в *мг-экв/л*;

C — содержание активного вещества в реагенте для подщелачивания воды в %;

1 — резервная щелочность, которая должна оставаться после обработки воды коагулянтом в *мг-экв/л*.

Таблица IV.3

Эквивалентные веса активной части реагентов, используемых при очистке воды коагулированием

Реагент для подщелачивания	Эквивалентный вес в *мг/мг-экв*	Коагулянт	Эквивалентный вес в *мг/мг-экв*
CaO	28	$Al_2(SO_4)_3$	57
Na_2CO_3	53	$FeCl_3$	54,1
NaOH	40	$FeSO_4$	76
		$Fe_2(SO_4)_3$	66,7

Если при расчете по формуле (IV.15) доза M получается величиной отрицательной, то это означает, что естественная щелочность воды достаточна и по соображениям сохранения резерва щелочности подщелачивания воды не требуется. Тем не менее добавление некоторого количества щелочного реагента в некоторых случаях может оказаться полезным для создания оптимальной величины pH и обеспечения благоприятных условий коагуляции. В других случаях для обеспечения оптимальной величины pH (например, при обесцвечивании воды) может оказаться целесообразным снизить ее величину путем добавления кислоты или увеличения дозы коагулянта. Так, например, при обработке воды р. Зап. Двина наиболее глубокое удаление ор-

ганических веществ коагуляцией достигалось при подкислении воды до pH = 5,8 ÷ 6.

Контактная коагуляция. В Академии коммунального хозяйства им. К. Д. Памфилова Д. М. Минцем, С. А. Шубертом и В. П. Криштулом с сотрудниками проведены обширные исследования и предложена новая конструкция очистного сооружения — контактный осветлитель, в котором очистка воды осуществляется с использованием процесса контактной коагуляции.

В основе процесса контактной коагуляции лежит способность мелких частиц загрязнений воды прилипать к поверхности более крупных частиц песка, через который производят фильтрование воды.

По своей природе процесс прилипания мелких частиц к крупным тесно связан с коагуляцией, т. е. потерей агрегативной устойчивости коллоидной системы задерживаемых фильтром частиц.

Для прилипания мелких частиц взвеси к крупным зернам фильтрующей среды нужно создать условия, при которых могут проявиться ван-дер-ваальсовы силы притяжения. Для этого нужно обеспечить такие условия движения жидкости, при которых мелкие частицы загрязнений могли бы сближаться с крупными зернами загрузки фильтра, преодолевая при этом силы отталкивания, обусловленные электростатическими зарядами частиц.

Процесс контактной коагуляции отличается от обычной коагуляции, происходящей в объеме жидкости, большей скоростью и полнотой задержания мелкой взвеси фильтрующей загрузкой. Это объясняется весьма интенсивным прилипанием мелких частиц к крупным. Скорость этого процесса намного больше, чем скорость слипания друг с другом мелких частиц благодаря тому, что вероятность притяжения мелкой частицы крупным зерном фильтрующей среды значительно больше вероятности столкновения между собой мелких частиц. Кроме того, мелкие частицы, имеющие электростатические заряды, могут значительно легче прилипать к крупным, лишенным зарядов, чем друг к другу. Может оказаться, что концентрация коагулирующего вещества, еще недостаточная для того, чтобы вызвать коагуляцию мелких частиц в объеме жидкости, обеспечивает прилипание мелких частиц к крупным. Наиболее эффективно контактная коагуляция проявляется, если к воде добавить коагулянт и сразу же фильтровать воду через зернистую среду, например песок. Характер процесса осветления в этом случае обычно соответствует ходу кривой, приведенной на рис. IV.11 [12]. Сначала по мере увеличения дозы коагулянта мутность воды не изменяется, оставаясь постоянной, но несколько меньшей, чем в исходной воде (зона I). Затем по достижении определенной дозы наступает «порог коагуляции» и мутность фильтрата резко снижается (зона II). Последующее увеличение дозы коагулянта уже мало влияет на дальнейшее осветление фильтрата.

Как правило, доза коагулянта, соответствующая порогу контактной коагуляции, бывает меньше, чем для коагуляции той же взвеси в объеме жидкости, но тем не менее интенсивность прилипания мелких частиц к зернам фильтрующей среды получается намного больше, чем интенсивность слипания мелких частиц между собой, и это сказывается в повышении общего эффекта осветления воды. По данным АКХ им. К. Д. Памфилова, при фильтровании через песок полное осветление воды вследствие прилипания мелких частиц к зернам песка достигается за 5—10 *сек*, в то время как для взаимного слипания частиц при коагуляции в объеме требуется 20—40 *мин*. При контактной коагуляции полнота очистки воды от взвеси получается большей, чем при обычной коагуляции и отстаивании.

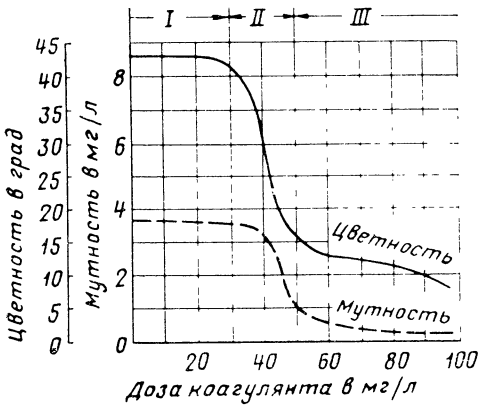


Рис. IV.11. Характер зависимости эффекта осветления и обесцвечивания воды от дозы коагулянта при контактной коагуляции

I—III — номера зон

Процесс контактной коагуляции наблюдается не только в контактных осветлителях системы АКХ, но также при так называемом прямоточном фильтровании, когда воду с коагулянтом без отстаивания подают непосредственно на фильтры, а также в осветлителях со взвешенным осадком, где вода после смешения с коагулянтом проходит через слой, состоящий из крупных хлопьев ранее сформировавшегося осадка.

В известной мере явление контактной коагуляции наблюдается и при так называемом раздельном коагулировании. Этот процесс осуществляется введением всей предназначенной для обработки воды дозы коагулянта в часть потока воды (чаще всего в ее половину), при этом в обработанной воде образуются крупные хлопья. Затем обработанную воду смешивают с необработанной водой и тем самым создаются условия для прилипания мелких частиц взвеси к сформировавшимся хлопьям. Процесс раздельного коагулирования, так же как и другие варианты контактной коагуляции, дает некоторую экономию коагулянта.

2. ПРИМЕНЕНИЕ ФЛОКУЛЯНТОВ ДЛЯ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПРОЦЕССА КОАГУЛЯЦИИ

Флокулянтами называют высокомолекулярные вещества, которые применяют в дополнение к основным коагулянтам — со-

лям алюминия и железа. В отдельных случаях флокулянты можно использовать без коагулянтов для коагуляции коллоидов и суспензий, загрязняющих природные воды.

Флокулянты подразделяются по химическому составу на минеральные (наибольшее распространение получила активированная кремниевая кислота) и органические (альгинат натрия, щелочной крахмал, карбоксиметилцеллюлоза, полиакрилат натрия, полиакриламид и др.). Последний из названных флокулянтов в настоящее время применяется на большом числе водоочистных станций.

Активированную кремниевую кислоту приготовляют из силиката натрия (жидкого стекла) на водоочистных станциях путем нейтрализации 70—85% щелочности 1—2%-ного раствора жидкого стекла.

Раствор жидкого стекла 1%-ной концентрации имеет щелочную реакцию (pH = 11 ÷ 12) и коллоидная кремниевая кислота, необходимая для интенсификации процесса очистки воды коагуляцией, в этих условиях не образуется.

Но при нейтрализации, например серной кислотой, 70—85% щелочности 1—2%-ного раствора жидкого стекла силикат натрия переходит в метакремниевую кислоту:

$$Na_2SiO_3 + H_2SO_4 \rightarrow H_2SiO_3 + Na_2SO_4.$$

Метакремниевая кислота гидролизуется

$$H_2SiO_3 + H_2O \rightarrow Si(OH)_4,$$

после чего происходит конденсация кремниевой кислоты, заключающаяся в постепенной ее дегидратации с образованием силоксановых связей:

$$2Si(OH)_4 \rightarrow HO-\underset{\displaystyle OH}{\overset{\displaystyle OH}{\underset{|}{\overset{|}{Si}}}}-O-\underset{\displaystyle OH}{\overset{\displaystyle OH}{\underset{|}{\overset{|}{Si}}}}-OH + H_2O$$

Процесс конденсации приводит к образованию коллоидной кремниевой кислоты.

Коллоидные частицы активированной кремниевой кислоты при добавлении к воде, обработанной коагулянтами — солями алюминия и железа, способствуют коагуляции положительно заряженных коллоидов гидрата окиси алюминия, основных сульфатов алюминия, гидрата окиси железа.

Применение активированной кремниевой кислоты целесообразно в тех случаях, когда в воде, обрабатываемой коагулянтами, содержится недостаточное количество отрицательно заряженных ионов или поливалентных анионов для обеспечения интенсивной коагуляции положительно заряженных коллоидов коагулянтов. В частности, применение активированной кремние-

вой кислоты оказывается полезным при очистке маломутных цветных вод.

Исходным продуктом для получения активированной кремниевой кислоты служит жидкое стекло (силикат натрия), при этом желательно использовать продукт с модулем (молекулярным отношением), близким к 3. Жидкое стекло при таком модуле содержит 28—29% SiO_2 и 8,8—9,4% Na_2O. Удельный вес его составляет около 1,5. Для активирования кремниевой кислоты могут быть использованы различные реагенты-активаторы. Химические реакции активирования кремниевой кислоты приведены в табл. IV.4, в которой раствор жидкого стекла обозначен $Na_2O \cdot n\,SiO_2 \cdot m\,H_2O$, а активированная кремниевая кислота обозначена $n\,SiO_2 \cdot x\,H_2O$ [15]. Выбор реагента для активирования кремниевой кислоты определяется возможностями данной станции и экономическими соображениями. На станциях, где применяются сернокислый алюминий в качестве коагулянта и хлор для обеззараживания воды, может быть использован один из указанных реагентов. При активировании хлором получается гипохлорит натрия, который используется в технологическом процессе очистки воды для ее обеззараживания.

Таблица IV.4

Реакция получения активированной кремниевой кислоты

Реагент-активатор	Химическая реакция
Серная кислота	$Na_2O \cdot nSiO_2 \cdot mH_2O + H_2SO_4 \rightarrow nSiO_2 \cdot xH_2O + Na_2SO_4$
Сернокислый алюминий	$3(Na_2O \cdot nSiO_2 \cdot mH_2O) + Al_2(SO_4)_3 \rightarrow 3(nSiO_2 \cdot xH_2O) + Al_2O_3 \cdot 3H_2O + 3Na_2SO_4$
Хлор	$Cl_2 + H_2O \rightarrow HOCl + HCl;$ $Na_2O \cdot nSiO_2 \cdot mH_2O + HOCl + HCl \rightarrow nSiO_2 \cdot xH_2O + NaOCl + NaCl$
Углекислый газ (топочные газы)	$Na_2O \cdot nSiO_2 \cdot mH_2O + CO_2 \rightarrow nSiO_2 \cdot xH_2O + Na_2CO_3$
Сернокислый аммоний	$Na_2O \cdot nSiO_2 \cdot mH_2O + (NH_4)_2SO_4 \rightarrow nSiO_2 \cdot xH_2O + 2NH_4OH + Na_2SO_4$
Двууглекислая сода	$Na_2O \cdot nSiO_2 \cdot mH_2O + 2NaHCO_3 \rightarrow nSiO_2 \cdot xH_2O + 2Na_2CO_3$
Кремнефтористый натрий	$2(Na_2O \cdot nSiO_2 \cdot mH_2O) + Na_2SiF_6 \rightarrow (2n+1)SiO_2 \cdot xH_2O + 6NaF$

Если хлорирование по каким-либо причинам желательно проводить с аммонизацией, можно производить активирование кремниевой кислоты сернокислым аммонием, в результате вода будет обогащаться ионами NH_4^+. При активировании кремнефтористым натрием получается раствор, который одновременно используется для фторирования воды.

После введения активатора в раствор жидкого стекла происходит «созревание» золя активированной кремниевой кислоты,

а после этого начинается коагуляция раствора, частицы начинают терять заряды и «активность» кремниевой кислоты постепенно утрачивается. Поэтому активированную кремниевую кислоту нужно использовать в течение нескольких часов после ее «созревания». Для продления срока годности активированной кремниевой кислоты рекомендуется разбавлять ее водой до концентрации 0,5% (по SiO_2).

На рис. IV.12 представлена зависимость продолжительно-

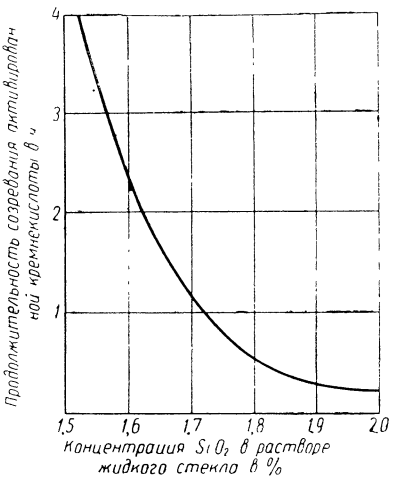


Рис. IV.12. Зависимость продолжительности созревания активированной кремниевой кислоты от концентрации SiO_2

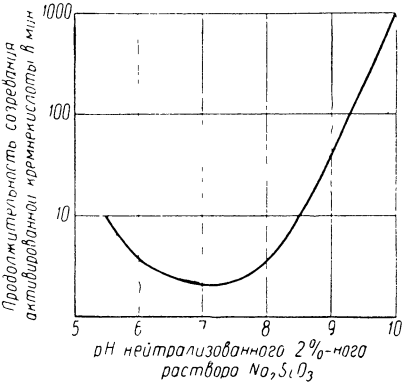


Рис. IV.13. Зависимость продолжительности созревания активированной кремниевой кислоты от величины pH частично нейтрализованного 2%-ного раствора жидкого стекла

сти созревания активированной кремниевой кислоты от ее концентрации (в пересчете на SiO_2). График составлен для 1,5—2%-ных растворов жидкого стекла, 82% щелочности которых нейтрализовано серной кислотой [13].

Скорость созревания активированной кремниевой кислоты можно регулировать степенью нейтрализации щелочности раствора (величиной pH этого раствора после нейтрализации) и выбором нейтрализующего агента.

На рис. IV.13 представлен график зависимости продолжительности созревания активированной кремниевой кислоты от величины pH для 2%-ного раствора жидкого стекла после частичной нейтрализации его щелочности. График показывает, что продолжительность созревания резко возрастает при значениях pH раствора выше 8 и ниже 6. Регулирование величины pH раствора жидкого стекла достигается подбором дозы активатора. Часть щелочности раствора жидкого стекла, которую нужно нейтрализовать разными активаторами, может быть приближенно определена по графику, приведенному на рис. IV.14.

Дозы активированной кремниевой кислоты для обработки воды подбирают пробной коагуляцией в лаборатории водоочистной станции.

Рекомендуются следующие дозы активированной кремниевой кислоты (по SiO_2):

а) при введении перед отстойниками или осветлителями, цветности воды до 100 *град*, содержании взвешенных веществ до 15 *мг/л* и температуре воды более 5°С—2—3 *мг/л*;

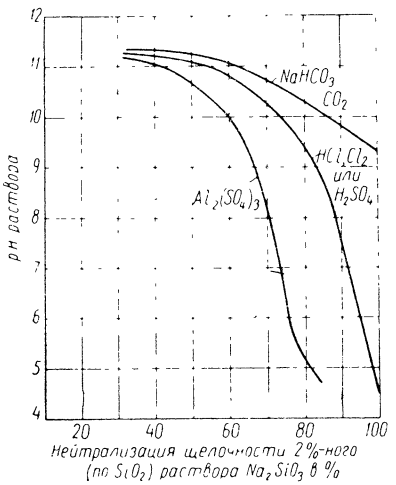


Рис. IV.14. Зависимость величины pH 2%-ного раствора жидкого стекла от степени нейтрализации его щелочности

б) при введении в коагулированную и отстоенную воду перед фильтрами — 0,05 — 0,5 *мг/л*;

в) при введении перед контактными осветлителями или фильтрами, работающими без предварительного отстаивания, — 1—3 *мг/л*.

Техника приготовления и дозирования активированной кремниевой кислоты описана в главе II.

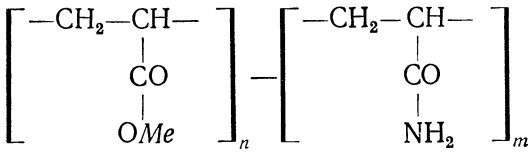
Как указано выше, в практику очистки воды в последнее время все шире внедряются высокомолекулярные органические флокулянты. Они представляют собой растворимые в воде линейные полимеры, в которых большое число групп связано валентными связями.

Флокулянты с различной химической природой могут образовывать как жесткие цепочки (крахмал, производные целлюлозы), так и гибкие, способные образовывать клубки (полиакриламид).

Высокомолекулярные флокулянты в большинстве случаев представляют собой полиэлектролиты, диссоциирующие в воде на ионы (анионные, катионные и амфотерные полиэлектролиты), некоторые же флокулянты не диссоциируют в водных растворах, оставаясь в молекулярном состоянии (неионогенные флокулянты).

Флокулянты анионного типа при диссоциации дают сложный полимерный органический анион и простой катион, а флокулянты катионного типа — сложный органический катион и простой анион. Флокулянты амфотерного типа имеют в цепочке растворимого высокомолекулярного вещества основные и кислотные группы, поэтому диссоциация и заряд высокомолекулярного иона зависит от pH раствора.

Наибольшее практическое применение в последнее время получил полиакриламид (ПАА). Он представляет собой сополимер амида и солей акриловой кислоты [16]:



Молекулярный вес полимера $(5{,}2 \div 5{,}6)\,10^6$. Амидные группы входят в состав 85—90% звеньев.

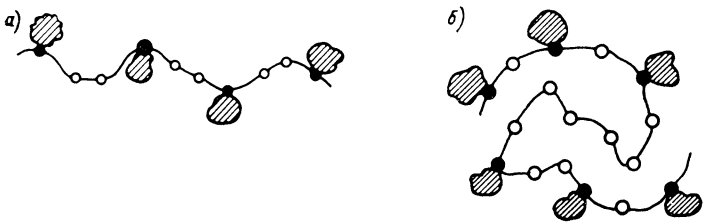


Рис. IV.15. Сорбция флокулянтом частиц загрязнений

а — вытянутая полимерная молекула флокулянта; *б* — свернутая молекула флокулянта; черные кружки — адсорбирующие группы флокулянта; заштрихованы частицы взвешенных веществ

При диссоциации в водном растворе в цепочке полимера могут образовываться отрицательно заряженные группы R—COO — в результате диссоциации входящих в полимер солей акриловой кислоты — сильных электролитов. Положительно заряженные группы получаются в результате гидратации амидов с образованием амидония $R—NH_3^+$.

В воде, содержащей коллоидные загрязнения, их частицы (глина, ил и др.) сорбируются молекулами полиакриламида, при этом частицы загрязнений оказываются связанными цепочками полимера (рис. IV.15). Это приводит к образованию крупных быстро осаждающихся хлопьев.

Адсорбция флокулянтом частиц загрязнений возможна при условии, когда электростатическое отталкивание частиц не мешает молекулам ПАА и взвешенным частицам сблизиться настолько, чтобы начали действовать силы молекулярного притяжения. Для этого требуется добавлением коагулянта (солями алюминия или железа) снизить ζ-потенциал частиц взвеси, т. е. осуществить предварительно коагуляцию взвеси. Только в случае загрязнения воды грубыми суспензиями и при большой концентрации агрегативно неустойчивой взвеси ПАА может быть применен самостоятельно, без коагулянта. При добавлении коагулянта в образовании быстро осаждающихся агломератов

участвуют не только молекулы ПАА и взвеси, но и коагулирующие частицы коагулянта, что в еще большей степени способствует укрупнению хлопьев. Для каждого сочетания дисперсных систем в воде имеется своя оптимальная доза ПАА, которая наилучшим образом обеспечивает получение прочных быстро осаждающихся хлопьев.

Полиакриламид не обладает явно выраженной способностью сорбировать коллоидные частицы гумусовых соединений, поэтому его применение не позволяет снизить дозу коагулянта, необходимую для обесцвечивания воды. Однако в некоторых случаях добавление ПАА и при очистке цветных вод оказывается полезным, оно позволяет получать более тяжелые и быстрые осаждающиеся хлопья. Механизм адсорбции полиакриламидом алюмосиликатов и гидроокисей металлов обусловлен не только силами молекулярного притяжения, но также более прочной водородной связью между водородом амидных групп полимера и кислородом алюмосиликатов и гидроокисей металлов [24]. Этим объясняется прочность образующихся хлопьев. Это обстоятельство имеет большое значение при сепарации взвеси в осветлителях со слоем взвешенного осадка, в контактных осветлителях и фильтрах.

Технология применения ПАА для очистки воды в СССР разработана и внедрена на многих водоочистных станциях Академией коммунального хозяйства им. К. Д. Памфилова (Д. М. Минцом, Ю. И. Вейцером, В. Н. Криштулом, Л. Н. Паскуцкой, С. А. Шубертом и др.).

Согласно рекомендациям АКХ [16] ПАА следует дозировать в воду в виде раствора концентрацией не выше 0,1%. Как правило, ПАА вводится в воду после коагулянта, спустя такой промежуток времени, в течение которого заканчивается гидролиз коагулянта, образуются первичные частицы гидроокиси и происходит сорбция коагулянтом гумусовых соединений. Для маломутных цветных вод этот промежуток составляет 2—4 *мин*, с повышением мутности он уменьшается до 1—2 *мин*.

При очистке высокомутных вод, согласно экспериментальным данным ВНИИ ВОДГЕО, может оказаться целесообразным введение ПАА за 1—1,5 *мин* до добавления коагулянта, при этом остаточное содержание взвеси в воде получается меньше, чем при обратном порядке введения реагентов.

Академией коммунального хозяйства им. К. Д. Памфилова проводятся испытания ряда новых флокулянтов, в том числе и катионного флокулянта ВА-2 [4, 5]. Этот флокулянт синтезирован кафедрой технологии высокомолекулярных соединений Московского химико-технологического института им. Д. И. Менделеева.

Катионный флокулянт ВА-2 представляет собой соль четвертичного аммониевого основания — высокомолекулярный водорастворимый полиэлектролит, обладающий положительно за-

ряженным макроионом, поэтому он способен вызывать флокуляцию отрицательно заряженных коллоидов.

Поскольку в большинстве случаев глинистые взвеси и коллоиды гумусовых веществ в природных водах имеют отрицательные заряды, катионные флокулянты способны флокулировать эти загрязнения без минеральных коагулянтов.

Механизм действия катионного флокулянта предположительно заключается во взаимодействии между кислотными группами глинистых частиц или гумусовых веществ с основными группами флокулянта. При этом образуются малодиссоциированные соли [5].

Флокулянт ВА-2 весьма эффективен для очистки мутных вод. Необходимые его дозы обычно не превышают 2 *мг/л*, при этом с увеличением мутности доза ВА-2 несколько понижается и может дойти до 0,5 *мг/л*. Избыток флокулянта ВА-2 по сравнению с оптимальной дозой ухудшает очистку воды от взвеси.

При взаимодействии флокулянта ВА-2 с гумусовыми веществами образуются мелкодисперсные хлопья, для отделения которых требуется фильтрование через песок, антрацит и т. п. Доза ВА-2 для снижения цветности зависит от вида соединений, обусловливающих цветность воды, и возрастает в ряду соединений: гуминовые кислоты — коллоидные фульвокислоты — истинно растворенные фульвокислоты.

Для снижения цветности воды нужны значительные дозы катионного флокулянта ВА-2, поэтому пока еще нельзя считать целесообразным его применение для обесцвечивания воды. Использовать катионный флокулянт ВА-2 для очистки питьевой воды можно только после получения разрешения органов Государственного санитарного надзора. Исследования, выполненные ВНИИ ВОДГЕО по очистке высокомутной воды р. Вахш (3—5 *г/л* взвеси), показали, что при дозе этого флокулянта 0,8—1 *мг/л*, без применения минерального коагулянта, происходило интенсивное хлопьеобразование и хорошее осветление воды. Для получения такого же эффекта требовалось 20—30 *мг/л* $Al_2(SO_4)_3$ и 0,5 *мг/л* ПАА.

В литературе встречаются указания об улучшении процесса коагуляции при предварительном пропуске воды через магнитное поле [17, 18]. Вопрос этот нуждается в дополнительной проверке.

3. ЭЛЕКТРОХИМИЧЕСКОЕ КОАГУЛИРОВАНИЕ

Ионы алюминия и железа, необходимые для коагулирования содержащихся в воде частиц коллоидных загрязнений, могут быть получены электрохимическим анодным растворением металлического алюминия и железа. Для этого воду нужно пропустить через электролизер с анодами из алюминия или железа. Питание электролизеров обычно осуществляется от источников постоянного тока.

Металл пластин анодов, подключенных к положительному полюсу источника тока, будет при этом ионизироваться и переходить в раствор в виде ионов. Если в электролизере используются железные аноды, то в воду переходят ионы двухвалентного железа. Они способствуют уменьшению отрицательных зарядов коллоидных частиц взвеси и тем самым создают условия для их коагуляции. Перешедшее в раствор двухвалентное железо с растворенным в воде кислородом или хлором, если воду предварительно хлорировали, окисляется и образует гидрат окиси железа. В известной мере окислению двухвалентного железа может способствовать происходящий на аноде разряд содержащихся в воде хлор-ионов, в результате которого получается атомарный хлор.

Алюминий при его анодном растворении переходит в воду в виде трехвалентных ионов алюминия, поэтому при использовании алюминиевых анодов предварительного хлорирования не требуется, за исключением тех случаев, когда оно необходимо для разрушения защитных коллоидов (например, гуматов), затрудняющих процесс коагуляции, или для обеззараживания воды.

Для электролитического растворения 1 *г-экв* металла (27,9 *г* железа или 9 *г* алюминия) расход электроэнергии составляет 26,8 *а · ч.*

Анодное растворение металла для коагулирования целесообразно производить с небольшой плотностью тока. При расстоянии между электродами 10—20 *мм* и общем солесодержании воды около 200 *мг/л* для анодного растворения железа рекомендуется напряжение около 3 *в*, а для растворения алюминия — около 4 *в*.

При этом теоретический расход электроэнергии для растворения 1 *г* железа составляет $26{,}8 \cdot 3 : 27{,}9 = 2{,}9$ *вт · ч*, а для растворения 1 *г* алюминия — 12 *вт · ч*. Фактически расход электроэнергии будет больше из-за потерь энергии на нагревание воды, преодоление сопротивления окисной пленки, образующейся на поверхности растворяемых пластин металла, и т. п. Расход электроэнергии на анодное растворение металла возрастает с увеличением расстояния между электродами, увеличением плотности тока и при уменьшении скорости движения воды между электродами.

Для экономного расходования электроэнергии рекомендуются: плотность тока не более 10 $а/м^2$, расстояние между пластинами (электродами) не более 20 *мм*, скорость движения воды между электродами не менее 0,5 *м/сек* (что может потребовать рециркуляции воды), периодическая переполюсовка электродов или их вращение.

При расчете установок для очистки воды с электролитическим растворением металлов следует иметь в виду, что растворение в воде 1 *г* металлического алюминия эквивалентно введе-

нию в воду 6,35 *г* $Al_2(SO_4)_3$, а растворение 1 *г* металлического железа — обработке воды 1,93 *г* хлорного железа.

Коагулирование коллоидных загрязнений воды достигается пропуском всей или части воды, поступающей на водоочистную станцию, через электролизеры. Последние представляют собой прямоугольные в плане резервуары, в которых находятся вертикально установленные или вращающиеся листы алюминия либо железа (рис. IV.16).

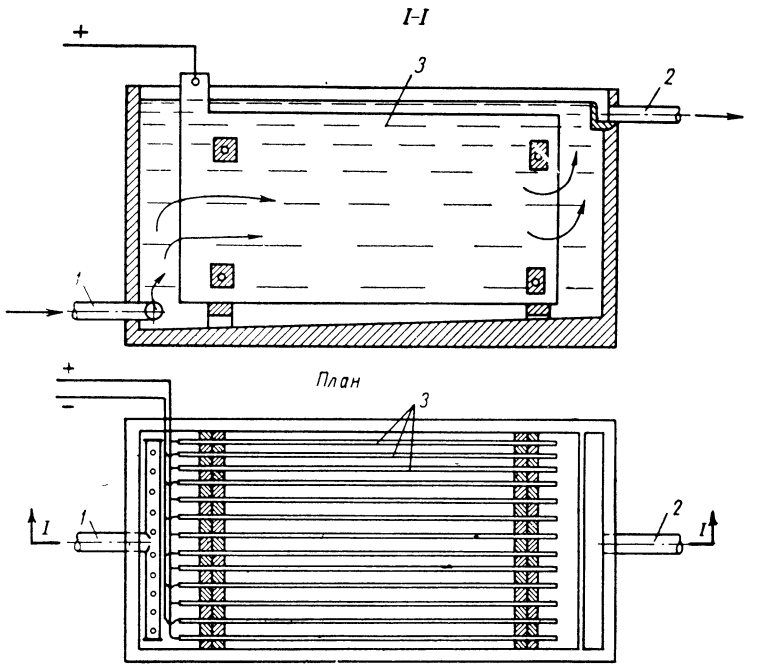


Рис. IV.16. Электролизер для анодного растворения алюминия или железа при электрохимическом коагулировании

1 — поступление воды; *2* — выход воды; *3* — пластины алюминия или железа

Для предотвращения соприкосновения смежных листов металла и образования в результате этого замыкания между листами по краям устанавливают прокладки из диэлектрика (например, резины, текстолита и др.).

Воду подводят в электролизеры сбоку или снизу таким образом, чтобы она протекала между листами металла, а отводят с помощью сборных лотков, расположенных в верхней части электролизера.

На рис. IV.17 показан график зависимости расхода электроэнергии на растворение 1 *кг* железа от расстояния между пла-

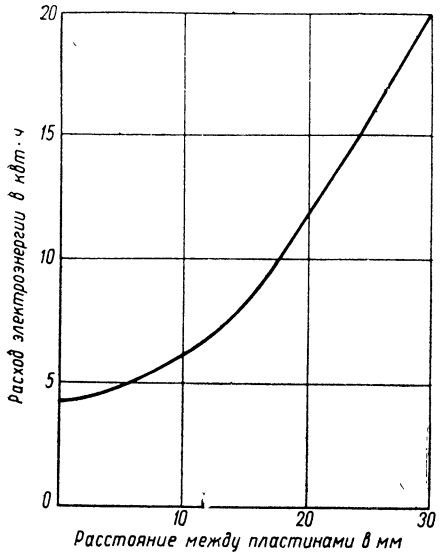


Рис. IV.17. Расход электроэнергии на анодное растворение 1 *кг* железа в зависимости от расстояния между пластинами (электродами)

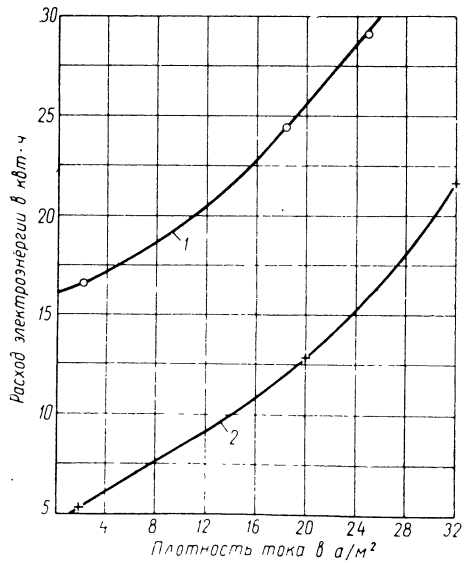


Рис. IV.18. Расход электроэнергии для анодного растворения 1 *кг* алюминия и железа при различных плотностях тока

1 — для алюминиевых пластин; *2* — для железных пластин

стинами (электродами). В практических условиях достигнуть расстояния между листами металла менее 10—15 *мм* не удается из-за возможности их соприкосновения и закупорки межлистового пространства плавающими в воде загрязнениями.

На рис. IV.18 показан расход электроэнергии на перевод в раствор 1 *кг* алюминия или железа при различных плотностях тока.

Относительно высокая стоимость металлического железа и алюминия в виде листов позволяет применять электролитическое растворение железа и алюминия для обработки воды только на станциях небольшой производительности либо в тех случаях, когда необходимо избежать обогащения воды сульфатами или хлоридами, что наблюдается при обработке воды солями железа и алюминия.

При попытках использования отходов металлов (стружек или лома) встретились трудности конструктивного порядка. Если, например, стружки или лом загружать в корзины, погруженные в воду, то из-за неопределенной формы электродов не удается выдержать малое расстояние между ними. При увеличении же расстояния между электродами возрастает требуемое напряжение и, следовательно, увеличивается расход электроэнергии.

ЛИТЕРАТУРА

1. Вейцер Ю. И. Коагулянты и вещества, способствующие коагуляции. «Журнал Всесоюзного химического общества им. Д. И. Менделеева», т. V, № 6, 1960.

2. Вейцер Ю. И. Опыт применения полиакриламида на водопроводах СССР. «Водоснабжение и санитарная техника», 1963, № 6.

3. Вейцер Ю. И., Колобова З. А., Стерина Р. М. Механизм флокулирующего действия технического полиакриламида. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXII, 1963.

4. Вейцер Ю. И., Стерина Р. М. Катионные флокулянты для очистки питьевой воды. «Водоснабжение и санитарная техника», 1965, № 9.

5. Вейцер Ю. И., Стерина Р. М. Исследование катионных флокулянтов. В сб.: «Качество подготовки питьевой воды». Изд. Моск. ДНТП им. Ф. Э. Дзержинского, 1967, № 1.

6. Вейцер Ю. И., Паскуцкая Л. Н., Чернова З. В. Полиакриламид в обработке питьевой воды. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», вып. 53, № 6, 1968.

7. ГОСТ 2919—45 «Вода источников хозяйственно-питьевого водоснабжения. Методы технологического анализа воды».

8. Дерягин Б. В. Теория гетерокоагуляции, взаимодействия и слипания разнородных частиц в растворах электролитов. «Коллоидный журнал», т. XII, № 6, 1954.

9. Каргин В. А., Шишкиашвили Н. Е., Бацакадзе А. Д. Получение и исследование основных солей алюминия. «Журнал физической химии», т. XXI, вып. 3, 1947.

10. Мартынова О. И. Коагуляция при водоподготовке. Госэнергоиздат, 1951.

11. Мартынова О. И. Некоторые закономерности удаления органических примесей природных вод путем коагуляции. В сб.: «Вопросы проектирования и эксплуатации водоподготовительных установок». Госэнергоиздат, 1955.

12. Минц Д. М. Теоретические основы технологии очистки воды. Госстройиздат, 1964.

13. Первов Г. Г. Опыты по осветлению и обесцвечиванию воды в осветлителях с применением активированной кремнекислоты и полиакриламида. В сб.: «Научные сообщения». Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1960.

14. Петрова Л. Г. Результаты экспериментальных исследований по осветлению воды с большим содержанием взвешенных веществ. Труды ВНИИ ВОДГЕО, вып. 16, 1967.

15. Романов Г. А., Вольф И. В. Применение активированной кремнекислоты для очистки воды на осветлителе со взвешенным фильтром. «Водоснабжение и санитарная техника», 1959, № 2.

16. Технические указания на применение полиакриламида ПАА для очистки питьевых вод на городских водопроводах. Изд. АКХ РСФСР, 1966.

17. Шахов А. И., Музыченко А. Н., Душкин С. Н. О магнитной обработке воды. «Водоснабжение и санитарная техника», 1963, № 1.

18. Шахов А. И., Ширяева А. В., Душкин С. Н. Исследование влияния магнитного поля на процессы коагуляции примесей в воде. «Известия вузов. Строит. и архит.», № 11—12, 1965.

19. Black A. P., Hannah S. A. Electrophoretic studies of turbidity removal by coagulation with aluminum sulfate. JAWWA, 1961, 53, № 4.

20. Kawamura S., Tanaka J. Applying colloid titration techniques to coagulant dosage control. Water and Sewage Works, 1966, 113, № 9.

21. Kawamura S., Hanna J., Shumate K. Application of colloid titration techniques to floculation control. JAWWA, 1967, 59, № 8.

22. Langelier W. F., Ludwig H. F. Mechanism of flocculation in the clarification of turbid waters. JAWWA, 1949, 41, № 2.

23. Larson T. E., Sollo F. W. Loss in water main carrying capacity. JAWWA, 1967, № 12.

24. Michaels. Ind. and Engng Chem., 1954, 46, 1485; 1955, 47, 1801.

25. Rich L. G. Unit processes of sanitary engineering. Wiley, 1963.

ГЛАВА V

ОТСТОЙНИКИ

1. ОСАЖДЕНИЕ ВЗВЕСИ В ОТСТОЙНИКАХ

Отстойниками называют сооружения для выделения из воды основной массы взвеси гравитационным осаждением частиц, имеющих плотность, бо́льшую, чем плотность воды.

В неподвижной воде под действием силы тяжести частицы взвеси осаждаются вертикально вниз. Скорость движения взвеси зависит от размеров и формы ее частиц, их плотности и коэффициента сопротивления воды движению частицы.

Скорость v свободного падения в воде шарообразной частицы диаметром d под действием силы тяжести равна:

$$v = \frac{4}{3} g \frac{\rho_ч - \rho_ж}{C_ш} d, \qquad (V.1)$$

где g — ускорение силы тяжести;

$\rho_ч$ и $\rho_ж$ — плотность соответственно частицы и воды;

$C_ш$ — коэффициент сопротивления, зависящий от числа Рейнольдса падающей шарообразной частицы $\left(\mathrm{Re} = \frac{vd\rho_ж}{\mu}\right)$;

μ — коэффициент динамической вязкости жидкости.

Коэффициент сопротивления $C_ш$ является функцией числа Re.

При значениях $\mathrm{Re}<2$ (малые частицы, малая скорость осаждения)

$$C_ш = \frac{24}{\mathrm{Re}} \qquad (V.2)$$

и уравнение (V.1) принимает вид формулы Стокса:

$$v = \frac{1}{18} \cdot \frac{\rho_ч - \rho_ж}{\mu} g d^2. \qquad (V.3)$$

При значениях $2<\mathrm{Re}<500$

$$C_ш = \frac{18{,}5}{\mathrm{Re}^{0{,}6}}. \qquad (V.4)$$

При значениях Re>500 силы вязкости уже не играют существенной роли в формировании величины коэффициента сопротивления. Он становится независимым от числа Re и равным 0,4.

В этой области уравнение (V.1) принимает вид:

$$v = 3{,}3g(\rho_ч - \rho_ж)d. \qquad (V.5)$$

На рис. V.1 представлена зависимость скорости осаждения в воде при температуре 10° С шарообразных частиц различной плотности от их диаметра.

Скорость осаждения в воде нешарообразных частиц будет меньшей, чем шарообразных. Влияние формы частицы на величину коэффициента сопротивления может быть учтено введением коэффициента формы

$$C_ш = K_ф C_ч, \qquad (V.6)$$

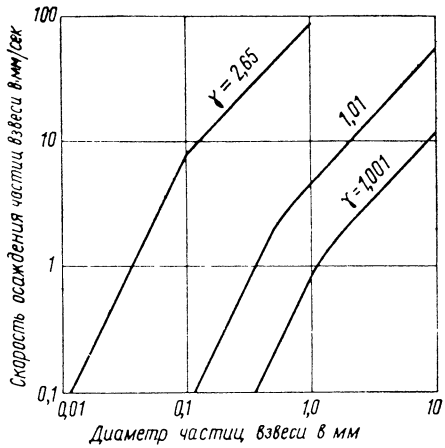


Рис. V.1. График зависимости скорости осаждения в воде шарообразных частиц различной плотности от их диаметра

где $C_ч$ — коэффициент сопротивления при осаждении нешарообразной частицы;

$K_ф$ — коэффициент формы, равный для окатанного песка 0,85—0,87, для остроугольного песка 0,67—0,75, для дробленого антрацита 0,58—0,7.

Взвешенные вещества природных вод обычно состоят из частиц неодинакового размера, формы и плотности. Скорость осаждения такой полидисперсной взвеси характеризуется обычно кривой ее осаждения или показателем осаждаемости взвеси.

Данные для построения кривой осаждаемости взвеси определяются с помощью записывающего седиментометра или торзионных весов. Для этого исследуемую воду, содержащую взвесь, помещают в стеклянный цилиндр, устанавливаемый под коромысло седиментометра или торзионных весов. Затем в цилиндр на определенную глубину от поверхности воды опускают чашечку, подвешенную к коромыслу весов или седиментометра на тонких нитях, и включают секундомер. Через определенные промежутки времени (первое время каждые 3—5 *мин*, а затем каждые 15—30 *мин*) записывают показания весов. После того как осаждение взвеси практически прекратится и приращение веса осадка в чашечке за 15 *мин* будет меньше одного деления на шкале весов, чашечку осторожно извлекают из цилиндра, осадок из нее переносят в заранее взвешенный бюкс, высушивают в сушильном шкафу до постоянного веса и взвешивают [11].

Пусть глубина погружения чашечки под уровень воды в цилиндре была H *мм*, ее диаметр d *мм*, содержание взвеси в исходной воде $M_{исх}$ *мг/л*, время осаждения до извлечения чашечки T *мин* и вес осадка в чашечке P_T *мг*; отсчеты на весах: в начале опыта P_0, через 5 *мин* P_5, через 10 *мин* P_{10}, через 15 *мин* P_{15} и через T *мин* P_T.

Вес взвеси в объеме воды над чашечкой будет: $M_{исх}H \times \times 0{,}785\ d^2 = P$, а за T *мин* выпало взвеси в % от общего ее содержания в воде

$$M_T = \frac{P_T - P_0}{P}\ 100\%.$$

Для попадания в чашечку взвеси в количестве $(P_T - P_0)$ *мг* нужно, чтобы отдельные, наиболее отдаленные от чашечки частицы прошли путь H *мм* со скоростью $\frac{H}{T \cdot 60}$ *мм/сек*. Эта скорость условно принимается характерной для данного промежутка времени и количества выпавшей взвеси, хотя за это же время некоторые частицы выпадали с большей скоростью, а некоторые, находившиеся в начале опыта ближе к чашечке, попали в нее, осаждаясь с меньшей скоростью. Принимается, что эта взвесь выпадала со скоростью, большей (или равной) $\frac{H}{T \cdot 60}$ *мм/сек*.

Взвесь, выпавшая за 5 *мин*, осаждалась со скоростью, большей $\frac{H}{5 \cdot 60}$ *мм/сек*, и количество взвеси, выпавшей с этой скоростью, будет:

$$M_5 = \frac{P_5 - P_0}{P}\ 100\%.$$

Взвесь, выпавшая за 10 *мин*, осаждалась со скоростью, большей $\frac{H}{10 \cdot 60}$ *мм/сек*, такой взвеси в воде было $M_{10} = \frac{P_{10} - P_0}{P}\ 100\%$ и т. д. По вычисленным таким образом данным строят кривую осаждения взвеси (рис. V.2). Зная необходимую степень осветления воды (например, 80%), по кривой осаждения можно определить скорость осаждения наиболее мелкой взвеси, которую следует задержать в отстойнике. В примере, приведенном на рис. V.2, для достижения степени осветления 80% нужно задержать всю взвесь, осаждающуюся со скоростью 0,23 *мм/сек* и более.

В ГОСТ 2919—45 приводится методика определения показателя осаждаемости взвеси, который записывают в виде неделимой дроби. Числитель A выражает количество взвешенных веществ в процентах (по отношению к общему содержанию в воде

взвеси), которые выпадают в осадок к моменту полного осаждения частиц гидравлической крупностью 1,2 *мм/сек*, а знаменатель B — количество взвешенных веществ, выпадающих в осадок к моменту полного осаждения частиц гидравлической крупностью 0,1 *мм/сек*.

Показатель осаждаемости для некоагулированной взвеси определяют в стеклянном цилиндре с коническим дном. Высота рабочей части цилиндра составляет 432 *мм*, объем конусной части — 50 *мл*.

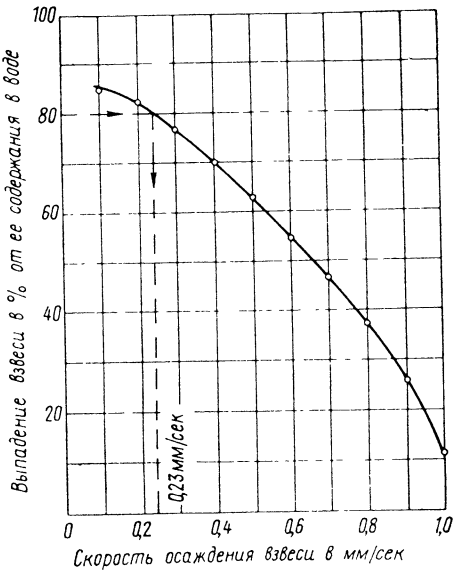


Рис. V.2. Кривая осаждаемости взвеси в воде

Для определения показателя осаждаемости заполняют исследуемой водой два цилиндра, после чего немедленно включают секундомер. Через 6 *мин* после начала опыта открывают кран одного из цилиндров и сливают из него 50 *мл* воды вместе с тем осадком, который успел выпасть за это время. Таким же способом отбирают пробу из второго цилиндра через 72 *мин*.

Количество выпавшего в конусную часть первого цилиндра осадка, отнесенное к первоначальному содержанию взвешенных веществ в воде, будет характеризовать величину A, а количество выпавшего в конусную часть второго цилиндра осадка, также отнесенное к первоначальному содержанию взвешенных веществ в воде,— величину B.

Показатель осаждаемости взвеси для речных вод во время паводка колеблется в пределах $\frac{A}{B} = \frac{10}{20} \div \frac{20}{60}$, а в период малой мутности воды $\frac{A}{B} = \frac{5}{15} \div \frac{15}{40}$.

А. А. Кастальским (разработавшим метод определения показателя осаждаемости взвеси) было установлено, что если по оси абсцисс отложить скорость осаждения взвеси, а по оси ординат — количество выпавшей в осадок взвеси, выраженное в процентах, то зависимость между указанными величинами в пределах скоростей от 0,1 до 1,2 *мм/сек* можно представить без существенных погрешностей отрезком прямой, который соединяет на графике точки, соответствующие значениям A и B показателя осаждаемости взвеси (рис. V.3).

С помощью этого графика можно определить расчетную скорость осаждения взвеси u_0 в зависимости от заданного процента осветления воды. Из графика следует

$$\frac{u_0 - 0{,}1}{1{,}2 - 0{,}1} = \frac{B - y}{B - A}, \tag{V.7}$$

откуда

$$u_0 = \frac{1{,}2B - 0{,}1A - 1{,}1y}{B - A}. \tag{V.8}$$

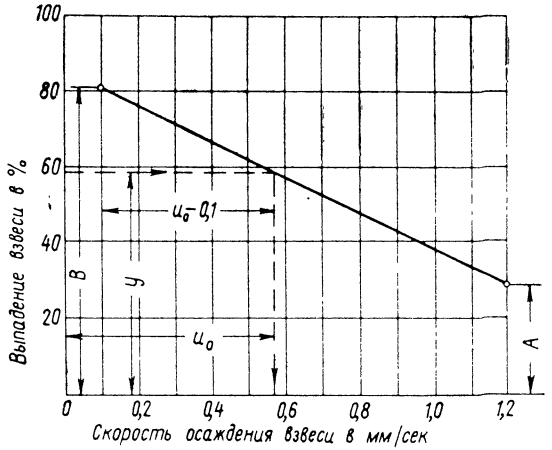


Рис. V.3. График показателя осаждаемости взвеси в воде

Здесь y — заданный процент задержания отстойником взвеси, определяемый по формуле

$$y = \frac{M_1 - M_2}{M_1} 100\%, \tag{V.9}$$

где M_1 — содержание взвешенных веществ в осветляемой воде в *мг/л*;

M_2 — допустимое содержание взвешенных веществ в отстоенной воде в *мг/л*.

Для отстойников очистных станций хозяйственно-питьевых водопроводов значение M_2 должно быть равно 8—12 *мг/л*; для промышленных водоочистных установок значение M_2 определяется принятой схемой очистки воды и требованиями, предъявляемыми производством к ее качеству.

Метод определения расчетной скорости с помощью кривой осаждения для коагулированных и естественных взвесей, способных к самокоагуляции или агломерации, является неточным. Полученная этим методом расчетная скорость не будет соответст-

вовать фактической скорости осаждения взвеси в отстойнике. Это объясняется тем, что вследствие небольшой высоты цилиндров экспериментальная кривая осаждения взвеси не будет в должной мере отражать явление флокуляции взвеси в отстойнике, глубина потока в котором значительно превышает высоту цилиндров.

По опытным данным А. А. Кастальского (ВНИИ ВОДГЕО), которые были получены им в результате исследований работы горизонтальных отстойников Черепковской и Рублевской водопроводных станций, фактический процент взвеси, задерживаемой отстойником, может превышать процент взвеси, вычисленный по показателю осаждаемости взвеси, в 1,25—1,45 раза.

На основе лабораторных опытов, проведенных в АКХ, Ю. И. Вейцер и З. А. Колобова [9] установили, что для достижения одинакового эффекта отстаивания коагулированной взвеси в цилиндрах различной высоты необходимо, чтобы между продолжительностью отстаивания и высотой цилиндров было выдержано соотношение

$$\frac{t_1}{t_2} = \left(\frac{h_1}{h_2}\right)^n,$$

где t_1 и t_2 — продолжительность отстаивания в первом и втором цилиндре

h_1 и h_2 — высота цилиндров;

n — показатель степени, величина которого меньше единицы (в опытах величина n колебалась в пределах 0,2—0,5).

Определение кривой осаждаемости взвеси с помощью относительно невысоких цилиндров с последующим пересчетом результатов опыта в соответствии с приведенным выше равенством невозможно до момента уточнения показателя степени n. Поэтому расчетную скорость осаждения для коагулированной взвеси рекомендуется определять с помощью показателя осаждаемости взвеси, устанавливаемого опытным путем в цилиндрах с коническим дном, высота рабочей части которых составляет не менее 3 *м*, а диаметр — не менее 75—100 *мм*. Для вод, обработанных коагулянтами, значение показателя осаждаемости обычно колеблется в пределах $\frac{A}{B} = \frac{65}{98} \div \frac{75}{95}$.

Осаждение взвеси в отстойниках происходит медленнее, чем в неподвижной воде цилиндров, так как движение воды в отстойниках имеет турбулентный характер и на осаждающуюся в потоке воды в отстойнике частицу взвеси действуют горизонтальная скорость движения воды и вертикальная составляющая скорости турбулентного потока.

Горизонтальная составляющая скорости перемещает осаждающуюся частицу взвеси в направлении движения воды в отстойнике; вертикальная составляющая, если она по величине соизме-

рима со скоростью осаждения частиц взвеси, замедляет или ускоряет их осаждение.

Исследования М. А. Великанова [3], С. Ф. Савельева, А. П. Зегжды и др. показали, что величина и направление вертикальной составляющей скорости турбулентного потока являются случайными величинами и подчиняются закону нормального распределения Гаусса. В соответствии с этим в любой точке потока и в любой момент времени возникают скорости, которые могут быть с одинаковой вероятностью направлены вертикально вверх и вниз. Кроме того, эта скорость не остается постоянной по величине и может изменяться практически в пределах от 0 до $3w$, где w — среднее квадратичное значение вертикальной составляющей скорости потока, равное

$$w = m\frac{v_c}{H^n}, \qquad (V.10)$$

здесь m — коэффициент, значение которого изменяется в зависимости от шероховатости стенок и дна отстойника;
v_c — средняя скорость движения воды в отстойнике;
H — рабочая глубина отстойника;
n — показатель степени.

В связи с тем что горизонтальная и вертикальная составляющие скорости потока являются переменными величинами, фактическая скорость движения частиц взвеси в отстойнике является также величиной переменной, непрерывно изменяющейся по величине и направлению. Отсюда следует, что движение частиц взвеси в процессе их осаждения осуществляется по самым разнообразным траекториям в соответствии с законом случайных явлений и что задача определения места падения частиц взвеси любой фракции на дно отстойника практически не может быть решена однозначно.

Для практических расчетов можно пользоваться данными исследований А. А. Труфанова и П. И. Пискунова [13], установивших, что в формуле (V.10) величина $n=0{,}2$, а величина $m=4C$ (где C — коэффициент шероховатости стенок и дна отстойника).

Для железобетонных отстойников глубиной 3—5 $м$ величина $4CH^{-0,2}$ близка к $^1/_{30}$, следовательно, величина вертикальной составляющей скорости горизонтального турбулентного потока будет близка к $^1/_{30}$ средней величины горизонтальной скорости движения воды в отстойнике.

2. ТИПЫ ОТСТОЙНИКОВ И ОБЛАСТЬ ИХ ПРИМЕНЕНИЯ

Горизонтальные отстойники. Горизонтальный отстойник (рис. V.4,*а*) представляет собой прямоугольный в плане бассейн, оборудованный водораспределительным и водосборным устройствами, трубопроводами для подвода осветляемой и отвода ос-

ветленной воды, а также устройством для периодического удаления выпавшего осадка.

Горизонтальные отстойники применяют на водоочистных станциях хозяйственно-питьевых и промышленных водопроводов производительностью более 30 000—50 000 *м*³/*сутки* при удалении из воды коагулированной взвеси и любой производительностью при удалении некоагулированной взвеси.

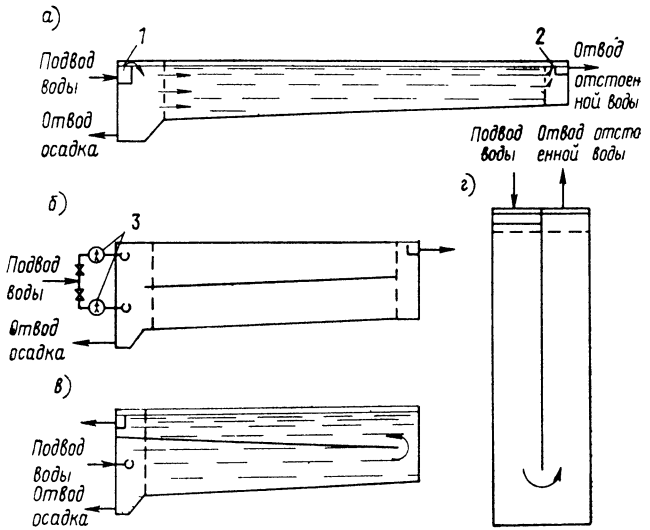


Рис. V.4. Схемы движения воды в горизонтальных отстойниках

а — одноэтажном прямоточном (разрез); *б* — двухэтажном прямоточном (разрез); *в* — двухэтажном с поворотом потока (разрез); *г* — одноэтажном с поворотом потока (план); *1* и *2* — соответственно распределительный и сборный водосливы; *3* — водомеры

Высоту отстойника в зависимости от высотной схемы станции принимают равной 3—5 *м*. Длину и ширину отстойника определяют расчетом. Отношение длины к высоте отстойника должно быть не менее 10. Если длина отстойника получается слишком большой и указанное соотношение будет очень велико, то отстойник может быть выполнен с поворотом в горизонтальной (рис. V.4, *г*) или вертикальной (рис. V.4, *в*) плоскости, либо в виде двухэтажного с параллельным движением воды в этажах (рис. V.4, *б*).

По ширине отстойник делится с помощью продольных перегородок на несколько коридоров шириной 3—6 *м* (соответственно шагу колонн) для повышения степени использования объема отстойника.

В связи с тем что осадок распределяется по дну отстойника неравномерно и бóльшая часть его скапливается в первой половине отстойника, объем осадочной части в начале отстойника

делают больше, чем в конце. Для этого, а также для возможности периодических выпусков осадка дно отстойника выполняют с уклоном в сторону, противоположную направлению движения воды. Величину уклона принимают для цветных вод равной 0,02 и для мутных вод равной 0,03. Чтобы осадок при его удалении лучше смывался, дну отстойника придают поперечный уклон около 0,05.

Удаление осадка из горизонтальных отстойников обычно осуществляется с помощью перфорированных коробов или труб,

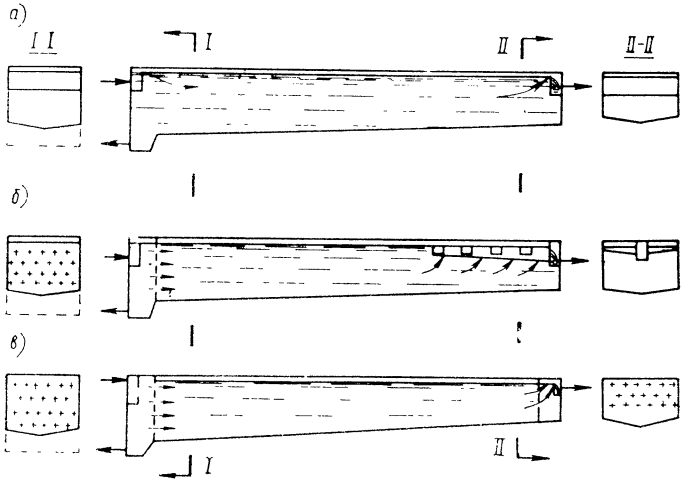


Рис. V.5. Схемы водораспределительных и водосборных устройств отстойников

укладываемых по дну отстойника. При открытии задвижки на устье этого короба или трубы осадок под давлением столба воды в отстойнике выжимается через отверстия в стенках короба внутрь его и по лотку отводится в канализацию. Устье короба располагается в начале отстойника, где скапливается наибольшее количество осадка. При отсутствии дырчатой системы для удаления осадка или механизмов каждое отделение должно иметь по продольной оси лоток для транспортирования осадка в канализацию во время очистки отстойника. Для механизированного удаления осадка применяют движущиеся скребки, а для откачки осадка из приямка, куда осадок сдвигается скребками,— специальные центробежные насосы либо гидроэлеваторы.

Для более равномерного распределения воды по живому сечению отстойники оборудуют водораспределительными и водосборными устройствами в виде поперечных водосливов (рис. V.5, *а*), дырчатых перегородок и дырчатых желобов (рис. V.5, *б* и *в*) [6 и 7]. Наиболее эффективными устройствами для распределения воды являются дырчатые перегородки. Площадь отверстий в дырчатой перегородке назначают

с таким расчетом, чтобы скорость движения воды в отверстиях была меньше той скорости, при которой начинается разрушение хлопьев скоагулированной взвеси.

Исследованиями З. Я. Городищера, И. Н. Осиповой (ЛОНИИ АКХ) и Фан Гуан-чу (ВНИИ ВОДГЕО) установлено, что ско-

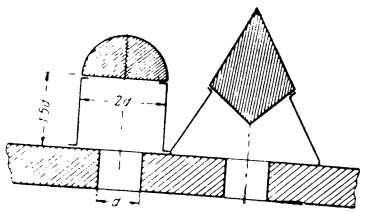


Рис. V.6. Экранирование отверстий в дырчатых перегородках

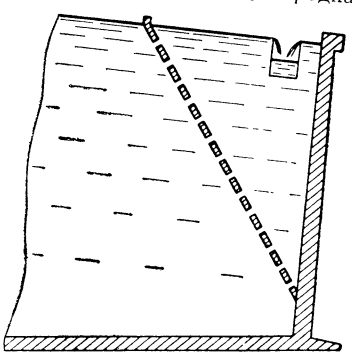


Рис. V.8. Схема устройства для уменьшения подсоса осадка к водосборным желобам

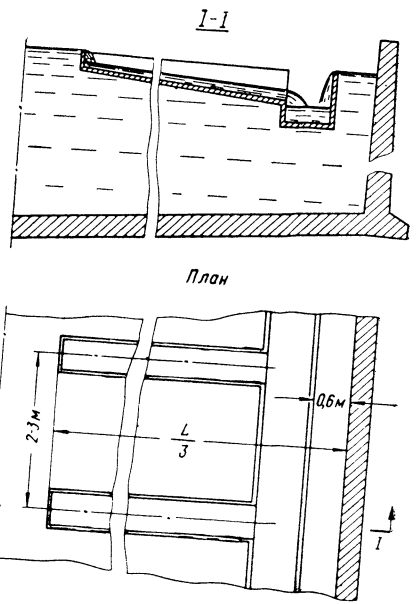


Рис. V.7. Схема лотков для рассредоточенного сбора осветленной воды в отстойнике

рость движения воды в отверстиях должна приниматься не более 5 *см/сек* для цветных маломутных вод и не более 8 *см/сек* для мутных вод.

Для уменьшения длины зоны повышенной турбулентности, образующейся за дырчатой перегородкой в начале отстойника, целесообразно экранировать выход из отверстий перегородки сферическими или коническими успокоителями (рис. V.6). Сбор осветленной воды в конце отстойника нужно осуществлять водосливом или сборными лотками таким образом, чтобы скорость подхода воды к переливной кромке была меньше, чем скорость подсоса осадка. Для этого удельная нагрузка на 1 *пог. м* длины сборного водослива не должна превышать 10—12 $м^3/ч$. Если один водослив, расположенный в конце отстойника, не обеспечивает приема отстоенной воды с этой удельной нагрузкой, сбор отстоенной воды должен осуществляться несколькими лотками,

расположенными на последней трети длины отстойника (рис. V.7), либо должны быть приняты специальные меры для предотвращения подсоса осадка к водосборному устройству (рис. V.8).

Эффективность работы отстойников в очень большой степени зависит от вида поступающих в него хлопьев, сформировавшихся в конце камеры хлопьеобразования. Если эти хлопья будут разрушены по пути к отстойнику, то вторичная их агломерация в отстойнике будет идти медленно, отстойник будет плохо осветлять воду.

Во избежание разрушения хлопьев по пути к отстойнику целесообразно встраивать камеру хлопьеобразования в отстойник (рис. V.9). Размеры встроенных камер хлопьеобразования выбираются таким образом, чтобы время пребывания воды в них было в пределах 10—20 *мин* (меньшее время относится к мутным водам), а скорость восходящего потока в верхнем сечении 1—1,5 *мм/сек* при осветлении маломутных цветных вод и 1,7—2 *мм/сек* при осветлении вод мутностью более 250 *мг/л*.

Радиальные отстойники. Радиальный отстойник представляет собой круглый в плане бассейн, оборудованный подводящим и отводящим воду трубопроводами, водораспределительным и водосборным устройствами, а также скребковым механизмом, предназначенным для непрерывного удаления из отстойника выпавшей взвеси (рис. V.10). Осветляемая вода движется в радиальных отстойниках горизонтально обычно от центра к периферии. Иногда применяют отстойники с движением воды от периферии к центру.

Радиальные отстойники применяют обычно на водоочистных станциях для предварительного осветления очень мутных вод (мутность более 2 *г/л*), а также для очистки воды в системах оборотного водоснабжения.

Скребковые механизмы для непрерывного удаления осадка со дна радиального отстойника выпускаются промышленностью для сгустителей обогатительных фабрик металлургической промышленности. Поэтому диаметр, глубину и уклон дна радиальных отстойников следует принимать в соответствии с размерами сгустителей по ГОСТ 10876—64 (табл. V.1).

В центре радиального отстойника располагается водораспределительное устройство, которое часто выполняет также функции камеры хлопьеобразования. Обычно водораспределительное устройство представляет собой цилиндрический резервуар с глухим дном и отверстиями в боковой стенке. Осветляемая вода подводится снизу или сверху в центр цилиндра-водораспределителя. Площадь отверстий в стенке его принимается такой, чтобы скорость движения в них воды была равна 5—8 *см/сек*. С целью быстрого гашения скорости выходящих из отверстий струй воды желательно экранировать отверстия сферическими или коническими отражателями (см. рис. V.6).

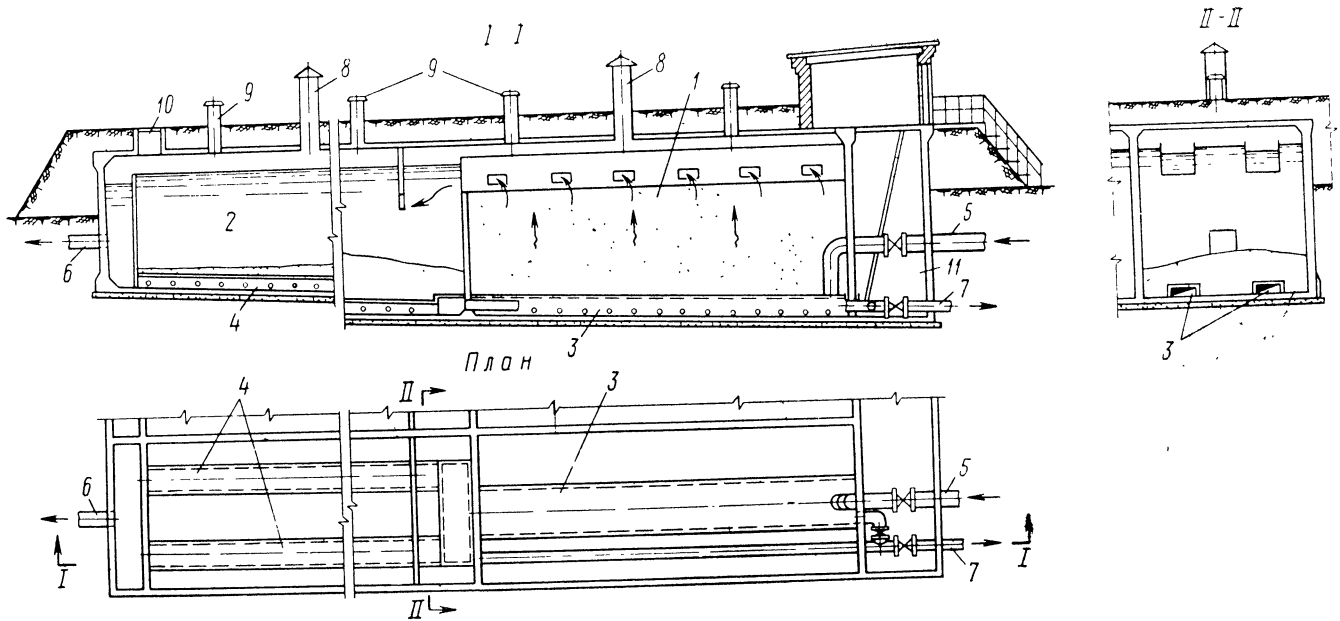


Рис. V.9. Схема горизонтального отстойника с встроенной камерой хлопьеобразования

1 – камера хлопьеобразования; *2* — секция горизонтального отстойника; *3* — распределительный лоток; *4* — дырчатые лотки для сбора и удаления осадка; *5* — подвод осветляемой воды; *6* — выход осветленной воды; *7* — выпуск осадка; *8* — вентиляционные трубы; *9* — колонки для отбора проб воды; *10* — люк; *11* — камера для управления задвижками

Таблица V.1

Размеры и основные параметры сгустителей

Обозначение сгустителя	Основные внутренние размеры в *м*		Продолжительность оборота скребковой фермы в *мин*	Мощность электродвигателя в *квт*, не более	Вес сгустителя без отстойной части в *т*, не более
	диаметр	высота			
П-18	18	3,6	10	2,8	14
П-24	24	3,6	12	4,5	21
П-30	30	3,6	16	4,5	25
П-50	50	4,5	26	7	40
П-75	75	6	39	10	60
П-100	100	7	52	14	80

Примечания: 1. Уклон дна сгустителей принимается 8°; в сгустителях П-50, П-75 и П-100 уклон центральной части 8°, а периферийной 5°.

2. Индекс П означает периферический привод.

Водораспределительное устройство в радиальных отстойниках с движением воды от периферии к центру выполняется в виде дырчатой трубы или кольцевого лотка с затопленными отвер-

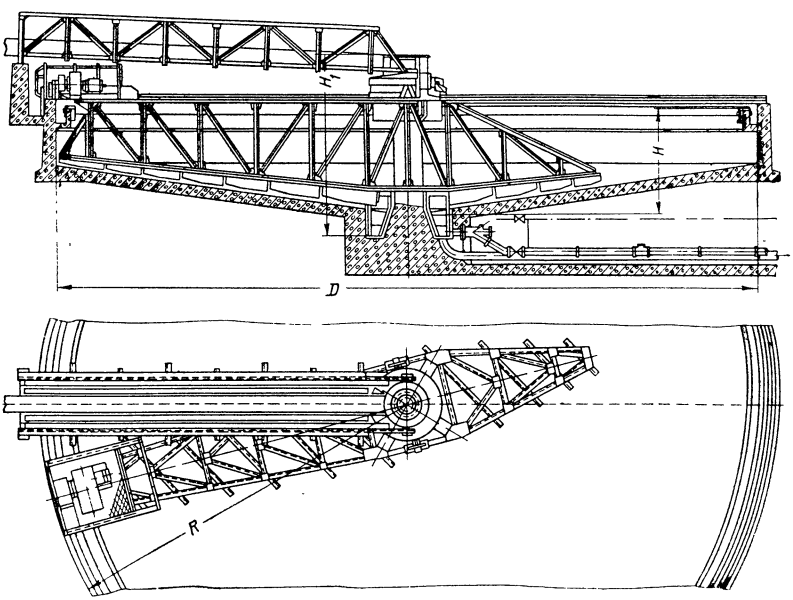


Рис. V.10. Схема радиального отстойника

стиями. Вода подается к водораспределительному устройству в нескольких точках.

Сбор осветленной воды производится круговым водосливом или с помощью отверстий, устраиваемых в боковой стенке коль-

цевых лотков. Водослив целесообразно устраивать гребенчатым, так как при этом достигается большая равномерность сбора воды.

Скорость вращения скребковой фермы принимают в соответствии с данными табл. V.1. В случае необходимости отстойники могут быть оборудованы специальными устройствами для изменения скорости вращения фермы.

Вертикальные отстойники. Вертикальный отстойник представляет собой круглый или квадратный в плане резервуар, оборудованный трубопроводом для подачи осветляемой воды, камерой хлопьеобразования, желобами для сбора осветленной воды, а также трубопроводом для периодического выпуска осадка или опорожнения отстойника (рис. V.11).

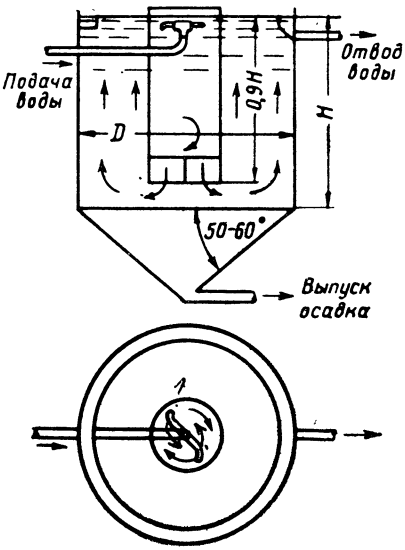


Рис. V.11. Схема вертикального отстойника

Вертикальные отстойники применяют для осаждения скоагулированной взвеси на станциях производительностью до 3000 *м*³/*сутки*. Движение осветляемой воды в них происходит в вертикальном направлении — снизу вверх. Взвесь оседает в восходящем потоке воды за счет разницы между скоростями падения частиц и движения воды. Расчетная скорость восходящего потока воды в кольцевом пространстве между наружной стенкой камеры хлопьеобразования и стенкой отстойника лежит обычно в пределах 0,5—0,6 *мм*/*сек* [1].

Отстойник состоит из зоны осаждения, которую в зависимости от высотной схемы принимают равной 4—5 *м*, и осадочной части, устраиваемой обычно в виде конуса или пирамиды.

В центре вертикального отстойника устраивают камеру хлопьеобразования высотой, равной 0,9 высоты зоны осаждения.

Сбор осветленной воды в отстойниках осуществляется периферийными и радиальными желобами через водослив или затопленные отверстия. Обычно устраивают от четырех до восьми радиальных желобов в зависимости от размера отстойника.

Спиральные и другие типы отстойников. Спиральными являются радиальные отстойники, путь движения воды в которых удлинен с помощью установки спиральных направляющих перегородок. Разновидностью горизонтального отстойника является

круглый в плане отстойник системы И. В. Скирдова (ВНИИ ВОДГЕО). В этом отстойнике вода поступает через перфорированный радиально расположенный желоб, движущийся под дейст-

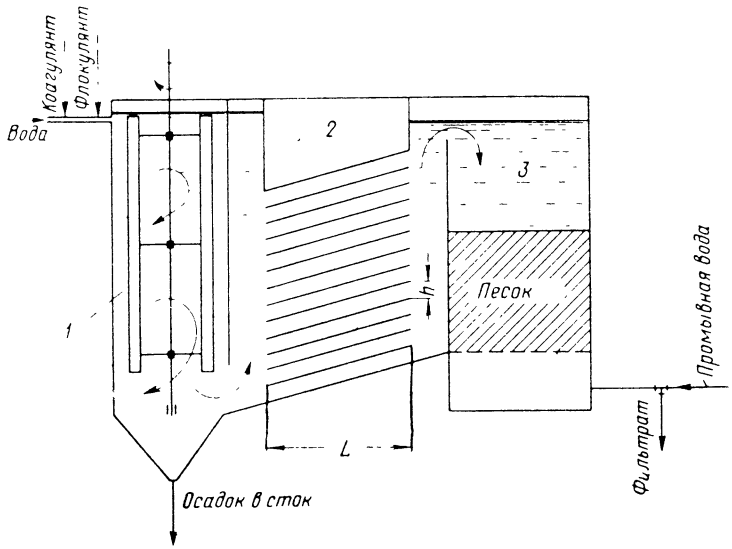


Рис. V.12. Схема установки для осветления воды с ярусным отстойником

вием реактивной силы струй. Сбор воды осуществляется с другой стороны желобом, примыкающим к распределительному.

Для малых очистных сооружений могут быть применены отстойники с малой глубиной осаждения взвеси. Эти отстойники можно выполнить в виде круглых многоярусных отстойников или горизонтальных отстойников малой длины.

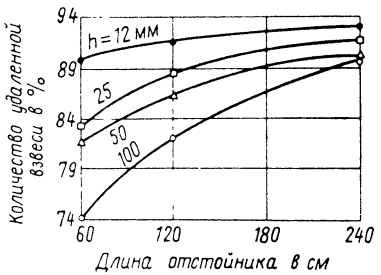


Рис. V.13. График зависимости удаления взвеси (в %) в ярусном отстойнике от его длины L и глубины зоны осаждения h

На рис. V.12 представлена схема блока установки для осветления воды с многоярусным отстойником, имеющим малую глубину осаждения в каждом ярусе [14]. Блок состоит из камеры флокуляции *1*, горизонтального отстойника *2* длиной L и фильтра *3*. Вода с реагентами поступает сверху в камеру флокуляции с механической мешалкой и из нее в отстойник, разделенный по высоте на ряд параллельно работающих ярусов с малой глубиной осаждения h. При движении по этим отстойникам вода осветляется, взвесь выпадает на наклон-

ные плоскости. Осветленная вода переливается через разделительную стенку в фильтр.

Перед промывкой фильтра подачу воды в камеру флокуляции прекращают и часть воды из нее спускают в сток. Во время промывки фильтра промывная вода из фильтра переливается через кромку разделительной стенки в отстойник и, двигаясь с большой скоростью по отдельным ярусам отстойника, нижние плоскости которых имеют уклон к камере флокуляции, смывает выпавший осадок в зумпф, откуда он удаляется в сток.

На рис. V.13 представлены результаты испытаний отстойников с глубиной осаждения 12—100 *мм*. Исходная вода, содержавшая 450 *мг/л* взвеси, обрабатывалась сернокислым алюминием (100 *мг/л*) с добавкой 0,5 *мг/л* полиакриламида. Скорость движения воды в отстойнике составляет 10 *м/ч*, время пребывания воды при длине отстойника $L=2{,}5$ *м* — около 15 *мин*.

Столь небольшое время пребывания воды в отстойнике оказывается достаточным благодаря малой высоте осаждения взвеси в каждом ярусе и ламинарному движению жидкости между близко расположенными плоскостями, разделяющими отдельные ярусы.

3. РАСЧЕТ ГОРИЗОНТАЛЬНЫХ ОТСТОЙНИКОВ

Расчет горизонтального отстойника заключается в определении длины и ширины отстойника при заданной его глубине из условия задержания отстойником заданного процента взвеси.

При расчете отстойника исходят из следующих положений: 1) отстойником могут быть задержаны все частицы, траектории движения которых в процессе их осаждения пересекают плоскость дна отстойника; 2) размеры отстойника должны быть рассчитаны на наиболее неблагоприятные условия, т. е. условия задержания частиц, находящихся в момент впуска воды в отстойник в верхнем слое потока, так как они проделывают наиболее длинный путь до дна; 3) из всех возможных принимается наиболее вероятная траектория движения частиц взвеси в отстойнике, которая получается, если принять, что вертикальная составляющая скорости потока постоянно направлена вверх и по величине равна ее среднему квадратичному значению; 4) величина горизонтальной скорости потока принимается по всей глубине отстойника постоянной, равной среднему ее значению

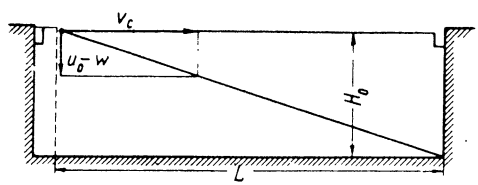


Рис. V.14. Расчетная схема горизонтального отстойника

Расчетная схема для горизонтальных отстойников с учетом указанных выше допущений представлена на рис. V.14, из которого на основании геометрического подобия фигур следует равенство

$$\frac{H_0}{L} = \frac{u_0 - w}{v_c}, \tag{V.11}$$

где H_0 — глубина отстойника в *м*;

L — длина отстойника в *м*;

u_0 — расчетная скорость осаждения взвеси в статических условиях в *м/сек*;

w — среднее значение вертикальной составляющей скорости потока в *м/сек*;

v_c — средняя горизонтальная скорость движения воды в отстойнике в *м/сек*.

Формулу (V.11) можно представить в виде

$$L = \alpha \frac{v_c}{u_0} H_0 \text{ м}, \tag{V.12}$$

где α — коэффициент, учитывающий взвешивающее влияние вертикальной составляющей скорости потока и равный:

$$\alpha = \frac{u_0}{u_0 - \frac{v_c}{30}}. \tag{V.13}$$

Средняя горизонтальная скорость движения воды в отстойнике в *м/сек* равна:

$$v_c = k u_0. \tag{V.14}$$

Значения коэффициента k определяются на основании принятого соотношения длины отстойника L и его глубины H:

L/H	10	15	20	25
k	7,5	10	12	13,5

Выражение (V.12) представляет собой расчетную формулу для горизонтальных отстойников. Иным видом этой формулы является так называемая нагрузочная формула:

$$F = \alpha \frac{q}{u_0}, \tag{V.15}$$

где F — площадь отстойника в плане в $м^2$;

q — расход воды в $м^3/сек$.

Если q выразить в $м^3/ч$, а u_0 — в *мм/сек*, то формула (V.15) примет вид:

$$F = \alpha \frac{q}{3{,}6\, u_0}. \tag{V.16}$$

Ширину отстойника B определяют по формуле

$$B = \frac{q}{v_c H}. \tag{V.17}$$

Для расчета отстойников по формуле (V.15) или (V.16) необходимо знать расчетную скорость осаждения взвеси u_0 и среднее значение вертикальной составляющей скорости потока w.

Расчетную скорость осаждения коагулированной взвеси u_0 определяют экспериментально, как указано выше. При отсутствии данных о скорости осаждения взвеси для ориентировочных расчетов можно пользоваться следующими величинами.

Характеристика воды и способ обработки	Ориентировочная расчетная скорость осаждения взвеси u_0 в *мм/сек*
Вода с содержанием взвешенных веществ до 50 *мг/л*, коагулированная	0,35—0,45
То же, 50—250 *мг/л*, коагулированная . . .	0,45—0,5
То же, 250—1000 *мг/л*, » . . .	0,5—0,6
То же, некоагулированная	0,12—0,15

Примечание. При применении флокулянтов величина u_0 увеличивается на 25—30%.

Величину вертикальной составляющей определяют по формуле (V.10) или принимают равной $^1/_{30}$ скорости потока.

Вертикальная составляющая скорости потока, препятствующая осаждению взвеси в отстойнике, возрастает с увеличением скорости потока воды в отстойнике. Поэтому в отстойниках, рассчитываемых на задержание легкой медленно оседающей взвеси, скорость движения воды следует принимать меньшей, чем в отстойниках, задерживающих тяжелую быстро оседающую взвесь.

В связи с этим рекомендуется принимать следующие скорости движения воды в отстойнике: а) для цветных вод и для вод с содержанием взвешенных веществ до 250 *мг/л* — 3—6 *мм/сек*; б) для мутных вод с содержанием взвешенных веществ более 250 *мг/л* — 4—8 *мм/сек*, а для мутных вод, не обработанных коагулянтом,— 1—2 *мм/сек*.

Во всех случаях величина вертикальной составляющей скорости движения воды должна быть значительно меньше расчетной скорости осаждения взвеси.

Точный статистический метод расчета отстойников, учитывающий различное влияние вертикальной составляющей скорости на осаждение частиц взвеси различной гидравлической крупности, разработан во ВНИИ ВОДГЕО Г. Д. Павловым [4].

4. РАСЧЕТ РАДИАЛЬНЫХ ОТСТОЙНИКОВ

Расчет радиального отстойника заключается в определении его диаметра из условия задержания отстойником заданного процента взвешенных веществ.

Расчет отстойников можно производить по так называемой нагрузочной формуле:

$$F_{р.о} = \frac{Q}{3{,}6u_0} + f, \qquad (V.18)$$

где $F_{р.о}$ — площадь радиального отстойника в $м^2$;
α — коэффициент, учитывающий влияние вертикальной составляющей скорости потока на эффект осаждения взвеси;
Q — производительность отстойника в $м^3/ч$;
u_0 — расчетная скорость осаждения взвеси в $мм/сек$;
f — площадь центральной зоны, где вследствие высокой турбулентности потока не происходит осаждения взвеси, в $м^2$.

Указанную расчетную формулу получают исходя из следующих условий:

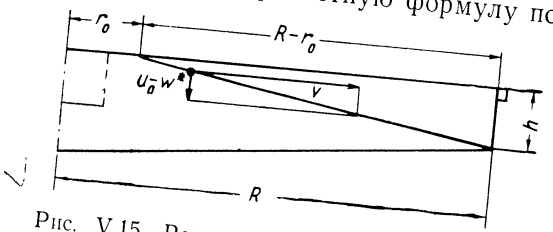


Рис. V.15. Расчетная схема радиального отстойника

а) все допущения, которые были сделаны при выводе расчетной формулы для горизонтальных отстойников, действительны для радиальных отстойников;

б) в качестве расчетных величин для горизонтальной и вертикальной составляющих скорости потока принимают значения их в среднем сечении отстойника, отстоящем от его центра на расстоянии

$$r_{ср} = \frac{R - r_0}{2} + r_0, \qquad (V.19)$$

где r_0 — радиус центральной зоны повышенной турбулентности,
R — радиус отстойника.

На основании геометрического подобия фигур (рис. V.15) можно записать

$$\frac{u_0 - w^*}{v} = \frac{h}{R - r_0}, \qquad (V.20)$$

где w^* — среднее квадратичное значение вертикальной составляющей скорости потока в среднем сечении отстойника:
v — скорость движения воды в среднем сечении отстойника, равная:

$$v = \frac{Q}{2\pi h\left(r_0 + \frac{R - r_0}{2}\right)} = \frac{Q}{\pi h\,(R + r_0)}. \qquad (V.21)$$

Подставив значение v в формулу (V.20), получим

$$\frac{\pi\,(u_0 - w^*)\,(R + r_0)}{Q} = \frac{1}{R - r_0}, \qquad (V.22)$$

откуда

$$Q = \pi\,(u_0 - w^*)\,(R^2 - r_0^2). \qquad (V.23)$$

После несложных преобразований получим:

$$F_{р.о}=\alpha\frac{Q}{u_o}+f, \tag{V.24}$$

где

$$\alpha=\frac{u_o}{u_o-w^*}. \tag{V.25}$$

Если Q будет выражено в $м^3/ч$, а u_o — в $мм/сек$, то полученная формула преобразуется в расчетную формулу (V.18).

Описанный метод расчета радиальных отстойников является неточным в связи с тем, что значение коэффициента α определяется приближенно, так как вместо фактического значения w, которое всегда неизвестно, условно принимают значение w^* относительно среднего сечения отстойника, предварительно рассчитанного при $\alpha=1$.

Указанные недостатки расчета были учтены В. А. Клячко и Г. Д. Павловым (ВНИИ ВОДГЕО) [10], которые предложили рассчитывать радиальные отстойники с учетом непрерывного изменения горизонтальной и вертикальной составляющих скорости потока по длине радиуса отстойника.

Зная количество воды Q, которое необходимо осветлить в отстойнике, можно вычислить горизонтальную составляющую скорости движения воды в любой точке отстойника, исходя из равенства

$$v=\frac{dx}{dt}=\frac{Q}{2\pi x(H-ix)}, \tag{V.26}$$

где x — расстояние от центра отстойника до точки, для которой определяется горизонтальная скорость;
H — глубина отстойника в центре;
i — уклон дна отстойника.

Скорость осаждения взвеси в радиальном отстойнике будет равна:

$$\frac{dy}{dt}=u_o-w(x), \tag{V.27}$$

где u_o — расчетная скорость осаждения взвеси;
w — средняя величина вертикальной составляющей скорости движения воды в отстойнике, зависящая от значения x.

Для радиальных отстойников средняя величина вертикальной составляющей скорости потока может быть принята равной $^1/_{26}$ величины горизонтальной скорости:

$$w(x)=\frac{1}{26}\cdot\frac{Q}{2\pi x(H-ix)}. \tag{V.28}$$

После подстановки в формулу (V.27) значения $w(x)$ получим:

$$\frac{dy}{dt} = u_0 - \frac{1}{26} \cdot \frac{Q}{2\pi x (H - ix)}. \qquad \text{(V.29)}$$

Решив совместно уравнения (V.26) и (V.29), получим:

$$\frac{dx}{dy} = \frac{Q}{2\pi x u_0 (H - ix) - \frac{Q}{26}}.$$

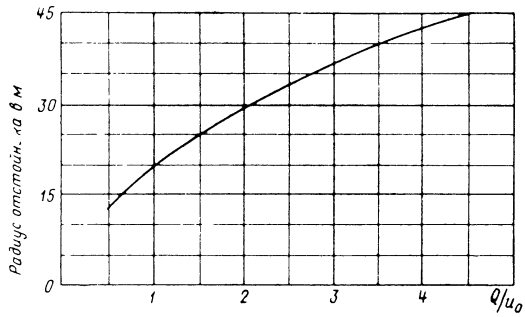


Рис. V.16. График для определения радиуса радиальных отстойников

Q — производительность отстойника в $м^3/ч$; u_0 — расчетная скорость осаждения взвеси в $мм/сек$

В результате интегрирования этого выражения в пределах от 0 до R имеем равенство вида:

$$y = -\frac{2}{3} \cdot \frac{\pi u_0 i R^3}{Q} + \frac{\pi u_0 H}{Q} R^2 - \frac{1}{26} R. \qquad \text{(V.30)}$$

При $x = R$ ордината $y = h$ (где h — высота отстойника у сборного желоба), тогда

$$h = H - iR.$$

После подстановки этого значения y в формулу (V.30) получим уравнение

$$\frac{2}{3} \cdot \frac{\pi u_0 i}{Q} R^3 - \frac{\pi u_0 H}{Q} R^2 + \left(\frac{1}{26} - i\right) R + H = 0, \qquad \text{(V.31)}$$

в котором третий член можно исключить, так как величина его относительно мала. В окончательном виде получаем следующее расчетное уравнение для радиальных отстойников:

$$\frac{2}{3} \cdot \frac{\pi u_0 i}{Q} R^3 - \frac{\pi u_0 H}{Q} R^2 + H = 0. \qquad \text{(V.32)}$$

Для упрощения расчета формулу (V.32) можно заменить равенством

$$R^{\frac{1}{0,535}} = \frac{280\,Q}{u_0},$$

откуда

$$R = \left(\frac{280\,Q}{u_0}\right)^{0,535}, \qquad (V.33)$$

где Q выражено в $м^3/сек$, а u_0 — в $мм/сек$. (V.34)

На рис. V.16 приведен график зависимости R от Q/u_0, построенный в соответствии с формулой (V.34).

Поскольку при выводе расчетного уравнения (V.32) не учитывалось наличие в центре отстойника зоны больших скоростей, в которой осаждения взвеси практически не происходит, для получения искомой площади отстойника необходимо к основной площади круга с радиусом R прибавить площадь центральной зоны:

$$F_{р.о} = \pi R^2 + f_{ц.з} = 0{,}2\left(\frac{Q}{u_0}\right)^{1,07} + f_{ц.з}. \qquad (V.35)$$

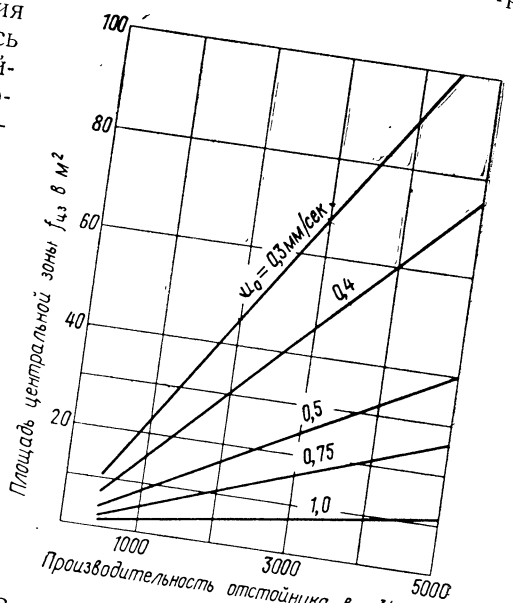


Рис. V.17. График для определения площади центральной турбулентной зоны радиальных отстойников

Площадь центральной зоны, величина которой зависит от производительности отстойника и расчетной скорости осаждения взвеси, можно определить по графику, показанному на рис. V.17.

Радиус центральной зоны должен быть не меньше увеличенного на 1 $м$ радиуса водораспределительного устройства.

Расчетный радиус отстойника будет:

$$R_{расч} = \sqrt{R^2 + \frac{f_{ц.з}}{\pi}}. \qquad (V.36)$$

Определенную по формуле (V.36) величину радиуса следует округлять до ближайшего значения, приведенного в табл. V.1.

Если между расчетным и табличным значениями окажется существенная разница, то следует произвести перерасчет, приняв другую производительность отстойника и соответственно другое их количество.

5. РАСЧЕТ ВЕРТИКАЛЬНЫХ ОТСТОЙНИКОВ

Расчет вертикального отстойника заключается в определении площади поперечного сечения зоны осаждения, предназначенной для выделения из воды хлопьевидной взвеси, а также объема осадочной части и необходимой площади камеры хлопьеобразования.

Формула для расчета площади поперечного сечения зоны осаждения отстойника может быть получена из следующих соображений. Примем, что движение воды в вертикальном отстойнике происходит по всей площади отстойной части отстойника с одинаковой средней скоростью

$$v = \frac{Q}{F_o}, \tag{V.37}$$

где Q — расчетный расход воды;

F_o — площадь сечения отстойной части отстойника.

При этом частицы взвеси, имеющие скорость осаждения $u_o = v$, теоретически будут находиться в динамическом равновесии и не будут выноситься из отстойника, поскольку скорости движения воды и осаждения частиц направлены вертикально и в противоположные стороны.

При осаждении коагулированной взвеси частицы, благодаря агломерации, укрупняются, и скорость осаждения их в вертикальном отстойнике возрастает. Частицы взвеси, имевшие скорость осаждения в статических условиях u_o, будут обладать несколько большей скоростью: $u_o^* > u_o$, вследствие чего эти частицы будут опускаться в осадочную часть.

Поэтому за расчетную скорость осаждения взвеси практически можно принять скорость осаждения частиц в статических условиях u_o, величина которой численно равна восходящей скорости потока v.

Тогда площадь сечения зоны осаждения будет:

$$F_{з.о} = \frac{Q}{u_o}, \tag{V.38}$$

где Q выражено в *м*^{3}/*сек*, а u_o — в *м/сек*.

Однако в действительности скорости восходящего потока воды в рабочей части отстойника отклоняются от среднего значения вследствие неполного использования его объема. Фактические скорости движения воды в отдельных точках поперечного

сечения отстойника превышают средние расчетные скорости. Поэтому во избежание выноса частиц взвеси, обладающих скоростью осаждения u_0, в числитель правой части формулы вводится коэффициент β, величина которого больше единицы [1].

Значения коэффициента β, согласно опытным данным проф. С. Х. Азерьера, приведены на графике (рис. V.18).

Если Q будет выражено в $м^3/ч$, а u_0 — в $мм/сек$, то формула для определения площади отстойной части отстойника будет иметь вид:

$$F_{з.о} = \beta \frac{Q}{3{,}6\, u_0}. \qquad (V.39)$$

Расчетная скорость осаждения взвеси u_0 определяется с помощью кривой осаждения взвеси в соответствии с заданным процентом осветления воды.

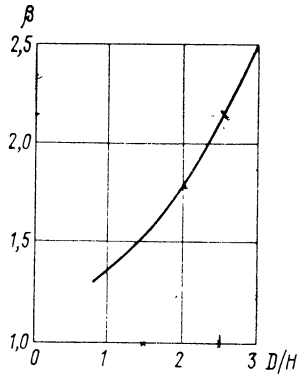


Рис. V.18. График для определения коэффициента β в формуле (V.39)

Общая площадь вертикального отстойника равна сумме площади зоны осаждения и площади камеры хлопьеобразования, расположенной в центре отстойника.

Высоту зоны осаждения H принимают в зависимости от высотной схемы станции в пределах от 4 до 5 $м$, отношение диаметра вертикального отстойника к высоте его зоны осаждения должно быть не более 1,5.

6. ОСАДОЧНЫЕ ЧАСТИ ОТСТОЙНИКОВ

Объем осадочной части горизонтальных и вертикальных отстойников, если в них не предусмотрены гидравлические или механические устройства для непрерывного удаления осадка, должен обеспечивать прием и уплотнение осадка в течение 8—24 $ч$ — в период, когда в осветляемой воде содержится наибольшее количество взвеси.

Объем осадочной части отстойника W_0 должен быть больше вычисленного по формуле

$$W_0 = \frac{nQ\,(M_1 - M_2)}{\delta_{ср}}\, м^3, \qquad (V.40)$$

где n — продолжительность периода накопления осадка до его выпуска в $ч$, принимаемая равной в пределах от 8 до 24 $ч$;

Q — расход осветляемой в отстойнике воды в $м^3/ч$;

M_1 — содержание взвеси в воде, поступающей в отстойник, в $г/м^3$;

M_2 — содержание взвеси в осветленной воде в $г/м^3$, обычно равное 8—12 $г/м^3$;

$\delta_{ср}$ — средняя концентрация взвеси (твердой фазы) в уплотненном осадке в $г/м^3$ (принимается по табл. VI.3, если отсутствуют данные опытов по уплотнению осадка, образующегося при обработке данной воды).

Величина M_1 вычисляется по формуле

$$M_1 = M_{исх} + KД_к + 0{,}25Ц + B, \qquad (V.41)$$

где $M_{исх}$ — наибольшее содержание взвешенных веществ в подлежащей осветлению воде в $г/м^3$;

$Д_к$ — доза коагулянта в расчете на безводный продукт в $г/м^3$;

K — коэффициент перевода веса коагулянта в вес сухого вещества образующегося осадка; для очищенного сернокислого алюминия $K=0{,}55$, для неочищенного сернокислого алюминия $K=1$, для железного купороса и хлорного железа $K=0{,}8$;

$Ц$ — цветность исходной воды в *град*;

B — количество нерастворимых веществ, вводимых в воду с известью при подщелачивании воды, в $г/м^3$.

Для удаления из горизонтальных отстойников выпавшего осадка их периодически опорожняют либо применяют специальные системы, работающие без опорожнения отстойников. Такие системы могут быть гидравлическими или механическими. Как указано выше, гидравлические системы для удаления осадка представляют собой перфорированные трубы или короба, уложенные по дну отстойника на расстоянии не более 3 *м* один от другого [2, 12]. В качестве механических систем для удаления осадка из отстойников без их опорожнения применяют скребковые механизмы, которые периодически или непрерывно сдвигают осадок к бункеру, расположенному в начале отстойника. Из бункера осадок выпускается в канализацию или на иловые площадки.

Конструктивно скребковый механизм может представлять собой две параллельные бесконечные цепи, к которым прикреплены доски-скребки. Последние перемещаются вдоль отстойника, сдвигая осадок к бункеру.

Влажность осадка, удаляемого из горизонтального отстойника, зависит от свойств осадка и объема осадкоприемного бункера.

Для ориентировочных расчетов можно принимать концентрацию сухого вещества в осадке, выпускаемом из горизонтальных отстойников, которые оборудованы скребковыми механизмами, равной 40—60 $г/л$ при осветлении вод мутностью 250—1000 $мг/л$ и 20—40 $г/л$ при осветлении вод мутностью менее 250 $мг/л$.

Скорость движения скребков при сгребании осадка принимают равной 0,25—0,35 *м/мин* (меньшие скорости соответствуют работе на маломутных водах).

Расход мощности на приведение скребковых механизмов в движение обычно составляет от 1 до 2 *квт* на 1000 $м^2$ площади горизонтального отстойника. Мощность электродвигателей, установленных на скребковых механизмах, должна быть в 5—7 раз больше указанной выше величины для преодоления инерции механизма при его пуске.

Для удаления из открытых горизонтальных отстойников осадка применяются рефулеры на понтонах, передвигаемых по отстойнику с помощью тросов и лебедок.

ЛИТЕРАТУРА

1. Азерьер С. Х. Рациональные конструкции отстойников с большим коэффициентом использования. Изд. Ростовского-на-Дону ВНИИ водоснабжения и сантехники, 1934.
2. Блувштейн М. М., Корабельников В. М. Исследование и наладка работы новой системы гидравлического удаления осадка из водопроводных горизонтальных отстойников. «Водоснабжение и санитарная техника», 1968, № 1.
3. Великанов М. А. Применение теории вероятностей к расчету осаждения наносов в турбулентном потоке. «Известия НИИГ», т. XVIII, 1936.
4. ВНИИ ВОДГЕО (Клячко В. А., Апельцин И. Э.). Подготовка воды для промышленного и городского водоснабжения. Госстройиздат, 1962.
5. Гостунский А. Н. Опыты по определению вертикальной составляющей скорости. «Ирригация и гидротехника», 1935, № 1.
6. Гнедин К. В. Горизонтальные отстойники с рассредоточенным сбором осветленной воды. «Водоснабжение и санитарная техника», 1965, № 5.
7. Демура М. В. Рациональный отвод воды из горизонтальных отстойников. «Жилищно-коммунальное хозяйство», 1960, № 7.
8. Демура М. В. Горизонтальные отстойники. Госстройиздат УССР, Киев, 1963.
9. Колобова З. А. Об осаждаемости коагулированной взвеси. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXX, 1964.
10. Клячко В. А., Павлов Г. Д. О расчете радиальных отстойников. «Водоснабжение и санитарная техника», 1955, № 4.
11. Лебедева Н. С., Павлов Г. Д. Определение осаждаемости взвеси при помощи торзионных весов. «Водоснабжение и санитарная техника», 1969, № 2.
12. Павлов Г. Д., Варнелло В. А. Исследование работы горизонтальных отстойников. «Водоснабжение и санитарная техника», 1967, № 1.
13. Пискунов П. И. Горизонтальные водопроводные отстойники. Стройиздат, 1953.
14. Culp G., Hansen S., Richardson G. High-rate sedimentation in water treatment works. JAWWA, 1968, 60, № 6.

ГЛАВА VI

ОСВЕТЛИТЕЛИ

1. ПРИНЦИП ДЕЙСТВИЯ ОСВЕТЛИТЕЛЕЙ

Исследуя вертикальные отстойники в 1931 г., С. Х. Азерьер [1], В. Т. Турчинович и Е. Н. Тетеркин [21, 22] заметили резкое увеличение прозрачности осветленной воды в тех опытах, в которых осветляемая вода проходила через слой ранее выпавшего осадка.

Специально поставленные опыты показали, что контакт воды после введения в нее реагентов с ранее выпавшим осадком ускоряет процесс флокуляции микрохлопьев скоагулированных загрязнений воды при ее осветлении. Также интенсифицируется процесс кристаллизации карбоната кальция и гидроокиси магния при умягчении воды известково-содовым методом. Эти исследования [1, 8, 10, 11 и 21] послужили основанием для разработки многочисленных конструкций сооружений, в которых интенсификация процессов выделения из воды взвеси и продуктов реакций между введенными в воду реагентами и растворенными в ней солями достигается контактом обрабатываемой воды с ранее выпавшим осадком.

В отечественной литературе эти сооружения получили название осветлителей, или суспензионных сепараторов.

В практике применяются два типа конструкций осветлителей. В первом типе контакт воды с ранее выпавшим осадком достигается при ее движении снизу вверх через слой осадка со скоростью достаточно большой для того, чтобы привести осадок во взвешенное состояние (так называемый псевдоожиженный слой), но меньшей, чем скорость свободного осаждения хлопьев осадка в неподвижной воде. Во втором типе конструкций осветлителей имеется специальная камера реакции (камера хлопьеобразования), обычно оборудованная механическими мешалками, в которой вода перемешивается с ранее выпавшим осадком, а затем поступает в зону осветления, в которой происходит выделение из воды крупных хлопьев, образовавшихся в камере реакции.

Впервые осветлители первого типа были предложены Е. Н. Тетеркиным [21], второго типа — Ч. Спольдингом [25].

Схема осветлителя с коническим диффузором системы Е. Н. Тетеркина представлена на рис. VI.1. Вода с реагентами поступает в осветлитель из воздухоотделителя по трубопроводу *1* в нижнюю часть конуса диффузора *2*. Поднимаясь вверх, поток воды расширяется, скорость его уменьшается до величины, при которой в диффузоре образуется слой взвешенного осадка *3*. По мере накопления осадка его избыток переливается через кромку диффузора и опускается в осадкоуплотнитель *4*. Осветленная вода проходит через защитный слой воды над диффузором и по сборному желобу *5* отводится на фильтры. Осадок через дырчатую трубу *6* непрерывно или периодически по трубопроводу *7* отводится в канализацию.

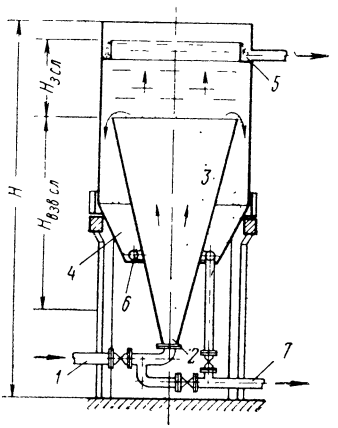


Рис. VI.1. Осветлитель с коническим диффузором конструкции Е. Н. Тетеркина

Схема осветлителя системы Ч. Спольдинга с встроенной механической камерой реакции показана на рис. VI.2. Осветлитель представляет собой усеченный конус, поставленный на меньшее основание. В центре его имеется камера реакции в виде усеченного конуса, поставленного на большее основание. Вода поступает в камеру реакции через трубопровод *1*, реагенты подаются по трубопроводам *2*. В центре камеры реакции имеется вертикальный вал, на котором укреплены мешалки *3* для смешения

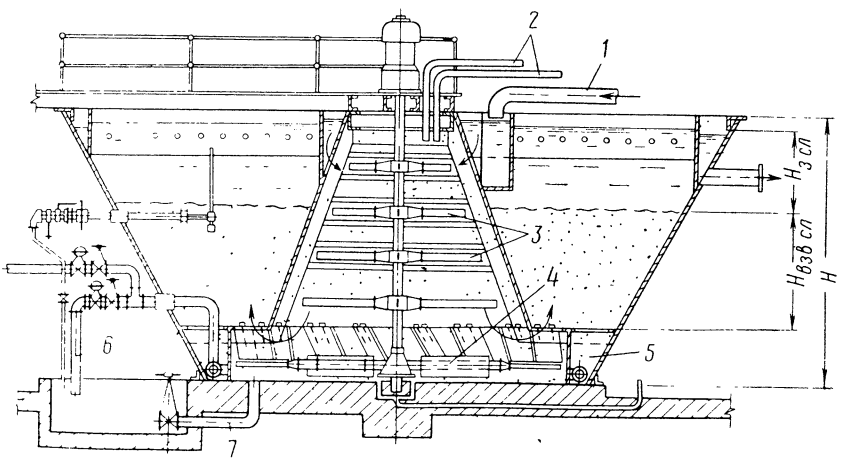


Рис. VI.2. Осветлитель с встроенной камерой реакции конструкции Ч. Спольдинга

воды с реагентами и мешалка *4* для поддержания во взвешенном состоянии осадка в нижней части камеры реакции. Избыток осадка из взвешенного слоя опускается в осадкоуплотнитель *5*,

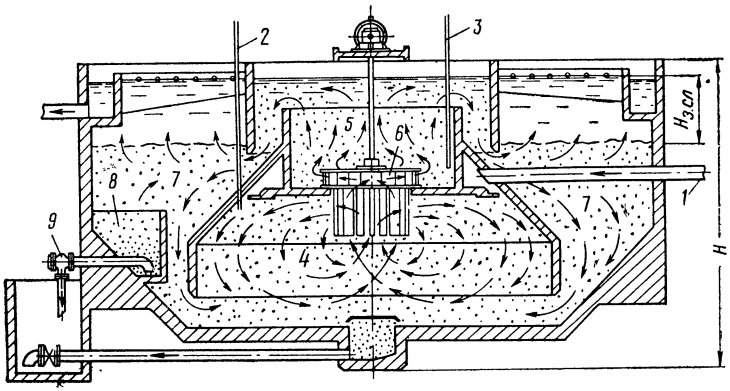


Рис. VI.3. Осветлитель «акселейтор» фирмы «Инфилко» (США)

1 — трубопровод исходной воды; *2* и *3* — трубопроводы реагентов; *4* — зона первичного перемешивания и реакции; *5* — зона вторичного перемешивания и флокуляции; *6* — импеллер; *7* — зона осаждения; *8* — осадкоуплотнитель; *9* — клапан выпуска осадка

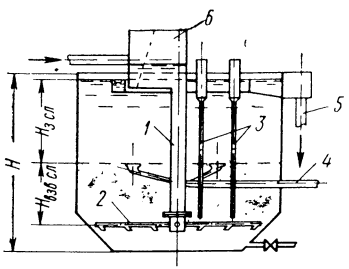


Рис. VI.4. Осветлитель ВНИИ-ОВР конструкции Н. Ф. Резника с гидравлической мешалкой

1 — опускная труба; *2* — гидравлическая мешалка — распределитель; *3* — подвод реагентов; *4* — отвод избытка осадка; *5* — отвод осветленной воды; *6* — воздухоотделитель

из которого удаляется в сток по трубопроводу *6*, снабженному автоматическим клапаном.

В осветлителях системы Е. Н. Тетеркина и Ч. Спольдинга осветление воды достигается пропуском ее снизу вверх через слой взвешенного в восходящем потоке воды слое осадка. Имеются конструкции осветлителей, в которых осветление воды достигается при ее радиальном горизонтальном движении из камеры реакции к сборным желобам (рис. VI.3).

В осветлителях осуществляются два процесса водообработки: 1) флокулирование микрохлопьев в крупные агрегатированные хлопья; 2) выделение этих хлопьев из осветляемой воды. Для флокулирования микрохлопьев необходимо перемешивание воды, для отделения хлопьев от воды — создание зон движения воды со скоростью, меньшей, чем скорость свободного осаждения хлопьев в неподвижной воде.

Поэтому в осветлителях всех типов имеется зона реакции или захвата микрохлопьев ранее выпавшим осадком и зона осветления воды.

Большие скорости, необходимые для перемешивания воды с осадком, создаются механическим (см. рис. VI.2 и VI.3) или гидравлическим перемешиванием (рис. VI.4) либо устройством в нижней части осветлителя диффузоров. Вертикальная скорость движения воды в последних настолько велика, что создает условия турбулентного перемешивания воды с хлопьями ранее выпавшего осадка (см. рис. VI.1 и далее рис. VI.14).

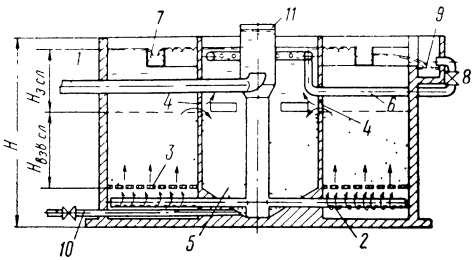


Рис. VI.5. Осветлитель с принудительным отводом осадка в вертикальный осадкоуплотнитель конструкции ВНИИ ВОДГЕО

Снижение скорости восходящего потока воды в зоне осветления до величины, при которой начинается отделение хлопьев взвеси от воды, достигается либо увеличением площади поперечного сечения осветлителя (см. рис. VI.1 и VI.2), либо отводом части осветляемой воды вместе с осадком в осадкоуплотнители (рис. VI.5).

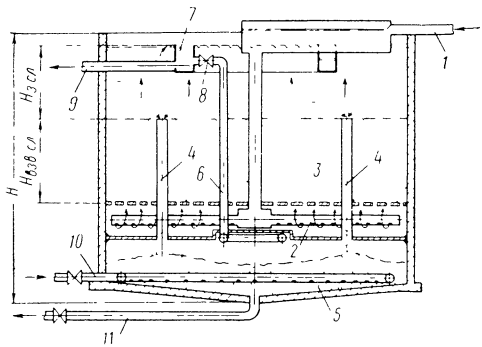


Рис. VI.6. Осветлитель с поддонным осадкоуплотнителем конструкции Н. И. Колотова

1 — подвод воды из воздухоотделителя; *2* — дырчатые распределительные трубы; *3* — слой взвешенного осадка; *4* — осадкоотводные трубы; *5* — осадкоуплотнитель; *6* — отвод осветленной воды из осадкоуплотнителя; *7* — сборные желоба; *8* — задвижка для регулирования отвода воды из осадкоуплотнителя; *9* — отвод осветленной воды; *10* — смыв осадка; *11* — выпуск осадка

По способу отвода осадка осветлители делят на гравитационные (см. рис. VI.1—VI.3) и принудительные (см. рис. VI.5).

По месту расположения осадкоуплотнителей осветлители различают: 1) с вертикальными осадкоуплотнителями (см. рис. VI.5); 2) с поддонными осадкоуплотнителями (рис. VI.6); 3) без осадкоуплотнителей (осадок уплотняется в нижней части осветлителя, см. рис. VI.1).

Все типы осветлителей могут быть открытыми или напорными.

Практика эксплуатации осветлителей с гравитационными осадкоуплотнителями показала, что поступающий в осадкоуплотнитель свежий осадок выдавливает из него воду, встречный поток которой захватывает частицы осадка и увлекает их в желоба осветленной воды.

При осветлении высокомутных вод в осветлителях с гравитационными осадкоуплотнителями необходима их непрерывная продувка, что приводит к большим потерям воды.

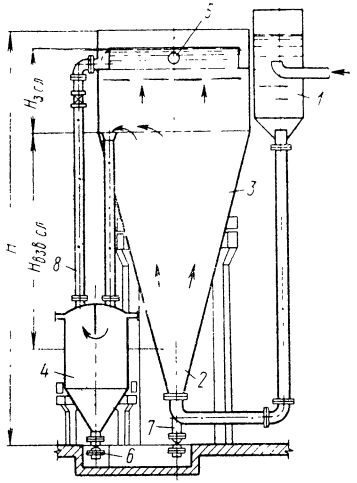


Рис. VI.7. Осветлитель с выносным осадкоуплотнителем

1 — воздухоотделитель; *2* — зона реакции; *3*—слой взвешенного осадка; *4* — осадкоуплотнитель; *5* — отвод осветленной воды; *6* и *7* — выпуск осадка; *8* — отвод осветленной воды из выносного осадкоуплотнителя

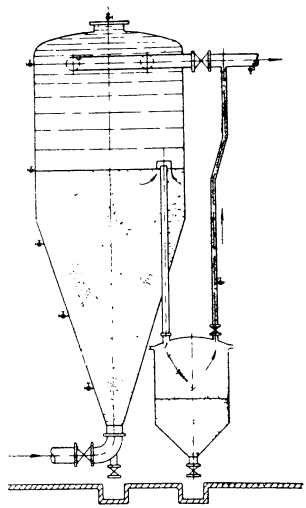


Рис. VI.8. Напорный осветлитель с выносным осадкоуплотнителем

ВНИИ ВОДГЕО [7] была разработана конструкция осветлителя с принудительным отводом осадка в осадкоуплотнитель (рис. VI.5). По трубопроводу *1* вода поступает через воздухоотделитель *11* в дырчатые распределительные трубы *2* и затем через дырчатое дно *3* под слой взвешенного осадка. Избыток осадка с частью воды отводится через осадкоприемные окна *4* в вертикальный осадкоуплотнитель *5*, расположенный в центре осветлителя. Движение воды из осветлителя в осадкоуплотнитель обусловлено отбором из верхней части последнего через трубопровод *6* части воды, расход которой регулируется задвижкой *8*. Отсос воды из верхней зоны осадкоуплотнителя обусловлен разностью отметок воды в осадкоуплотнителе и канале *9*, в который поступает осветленная вода из сборного лотка *7*.

Уплотненный и частично обезвоженный осадок из осадкоуплотнителя *5* отводится по трубе *10*.

Схема осветлителя системы Н. И. Колотова (ВНИИГС) с поддонным осадкоуплотнителем и принудительным отводом в него по осадкоотводным трубам *4* избытка осадка [11] представлена на рис. VI.6. Для смыва осадка с плоского дна осадкоуплотнителя предусмотрен подвод воды из водопровода в кольцо из дырчатых труб *10*. Сброс осадка осуществляется через трубопровод *11*.

Схема осветлителя с выносным осадкоуплотнителем и принудительным отводом осадка представлена на рис. VI.7. Выносные осадкоуплотнители могут применяться в открытых и напорных (рис. VI.8) осветлителях.

Недостатком описанных выше конструкций осветлителей с дырчатыми распределительными днищами является возможность образования на этих днищах завалов осадка, особенно при выключении осветлителей. Для устранения этого Г. А. Романовым [17—20], В. А. Гребневым и Н. Н. Нагорновым [15] была предложена конструкция осветлителя, имеющего поддонный осадкоуплотнитель с уменьшенной площадью распределительного дырчатого дна. Аналогичная конструкция осветлителя, приведенная на рис. VI.9, была предложена М. П. Васильченко [5].

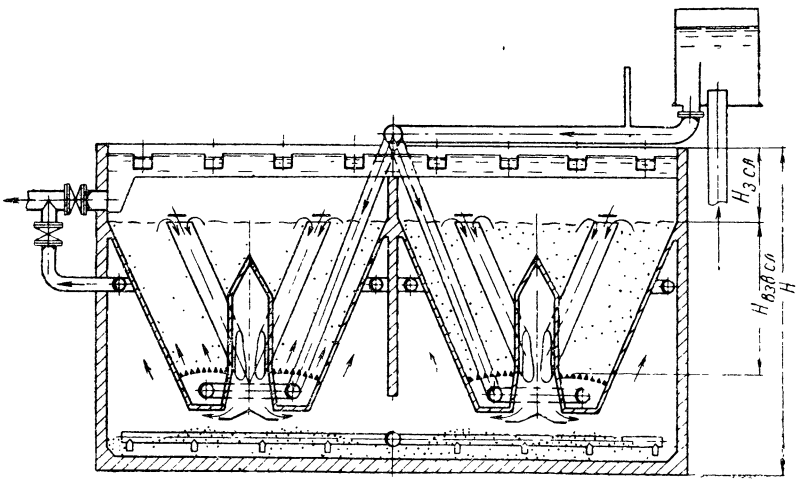


Рис. VI.9. Осветлитель конструкции М. П. Васильченко

Более просты и надежны в эксплуатации осветлители конструкции ВНИИ ВОДГЕО (рис. VI.10) [10]. Осветлитель, представленный на рис. VI.10, *а*, имеет круглую в плане форму и предназначен для осветления или умягчения воды на станциях малой производительности (2000—5000 *м³/сутки*). Для станций

большей производительности предназначены осветлители с поддоном (рис. VI.10, *б*) и с вертикальным осадкоуплотнителем (VI.10, *в*).

Дальнейшим развитием конструкции осветлителя ВНИИ ВОДГЕО с вертикальным осадкоуплотнителем является широко распространенная конструкция коридорного осветлителя

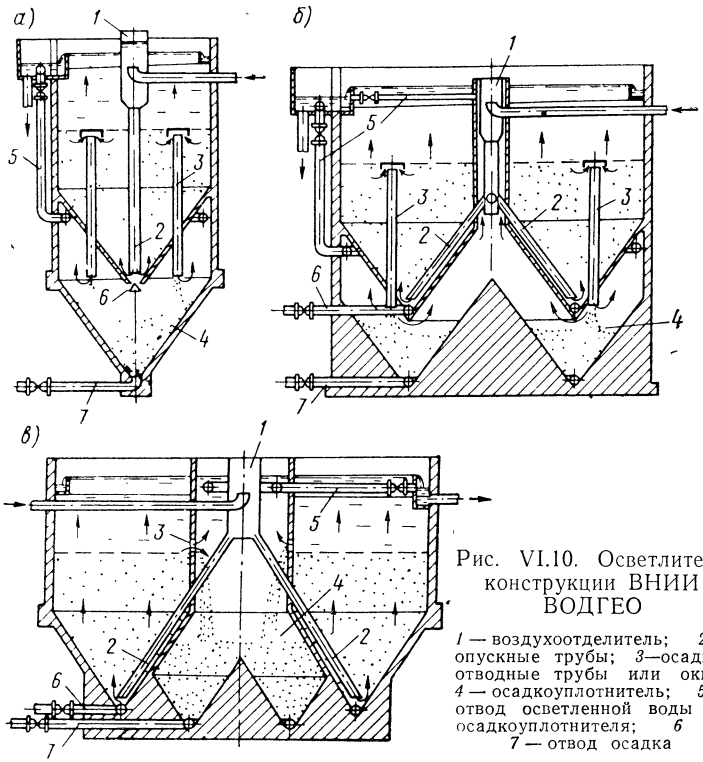


Рис. VI.10. Осветлители конструкции ВНИИ ВОДГЕО

1 — воздухоотделитель; *2* — опускные трубы; *3*—осадкоотводные трубы или окна; *4* — осадкоуплотнитель; *5* — отвод осветленной воды из осадкоуплотнителя; *6* и *7* — отвод осадка

(рис. VI.11). Такой осветлитель имеет прямоугольную в плане форму и состоит из трех параллельных коридоров: двух крайних — осветлителей и расположенного между ними осадкоуплотнителя. Из воздухоотделителя вода по дырчатым распределительным трубам *1* распределяется по длине коридоров-осветлителей. Нижние стенки коридоров наклонны, что обеспечивает постепенное уменьшение скорости восходящего потока воды в зоне взвешенного осадка *2*, нижняя часть которой служит камерой хлопьеобразования. Избыток осадка с частью воды через осадкоотводные окна *3* поступает в осадкоуплотнитель *4*. Отвод части воды в осадкоуплотнитель резко снижает скорость восходящего потока воды выше слоя взвешенного осадка в зоне осветления *5*, что обеспечивает высокий эффект осветления воды. Последняя

через сборные желоба *6* поступает в канал осветленной воды *7*. Из осадкоуплотнителя осветленная вода отводится в тот же канал через дырчатые трубы *8*, установленные на 300 *мм* ниже поверхности воды в нем. Уплотненный осадок из осадкоуплотните-

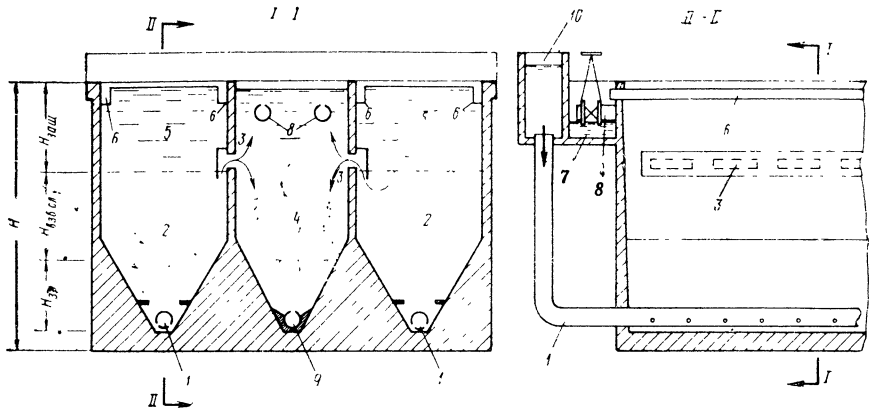


Рис. VI.11. Коридорный осветлитель с вертикальным осадкоуплотнителем

ля сбрасывается в сток через дырчатые трубы *9*, уложенные в нижней части дна осадкоуплотнителя. До поступления в осветлитель вода проходит через воздухоотделитель *10*.

В СССР построены и успешно эксплуатируются коридорные осветлители длиной до 40 *м*. Для получения высокого эффекта осветления воды (остаточная мутность осветленной воды 3—4 *мг/л*) необходимо обеспечить равномерное распределение воды по длине коридора и достаточную высоту слоя взвешенного осадка, выше перехода наклонных стенок в вертикальные.

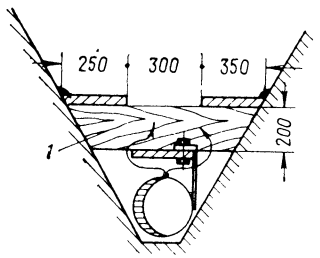


Рис. VI.12. Устройство для гашения энергии струй, выходящих из отверстий распределительной трубы осветлителя

1 — доска на ребро

При осветлении маломутных вод слой взвешенного осадка легко взмучивается выходящими из отверстий распределительной системы струями воды. Во избежание взмучивания осадка нужно эффективно погасить энергию этих струй. На рис. VI.12 представлена схема устройства для гашения энергии струй, успешно работающего в осветлителях ($L=17$ *м*) фильтровальной станции в г. Чебоксары.

В коридорные осветлители Артемовской фильтровальной станции, осветляющей воду канала Сев. Донец — Донбасс (мутность в межень 8—20 *мг/л*, цветность 30—40 *град*, щелочность

4—4,5 *мг-экв/л*) для улучшения распределения воды был загружен щебень толщиной слоя 120 *мм* и крупностью 30—50 *мм* [14]. До загрузки щебня при скорости восходящего потока воды в зоне осветления 0,6—0,8 *мм/сек* мутность осветленной воды была не менее 20 *мг/л*. После загрузки, даже при скорости восходящего потока 1,1—1,2 *мм/сек*, мутность осветленной воды не превосходила 2,5—3 *мг/л* в самое неблагоприятное время года — весной в начале паводка.

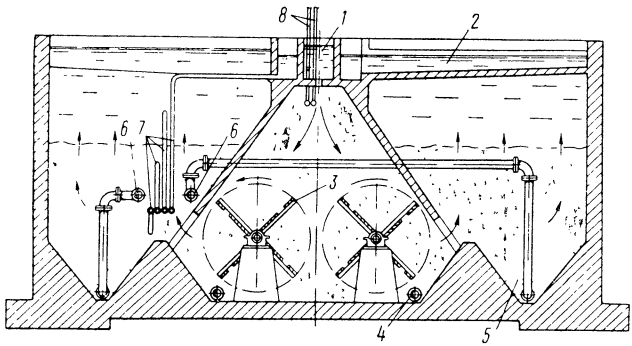


Рис. VI.13. Коридорный осветлитель фирмы «Пермутит» (США)

1 — водораспределительный канал; *2* — сборные желоба; *3* — мешалки на горизонтальном валу; *4* — отвод осадка из камеры реакции; *5* — осадкоуплотнитель; *6* — отвод осадка из осадкоуплотнителя; *7* — пробоотборные трубки; *8* — ввод реагентов

Схема коридорного осветлителя фирмы «Пермутит» (США) приведена на рис. VI.13. В осветлителе имеется камера реакции с мешалками на горизонтальном валу и гравитационные осадкоуплотнители.

Схема коридорного осветлителя фирмы «Кенди» (Англия) представлена на рис. VI.14. В этом осветлителе камерой реакции служит нижняя часть пирамидальных бункеров осветлителя. Осадкоуплотнители гравитационного типа расположены между смежными осветлителями.

Осветлитель «акселейтор» фирмы «Инфилко» (США) с рециркуляцией осадка через камеру реакции представлен на рис. VI.3. Сходны с ним по конструкции осветлители «рециркулятор» (ГДР, рис. VI.15) и «реактиватор» фирмы «Гревер» (США, рис. VI.16). Схемы осветлителей, разработанных в ЧССР, представлены на рис. VI.17 и VI.18.

В осветлителях ЦНИИ МПС, разработанных Е. Ф. Кургаевым и приведенных на рис. VI.19 и VI.20 [12], вода поступает через сопла, приобретая вращательное движение. Характерной особенностью осветлителей системы Е. Ф. Кургаева является отбор осадка с нескольких уровней с помощью специального уст-

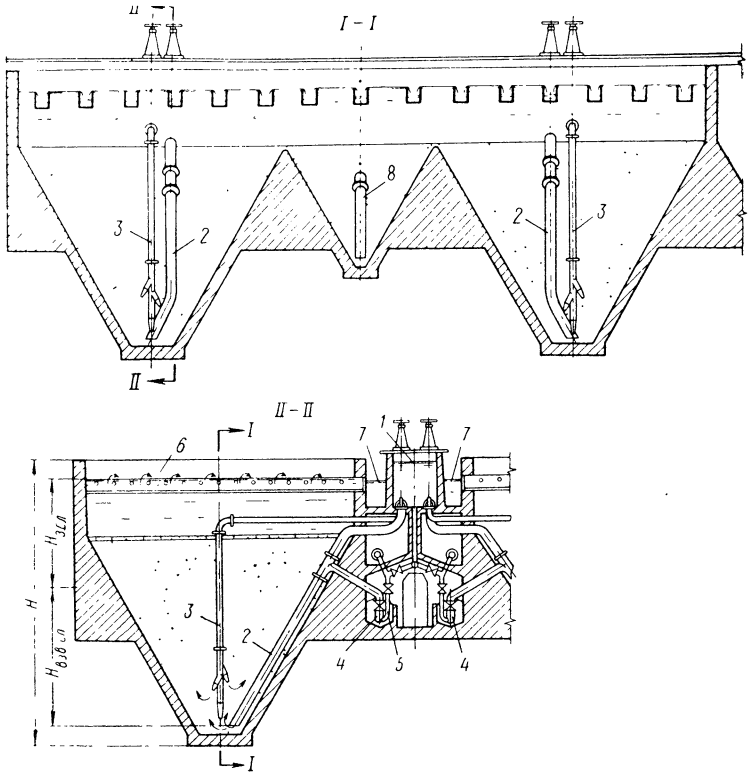


Рис. VI.14. Пирамидальный коридорный осветлитель фирмы «Кенди» (Англия)

1 — водораспределительный канал; *2* — опорожнение осветлителя; *3* — подача осветляемой воды с реагентами; *4* — спуск осадка из осадкоуплотнителя; *5* — смыв осадка водой; *6* — сборные желоба; *7* — канал осветленной воды; *8* — выпуск осадка из осадкоуплотнителя

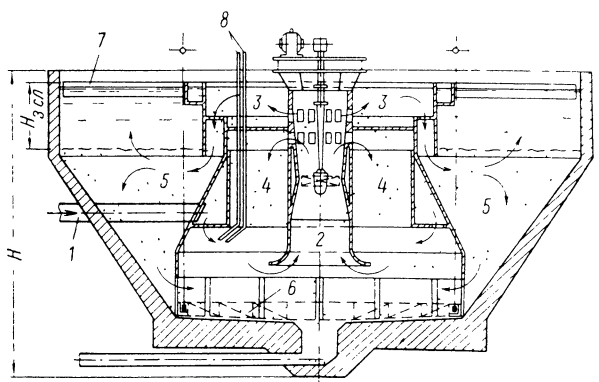


Рис. VI.15. Осветлитель «рециркулятор» (ГДР)

1 — подвод воды; *2* — первичная камера реакции; *3* — воздухоотделитель; *4* — вторичная камера реакции; *5* — зона взвешенного осадка; *6* — осадкоуплотнитель; *7* — сборные желоба; *8* — подвод реагентов

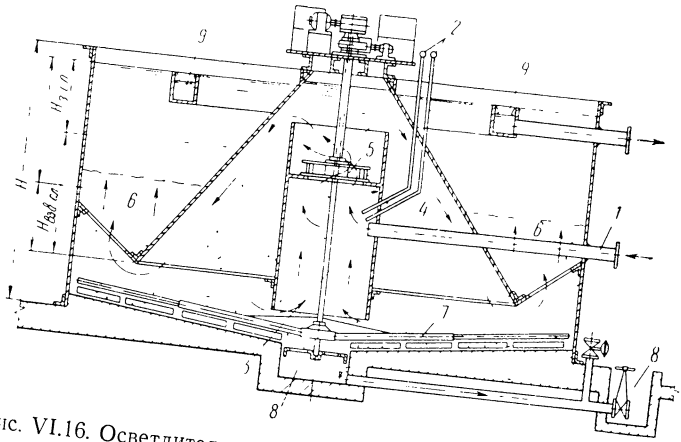


Рис. VI.16. Осветлитель «реактиватор» фирмы «Гревер» (США)

1 — подвод воды; *2* — подвод реагентов; *3* и *4* — соответственно первичная и вторичная камеры реакции; *5* — импеллер; *6* — зона взвешенного осадка; *7* — скребковый механизм; *8* — шламоприемный колодец; *9* — сборные желоба

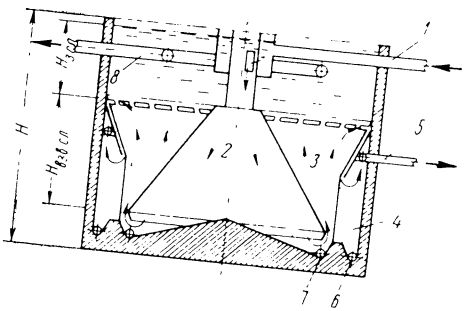


Рис. VI.17. Осветлитель конструкции В. и С. Мацкерле (ЧССР)

1 — подвод исходной воды с реагентами; *2* — зона реакции; *3* — слой взвешенного осадка; *4* — осадкоуплотнитель; *5* — отвод осветленной воды из осадкоуплотнителя; *6* и *7* — выпуски осадка; *8* — отвод осветленной воды

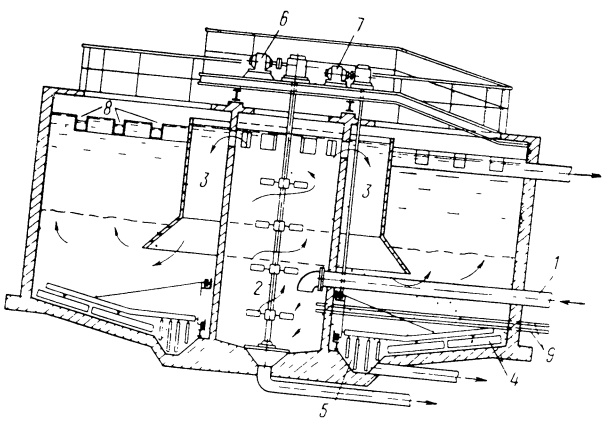


Рис. VI.18. Осветлитель конструкции Бинара и Бельского (ЧССР)

1 — подвод исходной воды; *2* и *3* — соответственно первичная и вторичная камеры реакции; *4* — скребковый механизм; *5* — осадкоуплотнитель; *5* — привод мешалки камеры реакции; *7* — привод скребкового механизма; *8* — сборные желоба; *9* — подвод реагентов

ройства и тангенциальный ввод воды в зону реакции и хлопьеобразования, куда отдельно подводятся реагенты. Осветлители ЦНИИ МПС широко применяются в практике умягчения и магнезиального обескремнивания воды, т. е. тогда, когда в результате реакции образуются тяжелые осадки. Недостатком показанного на рис. VI.19 осветлителя является его большая высота. Этот недостаток устранен в осветлителе ЦНИИ-3 (см. рис. VI.20).

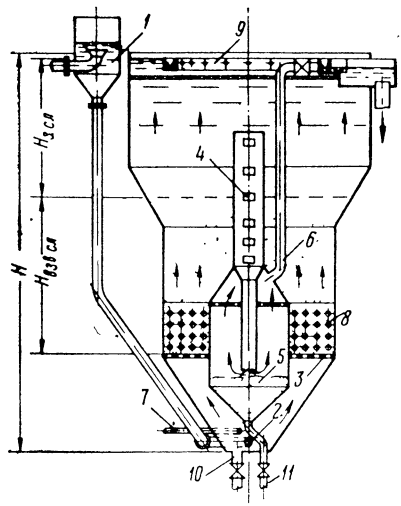


Рис. VI.19. Осветлитель ЦНИИ МПС конструкции Е. Ф. Кургаева

1 — воздухоотделитель; *2* — сопло; *3*—нижняя распределительная решетка; *4* — осадкоприемные окна; *5* — осадкоуплотнитель; *6* — отвод осветленной воды из осадкоуплотнителя; *7* — подвод реагентов; *8* — стабилизатор взвешенного слоя; *9* — сборный желоб; *10* и *11* — выпуски осадка

Схема осветлителя с эжекторной системой рециркуляции осадка фирмы «Дегремон» (Франция) представлена на рис. VI.21. Этой же фирмой выпускается осветлитель «пульсатор» с пульсирующим потоком осветляемой воды (рис. VI.22). Пульсация потока жидкости достигается автоматически. В центре осветлителя имеется закрытый сверху, но открытый снизу резервуар *1*. К нему подсоединен вакуум-насос *2*, работающий непрерывно. Вода поступает в резервуар *1* снизу по трубопроводу *3*. Так как давление в резервуаре ниже атмосферного, вода заполняет его доверху и лишь часть

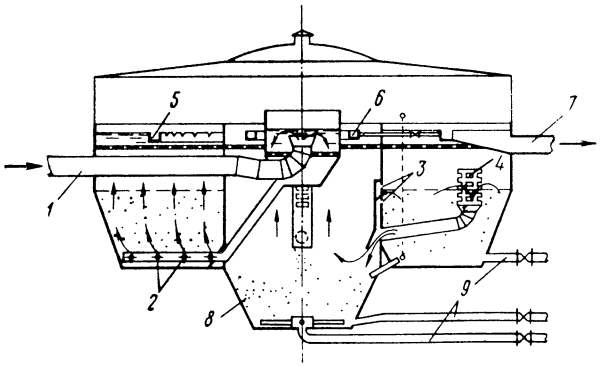


Рис. VI.20. Осветлитель ЦНИИ-3

1 — подвод воды; *2*—сопла водораспределителя; *3* и *4* — осадкоотводные окна; *5* — сборный желоб; *6* — отвод осветленной воды из осадкоуплотнителя; *7* — подача воды на фильтры; *8*—осадкоуплотнитель; *9* — выпуски осадка

подаваемой в осветлитель воды поступает в это время в зону осветления *4*. Когда уровень воды в резервуаре достигнет определенной отметки, превышающей уровень воды в осветлителе,

датчик *5* дает импульс на открытие клапана *6*. Тогда вся вода, поступающая в осветлитель и накопившаяся в резервуаре *1*, направляется в осветлитель, двигаясь в нем вертикально со скоростью на 10% большей, чем средняя расчетная. После снижения уровня воды в резервуаре до уровня сборных желобов *7* осветлителя клапан автоматически закрывается, вакуум-насос создает в резервуаре разрежение, и вода, не переставая поступать в осветлитель, одновременно направляется и в резервуар *1*; хлопья взвешенного слоя начинают оседать в зоне осветления.

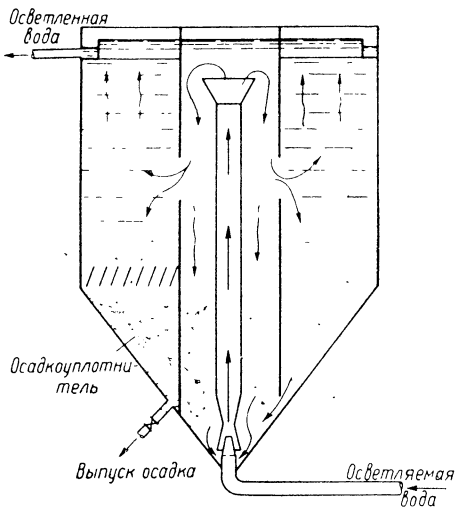


Рис. VI.21. Осветлитель с эжекторной системой рециркуляции осадка фирмы «Дегремон» (Франция)

По мнению авторов этой конструкции, колебательное движение хлопьев взвеси в пульсирующем потоке воды дает возможность получить более высокий эффект осветления, чем в обычном осветлителе. Однако расчетные нагрузки на осветлители «пульсатор», принимаемые фирмой «Дегремон», мало отличаются от расчетных нагрузок, принимаемых для других типов осветлителей с непульсирующим потоком. Испытания «пульсаторов» фирмы «Дегремон» на водопроводе г. София (НРБ) показали, что выключение пульсации потока и переход на работу по схеме обычных осветлителей не ухудшает, а даже несколько улучшает эффективность работы осветлителя «пульсатор».

Различным образом решена в разных конструкциях осветлителей схема ввода реагентов в обрабатываемую воду. В неко-

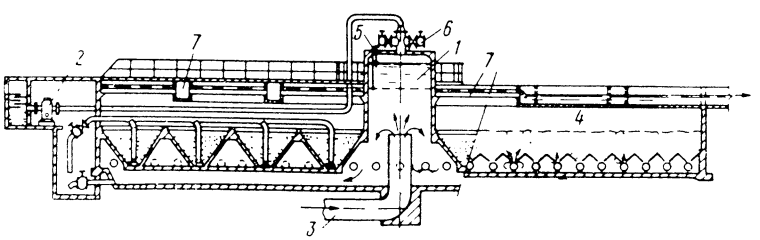


Рис. VI.22. Осветлитель «пульсатор» фирмы «Дегремон» (Франция)

торых конструкциях (ВНИИ ВОДГЕО и ВНИИГС, фирм «Дегремон» и «Кенди») реагенты вводятся в воду до ее поступления в осветлитель. В осветлителях ЦНИИ МПС системы Е. Ф. Кургаева, в «пресипитаторах» фирмы «Пермутит», «акселейторах» фирмы «Инфилко» и ряде других реагенты вводятся отдельным трубопроводом в зону реакции.

Е. Д. Бабенковым [2] предложено эжекторное устройство для улучшения процесса хлопьеобразования в осветлителях (рис. VI.23). Оно устанавливается над воздухоотделителем и служит для отдувки воздухом углекислоты, выделяющейся при введении в воду коагулянта, и интенсификации процесса хлопьеобразования в результате эжектирования к месту

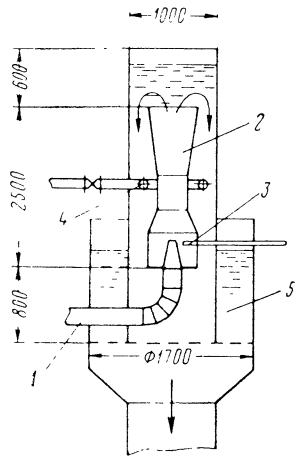


Рис. VI.23. Эжекторное устройство для аэрации воды и подсоса осадка

1 — подвод обрабатываемой воды; *2* — эжектор; *3* — подвод реагентов; *4* — дырчатая труба для подачи сжатого воздуха; *5* — воздухоотделитель осветлителя

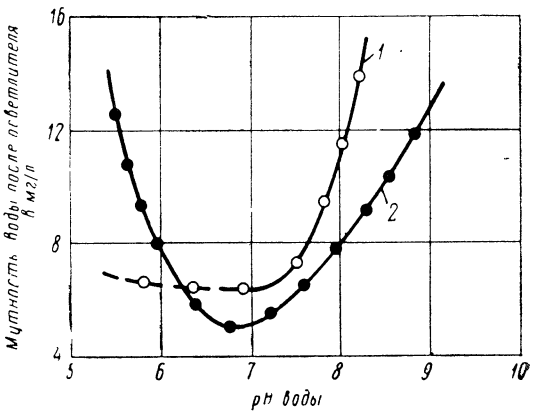


Рис. VI.24. Влияние величины pH воды на эффективность задержания взвеси осветлителем

1 — $FeSO_4$; *2* — $Al_2(SO_4)_3$

смешения воды с реагентами и ранее образовавшимся осадком.

Отдувка углекислоты позволяет повысить величину pH воды, что в отдельных случаях приводит к образованию более прочных хлопьев и повышению эффективности задержания взвеси осветлителем. Пример такого влияния отдувки углекислоты на хлопьеобразование показан на рис. VI.24.

Улучшению процесса хлопьеобразования в осветлителях при осветлении маломутных вод способствует рециркуляция части осадка. В осветлителях, схемы которых приведены на рис. VI.3, VI.15, VI.16 и VI.21 и некоторых других, рециркуляция части осадка осуществляется непрерывно с помощью импеллера или эжектора. В осветлителях, где рециркуляция осадка не предусмотрена, в случае осветления маломутных вод целесообразно подавать часть осадка из осадкоуплотнителя в смеситель к ме-

сту ввода реагентов. Для этого можно забирать центробежным насосом низкого давления (напор 5—6 *м вод. ст.*) осадок из осадкоуплотнителя и перекачивать его в смеситель. Производительность насоса для подачи осадка по опыту Ярославского водопровода должна быть равна 2—3% расхода осветленной воды.

Возможность интенсификации процесса осветления воды в осветлителях, не имеющих мешалочных камер реакции, изучалась В. А. Варнелло, Г. Д. Павловым и В. В. Ашаниным [4] на

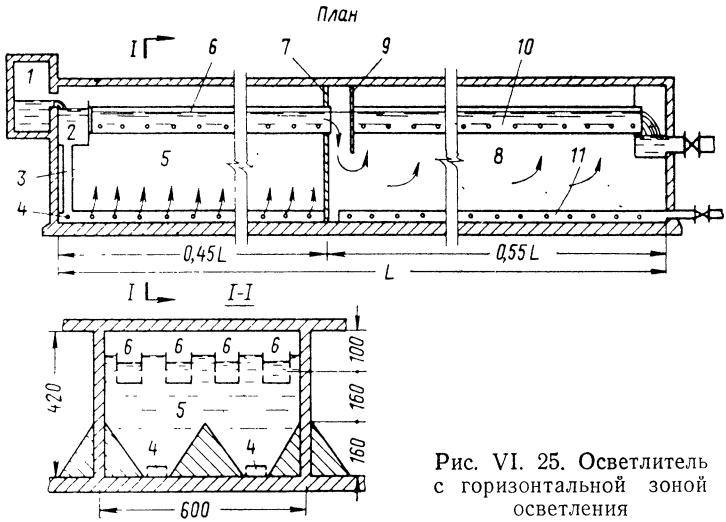


Рис. VI. 25. Осветлитель с горизонтальной зоной осветления

осветлителях диаметром 6,6 *м* на р. Оке в паводок. Оказалось, что наличие отдельной предвключенной камеры реакции не улучшает, а даже несколько ухудшает степень осветления воды при скоростях восходящего потока 1,1—1,3 *мм/сек*.

Обычно осветлители применяются для осветления вод малой и средней мутности. При мутности более 5 *г/л* целесообразно осветлять воду в отстойниках с механическим удалением осадка (радиальные отстойники, отстойники со скребковым механизмом). Однако в практике очистки воды имеются примеры успешного применения осветлителей при осветлении высокомутных вод. Осветлители ЦНИИ МПС работают на осветлении воды р. Куры в г. Али-Байрамлы, осветлители ВНИИГС [17] — на осветлении воды р. Зеленчук (мутность 8 *г/л*).

При строительстве фильтровальных станций большой производительности осветлители целесообразно располагать вне здания. На рис. VI.25 представлена схема осветлителя с горизонтальной зоной осветления, разработанного ВНИИ ВОДГЕО и применяемого на ряде объектов Союзводоканалпроектом, в том числе на очистных сооружениях автозавода в г. Тольятти. Освет-

ляемая вода из воздухоотделителя поступает в распределительный канал *1* и из него через водослив в карман *2*. Последний распределяет воду по опускным трубам *3*, подводящим ее к дырчатым распределительным лоткам *4*, которые уложены по дну зоны хлопьеобразования осветлителя. Из отверстий в стенках лотков вода поступает в слой взвешенного осадка *5*, пройдя который снизу вверх поступает в сборные желоба *6*. В эти же желоба вместе с водой поступает избыток осадка.

Устройство сборных желобов целесообразно при строительстве осветлителей большой длины. При длине зоны хлопьеобразования менее 15 *м* желоба можно не устраивать. Вода с хлопьями скоагулированной взвеси будет переливаться через верх разделительной стенки *7* в зону сепарации осадка *8*.

Из желобов вода поступает в зону сепарации осадка *8*, которая отделена от зоны хлопьеобразования стенкой *7*. Отбойный щит *9* направляет поток воды с осадком ко дну зоны осаждения. Здесь оседает осадок, осветленная вода поднимается вверх к сборным желобам *10*. Осадок из зоны его уплотнения отводится в сток по дырчатым трубам *11*. Обычно длина зоны хлопьеобразования составляет $(0{,}45 \div 0{,}5)L$, длина зоны осаждения — $(0{,}5 \div 0{,}55)L$ (где L — полная длина осветлителя). В отличие от остальных конструкций осветлителей в этой конструкции скорость восходящего потока воды в зоне хлопьеобразования принята большей, чем скорость осаждения хлопьев взвеси. Поэтому наблюдается непрерывный вынос части осадка вместе с водой через сборные желоба в зону осаждения.

Скорость восходящего потока в зоне хлопьеобразования принимают от 3,6 до 7,2 *м/ч* (1—2,1 *мм/сек*), тогда нагрузка на такой осветлитель будет близка к 1,8—2,7 $м^3/ч$ на 1 $м^2$ его общей площади.

Простота конструкции и возможность расположения такого осветлителя вне здания делают его более экономичным, чем другие конструкции осветлителей. На фильтровальной станции автозавода в г. Тольятти осветлители этого типа имеют длину 73,5 *м* при ширине каждого отделения 6 *м*. Производительность каждого отделения составляет около 20 тыс. $м^3/сутки$.

При применении осветлителей на станциях реагентного умягчения воды следует считаться с возможностью зарастания карбонатом кальция подводящих трубопроводов, отверстий распределительных систем и т. п. Поэтому при реагентном умягчении воды реагенты следует вводить непосредственно в зону реакции под слоем взвешенного осадка. Это неудобно на станциях с несколькими осветлителями, так как нужно дозировать реагенты отдельно в каждый осветлитель. При дозировании реагентов в общий смеситель конструкция осветлителя должна быть такой, чтобы можно было легко, без остановки осветлителя, осуществлять очистку труб или лотков, подводящих воду от смесителя к осветлителю, и систем, распределяющих воду по площади осветлите-

ля. Применение для этих целей дырчатых труб, сопел и т. п. не допускается, вода от смесителя разводится открытыми лотками и распределяется опускными трубами (рис. VI.26). Удельные производительности отечественных конструкций осветлителей по

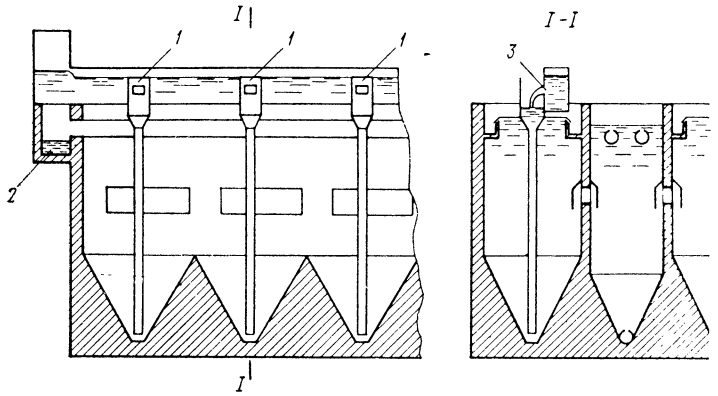


Рис. VI.26. Осветлитель с распределением воды опускными трубами
1 — опускные трубы; *2* — сборный канал; *3* — водослив

результатам их испытаний на воде рек Оки и Волги приведены в табл. VI.1.

Таблица VI.1

Удельные показатели различных конструкций осветлителей при осветлении воды рек Оки и Волги

Показатель	Тип осветлителя				
	коридорный с вертикальным осадкоуплотнителем (ВНИИ ВОДГЕО)	ВНИИГС с поддонным осадкоуплотнителем	ЦНИИ-2А	ЦНИИ-ОВР (см. рис. VI, 4)	с горизонтальной зоной осаждения (ВНИИ ВОДГЕО)
Прозрачность осветленной воды по кресту в *см*	194	205	187	67	185
Удельная производительность в $м^3/ч$:					
на 1 $м^2$ площади . .	4,5	4,8	3,7	4,15	3
» 1 $м^3$ объема . .	0,96	0,85	0,53	0,77	0,63

Неоднократно делались попытки [4, 8 и 16] улучшить работу осветлителей, стабилизовав слой взвешенного осадка путем введения в него вертикальных перегородок, дырчатых днищ и т. п. Полученный при этом эффект обычно не оправдывал усложнения и удорожания конструкции осветлителя.

3. ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ ДЛЯ РАСЧЕТА ОСВЕТЛИТЕЛЕЙ

При движении воды снизу вверх через слой взвешенного осадка частицы взвешиваются в восходящем потоке воды и приходят в турбулентное движение.

Концентрация взвеси в слое взвешенного осадка будет тем больше, чем меньше скорость восходящего потока и чем больше удельный вес и диаметр частиц взвеси.

Результаты опытов В. В. Ашанина, Е. Ф. Кургаева, Г. Г. Первова, З. В. Черновой, Э. Лавьеля показывают, что концентрация взвеси в слое взвешенного в осветлителе осадка обратно пропорциональна скорости восходящего потока воды:

$$C = \frac{K}{v^a}, \qquad \text{(VI.1)}$$

где C — средняя концентрация взвешенных веществ в слое осадка в $г/м^3$;

K — коэффициент расширяемости осадка, зависящий от размера его хлопьев и их удельного веса;

v — скорость восходящего потока воды в $м/ч$;

a — показатель степени.

Величина a в опытах Лавьеля была равна 0,93, в опытах В. В. Ашанина — 1,12—1,22, в опытах Г. Г. Первова — 0,95—1,1; в среднем без большой ошибки величина a может быть принята равной 1.

Величина коэффициента K изменяется в широких пределах: от 0,8 $г/м^2 \cdot ч$ для случаев осветления маломутных цветных вод, обработанных сернокислым алюминием, до 30 $г/м^2 \cdot ч$ для случаев осветления высокомутных вод.

Двигаясь вместе с водой через слой ранее выпавшего осадка, скоагулированные микрохлопья загрязнений воды сталкиваются с хлопьями, образующими слой взвешенного осадка, и, агломерируясь с ними, удаляются из воды. Очевидно, что чем больше концентрация хлопьев в слое взвешенного осадка, тем более вероятен захват ими микрохлопьев из поступающей в осветлитель воды, тем большей будет задерживающая способность взвешенного слоя осветлителя.

Зависимость величины задерживающей способности взвешенного слоя осветлителя от скорости восходящего потока воды, концентрации взвеси во взвешенном слое и его высоты исследована Г. Г. Первовым (ВНИИ ВОДГЕО).

Представив задерживающую способность осветлителя ω в виде отношения

$$\omega = \frac{M_{исх} - M_{осв}}{M_{исх}}, \qquad \text{(VI.2)}$$

Г. Г. Первов установил, что она является функцией произведения

высоты слоя взвешенного осадка H на концентрацию в нем взвешенных веществ:

$$\omega = 1 - e^{-\gamma HC} = 1 - e^{-\gamma G}. \qquad \text{(VI.3)}$$

Свойства взвеси в этом уравнении характеризуются показателем адгезии γ, который равен ориентировочно 0,4 для случая осветления мутных вод и 0,8 для случаев обесцвечивания коагуляцией маломутных цветных вод (рис. VI.27).

Величина концентрации взвешенных веществ во взвешенном слое осветлителя [уравнение (VI.1)] зависит от скорости восходящего потока воды в нем. Подставив значение C из уравнения (VI.1) при $a=1$ в уравнение (VI.3) получим:

$$\omega = 1 - e^{-\frac{\gamma KH}{v}} \qquad \text{(VI.4)}$$

или

$$\frac{M_{\text{исх}} - M_{\text{осв}}}{M_{\text{исх}}} = 1 - e^{-\frac{\gamma KH}{v}}. \qquad \text{(VI.5)}$$

Отсюда получим основное уравнение для расчета осветлителей:

$$M_{\text{осв}} = M_{\text{исх}} e^{-\frac{\gamma KH}{v}}, \qquad \text{(VI.6)}$$

связывающее мутность осветленной воды с мутностью исходной воды, скоростью восходящего потока воды в осветлителе и высотой слоя взвешенного осадка.

Определение величин коэффициентов расширяемости осадка K и адгезии γ представляет значительные экспериментальные трудности, так как эти коэффициенты связаны между собой и не могут быть в опыте определены раздельно.

В связи с этим целесообразно за основную характеристику осадка принять экспериментально определяемую эталонную концентрацию взвеси $C_э$ при эталонной скорости $v_э$ восходящего потока и определенной температуре (например, при скорости восходящего потока 3,6 *м/ч*, или 1 *мм/сек*, и температуре 20° С).

Если известны величины $C_э$ и $v_э$ для данной воды и условий ее обработки реагентами, то из формулы (VI.1) при $a=1$ следует, что $K=C_э v_э$ и эта формула может быть представлена в следующем виде:

$$C = \frac{K}{v} = \frac{C_э v_э}{v} = \frac{C_э}{v/v_э} = \frac{C_э}{v_*}. \qquad \text{(VI.7)}$$

Отношение $v/v_э$ в этой формуле обозначено безразмерной величиной v_*.

Тогда уравнения (VI.4) и (VI.6) примут следующий вид:

$$\omega = 1 - e^{-\frac{\gamma HC_э}{v_*}}; \qquad \text{(VI.8)}$$

$$M_{\text{осв}} = M_{\text{исх}} e^{-\frac{\gamma HC_э}{v_*}}. \qquad \text{(VI.9}$$

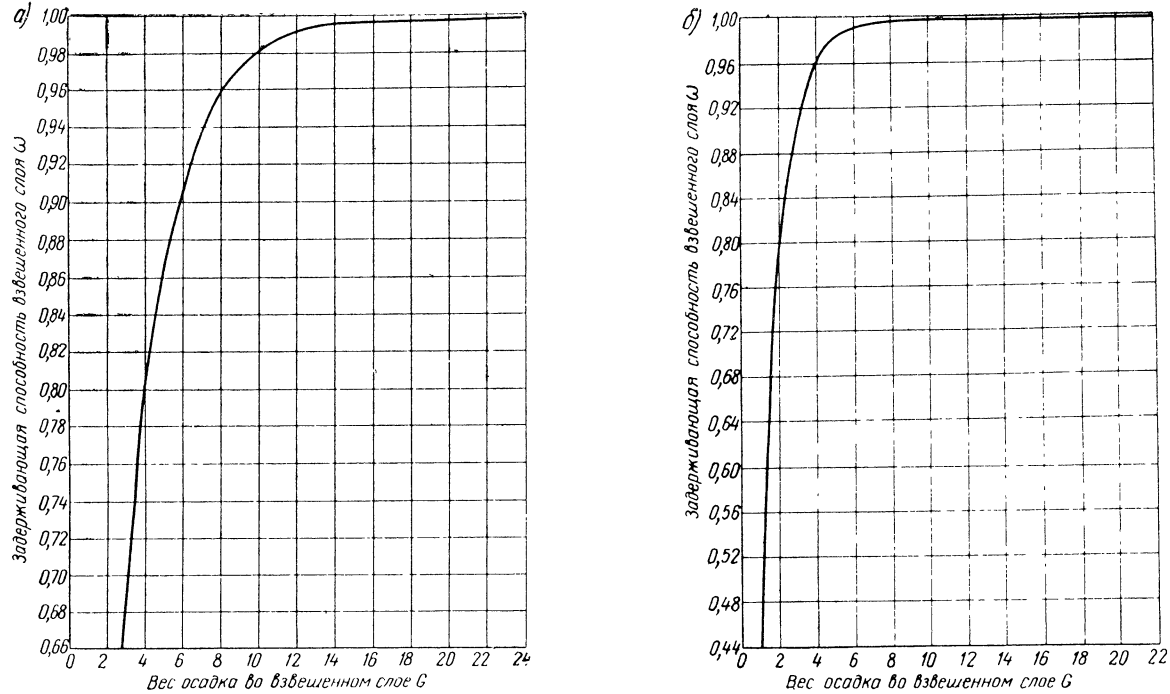


Рис VI.27. График зависимости задерживающей способности осветлителя от высоты слоя взвешенного осадка и концентрации в нем взвеси

а — осветление мутных вод; *б* — осветление маломутных цветных вод (по Г. Г. Первову)

На рис. VI.28 и VI.29 приведены графики изменения мутности воды, выходящей из осветлителя при различных скоростях восходящего потока и различных высотах взвешенного слоя. Кривые построены по уравнению (VI.8), точки взяты по данным опытов [4 и 23]. Как видно из этих графиков, наблюдается хорошее совпадение данных теории и эксперимента.

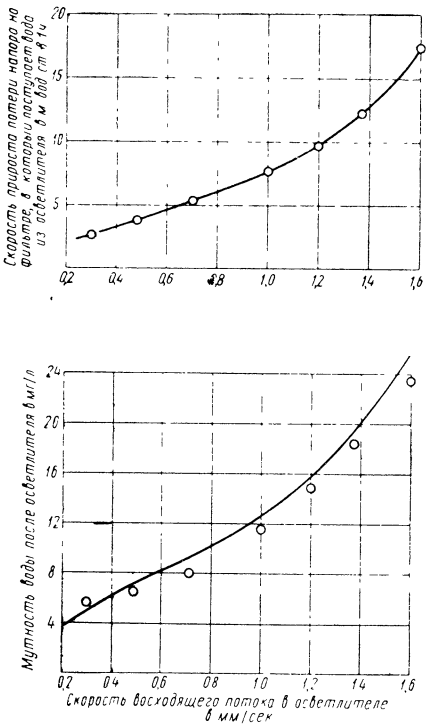


Рис. VI.28. График зависимости мутности осветленной воды от скорости восходящего потока воды при высоте слоя взвешенного осадка 1,5 *м*

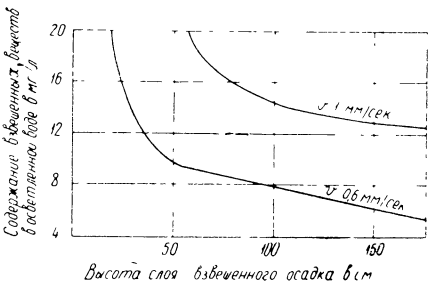


Рис. VI.29. График зависимости мутности осветленной воды от высоты слоя взвешенного осадка

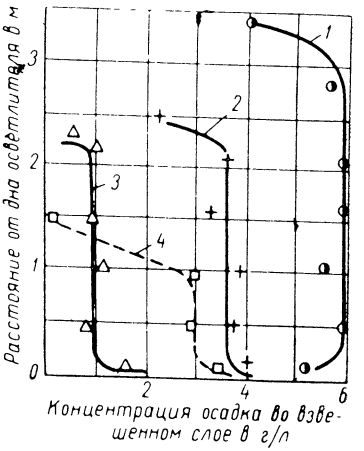


Рис. VI.30. График изменения концентрации взвешенных веществ по высоте слоя взвешенного осадка

1 — умягчение воды известкованием; *2* — осветление воды мутностью 511 *мг/л*; *3* — то же, 47 *мг/л*; *4* — то же, 340 *мг/л*

При работе осветлителя в результате задержания взвешенным слоем взвеси из осветляемой воды количество взвешенных веществ в нем непрерывно возрастает, что приводит при неизменной скорости восходящего потока к увеличению толщины слоя взвешенного осадка. Чтобы не допустить выноса взвеси из осветлителя, нужно непрерывно или периодически часть взвеси из слоя взвешенного осадка отводить в осадкоуплотнитель или

в канализацию. Количество воды с осадком, отводимое из осветлителя, определяется балансом взвешенных веществ.

Пусть содержание взвешенных веществ в воде, поступающей в осветлитель, равно (включая и взвесь, образующуюся в результате введения в воду реагентов) $M_{исх}$ $г/м^3$, содержание взвешенных веществ в осветленной воде $M_{осв}$ $г/м^3$.

Тогда количество взвешенных веществ, задерживаемых слоем взвешенного осадка осветлителя, равно:

$$Q(M_{исх} - M_{осв}) = QM \ г/ч, \qquad (VI.10)$$

где Q — расход осветляемой воды через осветлитель в $м^3/ч$;

M — количество задерживаемых взвешенных веществ в $г/м^3$.

Как показали многочисленные определения, концентрация взвешенных веществ по высоте слоя взвешенного осадка меняется мало (рис. VI.30) и при данной скорости восходящего потока в осветлителе может быть принята постоянной и равной C $г/м^3$.

Тогда должно выдерживаться равенство

$$QM = Cq, \qquad (VI.11)$$

где q — количество воды с осадком, отводимое из осветлителя в осадкоуплотнитель, в $м^3/ч$.

Но $$C = \frac{C_э}{v_*} \text{ и } QM = \frac{C_э}{v_*} q,$$

откуда

$$q = \frac{QMv_*}{C_э}. \qquad (VI.12)$$

Величина $\frac{Q-q}{Q} = K_р$ называется коэффициентом распределения воды между зоной осветления и осадкоуплотнителем.

Тогда $QK_р$ — расход воды, проходящей через зону осветления осветлителя; $(1-K_р)Q$ — расход воды с осадком, отводимой в осадкоуплотнитель:

$$K_р = 1 - \frac{Mv_*}{C_э}; \qquad (VI.13)$$

$$1 - K_р = \frac{q}{Q} = \frac{Mv_*}{C_э}. \qquad (VI.13а)$$

Расход воды, который нужно вместе с осадком отводить в осадкоуплотнитель, будет равен:

$$Q(1 - K_р)\varphi = \frac{Mv_*\varphi}{C_э} Q, \qquad (VI.14)$$

где φ — коэффициент, учитывающий возможный подсос в осадкоуплотнитель осветленной воды из зоны осветления в $м/ч$; обычно величина φ равна 1,15—1,2.

Площадь зоны осветления должна быть равна:
осадкоуплотнителя

$$F_{о.у} = \varphi \frac{Mv}{C_э} \cdot \frac{Q_{расч}}{v_{расч}} м^2; \qquad (VI.15)$$

осветлителя

$$F_{з.о} = \left(1 - \frac{Mv_*}{C_э}\right) \frac{Q_{расч}}{v_{расч}} м^2, \qquad (VI.16)$$

где $v_{расч}$ — расчетная скорость выходящего потока воды в зоне осветления в *м/ч*.

Подробнее о теории расчета осветлителей см. в работах [10, 12].

4. ВЫБОР И ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАСЧЕТНЫХ ПАРАМЕТРОВ ОСВЕТЛИТЕЛЕЙ

Для технологического расчета осветлителя необходимо знать его расчетную производительность, допустимую мутность осветленной воды, допустимую скорость восходящего потока воды в зоне осветления, эталонную концентрацию взвеси в слое взвешенного осадка и кинетику его уплотнения. Первые два параметра задаются, последние желательно определить экспериментально или принять по опыту эксплуатации осветлителей, работающих на том же источнике водоснабжения.

Допустимая скорость восходящего потока воды в осветлителе определяется на модели, представляющей собой вертикально поставленную трубу диаметром 150—200 *мм* и высотой 3000 *мм* из стекла или из плексигласа. Снизу и сверху труба заканчивается конусами с углом конусности 30°. В вершинах конусов имеются патрубки для подвода в модель осветляемой воды и отвода осветленной. На середине высоты модели в ее боковой стенке имеется патрубок с краном, позволяющий осуществлять отбор проб осадка из его взвешенного слоя. Как показал Г. Г. Первов, с уменьшением диаметра модели осветлителя менее 150 *мм* на результатах опытов начинает сказываться влияние стенок модели, тормозящих расширение взвешенного слоя. При осветлении одной и той же воды на моделях осветлителей разного диаметра концентрация взвешенных веществ в слое взвешенного осадка при одинаковой средней скорости восходящего потока возрастает с уменьшением диаметра модели и только при диаметре модели более 150—200 *мм* она становится равной концентрации взвеси во взвешенном слое натурного осветлителя, работающего на той же воде. Поэтому определение допустимой скорости восходящего потока воды в проектируемом осветлителе желательно проводить на моделях диаметром не менее 150—200 *мм*.

Определение расчетных параметров осветлителя на модели производят следующим образом. Установив пробной коагуляцией или пробным умягчением дозы реагентов, необходимых для

получения хорошо осветленной или умягченной воды, включают модель в работу. Исходную воду подводят к воронке, установленной на 500 *мм* выше верхнего патрубка модели осветлителя Воронку резиновым шлангом соединяют с нижним патрубком осветлителя. На верхний патрубок осветлителя надевают шланг с винтовым зажимом. Реагенты дозируют в виде растворов концентрацией 0,1% в исходную воду по пути к воронке, которая служит воздухоотделителем. В начале работы расход воды устанавливают таким, чтобы скорость восходящего потока воды в модели находилась в пределах 0,3—0,5 *мм/сек* с тем, чтобы в ней образовался слой взвешенного осадка. Когда слой взвешенного осадка достигнет 30—40% высоты модели, скорость восходящего потока начинают медленно увеличивать (не более чем на 0,1 *мм/сек* за 10 *мин*) до тех пор, пока она не достигнет 1 *мм/сек* (или 0,5 *мм/сек* для маломутных вод, образующих легкий осадок). При скорости 1 *мм/сек* открывают кран на боковом патрубке таким образом, чтобы расход воды с осадком через него составлял 150—200 *мл/мин*, и отбирают последовательно пять проб воды с осадком с интервалами в 10 *мин*. Средняя концентрация осадка в этих пробах принимается за эталонную концентрацию взвеси во взвешенном слое. Одновременно отбирают пробы осветленной воды, выходящей из верхнего патрубка модели осветлителя. Если содержание взвеси в ней меньше 10 *мг/л*, то скорость восходящего потока в модели медленно увеличивают до тех пор, пока содержание взвешенных веществ в осветленной воде не достигнет 10—12 *мг/л*.

Наибольшая скорость восходящего потока воды в модели осветлителя, при которой содержание взвешенных веществ в осветленной воде еще не превосходит 10—12 *мг/л*, принимается за предельную скорость $v_{\text{пред}}$, с которой может работать осветлитель. Расчетная скорость восходящего потока в осветлителе $v_{\text{расч}}$ принимается по формуле

$$v_{\text{расч}} = 0{,}75(v_{\text{пред}} - 0{,}1) \ мм/сек. \qquad \text{(VI.17)}$$

Теперь подачу воды в модель осветлителя прекращают и отмечают уровень взвешенного осадка в осветлителе в момент перед прекращением подачи воды, а затем через 5, 15, 30, 60 *мин*, 2, 4, 6, 12 и 24 *ч*. По прошествии 24 *ч* весь осадок из осветлителя выпускают, определяют его объем и среднюю концентрацию сухого вещества в нем. По данным уровней осадков после 5, 10, 30 *мин* и т. д. его уплотнения и содержания в нем сухого вещества строят график уплотнения осадка, который используют для определения размеров зоны уплотнения осадка осадкоуплотнителя.

При невозможности определения экспериментальной величины расчетной скорости восходящего потока воды в осветлителе и эталонной концентрации взвеси во взвешенном слое на стадии проектного задания можно пользоваться данными, приведенными в табл. VI.2 и VI.3.

Таблица VI.2

Рекомендуемые расчетные скорости восходящего потока воды в осветлителях, средние значения эталонных концентраций осадка и содержание взвеси в уплотненном осадке

Характеристика воды и метод ее обработки	Рекомендуемая расчетная скорость восходящего потока воды в зоне осветления в $\frac{мм/сек}{м/ч}$		Эталонная[2] концентрация взвешенных веществ во взвешенном слое осветлителя в *мг/л*
	летом	зимой[1]	
Маломутные цветные воды при коагуляции сернокислым алюминием	$\frac{0,7—0,8}{2,5—2,8}$	$\frac{0,5—0,6}{1,8—2,15}$	500—1 000
То же, полиакриламидом или активированной кремниевой кислотой . .	$\frac{0,9—1}{3,2—3,6}$	$\frac{0,8—0,9}{2,85—3,2}$	600—1 200
Воды мутностью 100—400 *мг/л* при коагуляции сернокислым алюминием	$\frac{0,8—1}{2,85—3,6}$	$\frac{0,6—0,8}{2,15—2,8}$	1000—2 000
То же, с полиакриламидом	$\frac{1—1,1}{3,6—4}$	$\frac{0,9—1}{3,2—3,6}$	1200—2 100
Воды мутностью 400—1000 *мг/л* при коагуляции сернокислым алюминием	$\frac{1—1,1}{3,6—4}$	$\frac{0,8—1}{2,8—3,6}$	1300—2 500
Воды мутностью 1000—2500 *мг/л* при коагуляции сернокислым алюминием	$\frac{1,1—1,2}{4—4,3}$		2500—10 000
Воды с магнезиальной жесткостью менее 25% общей жесткости. Умягчение известью или известью с содой без подогрева *	$\frac{1,2—1,4}{4,3—5}$		3000—12 000
То же, более 25% общей жесткости. Умягчение известью или известью и содой без подогрева[3]	$\frac{1—1}{3,6—4}$		2000—6 000
Воды с содержанием железа 5—20 *мг/л*. Обезжелезивание аэрацией или подщелачиванием известью	$\frac{0,9—1}{3,2—4}$		1500—2 000

[1] Производится проверочный расчет осветлителя на зимний период с учетом сезонного снижения водопотребления зимой.

[2] Концентрация взвешенных веществ во взвешенном слое осветлителя при восходящей скорости потока 1 *мм/сек*.

[3] В зимний период обязателен подогрев воды до 25—30° С.

Таблица VI.3

Концентрация взвешенных веществ в осадкоуплотнителе

Характеристика воды и метод обработки	Концентрация взвешенных веществ в осадке δ в $г/м^3$ после уплотнения осадка под слоем воды в течение часов					
	2	4	6	8	12	24
Осадок, образующийся при осветлении коагуляцией воды мутностью в *мг/л*:						
от 10 до 100	5 000	7 000	8 000	8 500	9 500	10 000
» 100 » 500	17 000	20 000	24 000	25 000	27 000	30 000
» 500 » 1000	20 000	25 000	27 000	29 000	31 000	35 000
» 1000 » 3000	25 000	32 000	34 000	36 000	38 000	40 000
Осадок, образующийся при умягчении известью или известью и содой вод, имеющих магнезиальную жесткость менее 25% общей жесткости	60 000	72 000	75 000	78 000	80 000	85 000
То же, более 25% общей жесткости	20 000	25 000	28 000	30 000	32 000	35 000
Осадок, образующийся при обезжелезивании воды известкованием	26 000	30 000	32 000	34 000	38 000	40 000

Таблица VI.4

Скорости восходящего потока воды в осветлителях различной конструкции

Конструкция осветлителя	Скорость восходящего потока воды в зоне осветления в *мм/сек*			
	при осветлении и обесцвечивании вод			при умягчении известкованием
	маломутных	средней мутности	мутностью более 1000 *мг/л*	
Коридорный с вертикальным осадкоуплотнителем	0,6—0,7	0,8—0,9	1,1—1,2	1,2—1,4
С поддонным осадкоуплотнителем и дырчатым распределительным дном	1—1,1	1,1—1,2	1—1,6	—
«Гидротритер» (фирмы «Дорр», США)	0,45—0,7	0,7—0,9	0,9—1	1—1,3
«Реактиватор» (фирмы «Гревер», США)	0,7—0,9	0,9—1	1—1,4	1—2
Пирамидальный (фирмы «Кенди», Англия)	0,5—0,85	0,7—0,8	0,8—1	1—1,85
«Акселейтор» (фирмы «Инфилко», США)	0,6—1	0,7—1,1	0,8—1,1	1—2
«Пульсатор» (фирмы «Дегремон», Франция)	0,7—0,9	0,9—0,95	1—1,2	—

Для сравнения в табл. VI.4 приведены данные о фактических скоростях восходящего потока воды в осветлителях различных конструкций.

5. ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАЗМЕРОВ ОСВЕТЛИТЕЛЕЙ

Зная расчетную скорость восходящего потока воды в осветлителе, эталонную концентрацию взвешенных веществ в слое взвешенного осадка и концентрацию твердой фазы в осадке после его уплотнения под слоем воды, определяют размеры осветлителей.

Расчетный расход осветляемой воды через осветлитель определяют из уравнения

$$Q_{\text{расч}} = Q_{\text{осв}}\left(1 + \frac{M}{\delta}\right), \qquad \text{(VI.18)}$$

где $Q_{\text{расч}}$ — расход воды, поступающей в осветлитель, в $м^3/ч$;
$Q_{\text{осв}}$ — расход осветленной воды, выдаваемой осветлителем, в $м^3/ч$;
M — количество взвешенных веществ, задерживаемых осветлителем, в $г/м^3$ ($M = M_{\text{исх}} - M_{\text{осв}}$);
δ — содержание сухого вещества в осадке после 6-$ч$ уплотнения под слоем воды в $г/м^3$.

По расчетному расходу воды $Q_{\text{расч}}$ и расчетной скорости восходящего потока воды (в зоне осветления, выше места отвода осадка в осадкоуплотнитель) определяют общую площадь осветлителя и осадкоуплотнителя.

а) Осветлители с вертикальными осадкоуплотнителями

$$F_{\text{осв}} = F_{\text{з.о}} + F_{\text{о.у}} = \frac{K_{\text{р}} Q_{\text{расч}}}{v_{\text{расч}}} + \frac{(1 - K_{\text{р}}) Q_{\text{расч}} \varphi}{v_{\text{расч}}}. \qquad \text{(VI.19)}$$

Подставив в формулу (VI.19) значения $K_{\text{р}}$ и $1-K_{\text{р}}$ из уравнений соответственно (VI.13) и (VI.13а), получим:

$$F_{\text{осв}} = F_{\text{з.о}} + F_{\text{о.у}} = \frac{\left(1 - \frac{M}{C_{\text{э}}} v_*^{\text{расч}}\right) Q_{\text{расч}}}{v_{\text{расч}}} + \frac{\varphi \frac{M v_*^{\text{расч}}}{C_{\text{э}}} Q}{v_{\text{расч}}}. \qquad \text{(VI.20)}$$

Здесь $F_{\text{з.о}}$ — площадь зоны осветления осветлителя в $м^2$;
$F_{\text{о.у}}$ — площадь осадкоуплотнителя в $м^2$;
$K_{\text{р}}$ — коэффициент распределения воды между зоной осветления и осадкоуплотнителем;

φ — коэффициент подсоса осветленной воды в осадкоуплотнитель, принимаемый равным 1,2;

$v_{расч}$ — расчетная скорость восходящего потока воды в зоне осветления на высоте 0,75 *м* над осадкоприемными окнами в *м/ч*.

б) Осветлители с поддонными осадкоуплотнителями

$$F_{осв} = F_{з.о} + f_{о.т} = \frac{K_р Q_{расч}}{v_{расч}} + \frac{(1 - K_р)\varphi Q_{расч}}{v_{о.т}}, \qquad (VI.21)$$

где $f_{о.т}$ — площадь поперечного сечения осадкоотводных труб в $м^2$;

$v_{о.т}$ — скорость движения воды с осадком в осадкоотводных трубах в *м/ч*.

Площадь поддонного осадкоуплотнителя определяется конструктивными особенностями осветлителя.

Следует проверить достаточность площади зоны осветления поддонного осадкоуплотнителя, для этого должно быть удовлетворено неравенство

$$v_{расч} \leqslant \left[\frac{M}{C_э} v_*^{расч} \varphi Q_{расч}\right] : F_{з.о}^{о.у}, \qquad (VI.22)$$

в котором $F_{з.о}^{о.у}$ — площадь свободного горизонтального сечения осадкоуплотнителя на 100 *см* ниже оси дырчатых труб для отвода из него осветленной воды.

Определив площадь осветлителя, осадкоуплотнителя и отдельных их элементов, выбирают размеры осветлителя в плане таким образом, чтобы последний наилучшим образом вписывался в здание со стандартной унифицированной сеткой колонн.

После этого расчет осветлителя производят, руководствуясь следующими соображениями.

1. Угол наклона к горизонту нижней части стенок конических и пирамидальных осветлителей, а также стенок осадкоуплотнителей должен быть не менее 45° для обеспечения хорошего сползания по ним осадка.

2. Необходимую высоту слоя взвешенного осадка в осветлителе принимают в соответствии с графиками (рис. VI.31), составленными Г. Г. Первовым.

При этом высоту взвешенного слоя считают от нижней кромки осадкоприемных окон или верхней кромки осадкоотводящих труб до дырчатого дна либо до того сечения конического желобчатого или пирамидального дна осветлителя, в котором скорость восходящего потока равна 2 *мм/сек*.

3. В осветлителе с коническим, пирамидальным или желобчатым дном низ осадкоприемных окон или кромка осадкоотводных труб должны располагаться не менее чем на 1,5—1,75 *м* выше перехода наклонных стенок дна осветлителя в вертикальные.

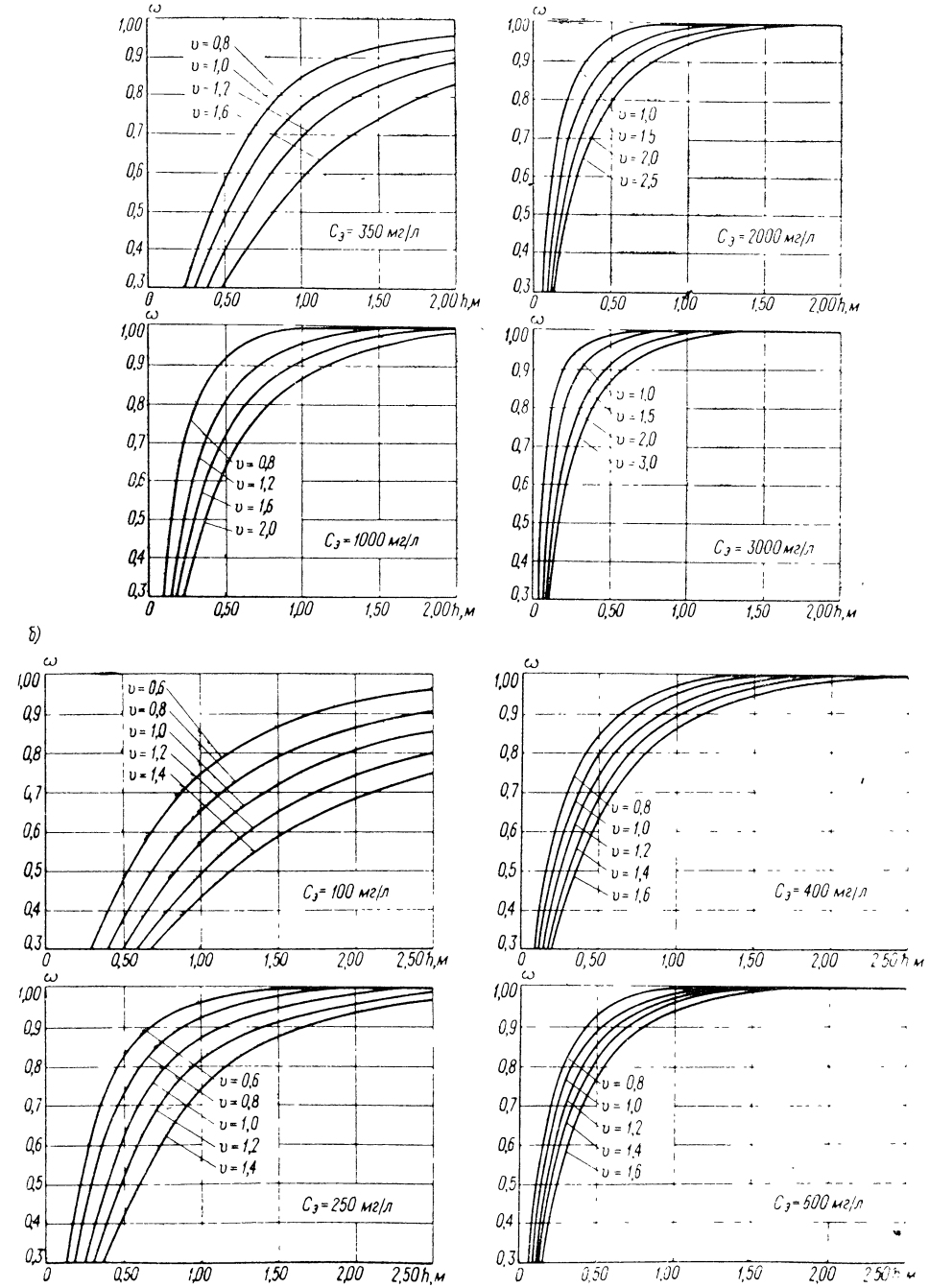


Рис. VI.31. Графики для определения необходимой высоты слоя взвешенного осадка в осветлителе

а — осветление мутных вод; *б* — осветление цветных вод

4. В осветлителях с наклонными стенками лотки или трубы для сбора осветленной воды вверху и трубы, подводящие осветляемую воду внизу, должны быть так взаимно расположены, чтобы центральный угол, образуемый линиями, проведенными от оси подводящей горизонтальной трубы, и кромками сборных желобов или труб, был не более 30°.

5. Площадь осадкоприемных окон в осветлителях с вертикальным осадкоуплотнителем или площадь сечения осадкоотводных труб в осветлителях с поддонным осадкоуплотнителем опре-

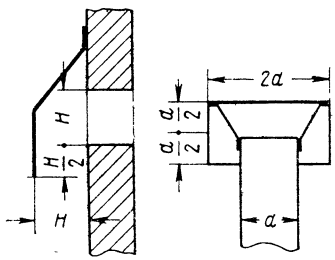


Рис. VI.32. Схема устройства защитных козырьков у осадкоприемных окон и труб

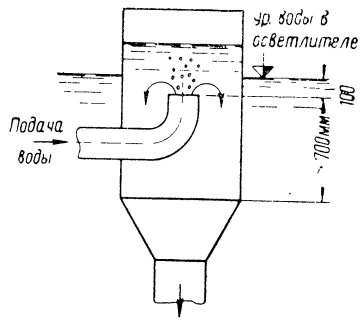


Рис. VI.33. Схема воздухоотделителя

деляют из условия, чтобы скорость движения в них воды с осадком не превосходила 40—60 *м/ч* (осадкоприемные окна) и 100—150 *м/ч* (осадкоотводные трубы). Бóльшие скорости относятся к случаям осветления высокомутных вод. Площадь поперечного сечения осадкоприемных окон и труб вычисляется по максимальному значению проходящего через них расхода воды, равного $(1—K_р)Q_{расч}$.

Осадкоприемные трубы располагают так, чтобы каждая из них находилась в центре обслуживаемой ею площади осветлителя. Расстояние между осадкоприемными окнами или осадкоотводными трубами назначают из условия, чтобы горизонтальная длина пути осадка к окнам или к трубам была не более 3—3,5 *м*.

6. Осадкоприемные окна и осадкоотводные трубы должны перекрываться защитными козырьками (рис. VI.32) для уменьшения подсоса осветленной воды в осадкоуплотнитель.

7. Верхняя образующая сборных дырчатых труб для отвода осветленной воды из вертикальных осадкоуплотнителей должна быть не менее чем на 300 *мм* ниже уровня воды в осветлителе. В поддонных осадкоуплотнителях сборные дырчатые трубы для отвода осветленной воды располагают на 200—250 *мм* ниже перекрытия осадкоуплотнителя. Отверстия в трубах для сбора ос-

ветленной воды в осадкоуплотнителе просверливают по верхней образующей трубы; диаметр отверстий должен быть не менее 20 *мм*. Площадь поперечного сечения этих труб выбирают по скорости движения воды в них не более 0,5 *м/сек*, а суммарную площадь отверстий в стенке дырчатой трубы — по скорости прохода через них воды не менее 1,5 *м/сек*.

Скорость движения воды в горизонтальных распределительных трубах должна быть в пределах 0,4—0,6 *м/сек*. Диаметр отверстий не менее 20 *мм*. Расстояние между отверстиями 0,2—0,8 *м*. Скорость выхода воды из отверстий должна быть в три-четыре раза больше скорости движения воды в начале распределительной трубы. Подробнее о расчете дырчатых распределительных систем см. в главе IX.

Скорость движения воды в опускных трубах должна быть не более 0,7 *м/сек*. Скорость движения воды в щели, образуемой краями опускной трубы и наклонными стенками нижней части осветлителя, принимают 0,6—0,7 *м/сек*.

В осветлителях с дырчатым распределительным дном площадь отверстий подбирают по скорости движения воды в них: 0,15—0,2 *м/сек* при осветлении цветных вод северных озер и рек и 0,2—0,3 *м/сек* при осветлении вод мутностью 100—500 *мг/л*. Отверстия располагают равномерно по площади дна осветлителя; диаметр отверстий должен быть не менее 20 *мм*.

Распределение воды в междудонном пространстве осветлителя с дырчатым дном осуществляется с помощью перфорированных труб с отверстиями диаметром не менее 20 *мм*.

Во избежание закупорки отверстий в распределительных системах осветлителей плавающими предметами воду до подачи на осветлитель следует пропускать через сетку с размером отверстий 5×5 *мм*.

8. Вода, поступающая на осветлитель, должна быть освобождена от пузырьков воздуха, попадание которых в слой взвешенного осадка может привести к выносу из осветлителя вместе с быстро поднимающимися пузырьками воздуха и хлопьев взвеси, что снижает эффект осветления воды.

Воздухоотделитель представляет собой канал или сосуд (рис. VI.33), в который осветляемая вода подводится сбоку или снизу и отводится из него вниз с небольшой скоростью. При повороте струи воды в воздухоотделителе пузырьки воздуха всплывают, а освобожденная от них вода опускается в нижнюю часть воздухоотделителя и оттуда поступает в осветлитель.

При проектировании воздухоотделителей принимают: скорость движения воды в подводящем трубопроводе не более 0,75 *мм/сек*, продолжительность пребывания воды в воздухоотделителе не менее 45 *сек*, скорость опускания воды в воздухоотделителе не более 0,05 *м/сек*, высоту цилиндрической части воздухоотделителя или глубину воды в канале не менее 0,7 *м*. Низ цилиндрической части воздухоотделителя должен быть рас-

положен на 0,5 *м* ниже уровня воды в осветлителе. Верх трубы, подводящей воду в воздухоотделитель, должен быть расположен на 0,1 *м* ниже поверхности воды в осветлителе.

Уровень воды в воздухоотделителе должен обеспечивать напор, необходимый для преодоления сопротивления проходу осветляемой воды по опускной и распределительной трубам, в их отверстиях, слое взвешенного осадка и отверстиях водосборных лотков или труб.

9. Потерю напора в слое взвешенного осадка принимают в пределах от 1 до 5 *см. вод. ст.* на 1 *м* высоты слоя взвешенного осадка. Меньшая цифра относится к осветлителям, работающим на маломутных цветных водах, бо́льшая — к тяжелым осадкам, образующимся при умягчении воды известью или обескремнивании ее каустическим магнезитом.

10. Сбор осветленной воды в осветлителе должен осуществляться с помощью сборных лотков с треугольными вырезами (водосливами) или с отверстиями в стенке. Возможно также применение сборных перфорированных труб с отверстиями, расположенными по верхней образующей. Расстояние между осями смежных сборных лотков осветлителя прямоугольной в плане формы должно быть не более 3,5 *м*.

Сбор осветленной воды в осветлителях круглой в плане формы диаметром до 4 *м* должен осуществляться периферийным кольцевым лотком. При диаметре осветлителя более 4 *м* устраивают, кроме того, радиальные лотки. Количество радиальных лотков принимают от 4 до 6 при диаметре осветлителя до 6 *м* и от 6 до 8 при диаметре осветлителя 6—10 *м*. Размеры сборных лотков или перфорированных труб принимают в соответствии с указаниями, приведенными в главе IX.

Сборные лотки или трубы располагают на высоте не менее 1—1,5 *м* от верха осадкоприемных окон или осадкоприемных труб для создания над слоем осадка защитной зоны (бо́льшая цифра относится к случаю обесцвечивания маломутных вод).

11. Зона накопления и уплотнения осадка в осадкоуплотнителе должна быть рассчитана на уплотнение осадка, поступающего из взвешенного слоя осветлителя в течение 3—6 *ч*, т. е. на период, во время которого уплотнение осадка происходит наиболее интенсивно.

Под зоной уплотнения осадка в осадкоуплотнителе понимается та его часть, которая расположена ниже горизонтальной плоскости, находящейся на расстоянии 0,5—0,7 *м* от нижней кромки осадкоприемных окон или осадкоотводных труб.

Объем зоны накопления и уплотнения осадка $W_{з.у}$ должен быть не меньше величины, вычисленной по формуле

$$W_{з.у} = \frac{Q_{расч}(M_{исх} - M_{осв})}{\delta_{ср}} T \; м^3, \qquad \text{(VI.23)}$$

где T — продолжительность уплотнения осадка в осадкоуплотнителе в *ч*.

Если один осадкоуплотнитель обслуживает несколько осветлителей, что бывает при устройстве выносного осадкоуплотнителя, то $Q_{\text{расч}}$ равно расходу воды, поступающей в группу осветлителей.

Для удаления осадка из осадкоуплотнителя к нижней его части присоединяют выпускную трубу, если осадкоуплотнитель имеет коническую или пирамидальную форму. В коридорных осветлителях устраивают дырчатые осадкоотводные трубы. Диаметр их должен быть не менее 150 *мм*, а диаметр отверстий в стенках — не менее 20 *мм*.

Для полного удаления осадка при продувке осадкоуплотнителя стенки нижней его части следует делать наклонными под углом 45° к горизонту, а отверстия в стенках дырчатых труб должны совпадать с горизонтальной образующей трубы. При уклоне дна, менее указанного, для смыва осадка к осадкоотводным трубам следует предусматривать подвод воды под напором 2—2,5 $кГ/см^2$.

Для осмотра и ремонта осадкоуплотнителя должны быть предусмотрены возможность его опорожнения, а также устройство лаза диаметром не менее 70 *см*. Поддонный осадкоуплотнитель должен иметь клапан для соединения с нижней частью зоны реакции или зоны взвешенного осадка, автоматически открывающийся, когда уровень воды опустится ниже верха осадкоотводных труб. Наличие этого клапана исключает возможность опорожнения поддонного осадкоуплотнителя, когда на его перекрытии имеется вода. Если вода опускается до уровня верха осадкоотводных труб, то поплавок, удерживающий клапан при заполненном осветлителе закрытым, опускается и открывает клапан. При этом вода из верхней части осветлителя уходит в поддонный осадкоуплотнитель. Благодаря такому устройству предотвращается передача давления на перекрытие над осадкоуплотнителем от находящейся над ним воды.

ЛИТЕРАТУРА

1. Азерьер С. Х. Исследование работы вертикальных цилиндрических отстойников. Стройиздат, 1933.
2. Бабенков Е. Д., Щербаков Д. С. Опыт наладки работы осветлителей. «Водоснабжение и санитарная техника», 1967, № 5.
3. Блувштейн М. М., Бабенков Е. Д. Опыт эксплуатации осветлителей большого диаметра. «Водоснабжение и санитарная техника», 1962, № 10.
4. Варшелло В. А., Ашанин В. В., Павлов Г. Д. Из опыта работы осветлителей водопровода г. Горького. «Водоснабжение и санитарная техника», 1957, № 2.
5. Васильченко М. П. Исследование работы осветлителей новой конструкции. «Водоснабжение и санитарная техника», 1957, № 3.

6. ВНИИГС. Временные технические указания по проектированию осветлителей ВНИИГС (У 137-55). Госстройиздат, 1955.
7. ВНИИ ВОДГЕО. Указания по проектированию осветлителей. Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1958.
8. Дороспинский З. П. Щелевой осветлитель. В сб.: «Очистка природных вод». Изд. УПИ, 1953.
9. Зотов Д. М. Опыт эксплуатации осветлителей ВНИИГС. «Водоснабжение и санитарная техника», 1961, № 9.
10. Клячко В. А. О рациональной конструкции осветлителя и методе его расчета. В сб.: «Труды ВНИИ ВОДГЕО». Госстройиздат, 1958.
11. Колотов Н. И. Опыт эксплуатации осветлителей ВНИИГС. В сб.: «Исследования по водоподготовке». Госстройиздат, 1956.
12. Кургаев Е. Ф. Основы теории и расчета осветлителей. Госстройиздат, 1962.
13. Миркис И. М. Экономичность крупногабаритных осветлителей. «Водоснабжение и санитарная техника», 1964, № 1.
14. Мороз С. И., Ташкевич Ю. А. Усовершенствование распределительной системы коридорных осветлителей. «Водоснабжение и санитарная техника», 1965, № 8.
15. Пискунов П. И., Нагорнов Н. Н. Практика эксплуатации осветлителей со взвешенным слоем. Изд-во МКХ РСФСР, 1957.
16. Радциг В. А., Грищенко Н. А. Влияние усиленного отсоса осадка на работу осветлителей. «Водоснабжение и санитарная техника», 1957, № 1.
17. Романов Г. А. Очистка сильно мутных вод на осветлителях ВНИИГС-2. «Водоснабжение и санитарная техника», 1964, № 4.
18. Романов Г. А. Расчет осветлителей с дырчатым днищем. «Водоснабжение и санитарная техника», 1961, № 11.
19. Романов Г. А. Напорные осветлители и фильтр для систем водоснабжения малой производительности. «Водоснабжение и санитарная техника», 1962, № 10.
20. Романов Г. А. Расчет осветлителей с дырчатым днищем. «Водоснабжение и санитарная техника», 1961, № 11.
21. Тетеркин Е. Н. Диффузор — осветлитель. «Водоснабжение и санитарная техника», 1938, № 1.
22. Тетеркин Е. Н. Интенсификация процесса осветления воды методом суспензионной сепарации. «Сталь», 1948, № 2.
23. Christ W. Die Wasserreinigung nach Schlammkontaktverfahren. Wasserwirtschaft—Wassertechnik, 1960, № 3.
24. Sticha V. Vodarenstvi. Praha, 1960.
25. Spaulding V. H., Timans C. S. The new water purification plant for Springfield. JAWWA, 1935, 27, № 3.

ГЛАВА VII

ЦЕНТРИФУГИ И ГИДРОЦИКЛОНЫ. ФЛОТАЦИЯ

1. ЦЕНТРИФУГИ И ГИДРОЦИКЛОНЫ

В отстойниках осаждение частиц взвеси в воде происходит под действием силы тяжести, ускорение которой равно 9,81 *м/сек*^{2}. При вращении воды, содержащей взвесь, частицы последней будут отбрасываться к периферии центробежной силой, величина ускорения которой $a_ц$ равна:

$$a_ц = \frac{v^2}{R} \text{ м/сек}^2, \qquad \text{(VII.1)}$$

где v — линейная скорость движения жидкости по окружности в *м/сек*;

R — радиус вращения частицы взвеси в *м*.

При больших значениях v и малых величинах R сила, действующая на частицу взвеси во вращающейся жидкости, будет во много раз больше силы тяжести, и скорость движения частиц взвеси будет также во много раз больше скорости свободного их осаждения. Поэтому взвесь из воды в центрифугах и гидроциклонах может быть выделена за значительно меньшее время, чем в отстойниках. Опыты, проведенные Г. И. Лебедевым (ВИА) и во ВНИИ ВОДГЕО Д. И. Шпилевым (1938 г.) и М. Н. Гантман (1959 г.), показали высокую эффективность проточных центрифуг, как аппаратов для осветления воды. Однако высокая стоимость проточных центрифуг и сложность их эксплуатации не позволяют пока широко применять их в практике осветления воды.

Более экономичным аппаратом для осветления воды является гидроциклон (рис. VII.1). Осветляемая вода вводится в верхнюю часть гидроциклона тангенциально и, вращаясь, движется в нем к сливному патрубку, расположенному коаксиально корпусу гидроциклона в его центре. Взвесь отбрасывается к стенке гидроциклона и по ней опускается вниз в конус, откуда непрерывно удаляется в сток через насадку в нижней части конуса. Осветление воды в гидроциклоне происходит под действием силы, равной разности центробежных сил, которые действуют на воду и частицы взвеси, имеющие бóльшую, чем вода, плотность [1—6].

Величина силы P, действующей в радиальном направлении на частицу взвеси в гидроциклоне, равна:

$$P = \frac{\pi d^3}{6}(\rho_т - \rho_ж)\frac{v^2}{R}\partial н, \qquad \text{(VII.2)}$$

где d — диаметр частиц взвеси в *см*;

$\rho_т$ и $\rho_ж$ — плотность твердой и жидкой фазы в осветляемой суспензии в $г/см^3$;

v — скорость движения воды на входе в гидроциклон в *см/сек*;

R — расстояние от центра гидроциклона до оси тангенциального питающего патрубка в *см*.

Производительность гидроциклона по осветленной воде может быть определена по формуле

$$Q_{осв} = 3600\alpha\mu_г\omega\sqrt{2g\Delta H}\ м^3/ч, \qquad \text{(VII.3)}$$

где α — коэффициент, учитывающий потерю части воды с осадком; принимается равным 0,85—0,9;

$\mu_г$ — коэффициент расхода гидроциклона;

ω — площадь сечения питающего патрубка гидроциклона в $м^2$;

ΔH — потеря напора в гидроциклоне в *м*.

Величина коэффициента расхода гидроциклона определяется из равенства

$$\mu_г = 0{,}24\frac{d_{сл}}{d_п}, \qquad \text{(VII.4)}$$

где $d_{сл}$ и $d_п$ — эквивалентные диаметры сливного и питающего патрубков.

Величина потери напора в гидроциклоне зависит от его конструкции и производительности. С увеличением расхода воды через гидроциклон возрастает скорость движения воды в нем, благодаря чему возрастает и эффективность осветления воды; одновременно возрастает и потеря напора в гидроциклоне.

На рис. VII.2 и VII.3 приведен график [3] зависимости эффективности и производительности гидроциклонов различных диаметров от потери напора в них. На этом графике эф-

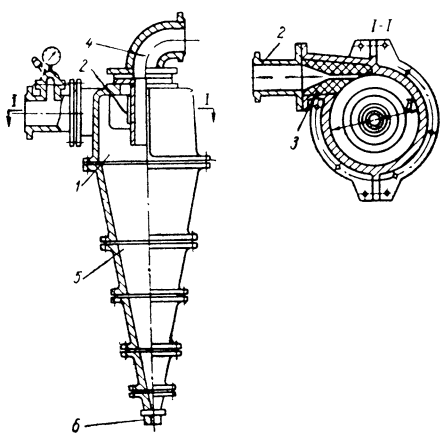


Рис. VII.1. Напорный гидроциклон Уфимского завода горного оборудования

1 — корпус; *2* — питающее отверстие; *3* — сменные вкладыши питающего отверстия; *4*—сливной патрубок; *5* — конус; *6* — сменная насадка для выпуска осадка; *D* — диаметр циклона

фективность гидроциклона выражена в граничной гидравлической крупности взвеси, задерживаемой гидроциклоном, т. е. в гидравлической крупности наиболее мелкой взвеси, еще задер-

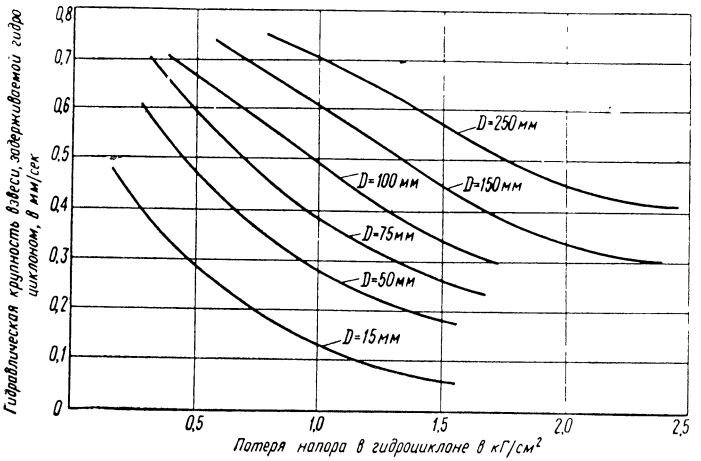


Рис. VII.2. **График** зависимости эффективности гидроциклонов **от потери в них напора**

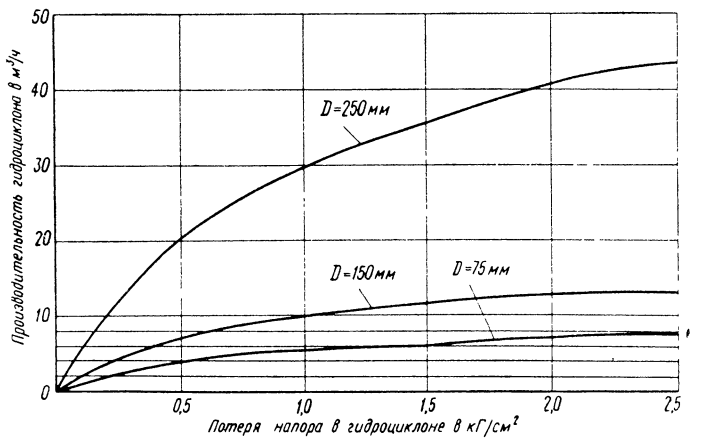


Рис. VII.3. **График** зависимости производительности гидроциклонов от потери в них напора

живаемой гидроциклоном. Как видно из рис. VII.2, при одинаковом напоре эффективность осветления воды в гидроциклоне возрастает с уменьшением его диаметра. Равным образом эффективность гидроциклона возрастает с увеличением напора на

входе в гидроциклон (при свободном сливе осветленной воды). Поэтому для задержания тонкодисперсной взвеси применяют гидроциклоны малого диаметра, устанавливая их параллельно в большом количестве. Аппарат, в котором параллельно работает много одинаковых гидроциклонов малого диаметра, называется мультициклоном (рис. VII.4). Он представляет собой стальной резервуар *1*, разделенный плитами *2* и *3* на три отсека. Гидроциклоны *4* установлены в плитах таким образом, что ко-

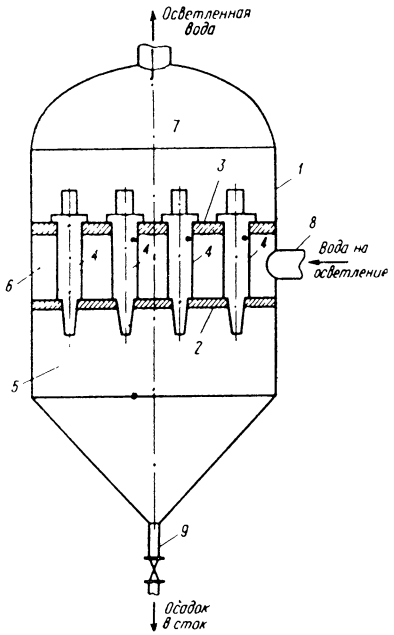


Рис. VII.4. Схема мультициклона

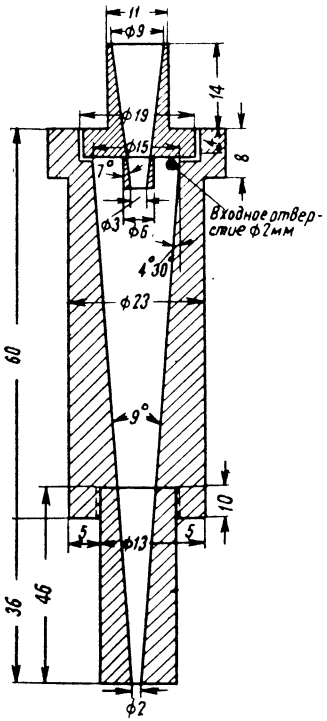


Рис. VII.5. Гидроциклон диаметром 15 *мм* (материал — карболит)

нусные насадки всех гидроциклонов для выпуска осадка проходят в нижний отсек *5* резервуара, питающие патрубки открыты в средний отсек *6*, а сливные патрубки — в верхний отсек *7*. Подлежащая осветлению вода по трубопроводу *8* поступает в средний отсек резервуара мультициклона и из него в питающие патрубки всех гидроциклонов. Осадок сливается в нижний отсек и через грязевик *9* удаляется в сток. Осветленная вода поступает в верхний отсек, а из него потребителю.

Гидроциклоны диаметром 10, 15 и 20 *мм* изготовляются из дешевых пластмасс (рис. VII.5). Они способны задерживать взвесь гидравлической крупностью до 0,1 *мм/сек* при потере на-

пора около 1 *кГ/см*^{2}. Производительность одного гидроциклона диаметром 15 *мм* при этой потере напора составляет около 70 *л* в 1 *ч*. Следовательно, мультициклон диаметром 1 *м*, в котором установлено 320 циклонов диаметром 15 *мм*, будет осветлять около 500 *м*^{3} воды в сутки.

Для менее глубокого осветления воды могут быть использованы литые из белого чугуна напорные гидроциклоны, выпускаемые Уфимским заводом горного оборудования (УЗГО). Схема этого гидроциклона приведена на рис. VII.1, а основные размеры — в табл. VII.1.

Таблица VII.1

Основные размеры (в *мм*) и вес (в *кг*) гидроциклонов УЗГО

Диаметр гидроциклона	Диаметр сливного отверстия	Размер питающего отверстия	Эквивалентный диаметр питающего отверстия	Диаметр сменных насадок	Высота гидроциклона	Вес
75	30	10×30	20	8	305	37
		15×30	24	12		
		10×45	24	12		
150	45	20×45	34	17	695	115
		20×65	41	17		
250	90	30×65	50	24	1070	251
350	105	20×90	48	24, 34	1450	424
500	150	20×140	60	24, 34	2015	172

Примечание. Угол конусности всех гидроциклонов 20°.

Расчет гидроциклонов производится следующим образом. По графику осаждения взвеси в подлежащей осветлению воде и необходимому проценту ее осветления определяют гидравлическую крупность взвеси, которая должна быть задержана гидроциклоном. По графику, приведенному на рис. VII.2, определяют, какие гидроциклоны и при какой потере напора задерживают взвесь желаемой гидравлической крупности. Затем по графику, приведенному на рис. VII.3, или по формуле (VII.3) определяют производительность гидроциклонов при потере напора, обеспечивающей задержание взвеси заданной крупности. Делением желаемого расхода осветленной воды на найденную производительность гидроциклона определяют число параллельно работающих гидроциклонов в установке. Сравнением приведенных затрат при использовании гидроциклонов различного диаметра устанавливают наивыгоднейший диаметр гидроциклона и расход энергии на прокачивание через него воды.

Пример расчета гидроциклона. Требуется снизить содержание взвешенных веществ в 500 *м*^{3}/*ч* воды с 680 до 100 *мг/л*. Имеется кривая осаждаемости взвеси в подлежащей осветлению воде.

Расчет. Необходимый процент осветления воды будет

$$\frac{680-100}{680}\,100 = 85{,}5\%.$$

По кривой осаждаемости взвеси находим гидравлическую крупность ее частиц, крупнее которых в воде содержится 85,5% взвешенных веществ. Эта граничная гидравлическая крупность в данном случае оказалась равной 0,45 *мм/сек*. По графику (см. рис. VII.2) находим, что взвесь такой гидравлической крупности задержит гидроциклон диаметром 75 *мм* (потеря напора 0,75 *кГ/см*^{2}) или диаметром 150 *мм* (потеря напора 1,5 *кГ/см*^{2}). Определим по формуле (VII.3) или по графику, приведенному на рис. VII.3, производительность этих гидроциклонов при потере напора, обеспечивающей задержание нужного процента взвеси: диаметром 75 *мм* — 5 *м*^{3}*/ч* или диаметром 150 *мм* — 12 *м*^{3}*/ч*.

Необходимое для осветления воды в количестве 500 *м*^{3}*/ч* число параллельно работающих гидроциклонов диаметром 75 *мм* будет 500 : 5 = 100 шт. или диаметром 150 *мм* — 500 : 12 = 42 шт.

2. ФЛОТАЦИЯ

Возможность и экономичность осветления природных вод флотацией исследовалась только в лабораторных условиях [7, 8]. При введении в воду в качестве флотореагента додецилсульфата натрия или этилгексадецилдиметилбромида аммония содержащиеся в воде положительно заряженные коллоидальные частицы флотируются пузырьками воздуха и удаляются с пеной. Расход флотореагентов (30—50 *мг/л*) и воздуха оценивается ориентировочно в 4—5 *коп/м*^{3}. Время пребывания воды во флотаторе 40—60 *мин*. Обнадеживающие результаты были получены при удалении из воды флотацией очень малых количеств железа, меди и свинца при использовании в качестве флотореагента лаурилсульфата натрия (0,06 *мг-экв/л*) [10]. Имеются сведения об успешных лабораторных опытах по удалению флотацией микроорганизмов [11] и органических коллоидов [7]. Данных о применении флотации в практике очистки воды в промышленных масштабах в литературе не имеется.

ЛИТЕРАТУРА

1. Барский В. Г. Расчет гидроциклонов-осветлителей. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXX, 1964.
2. Барский В. Г. К вопросу применения гидроциклонов на станциях очистки питьевых и сточных вод. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXX, 1964.
3. Павлов Г. Д. Осветление воды на гидроциклонах. «Водоснабжение и санитарная техника», 1964, № 1.
4. Поваров А. И. Гидроциклоны. Госгортехиздат, 1961.
5. Фоминых А. М. Применение гидроциклонов в технологических схемах очистки речной воды. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXX, 1964.
6. Фоминых А. М. Исследование гидроциклонов большой производительности для грубой очистки речной воды. «Водоснабжение и санитарная техника», 1966, № 10.

7. Cassell E. Removal of organic colloids by microflotation. Proc. Purdue Ind. Waste Conf., 1968.
8. Crieves R. B. Continuous foam flotation for water clarification. JAWWA, 1966, 58, № 9.
9. Grieves R. B. Foam fractionation of the ferric oxidodecyl sodium sulphate system. Canad. Journ. Chem. Engng, 1965, 43, № 6.
10. Rubin A. Removal of trace metals by foam separation processes. JAWWA, 1968, 60, № 7.
11. Rubin A., Lackey S. Effect of coagulation on the microflotation of Bacillus cereus. JAWWA, 1968, 60, № 10.

ГЛАВА VIII

ОСВЕТЛЕНИЕ ВОДЫ ФИЛЬТРОВАНИЕМ

1. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ

Полное или частичное удаление из воды взвешенных веществ фильтрованием осуществляется в открытых или напорных фильтрах, состоящих из корпуса, фильтрующего слоя, дренажной или распределительной системы, системы подачи на фильтр осветляемой воды и отвода промывной воды. Дренажная система обычно служит также для распределения по площади фильтра промывной воды.

Интенсивность процесса фильтрования характеризуется скоростью фильтрования, представляющей собой частное от деления расхода фильтруемой воды на площадь фильтрующего слоя. Скорость фильтрования выражают в *м/ч*, т. е. количеством воды в $м^3$, фильтруемой через 1 $м^2$ площади фильтрующего слоя в течение 1 *ч*.

Фильтрование воды через фильтрующий слой происходит под действием разности давлений на входе в фильтр и на выходе из него. Разность давлений для открытого фильтра равна разности отметок поверхности воды в фильтре и пьезометрического напора в трубе, отводящей фильтрат.

Разность давлений воды до и после фильтрующего слоя называется потерей напора в фильтрующем слое. Потеря напора в начальный момент работы фильтра, называемая начальной потерей напора, равна потере напора при фильтровании чистой, не содержащей взвешенных веществ воды, через чистый фильтрующий слой. Начальная потеря напора в фильтрующем слое зависит от скорости фильтрования воды, ее вязкости, размера и формы пор фильтрующего слоя, его толщины.

По мере загрязнения фильтрующего слоя задерживаемыми из воды взвешенными веществами потеря напора возрастает до некоторой величины, характеризующей сопротивление предельно загрязненного фильтрующего слоя.

Фильтрующий слой может состоять из не связанных друг с другом зерен фильтрующего материала либо представлять собой жесткий каркас в виде сетки, ткани или пористой керамики.

По достижении предельной потери напора или при ухудшении качества фильтрата фильтрующий слой нужно очистить от задержанных им загрязнений промывкой или другим способом.

По характеру фильтрующего слоя фильтры разделяются на: 1) зернистые, в которых фильтрующий слой состоит из зерен песка, дробленого кварца, антрацита, мрамора, магнетита и др.; 2) сетчатые, в которых фильтрующим слоем служит сетка с отверстиями, достаточно малыми для задержания из воды взвеси; 3) тканевые, в которых фильтрующим слоем служит ткань (хлопчатобумажная, льняная, сукно, капроновая или стеклоткань); 4) намывные, в которых фильтрующий слой образуется из вводимых в воду фильтрующих порошков, откладывающихся в виде тонкого слоя на каркасе фильтра; в качестве фильтрующих порошков применяют диатомит, древесную муку, асбестовую крошку и др., а каркасом могут служить пористая керамика, металлическая сетка, синтетическая ткань.

Наиболее широкое распространение в промышленном и коммунальном водоснабжении получили зернистые фильтры. Сетчатые фильтры применяют главным образом для грубой очистки воды, микросетчатые — для удаления из воды планктона.

Тканевые фильтры находят применение в полевом водоснабжении; намывные — при очистке маломутных вод для небольших предприятий или поселков и для очистки воды плавательных бассейнов.

Зернистые фильтры по скорости фильтрования разделяют на медленные (скорость фильтрования менее 0,5 *м/ч*), скорые (скорость фильтрования 2—15 *м/ч*) и сверхскоростные (скорость фильтрования более 25 *м/ч*).

Скорые фильтры могут быть напорными и открытыми. Медленные фильтры выполняют открытыми, сверхскоростные фильтры — напорными.

По крупности зерен фильтрующего слоя зернистые фильтры разделяют на мелкозернистые (медленные фильтры) с размером зерен верхнего слоя песка менее 0,4 *мм*, среднезернистые (размер зерен верхнего слоя песка 0,4—0,8 *мм*) и крупнозернистые (размер зерен верхнего слоя песка более 0,8 *мм*), обычно применяемые для частичного осветления воды.

Фильтрующий слой скорых фильтров может состоять из однородной по размеру и удельному весу зерен загрузки (обычные скорые фильтры) и неоднородной загрузки (например, двухслойные фильтры, в которых нижний слой — кварцевый песок, а верхний слой — дробленый антрацит).

В медленных фильтрах фильтруемая вода обычно движется через фильтрующий слой сверху вниз. В скорых фильтрах направление движения фильтруемой воды через фильтрующий слой может быть различным. В обычных и двухслойных фильтрах фильтруемая вода движется сверху вниз; в контактных осветлителях — снизу вверх; в двухпоточных фильтрах АКХ —

снизу вверх и сверху вниз. В последних фильтрат отводится из фильтра через дренажную систему, расположенную в фильтрующем слое.

По мере загрязнения фильтрующего слоя задерживаемыми из воды взвешенными веществами потеря напора в нем будет возрастать, а скорость фильтрования при неизменном напоре — снижаться.

Фильтры могут работать с переменной скоростью фильтрования (большей в начале цикла и меньшей в конце) или с постоянной скоростью фильтрования. Постоянство скорости фильтрования обеспечивается специальными устройствами — регуляторами скорости фильтрования.

Через некоторый период времени от начала работы фильтра потеря напора в фильтрующем слое увеличится настолько, что скорость фильтрования станет ниже расчетной и производительность фильтра снизится.

Для восстановления пропускной способности фильтра его фильтрующий слой должен быть очищен от задержанных из воды загрязнений. В медленных фильтрах это достигается обычно удалением верхнего слоя загрязненного песка с последующей его промывкой; в скорых фильтрах промывка фильтрующего слоя производится непосредственно в самих фильтрах.

Продолжительность работы фильтра между чистками или промывками (включая время на промывку) называется продолжительностью фильтроцикла. Она зависит от характера и количества содержащихся в воде взвешенных веществ, от скорости фильтрования, крупности и пористости фильтрующей загрузки. В скорых фильтрах для промывки фильтрующего слоя через него пропускают осветленную воду снизу вверх с интенсивностью, достаточной для взвешивания фильтрующей загрузки в восходящем потоке промывной воды.

2. ФИЛЬТРУЮЩИЕ МАТЕРИАЛЫ ДЛЯ ЗЕРНИСТЫХ ФИЛЬТРОВ

В качестве фильтрующих материалов для зернистых фильтров в настоящее время применяют кварцевый речной или карьерный песок, дробленые кварц и антрацит, мрамор, магнетит, керамическую крошку, керамзит.

Материалы, применяемые в качестве фильтрующих, не должны истираться или измельчаться в процессе эксплуатации фильтров и растворяться в фильтруемой воде, должны иметь заданную крупность зерен.

Проверку стойкости фильтрующего материала на истирание и измельчение производят путем встряхивания в течение 24 *ч* 100 *г* испытуемого материала в 150 *мл* дистиллированной воды на аппарате для встряхивания с числом качаний платформы 100 в 1 *мин*.

Испытуемый материал рассеивают на ситах; 100 *г* материала, прошедшего через сито с размером отверстий 1 *мм* и оставшегося на сите с размером отверстий 0,5 *мм*, помещают в стеклянную банку объемом 200 *мл*, заливают 150 *мл* дистиллированной воды, закрывают пробкой и встряхивают, как указано выше. Затем воду сливают, фильтрующий материал высушивают и снова рассеивают на ситах.

Вес материала, прошедшего через сито с размером отверстий 0,25 *мм*, характеризует процент истираемости материала; вес материала, прошедшего через сито с размером отверстий 0,5 *мм*, но оставшегося на сите с размером отверстий 0,25 *мм*, характеризует процент измельчаемости материала. Материалы, измельчаемость которых не превышает 4%, а истираемость 2,5%, считаются достаточно стойкими против измельчения и истирания.

Крупность зерен фильтрующего материала и их однородность характеризуются данными ситового анализа, который позволяет определить следующие показатели: 1) 10%-ный диаметр (d_{10}) фильтрующего материала, т. е. диаметр шара, равновеликого зерну фильтрующего материала, мельче которого в данном материале имеется 10% зерен по весу; 2) 50%-ный диаметр (d_{50}), т. е. диаметр шара, равновеликого зерну фильтрующего материала, мельче которого имеется 50% зерен по весу ($d_{ср}$); 3) коэффициент неоднородности зерен фильтрующего материала, равный отношению 80%-ного диаметра фильтрующего материала к 10%-ному диаметру.

Ситовой анализ фильтрующего материала заключается в рассеве высушенного образца средней пробы на калиброванных ситах и определении процента материала, оставшегося на каждом сите.

Для загрузки фильтров должны применяться по возможности хорошо промытые однородные пески с коэффициентом неоднородности во всех случаях не более 2,2 (желательно не более 1,75).

Антрацитовую крошку для загрузки фильтров изготовляют из антрацита марок АП, АК и АС-мытое. Антрацит должен иметь удельный вес в пределах 1,6—1,7, насыпной вес 0,7—0,9 *т/м*^{3} и при дроблении превращаться в зерна кубической или близкой к шару формы. Антрацит слоистого строения для загрузки в фильтры непригоден. Зольность антрацита должна быть не выше 5%, а содержание серы в нем должно быть не более 3%.

Гранулированный активный уголь, используемый в качестве фильтрующего материала верхнего слоя в двухслойных фильтрах, должен иметь удельный вес 0,4—0,5, размер зерен 1—3 *мм* и быть устойчивым против истирания. Этим требованиям удовлетворяет активный уголь марки АГ-3.

3. ПОДДЕРЖИВАЮЩИЕ СЛОИ

Поддерживающие слои размещают между фильтрующим слоем и дренажем фильтра. Назначение поддерживающих слоев заключается в предотвращении выноса фильтрующего материала из фильтра вместе с фильтратом. Кроме того, поддерживающие слои служат для улучшения распределения промывной воды по площади фильтра.

Гравий или щебень, используемые в качестве поддерживающих слоев, должны быть устойчивы против измельчения и истирания, химически стойки, не должны содержать больше 10% частиц известняка.

Поддерживающие слои должны состоять по возможности из однородных частиц. В каждом слое размер наиболее крупных зерен не должен более чем в 2 раза превышать размер самых мелких зерен этого же слоя (например, 2—4, 4—8, 8—16, 16—32 *мм*).

Размер самых мелких зерен верхнего поддерживающего слоя, на который укладывается фильтрующий слой, должен быть в 2 раза больше, чем размер самых крупных зерен фильтрующего слоя. Толщину поддерживающих слоев в фильтрах, оборудованных дренажными системами большого сопротивления, принимают в соответствии с приведенными ниже данными.

Крупность зерен в *мм*	Толщина слоя в *мм*
32—16	Верхняя граница слоя должна быть на 100 *мм* выше отверстий дренажной системы
16—8	100
8—4	100
4—2	50

Для предотвращения сдвига поддерживающих гравийных слоев может использоваться укладка поверх поддерживающих слоев плит из беспесчаного макропористого бетона или пригрузка верхнего поддерживающего слоя (2—4 *мм*) обратным фильтром толщиной 20—25 *см* из крупного (16—32 *мм*) гравия.

4. ОСНОВЫ ТЕОРИИ ОСВЕТЛЕНИЯ ВОДЫ ФИЛЬТРОВАНИЕМ

При фильтровании воды, содержащей взвешенные вещества, через слой песка или другого зернистого материала могут иметь место следующие процессы: 1) отложение содержащихся в воде взвешенных веществ в виде тонкого слоя на поверхности фильтрующего слоя (так называемое пленочное фильтрование); 2) отложение содержащихся в воде взвешенных веществ в порах фильтрующего слоя; 3) отложение части взвеси в пленке и части взвеси в порах фильтрующего слоя.

При пленочном фильтровании отлагающиеся на поверхности фильтрующего слоя взвешенные вещества образуют дополни-

тельный тонкопористый фильтрующий слой, способный задерживать из воды даже очень тонкодисперсную взвесь. При этом гидравлическое сопротивление пленки быстро растет, и фильтр приходится часто очищать от задержанных им загрязнений.

При больших скоростях фильтрования пленка на поверхности фильтрующего слоя не образуется, так как образующиеся в устьях поровых каналов фильтрующего слоя сводики из задержанных из воды загрязнений разрушаются гидродинамическими силами. При обычных в практике скоростях фильтрования пленка на поверхности фильтрующего слоя образуется на медленных и скорых фильтрах при осветлении вод, содержащих особо прочную взвесь, например взвесь, образующуюся при коагуляции в зоне оптимальных величин pH глинистой суспензии с упрочнением коагулянта полиакриламидом.

Обычно на скорых фильтрах пленка не образуется. Взвешенные в воде вещества проходят с водой в толщу фильтрующего слоя, где адсорбируются поверхностью зерен этого слоя. Чем крупнее его зерна и чем больше скорость фильтрования, тем на бо́льшую глубину проникают загрязнения. На процесс сорбции поверхностью зерен фильтрующего слоя взвеси из осветляемой воды очень большое влияние оказывает заряд частиц взвеси и их размер. Если взвесь не астабилизирована и несет большой заряд, одноименный с зарядом поверхности зерен фильтрующего слоя, она будет плохо задерживаться фильтром.

Рассмотрим процесс пленочного фильтрования на зернистом фильтре.

Предположим, что задерживаемая взвесь несжимаема, состоит из равновеликих частиц объемом, эквивалентным объему шариков диаметром d, коэффициент формы частиц взвеси равен Ф, а пористость образующегося из них фильтрующего слоя равна p.

Тогда потеря напора $H_п$ в таком фильтре-пленке будет равна:

$$H_п = k_р \frac{\mu v}{\Phi^2 d^2} \cdot \frac{(1-p)^2}{p^3} L \text{ м вод. ст.}, \qquad \text{(VIII.1)}$$

где $k_р$ — коэффициент размерности;
μ — динамический коэффициент вязкости фильтруемой воды;
v — скорость фильтрования;
L — толщина пленки.

Пусть в 1 $м^3$ осветляемой воды содержится M_T взвеси и ее объемный вес равен γ $т/м^3$, тогда через dT $ч$ фильтрования на 1 $м^2$ площади фильтра отложится пленка объемом

$$dW = \frac{M_T}{\gamma} v dT \qquad \text{(VIII.2)}$$

и толщиной

$$dL = \frac{dW}{F} = \frac{M_T v dT}{\gamma}.$$

Потеря напора в пленке будет равна:

$$dH = k_p \frac{\mu v}{\Phi^2 d^2} \cdot \frac{(1-p)^2}{p^3} \cdot \frac{M_T v dT}{\gamma}. \qquad \text{(VIII.3)}$$

Входящие в уравнение (VIII.3) величины k_p, Φ, d, p и γ характеризуют свойства осадка; сгруппируем эти величины, обозначив β, и назовем удельным сопротивлением осадка:

$$\beta = k_p \frac{(1-p)^2}{\Phi^2 d^2 p^3 \gamma}. \qquad \text{(VIII.4)}$$

Тогда

$$dH = \beta \mu v^2 M_T dT, \qquad \text{(VIII.5)}$$

а скорость прироста потери напора будет:

$$\frac{dH}{dT} = \beta \mu M_T v^2. \qquad \text{(VIII.6)}$$

Следовательно, при чисто пленочном фильтровании вод, содержащих несжимаемую взвесь, скорость прироста потери напора пропорциональна содержанию взвешенных веществ в первой степени и скорости фильтрования во второй степени.

Проинтегрировав уравнение (VIII.6), получим формулу для определения потери напора H в любой момент времени с начала фильтроцикла:

$$H = \beta \mu M_T v^2 T + H_0, \qquad \text{(VIII.7)}$$

где H_0 — потеря напора в чистом фильтрующем слое (так называемая начальная потеря напора).

Решив уравнение (VIII.7) относительно T, получим уравнение для определения продолжительности фильтроцикла:

$$T_\Phi = \frac{H_{кон} - H_0}{\beta \mu M_T v^2} \text{ ч}. \qquad \text{(VIII.8)}$$

Большинство осадков, образующихся при обработке воды, сжимаемо. Их пористость уменьшается с увеличением перепада давлений. Удельное сопротивление осадка β в результате этого возрастает по мере роста толщины пленки и возрастания потери напора в ней:

$$\beta = \beta_0 H^n, \qquad \text{(VIII.9)}$$

где n — показатель сжимаемости осадка.

При осветлении вод с сжимаемым осадком:

$$dH = \beta_0 H^n \mu v^2 M_T dT; \qquad \text{(VIII.10)}$$

$$\frac{dH}{dT} = \beta_0 H^n \mu v^2 M_T. \qquad \text{(VIII.11)}$$

Проинтегрировав уравнение (VIII.11) при $n \neq 1$ и имея в виду, что в интервале времени от 0 до $T_ф$ значение H изменяется от H_0 до $H_{кон}$, получим:

$$T_ф = \frac{H_{кон}^{1-n} - H_0^{1-n}}{(1-n)\,\beta_0\, v^2 M_T}. \qquad \text{(VIII.12)}$$

Теория работы фильтрующего слоя с отложением загрязнений в его порах дана Д. М. Минцем, Ю. М. Шехтманом и К. Ивесом.

Ниже излагается эта теория в соответствии с работами Д. М. Минца и его сотрудников [14, 15 и 16].

Эффект фильтрования воды через слой зернистого фильтрующего материала можно рассматривать как суммарный результат двух процессов: 1) задержания взвешенных веществ фильтрующим слоем в результате прилипания частиц взвеси к зернам фильтрующего слоя и ранее прилипшим частицам взвеси; 2) обратного поступления взвешенных веществ в воду в результате срыва движущейся водой ранее прилипших частиц с поверхности зерен.

Тогда

$$\Delta M = \Delta M_1 - \Delta M_2, \qquad \text{(VIII.13)}$$

где ΔM_1 — количество взвеси, задержанной слоем песка толщиной Δx за время Δt;

ΔM_2 — количество взвеси, вынесенной из слоя за то же время.

Количество взвеси, задерживаемой слоем фильтрующего материала площадью 1 $м^2$, будет пропорционально концентрации взвеси в воде на входе в рассматриваемый слой:

$$\Delta M_1 = bvC\Delta x\Delta t, \qquad \text{(VIII.14)}$$

где b — постоянный параметр, характеризующий свойства взвеси и фильтрующей загрузки;

v — скорость фильтрования в $м^3/м^2 \cdot ч$;

$C = f(x, t)$ — концентрация взвеси в воде, поступающей в данный слой фильтрующего материала.

Количество взвеси, выносимой из того же участка фильтрующего слоя, будет пропорционально количеству взвеси, накопившемуся в нем к данному моменту:

$$\Delta M_2 = a\rho\Delta x\Delta t, \qquad \text{(VIII.15)}$$

где a — параметр, характеризующий прочность взвеси;

ρ — плотность насыщения порового пространства слоя, отнесенная к единице его толщины;

$$\rho = f(x, t) = \frac{\partial M}{\partial x}.$$

Учитывая, что $C=f(x, t)$ и $\rho=f(x, t)$ связаны уравнением баланса взвеси

$$v\frac{\partial C}{\partial x}=-\frac{\partial \rho}{\partial t}, \qquad \text{(VIII.16)}$$

из уравнений (VII.14) и (VII.15) найдем:

$$-\frac{\partial C}{\partial x}=bC-\frac{a}{v}\rho. \qquad \text{(VIII.17)}$$

Отсюда получаем дифференциальное уравнение вида:

$$\frac{\partial^2 C}{\partial x\,\partial t}+a\frac{\partial C}{\partial x}+b\frac{\partial C}{\partial t}=0. \qquad \text{(VIII.18)}$$

Это уравнение в дифференциальной форме описывает ход процесса осветления воды, содержащей взвешенные вещества, которые прилипают к поверхности зерен фильтрующего слоя. Интегрирование этого уравнения [16] приводит к сложным функциям, практическое использование которых требует экспериментального определения параметров фильтрования a и b. Проще для расчета фильтров пользоваться результатами опытов по технологическому моделированию процесса фильтрования.

Для получения критериев подобия преобразуем [14] уравнение (VIII.18), введя безразмерное отношение мгновенной концентрации взвеси к начальной ее концентрации в воде, поступающей на фильтр: $y=C/C_0$.

Тогда

$$\frac{\partial C}{\partial t}=C_0\frac{\partial y}{\partial t};\quad \frac{\partial C}{\partial x}=C_0\frac{\partial y}{\partial x};\quad \frac{\partial^2 C}{\partial x\,\partial t}=C_0\frac{\partial^2 y}{\partial x\partial t}. \qquad \text{(VIII.19)}$$

Подставив эти значения в основное дифференциальное уравнение фильтрования и разделив на C_0, получим:

$$\frac{\partial^2 y}{\partial x\partial t}+a\frac{\partial y}{\partial x}+b\frac{\partial y}{\partial t}=0. \qquad \text{(VIII.20)}$$

Введя в это уравнение новые безразмерные переменные $X=bx$ и $T=at$, получим:

$$\frac{\partial^2 y}{\partial X\partial T}+\frac{\partial y}{\partial X}+\frac{\partial y}{\partial T}=0. \qquad \text{(VIII.21)}$$

В это уравнение не входят в явном виде параметры фильтрования a и b, которые характеризуют прочность взвеси и ее способность прилипать к поверхности данного фильтрующего материала. Поэтому уравнение (VIII.21) может описывать в общем виде процесс фильтрования; входящие в него переменные X и T являются критериями подобия процесса фильтрования суспензий. Поскольку $X=bx$ и $T=at$, простым пересчетом масштабов длины и времени по известным из опыта на модели величинам X и T можно предсказать, как при данных параметрах фильтро-

вания a и b будет протекать процесс осветления данной суспензии на производственном фильтре.

Поскольку изменение концентрации взвеси в воде, фильтруемой через слой фильтрующего материала, определяется только величиной критериальных параметров X и T, можно написать:

$$\frac{C}{C_0} = f(X, T) \qquad \text{(VIII.22)}$$

и определить масштабные множители a и b, от которых зависят величины X и T.

Воспользовавшись анализом размерностей, Д. М. Минц [14] показал, что

$$\left.\begin{aligned} a &= \alpha v^{n_1} d^{m_1}; \\ b &= \beta v^{n_2} d^{m_2}. \end{aligned}\right\} \qquad \text{(VIII.23)}$$

Обработка данных опытов показала, что при осветлении обычных речных вод $n_1 = 1$, $n_2 = -0{,}7$; $m_1 = -1$, $m_2 = -1{,}7$.

Величины α и β, характеризующие влияние свойств взвеси, должны определяться в опытах на моделях фильтра на каждой воде. При опытах на одной и той же воде, но при разных скоростях фильтрования и разных диаметрах зерен загрузки величины α и β будут равны для всех опытов. Следовательно, при обработке результатов опытов можно пользоваться соотношениями:

$$X' = \frac{X}{v^{0,7} d^{1,7}}; \qquad T' = \frac{vt}{d}. \qquad \text{(VIII.24)}$$

Продолжительность же работы фильтра до проскока в фильтрат взвеси в концентрации, большей, чем заданное отношением C_0/C_Φ, будет равна:

$$t_{\text{защ}} = \frac{1}{K}\left[\frac{h}{v^{1,7} d^{0,7}} - \frac{S_0 d}{v}\right], \qquad \text{(VIII.25)}$$

здесь h — толщина фильтрующего слоя;

S_0 — константа, зависящая от заданного соотношения мутности поступающей на фильтр воды C_0 к мутности фильтрата C_Φ; при $C_0/C_\Phi = 0{,}05$ величина $S_0 = 3{,}7 \div 6{,}8$ и $K = 1{,}69 \div 1{,}29$, при $C_0/C_\Phi = 0{,}1$ величина $S_0 = 3 \div 5{,}6$ и $K = 1{,}51 \div 1{,}24$.

При осветлении вод с прочной взвесью фильтр выходит на промывку не по проскоку взвеси в фильтрат, а по достижении предельной потери напора. В этом случае продолжительность фильтроцикла $t_{\text{н}}$ будет равна:

$$t_{\text{н}} = \frac{H_{\text{пр}} - H_0}{H_0 f(A)} \cdot \frac{b}{a} X, \qquad \text{(VIII.26)}$$

где $H_{\text{пр}}$ и H_0 — предельная и начальная потери напора в фильтре;

X — толщина фильтрующего слоя;

$$f(A) = \frac{h}{t} \cdot \frac{b}{ai_0};$$

h/t — темп прироста потери напора;

i_0 — гидравлический уклон в чистой фильтрующей загрузке.

5. МИКРОФИЛЬТРЫ И БАРАБАННЫЕ СЕТКИ

Микрофильтры применяют для удаления из воды фитопланктона во время цветения водоема. Они представляют собой барабанное сито (рис. VIII.1) с сетками, имеющими отверстия размером от 20 до 60 *мк*.

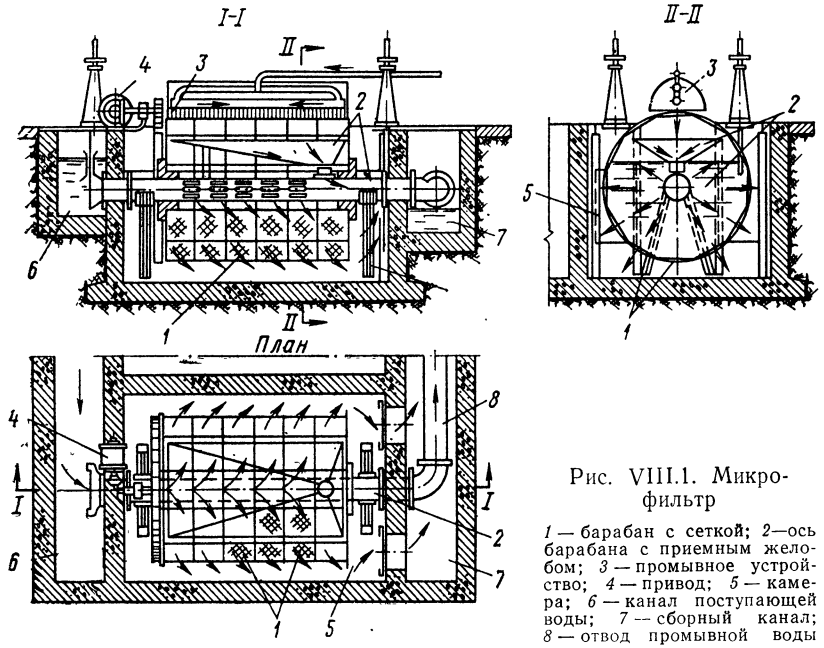


Рис. VIII.1. Микрофильтр

1 — барабан с сеткой; *2*—ось барабана с приемным желобом; *3* — промывное устройство; *4* — привод; *5* — камера; *6* — канал поступающей воды; *7* — сборный канал; *8* — отвод промывной воды

Микрофильтры целесообразно применять для удаления из воды планктона, если продолжительность цветения водоема (содержание свыше 1 млн. клеток фитопланктона в 1 *л* воды) не менее одного месяца в году.

Микрофильтры, выпускаемые в СССР (табл. VIII.1), представляют собой барабаны диаметром 1,5 и 3 *м*, боковая поверхность которых образует стальной каркас, в котором закрепляются фильтрующие элементы [1].

Каждый фильтрующий элемент является прямоугольной рамкой, обтянутой тремя сетками: поддерживающими (нижней и

Таблица VIII.1

Характеристики микросеток

№ сетки	Номинальный размер стороны ячейки сетки в *мк*	Диаметр проволоки сетки в *мк*	Число ниток на 1 *см* сетки	Число ячеек на 1 *см*² сетки
0,1	100	70	59	3 460
0,09	90	70	63	3 900
0,085	85	65	67	4 450
0,08	80	65	74	5 476
0,075	75	65	71	5 100
0,071	71	55	80	6 400
0,063	63	45	91	8 270
0,06	60	40	100	10 000
0,056	56	40	104	10 085
0,05	50	35	118	13 900
0,045	45	35	125	15 000
0,04	40	30	143	20 450

верхней) из нержавеющей стали с ячейками размером 2×2 *мм* и рабочей с размером отверстий 40×40 *мк*.

С одной стороны в глухую торцовую стенку барабана микросита пропущена труба, по которой из входной камеры внутрь барабана поступает очищаемая вода. Наружная поверхность этой трубы служит опорой одного из подшипников, на котором вращается барабан микросита. Опорой второго подшипника барабана служит труба, через которую отводится грязная промывная вода из водосборного лотка, расположенного в верхней части барабана параллельно его оси.

Очищаемая вода поступает внутрь барабана и процеживается через фильтрующие элементы микрофильтра наружу. Промывная вода под давлением 0,3—2 *кГ/см*² поступает в пластинчатые разбрызгиватели, расположенные над барабаном по его образующей. Микрофильтры размещаются в специальных камерах или в смесителе водоочистной станции. Расстояние от поверхности барабана микрофильтра до стенок и дна камеры должно быть не менее 0,5 *м*, от торцов до стенок — не менее 0,7 *м*.

Потеря напора в микрофильтре принимается 0,2 *м* при скорости фильтрования в фильтрующих элементах (барабан на $^2/_3$ диаметра погружен в воду) от 10 до 25 *л/м*² · *сек*.

Расход промывной воды колеблется от 1 до 3% количества профильтрованной воды и зависит от числа клеток и вида планктона в исходной воде.

При нормальной промывке разность уровней воды в барабане и наружной камере должна находиться в пределах от 5 до 15 *см*. При меньшей разности уровней подачу промывной воды уменьшают, при большей увеличивают.

Барабан приводится во вращение электродвигателем через редуктор с вариатором. Линейная скорость вращения сетки

Таблица VIII.2

Характеристики микрофильтров и барабанных сеток

Характеристика	Марка											
	МФ-I-1	БС-I-1	МФ-I-2	БС-I-2	МФ-I-3	БС-I-3	МФ-II-1	БС-II-1	МФ-II-2	БС-II-2	МФ-II-3	БС-II-3
	Размер барабана (диаметр×длину) в *м*											
	1,5×1		1,5×2		1,5×3		3×1,5		3×3		3×4,5	
Производительность в тыс. $м^3/сутки$	4	10	8	20	12	30	15	35	30	70	45	105
Электродвигатель:												
марка	Т-1/8-6-4	АОЛ-42-6	Т-1/8-6-4	АОЛ-42-6	Т-1/8-6-4	АОЛ-42-6	Т-2 8-6-4	АО-51-6	Т-2 8-6-4	АО-51-6	Т-2/8-6-4	АО-51-6
мощность в *квт*	2,5	1,7	2,5	1,7	2,5	1,7	4	2,8	4	2,8	4	2,8
Габаритные размеры в *мм*:												
длина	2800		3900		4900		3300		4900		6400	
ширина	1670		1670		1670		3180		3180		3180	
высота	1960		1960		1960		3430		3430		3430	
Число фильтрующих элементов	18		36		54		18		36		54	

обычно меняется в пределах от 0,1 до 0,5 *м/сек*. Бо́льшая скорость необходима при более высоком содержании в воде взвешенных веществ и планктона.

При осветлении воды, содержащей глинистую взвесь, микросетки задерживают от 25 до 35% общего ее количества. При удалении из воды фитопланктона микросетки снижают число клеток диатомовых водорослей на 40—75%, сине-зеленых на 60—90% [23, 24].

В СССР микросита изготовляют из никеля, монель-металла, латуни и фосфористой бронзы. Их размеры регламентированы ГОСТ 6613—53 (табл. VIII.1). Свободное сечение ячеек микросетки обычно составляет 28—36% ее общей площади.

Характеристики микрофильтров (МФ) и барабанных сеток (БС), изготовляемых воронежским заводом «Водмашоборудование» МКХ РСФСР, приведены в табл. VIII.2.

Барабанные сетки применяют для удаления из воды грубодисперсной взвеси — щепок, коры деревьев, водорослей, травы и т. п. Размер отверстий сеток из нержавеющей стали 0,5××0,5 *мм*. Рабочая сетка располагается между поддерживающими сетками, имеющими ячейки размером 10×10 *мм*.

6. ПРЕДВАРИТЕЛЬНЫЕ ФИЛЬТРЫ (ПРЕФИЛЬТРЫ)

Для частичного осветления воды мутностью 50—250 *мг/л* перед подачей ее на медленные фильтры можно применять префильтры, загруженные слоем песка толщиной 600—700 *мм* с размером зерен 1—2 *мм*.

Скорость фильтрования на префильтрах не должна превышать: 5 *м/ч* при содержании взвеси в осветляемой воде до 100 *мг/л*, 3 *м/ч* при содержании взвеси 100—200 *мг/л* и 2,5 *м/ч* при содержании взвеси 200—250 *мг/л*.

Отмывку фильтрующего материала в префильтрах производят током воды снизу вверх с интенсивностью 12—14 $л/м^2 \cdot сек$. Промывка продолжительностью не более 6—7 *мин* может осуществляться как неосветленной, так и фильтрованной водой.

Для отвода фильтрата и распределения по площади префильтра промывной воды устраивают дренажную систему большого сопротивления (см. п. VIII.14). Если для промывки префильтров предполагается использовать нефильтрованную воду, то во избежание засорения отверстий дренажной системы не следует применять дренажи с отверстиями размером менее 5 *мм*, подаваемую для промывки фильтра воду следует предварительно процеживать через сетку с размером отверстий 2×××2 *мм*. Отвод из префильтра грязной промывной воды осуществляют с помощью навесных желобов, переливную кромку которых располагают на 40—50 *см* выше поверхности фильтрующего слоя. Промывку префильтров желательно производить с

применением сжатого воздуха для барботажа фильтрующего слоя перед отмывкой его током воды снизу вверх.

Префильтры с водовоздушной промывкой применены вместо отстойников перед медленными фильтрами на фильтровальных станциях Сен-Мор и Иври, очищающих воду рек Марна и Сена для питьевого водоснабжения Парижа. Перед началом промывки фильтрующий слой барботируют сжатым воздухом (18 *л/м²·сек*) в течение 7—10 *мин* при спущенном до кромки промывных желобов уровне воды. Затем интенсивность подачи сжатого воздуха снижают до 5—7 *л/м²·сек* и одновременно начинают подавать промывную воду. Совместная водовоздушная промывка продолжается 5—7 *мин*, затем подачу сжатого воздуха прекращают и интенсивность промывки водой доводят до 10—12 *л/м²·сек*. Такая отмывка фильтра от загрязнений, оттертых с поверхности песка во время водовоздушной промывки, продолжается 5—7 *мин*.

7. МЕДЛЕННЫЕ ФИЛЬТРЫ

Медленные фильтры могут применяться для осветления маломутных вод с цветностью не выше 40—50 *град*, обычно без предварительного коагулирования содержащихся в воде загрязнений.

Медленные фильтры представляют собой обычно прямоугольные в плане резервуары с дренажной системой для отвода фильтрованной воды и распределительным водосливом, через который в фильтр поступает осветляемая вода.

На дренажную систему укладываются поддерживающие гравийные слои и фильтрующий слой толщиной 800—1200 *мм* из песка с размером зерен 0,3—1 *мм*. Скорость фильтрования на медленных фильтрах зависит от мутности осветляемой воды. Она принимается в пределах 0,3—0,4 *м/ч* при осветлении вод мутностью до 25 *мг/л* и 0,2—0,3 *м/ч* при осветлении вод мутностью 25—50 *мг/л*. При осветлении вод мутностью более 50 *мг/л* целесообразно предварительно удалять из воды взвешенные вещества отстаиванием или фильтрованием на префильтрах.

При использовании воды, осветленной на медленных фильтрах, для питьевого водоснабжения, как правило, воду после фильтров следует обеззараживать, так как медленные фильтры снижают число бактерий в воде не более чем на 97—99%.

Дренажные устройства медленных фильтров состоят из уложенных по столбикам или балкам колосников или дырчатых плит, поверх которых укладываются гравийные поддерживающие слои. С целью удешевления фильтров и упрощения их конструкции целесообразно отказаться от дренажных устройств с гравийными слоями и применять в качестве дренажа плиты из пористого беспесчаного бетона, технология изготовления которых разработана Одесским инженерно-строительным институтом.

Дренажные плиты из пористого бетона [4] изготовляются из хорошо сортированного мелкого гравия размером 5—7 или 7—10 *мм*. При расходе цемента 215 *кг/м*^{3} и водоцементном отношении 0,35 плиты имеют пористость 36—38%. Они достаточно прочны и устойчивы в воде, имеющей положительный или нулевой индекс стабильности. Потеря напора в плитах из пористого бетона толщиной 80 *мм* составляет около 2 *см вод. ст.* при скорости фильтрования 10 *м/ч*.

Перед пуском фильтра в работу его медленно заполняют снизу отстоенной водой с тем, чтобы вытеснить воздух из порового пространства фильтрующего слоя. После того как уровень воды в фильтре поднимется на 200—300 *мм* выше поверхности песка, в фильтр через специальные устройства (лотки, воронки) начинают подавать осветляемую воду до полного заполнения фильтра. Затем фильтр оставляют на 20—30 *мин* в покое, после чего открывают задвижку на линии фильтрата и постепенно доводят скорость фильтрования до расчетной. Грязеемкость медленного фильтра в зависимости от свойств задерживаемой им взвеси колеблется в пределах от 0,5 до 1 *кг* сухого вещества на 1 *м*^{2} площади фильтра.

По исчерпании грязеемкости фильтра (1 раз в 10—30 дней) его нужно чистить. Чистка медленного фильтра сводится к удалению из него верхнего слоя загрязненного песка толщиной 15—20 *мм*. Для этого воду в фильтре спускают на 200—250 *мм* ниже поверхности песка, после чего верхний его слой снимают лопатами или специальными машинами для чистки фильтров. После 10—15 чисток, когда толщина слоя песка в фильтре уменьшается до 500—600 *мм*, фильтр догружают до начальной толщины фильтрующего слоя промытым песком.

Удаление из фильтра загрязненного песка и подачу в фильтр промытого песка для догрузки фильтрующего слоя обычно осуществляют с помощью гидротранспортера с эжектором.

При чистке фильтра приемный бункер транспортера устанавливают в фильтре, удаляемый из фильтра загрязненный песок засыпают в бункер и из него водой транспортируют на пескомойку. Промытый песок для догрузки фильтра подают вместе с водой по шлангам в фильтр, укладывая его ровным слоем по поверхности фильтрующего слоя.

Проф. В. С. Оводовым [19] разработана конструкция автоматизированного медленного фильтра с механизацией всех процессов регенерации его загрузки. Интересное решение проблемы механизации чистки медленных фильтров дано Е. А. Силиным [22], разработавшим медленные фильтры с периодической промывкой верхнего слоя песка низконапорными струями воды из передвижной перфорированной трубы.

На юго-востоке СССР применяются самопромывающиеся медленные фильтры конструкции О. М. Айрапетова [17], пред-

назначенные для осветления арычных вод и вод рек горного питания (рис. VIII.2).

Фильтр *1*, состоящий из двух отделений, расположен параллельно каналу или арыку *2*. Водоподъемная плотинка *3* в арыке направляет часть воды на фильтр, создавая перепад в 20—25 *см*. При работе фильтра шандор *4* открыт, а шандор *5* закрыт. Вода, поступающая на фильтр из верхнего бьефа, просачивается

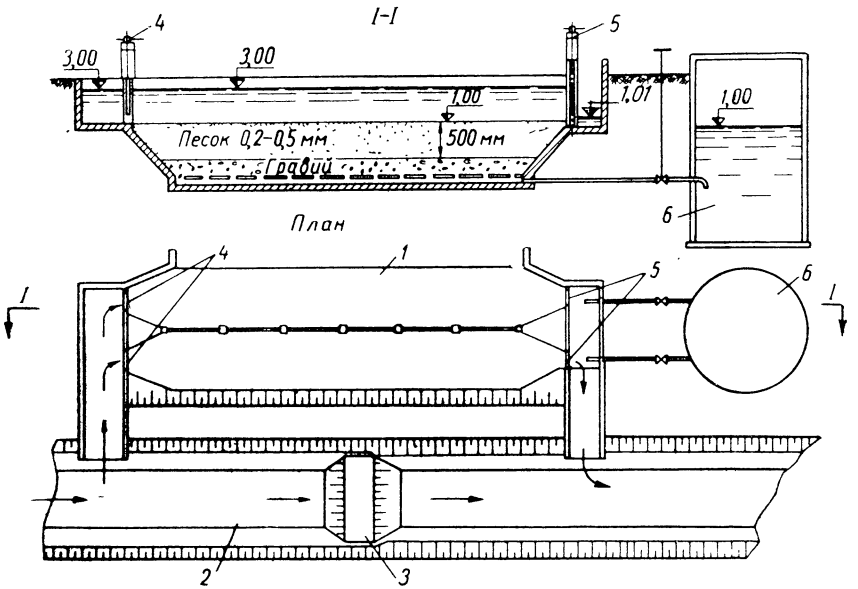


Рис. VIII.2. Фильтр конструкции О. М. Айрапетова

через слой песка со скоростью 0,4—0,6 *м/ч* и отводится через дренаж в резервуар чистой воды *6*.

Когда фильтрующий слой загрязняется и требуется его чистка, задвижку на линии фильтрата закрывают, шандор *5* приподнимают так, чтобы между нижней его кромкой и поверхностью песка в фильтре образовалась щель шириной 2—3 *см*. Шандор *4* прикрывают так, чтобы над его кромкой осталась щель такой же ширины. Тогда вдоль поверхности песка в фильтре возникает течение воды из верхнего бьефа арыка в нижний со скоростью 0,25—0,3 *м/сек*; пленка загрязнений с поверхности фильтрующего слоя смывается. После этого фильтр снова включают в работу.

Медленные фильтры весьма чувствительны к содержанию в осветляемой воде планктона. Поэтому при осветлении вод озер и водохранилищ, в которых летом наблюдается массовое развитие планктона (так называемое цветение воды) и число клеток фитопланктона превосходит 1000—1500 в 1 *мл* воды, желатель-

но воду до подачи на медленные фильтры освобождать от большей части планктона процеживанием через микрофильтры или фильтрованием на префильтрах.

Во избежание развития фитопланктона на медленных фильтрах желательно перекрывать их сверху светонепроницаемым перекрытием, расположенным на 1,8—2 *м* выше поверхности песка в фильтре.

8. КРУПНОЗЕРНИСТЫЕ ФИЛЬТРЫ

Применение крупнозернистой загрузки позволяет значительно увеличить грязеемкость фильтров и сократить расход промывной воды.

Однако с увеличением диаметра зерен фильтрующего слоя снижается его задерживающая способность, что обусловливает необходимость увеличения толщины фильтрующего слоя. По данным опытов Стенли [34], для фильтра, работающего до потери напора 2,5 *м* и осветляющего речную воду, глубина проникания загрязнений в толщу фильтрующей загрузки H при температуре 25° С равна:

$$H = 3{,}5\, d^{2{,}46} v^{1{,}56}\ см,$$

где d — средний диаметр зерен фильтрующего слоя в *мм*;
v — скорость фильтрования в *м/ч*.

Исходя из этой формулы составлена табл. VIII.3 рекомендуемых толщин фильтрующего слоя для крупнозернистых фильтров с загрузкой различной крупности при задерживающей способности этих фильтров 50—70%.

Таблица VIII.3

Рекомендуемые фильтрующие загрузки для крупнозернистых фильтров

Скорость фильтрования в *м/ч*	Средний диаметр зерен фильтрующего слоя в *мм*	Высота фильтрующего слоя в *мм*
10	0,8—1	1000—1300
	1 —1,2	1300—1700
	1,2—1,5	1700—2200
15	0,8—1	1600—2100
	1 —1,2	2100—2700
	1,2—1,5	2700—3500

Крупнозернистые фильтры оборудуют дренажными системами для водовоздушной промывки фильтрующего слоя. При расчете и конструировании этих систем исходят из следующего режима промывки фильтра: барботирование воздухом с интенсивностью 18—20 $л/м^2 \cdot сек$ в течение 5 *мин*; совместная водовоздушная промывка — воздух подают с интенсивностью 12—

15 *л/м²·сек*, а воду — с интенсивностью 6—8 *л/м²·сек* в течение 3—5 *мин*; отмывка загрязнений водой с интенсивностью 6—8 *л/м²·сек* в течение 3 *мин*. При определении диаметров воздухопроводов скорость движения воздуха в них принимают 15—20 *м/сек*. Скорость выхода воздуха из отверстий воздухораспределительной системы 30—40 *м/сек*.

Исследование процесса фильтрования воды на фильтрах с однородными по крупности фильтрующими слоями, проведенное Г. Н. Никифоровым, показало, что высокий эффект осветления воды (снижение содержания взвешенных веществ на 70—80%) может быть достигнут при скоростях фильтрования, в 10 раз и более превышающих скорости, при которых работают обычные скорые фильтры.

Повышение скорости фильтрования, однако, резко сокращает продолжительность фильтроцикла. Если фильтр при скорости фильтрования 5 *м/ч* работает от промывки до промывки в среднем 15—20 *ч*, то при увеличении скорости до 50 *м/ч* продолжительность фильтроцикла сокращается до 0,75—1 *ч*.

Применение крупнозернистых фильтров со скоростями фильтрования 35—50 *м/ч* стало возможным благодаря применению разработанной Г. Н. Никифоровым[1] и его сотрудниками системе автоматизации работы этих фильтров. В основу этой системы положено использование батареи параллельно включенных обычных напорных фильтров, часть фильтрата которых служит промывной водой для промываемого фильтра. Все фильтры батареи работают с падающей в течение цикла скоростью фильтрования и непрерывно открытой задвижкой на линии фильтрата. При работе фильтра через эту задвижку фильтрат поступает в общий для всех фильтров коллектор осветленной воды, при промывке через нее в обратном направлении поступает осветленная вода из коллектора для промывки фильтрующего слоя. Это упрощает автоматизацию управления работой батареи фильтров, которое сводится к открыванию и закрыванию только двух задвижек — на линии осветляемой воды и на линии сброса грязной промывной воды на каждом из фильтров батареи.

9. СКОРЫЕ ФИЛЬТРЫ

Скорые фильтры предназначены для удаления из воды взвешенных и коллоидных веществ, как правило, после укрупнения их коагулированием в прочные агрегаты, задерживаемые зернистой загрузкой.

При фильтровании воды сверху вниз на скорых фильтрах осветление воды достигается в результате двух одновременно протекающих процессов — задержания наиболее крупных частиц

[1] О сверхскоростном секционном фильтре конструкции Г. Н. Никифорова с вращающимся распределителем см. в работе [9].

взвеси в пленке на поверхности фильтрующего слоя и адгезии (сцепления) или абсорбции скоагулированных более мелких частиц поверхностью зерен фильтрующего слоя.

При оптимальной коагуляции и надлежащем подборе загрузки скорого фильтра его фильтрат обычно содержит не более 1 *мг/л* взвешенных веществ.

По мере работы фильтра увеличивается количество задержанных им загрязнений — нарастает толщина пленки на поверх-

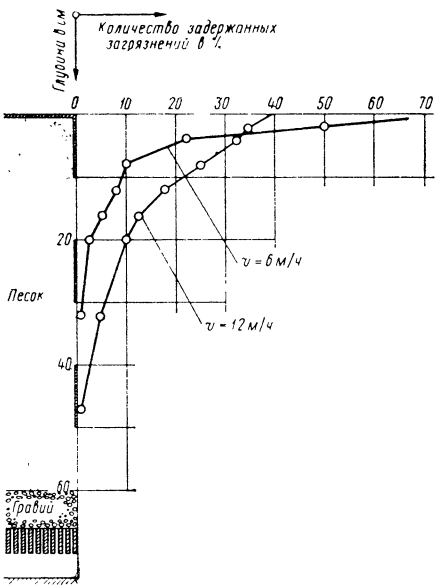


Рис. VIII. 3. Зависимость глубины проникания загрязнений в толщу фильтрующей загрузки от скорости фильтрования

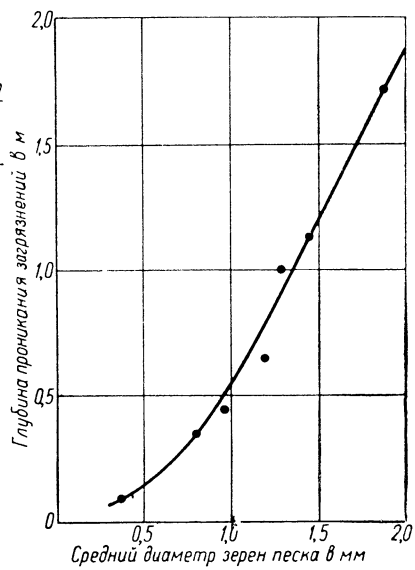


Рис. VIII.4. Зависимость глубины проникания загрязнений в толщу фильтрующей загрузки от диаметра ее зерен

ности песка, увеличивается количество загрязнений, отложившихся в толще фильтрующей загрузки, и глубина их проникания в песок, возрастает сопротивление фильтра, снижается скорость фильтрования.

Если крупность загрузки и толщина фильтрующего слоя выбраны правильно, то предельно допустимая потеря напора в фильтре наступит практически в то же время, когда частицы загрязнений начнут проникать через загрузку в фильтрат.

Глубина проникания взвеси в толщу фильтрующего слоя возрастает с увеличением скорости фильтрования (рис. VIII.3) и диаметра его зерен (рис. VIII.4). Поскольку скорость возрастания потери напора растет с уменьшением диаметра зерен и увеличением скорости фильтрования, в практике водоподготовки

наметилась тенденция к увеличению крупности зерен при одновременном повышении высоты фильтрующего слоя, что позволяет увеличить скорость фильтрования, не допуская увеличения мутности фильтрата.

Мутность фильтрата и продолжительность фильтроцикла зависят не только от мутности поступающей на фильтры воды, дисперсности содержащейся в ней взвеси, скорости фильтрования и размера зерен, но и от прочности хлопьев скоагулированных загрязнений воды.

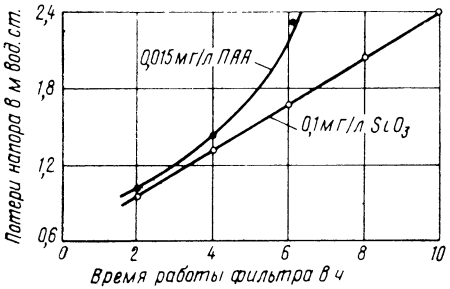


Рис. VIII.5. Нарастание потери напора в фильтрах при введении в воду перед фильтром полиакриламида (ПАА) и активированной кремниевой кислоты

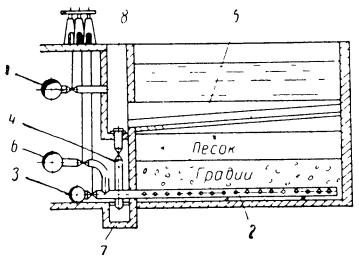


Рис. VIII.6. Схема открытого скорого фильтра

1 — подача осветляемой воды; *2* — дренажная система; *3* — отвод фильтрованной воды; *4* — выпуск грязной промывной воды; *5* — желоба для распределения фильтруемой воды и для отвода промывной; *6* — подача промывной воды; *7* — канализационный канал; *8* — распределительный карман

При содержании в осветляемой воде прочных хлопьев взвеси, например при введении в воду перед фильтрами или отстойниками активированной кремниевой кислоты, полиакриламида (ПАА) или других флокулянтов, мутность фильтрата в течение всего фильтроцикла остается минимальной, и фильтр выключают на промывку по достижении предельной потери напора. При содержании в воде непрочных хлопьев мутность фильтрата непостоянна в течение фильтроцикла — при достижении потери напора в фильтре некоторой величины, меньшей чем предельная, начинается разрушение задержанных фильтром хлопьев и вынос загрязнений в фильтрат. В этом случае фильтр выключают на промывку не по потере напора, а по проскоку взвеси. Продолжительность фильтроцикла сокращается, увеличивается расход промывной воды.

Введение в воду непосредственно перед фильтрами ПАА или активированной кремниевой кислоты в очень небольших количествах (0,015 *мг/л* ПАА, 0,05 *мг/л* SiO_3^{2-}) позволяет значительно повысить продолжительность фильтроцикла при одновременном снижении мутности фильтрата. Активированная кремниевая кислота для цветных вод имеет по эффективности и стоимости преимущества перед ПАА (рис. VIII.5).

Когда начинается проскок взвеси в фильтрат или когда величина потери напора становится предельной, производят промывку фильтрующего слоя. В ряде конструкций скорых фильтров для повышения эффективности промывки применяют вспомогательные средства — механические мешалки, сжатый воздух и др.

Фильтры могут быть открытыми или напорными.

Открытый безмешалочный скорый фильтр (рис. VIII.6) представляет собой обычно прямоугольный в плане резервуар. На дне его расположена дренажная система, служащая для отвода фильтрата и распределения промывной воды по площади фильтра при его промывке.

Над дренажем находятся поддерживающие гравийные слои и поверх них фильтрующий слой. Выше фильтрующего слоя устраивают желоба, служащие для отвода из фильтра при его промывке грязной промывной воды. По этим же желобам в фильтр подается фильтруемая вода.

Сравнение стоимости строительства и эксплуатации фильтровальных станций равной производительности, но с разным числом фильтров и разными их размерами показало, что для станций малой и средней производительности (до 30 000 $м^3/сутки$) наиболее экономично принимать четыре фильтра при строительстве станций в одну очередь и шесть фильтров при строительстве станций в две очереди, если четыре фильтра обеспечивают водопотребление первой очереди.

На станциях большой производительности целесообразно строить фильтры большой площади (до 100—120 $м^2$). Количество фильтров принимают в зависимости от необходимой их суммарной площади. Фильтры площадью до 30—40 $м^2$, как правило, устраивают без центрального канала. Фильтры большей площади (более 30—40 $м^2$) обычно приходится строить из двух половин, разделенных центральным каналом, так как без последнего потребовались бы слишком большие размеры распределительной и сборных систем. В фильтр с центральным каналом осветляемая вода поступает в верхний отсек канала, расположенного по оси фильтра. Из него вода поступает в желоба и далее в пространство над фильтрующим слоем. Дренажные трубы присоединены непосредственно к нижнему отсеку центрального канала, который служит коллектором дренажной системы. По нему отводится фильтрат и подается в фильтр промывная вода.

Для управления работой фильтра на его фронте устанавливают задвижки, шиберы или клапаны на трубопроводах: а) для подвода воды; б) для отвода фильтрата; в) для сброса первого фильтрата в канализацию; г) для подвода к фильтру промывной воды; д) для отвода из фильтра грязной промывной воды. Кроме того, на трубопроводе фильтрованной воды устанавливают регулятор скорости фильтрования или регулятор расхода, автоматически поддерживающие постоянство скорости фильтрования.

В США на крупных станциях применяют фильтры с подво-

дом осветляемой воды через патрубок в задней стенке фильтра. Фильтр непосредственно примыкает к отстойнику, под фильтром расположен резервуар чистой воды. Фильтры размещают на станции в один ряд, что при подводе воды на фильтр с одной стороны и отводе фильтрата с противоположной приводит к увеличению объема здания фильтров по сравнению с принятой в СССР системой одностороннего подвода и отвода воды. Вместе с тем устройство на фильтрах подвода и отвода воды с двух сто-

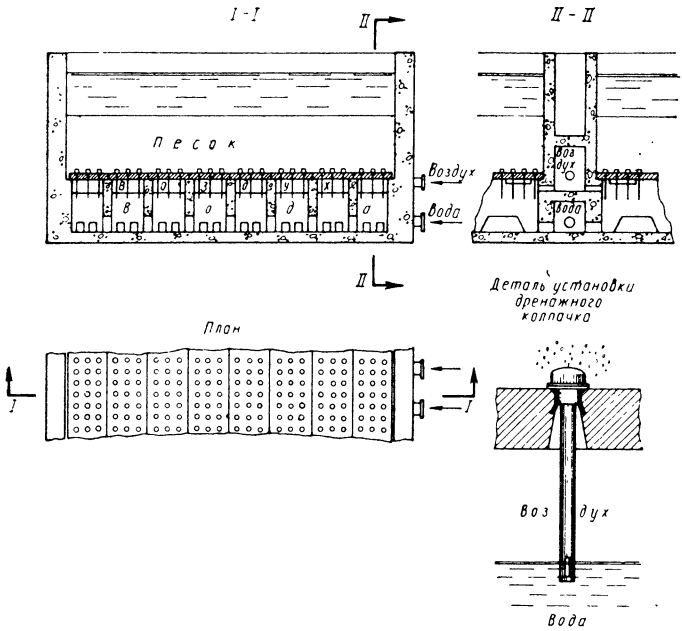


Рис. VIII.7. Схема скорого фильтра с водовоздушной промывкой

рон позволяет увеличить предельную площадь фильтра до 250 $м^2$. Суточная производительность такого фильтра составляет около 25 000 $м^3$.

На рис. VIII.7 показана схема фильтра с водовоздушной промывкой, применяемого в ГДР и Франции. В фильтре отсутствуют навесные желоба для отвода из фильтра промывной воды. Их заменяют боковые карманы, расположенные вдоль стенок фильтра.

Напорные фильтры представляют собой стальные цилиндрические резервуары со сферическими днищами. Они бывают вертикальные и горизонтальные.

Конструкция вертикального фильтра диаметром от 1000 до 3400 *мм* приведена на рис. VIII.8 и в табл. VIII.4. Трубчатая дренажная система изготовляется из обычной стали. На ее шту-

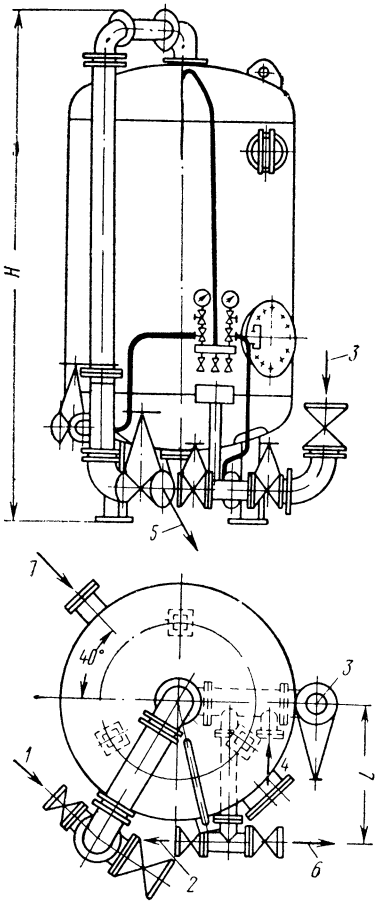


Рис. VIII.8. Схема вертикального напорного фильтра

1 — подача осветляемой воды; *2* — отвод фильтрата; *3* — подача промывной воды; *4* — подача сжатого воздуха; *5* — спуск в канализацию; *6* — спуск первого фильтрата; *7* — штуцер для гидроперегрузки

цера навертывают фарфоровые или пластмассовые щелевые колпачки.

Эти фильтры изготовляются в СССР и поставляются вместе с дренажными системами.

Вертикальные напорные фильтры, выпускаемые в СССР, имеют максимальную площадь фильтрования 9,1 $м^2$, что обеспечивает их производительность на водах различного качества от 50 до 90 $м^3/ч$.

Так как по экономическим соображениям желательно иметь на станции от четырех до шести фильтров, вертикальные напорные фильтры следует применять на станциях производительностью не более 300—500 $м^3/ч$.

На станциях большей производительности, где по каким-нибудь соображениям нельзя применять открытые железобетон-

Таблица VIII.4

Размеры и веса вертикальных напорных фильтров (см. рис. VIII.8)

Показатель	Размеры и вес фильтров при их диаметре в *мм*					
	1000	1500	2000	2600	3000	3400
Высота слоя загрузки в *мм* . .	1000	1000	1000	1000	1000	1000
Размеры в *мм*:						
высота фильтра H . . .	2912	3298	3620	4000	4370	4530
диаметр » D_1 . . .	720	1000	1400	1600	2000	2200
» патрубков d . .	80	125	150	200	250	250
Вес фильтра без арматуры в *кг*	1050	1780	2120	3755	4845	6360
Нагрузочный вес в *т*	4	8,5	15	28	37	50

Примечание. Фильтры диаметром 1000 и 1500 *мм* изготовляются Бийским котельным заводом, остальные — Таганрогским котельным заводом.

ные фильтры, можно устраивать горизонтальные напорные фильтры, имеющие площадь фильтрования до 27 $м^2$.

Схема фильтра с эжекторной промывкой фильтрующего слоя показана на рис. VIII.9. Фильтр имеет коническое дно, в нижней части которого по вертикальной оси фильтра установлен эжектор. Выходная труба эжектора проходит через всю толщу фильтрующего слоя до кромки водосборных желобов, размещенных вдоль наружных стенок фильтра.

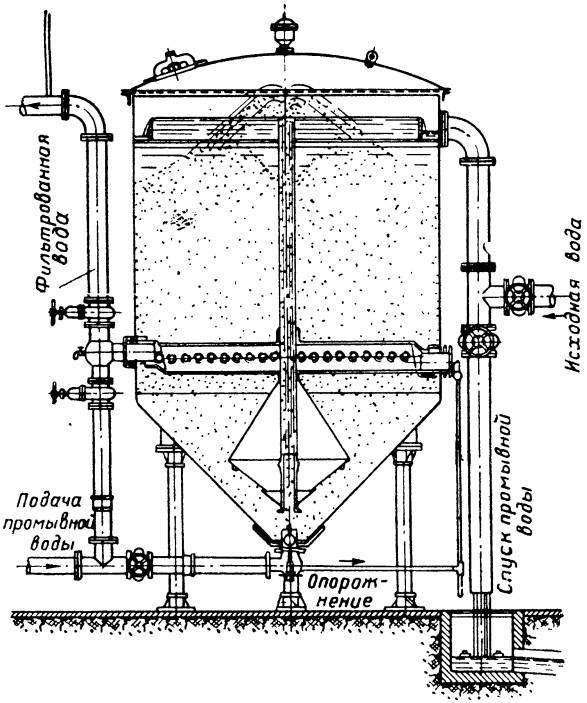


Рис. VIII.9. Схема фильтра с эжекторной промывкой

Дренажная система фильтра из щелевых труб расположена выше перехода конического дна в цилиндрическую часть фильтра в толще фильтрующей загрузки.

Осветляемая вода поступает в водосборные желоба и через их кромки в фильтр, где она профильтровывается сверху вниз через фильтрующую загрузку до дренажной системы, через которую фильтрат отводится из фильтра.

Известны случаи успешного применения эжекторной промывки в горизонтальных напорных фильтрах. В этом случае эжекторы устанавливают через 2—3 $м$ по оси фильтра на общем трубопроводе промывной воды.

10. КОНТАКТНЫЕ ОСВЕТЛИТЕЛИ

Грязеемкость зернистого фильтра возрастает с увеличением пористости и эффективного диаметра фильтрующей загрузки. Поэтому неоднократно делались попытки создания таких конструкций фильтров, в которых осветляемая вода двигалась бы через загрузку фильтра в направлении убывания ее крупности. Впервые эти фильтры были применены на водопроводе в Ричмонде, США [30] в 1835 г. Затем такие фильтры системы Пеша были построены в Тифлисе в 1902 г., системы Мейнена в опытном порядке на водопроводе г. Филадельфии (США) и на Рублевской станции Московского водопровода. Дальнейшее развитие идея фильтрования воды в направлении убывающей крупности получила в контактных осветлителях и фильтрах АКХ, конструкция и теория работы которых были разработаны Д. М. Минцем, С. А. Шубертом, В. П. Криштулом и А. М. Перлиной [27].

Введение коагулянта в воду непосредственно перед поступлением ее в зернистый фильтрующий слой позволяет осуществить процесс осветления воды контактной коагуляцией при дозе коагулянта, меньшей, чем при коагуляции тех же коллоидных загрязнений воды в свободном объеме. При контактной коагуляции в воду нужно вводить коагулянт в количестве, необходимом для снижения ζ-потенциала коллоидной системы до величины, при которой коллоидные частицы начинают прилипать к зернам загрузки фильтра. Эта доза меньше, чем доза, необходимая для образования крупных оседающих в отстойниках хлопьев.

Поэтому контактные осветлители целесообразно применять в одноступенчатых схемах очистки маломутных цветных вод, когда общее содержание взвешенных веществ в поступающей на контактные осветлители воде, включая взвесь, образующуюся в результате введения в воду реагентов, не превышает 150 *мг/л*. При большем содержании взвеси в воде резко возрастет расход воды на промывку контактных осветлителей.

По способам отбора осветленной воды контактные осветлители строят двух типов КО-1 и КО-2.

В осветлителях КО-1 осветляемая вода с помощью дренажной системы подводится под слой песка или гравия и проходит снизу вверх сначала через слой гравия, если дренажная система включает гравийные поддерживающие слои, а затем через уложенный на гравий слой песка. Осветленная вода собирается сборными желобами, расположенными над поверхностью песка (рис. VIII.10), и отводится в резервуар чистой воды.

При такой конструкции отвода осветленной воды из контактного осветлителя величина допустимой скорости фильтрования воды снизу вверх через слой песка со средним размером зерен

Конструкция фильтра с одновременным фильтрованием воды снизу вверх и сверху вниз с отводом фильтрата через сборную систему, расположенную в толще фильтрующего слоя, была разработана в АКХ им. К. Д. Памфилова Д. М. Минцем и С. А. Шубертом [16]. Напорный вариант этого фильтра, так называемый двухпоточный фильтр, был разработан Московским отделением Центрального котлотурбинного института им. Ползунова.

В фильтрах АКХ часть воды фильтруется через верхний слой песка, расположенный над дренажной системой, сверху вниз; остальная (бóльшая) часть воды поступает в фильтр через распределительную систему на его дне и фильтруется снизу вверх через слой гравия и песка. Оба потока профильтрованной воды собираются дренажной системой, расположенной в толще песка на $^1/_3$ его высоты от поверхности. Такое расположение дренажной системы для отвода из фильтра осветленной воды обеспечивает устойчивость фильтрующего слоя и предотвращает его взвешивание при любых скоростях фильтрования воды.

Применение фильтрования снизу вверх в направлении убывающей крупности загрузки позволяет лучше использовать грязеемкость фильтрующего слоя, особенно его нижней крупнозернистой части.

В процессе работы фильтра АКХ распределение потоков воды в нем постепенно изменяется. Сопротивление верхнего мелкозернистого слоя песка возрастает быстрее, чем нижнего крупнозернистого. Вследствие этого по мере накопления в фильтрующем слое загрязнений, задерживаемых из воды, количество последней, фильтруемой сверху вниз, уменьшается, а количество воды, фильтруемой снизу вверх, соответственно возрастает. К концу цикла около 80% воды фильтруется снизу вверх и только 20% сверху вниз.

Расчетную скорость фильтрования для фильтра АКХ с учетом двустороннего фильтрования принимают не более 12 *м/ч*. Для загрузки применяют песок крупностью 0,5—1,5 *мм* с коэффициентом неоднородности, не большим 2,2. Высота слоя песка принимается от 1,45 до 1,7 *м*.

Нижнюю распределительную систему фильтра АКХ обычно выполняют в виде магистрали с ответвлениями из дырчатых труб и отверстиями диаметром 10—15 *мм*, расположенными в один ряд по нижней образующей трубы или в два ряда в шахматном порядке. В этом случае отверстия должны быть направлены под углом 30° к вертикали вниз.

Дренажная система, предназначенная для сбора и отвода фильтрата из толщи фильтрующего слоя, состоит из магистрали и дренажных труб. Дренажные трубы располагают в толще фильтрующего слоя на расстоянии 500—600 *мм* от его поверхности.

Расстояние между дренажными трубами принимают 0,5—0,55 *м* при диаметре труб 100 *мм* и 0,6—0,65 *м* при диаметре труб 150 *мм*. Диаметр дренажной трубы принимают таким, чтобы скорость движения воды в ней при скорости фильтрования 15 *м/ч* не была более 1 *м/сек*.

Обычно дренажную систему фильтров АКХ изготовляют из щелевых полиэтиленовых или винипластовых труб со щелями шириной 0,4—0,5 *мм*.

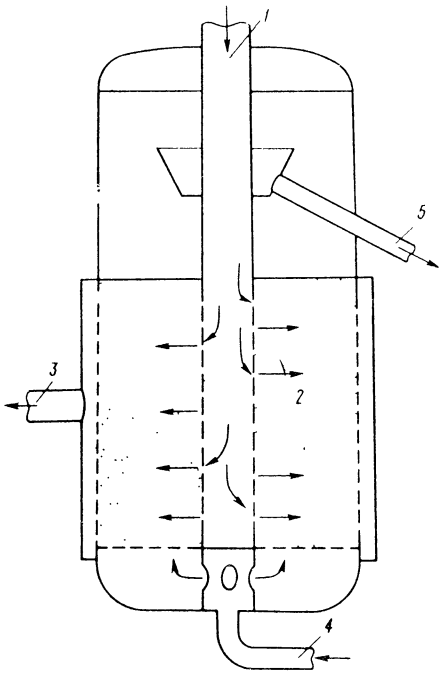


Рис. VIII.11. Схема фильтра с фильтрацией воды в горизонтальном направлении

1 — подача осветляемой воды; *2* — песок; *3* — отвод фильтрата; *4* — подача промывной воды; *5* — отвод промывной воды

Фильтры АКХ промывают током воды снизу вверх с подачей чистой промывной воды в распределительную и дренажную системы и отводом грязной промывной воды через желоба.

Расчетные интенсивности и продолжительности отдельных этапов промывки фильтров АКХ принимают: а) при взрыхлении верхнего слоя через дренажную систему — интенсивность 6—8 $л/м^2 \cdot сек$, продолжительность 1 *мин*; б) при основной промывке — интенсивность 13—15 $л/м^2 \cdot сек$, продолжительность 5 — 6 *мин*; в) при промывке дренажа — интенсивность 10—12 $л/м^2 \cdot сек$, продолжительность 1—2 *мин*.

При таких интенсивностях промывки расширение фильтрующего слоя может достигать 30—35%.

Сложность автоматизации этих фильтров и ненадежность дренажной системы, расположенной в толще мелкозернистого песка, ограничивают применение фильтров АКХ.

Попытка дальнейшей интенсификации процесса фильтрования воды сделана В. Я. Мерзленко в Ростовском институте Академии коммунального хозяйства путем создания конструкции многослойного фильтра.

В этом фильтре осветляемая вода подводится в фильтрующий слой снизу, сверху и через расположенные в толще фильтрующего слоя распределительные системы. Отвод фильтрата осуществляется через сборные дренажные системы, расположенные гори-

зонтально в фильтрующем слое между распределительными системами, так чтобы толщина слоя песка между распределительной и сборной системой была не менее 50—60 *см*.

Фильтры с вертикально расположенными распределительными и сборными системами и фильтрацией воды в горизонтальном направлении (рис. VIII.11) исследованы в Одесском инженерно-строительном институте [18].

12. ДВУХСЛОЙНЫЕ ФИЛЬТРЫ

Увеличение грязеемкости скорых фильтров может быть достигнуто применением в них двух- или трехслойной загрузки из материалов различного удельного веса, с таким расчетом, чтобы верхние слои фильтрующей загрузки состояли из более крупных зерен меньшего удельного веса, чем нижние слои.

В качестве материала для верхних фильтрующих слоев используют дробленый антрацит или керамзит, обожженный в виде сферических гранул в печи с кипящим слоем, в качестве нижних слоев — кварцевый песок, магнитный железняк, магнетит.

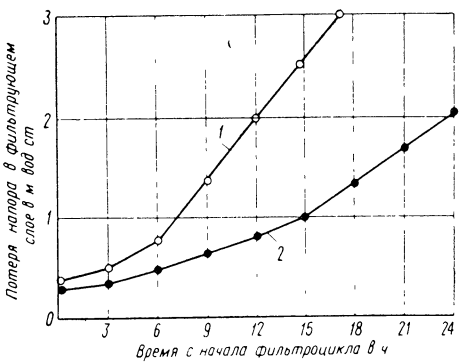


Рис. VIII.12. Нарастание потери напора в скором *1* и двухслойном *2* фильтрах

Наличие в двухслойном фильтре верхнего крупнозернистого слоя препятствует образованию на поверхности загрузки плотной пленки, как это часто бывает в обычном кварцевом фильтре с мелкозернистой загрузкой. При таком расположении фильтрующих слоев значительно больший объем их порового пространства используется для задержания загрязнений из осветляемой воды; вследствие этого грязеемкость двухслойного фильтра оказывается в 2—2,5 раза большей, чем грязеемкость обычного фильтра. Это позволяет повысить скорость фильтрования на двухслойном фильтре по сравнению с кварцевым или удлинить продолжительность фильтроцикла, а в некоторых случаях упростить схемы очистных сооружений.

На рис. VIII.12 представлен график нарастания потери напора в обычном скором и двухслойном фильтрах при их параллельной работе на одной и той же воде при скорости фильтрования 12 *м/ч*. Как видно из этих графиков, при осветлении воды производительность двухслойного фильтра за цикл почти в два раза больше производительности обычного скорого фильтра.

Двухслойные фильтры используют для окончательного осветления и обесцвечивания коагулированных и предварительно осветленных вод рек и озер, а также для осветления вод после их умягчения и обезжелезивания.

Двухслойные фильтры можно применять как при строительстве новых очистных станций, так и при реконструкции действующих станций с целью увеличения их производительности.

Наиболее целесообразно применение двухслойных фильтров на станциях, где обычные кварцевые скорые фильтры работают с коротким фильтроциклом из-за образования на поверхности фильтрующего слоя плотной пленки из задержанных фильтром загрязнений. Примером такого случая является осветление воды, содержащей большое количество фитопланктона, особенно во время «цветения» водоема. Двухслойные фильтры имеют достаточно продолжительный фильтроцикл при осветлении воды с общим содержанием взвешенных веществ, не превышающим 50 *мг/л* (включая взвесь, образующуюся при введении в воду коагулянта). Поэтому без предварительного отстаивания на двухслойные фильтры можно подавать только воды маломутных рек, озер и водохранилищ.

Высоту фильтрующего слоя двухслойного фильтра принимают в пределах от 800 до 1000 *мм*, в том числе высоту слоя из дробленого антрацита от 400 до 600 *мм*.

По предложению Г. А. Рукавишникова [11] был испытан трехслойный фильтр (кварцевый песок, дробленый антрацит, керамзит). При скорости фильтрования около 20 *м/ч* фильтр давал воду питьевого качества при продолжительности фильтроцикла около 28 *ч*.

Скорость фильтрования коагулированной и отстоенной воды на двухслойных фильтрах можно принимать до 10 *м/ч* с кратковременным повышением до 12 *м/ч* на период ремонта одного из фильтров станции.

Двухслойные фильтры чувствительны к резким колебаниям скорости фильтрования. Поэтому они должны быть оборудованы регуляторами скорости фильтрования.

Для загрузки двухслойного фильтра должен применяться хорошо отсортированный песок с размером зерен 0,5—1,2 *мм* и коэффициентом неоднородности не более 2.

Минимальный размер фракций антрацитовой крошки, используемой для загрузки фильтров, должен быть 0,8—1 *мм*, а максимальный размер должен быть в 3 раза больше минимального размера зерен песка.

Подбор фракций антрацита при использовании песка различной крупности может быть произведен по графику (рис. VIII.13). Если соотношение фракций песка и антрацита выбрано правильно, то при промывке не должно происходить перемешивания материалов на границе слоев.

Промывку двухслойных фильтров производят током воды снизу вверх с интенсивностью, обеспечивающей 50%-ное расширение всего слоя загрузки. При этом каждый из слоев — кварцевый и антрацитовый — также расширяется на 50%.

Рекомендуемые интенсивности промывки для двухслойных фильтров (при температуре промывной воды не выше 20° С) с загрузками различной крупности приведены на рис. VIII.13.

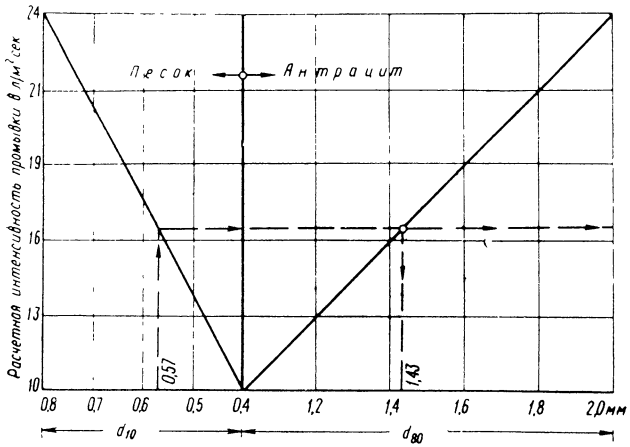


Рис. VIII.13. График для подбора загрузки двухслойных фильтров

Продолжительность промывки двухслойного фильтра составляет 5—6 *мин*, расход промывной воды обычно не превосходит 2—2,5% в периоды наибольшей мутности воды.

Двухслойный фильтр сначала загружают только кварцевым песком и в течение месяца эксплуатируют его без верхнего антрацитового слоя. За это время 2—3 раза производят удаление с поверхности загрузки мелкого песка с тем, чтобы к моменту загрузки дробленого антрацита из фильтра был удален весь песок с размером зерен менее 0,5—0,6 *мм*.

Антрацит следует загружать в фильтр равномерно по всей площади фильтра и замачивать не менее 3—4 *ч*, а затем отмыть от пыли обратным током воды. Первые две-три промывки производят с интенсивностью не более 7—8 $л/м^2 \cdot сек$. В промывной воде не должно быть воздуха во избежание выброса нужных фракций антрацита в канализацию.

После нескольких промывок оставшиеся на поверхности слоя антрацита мелкие фракции (мельче 0,8 *мм*) должны быть удалены совковой лопатой.

При очистке маломутных вод весьма перспективным представляется применение двухслойных фильтров с верхним слоем из гранулированного активного угля, служащего катализатором

процесса окисления органических веществ воды хлором [10]. Такие двухслойные фильтры с гранулированным активным углем АГ-3 успешно работают с 1957 г. на Киевском водопроводе [21] и применены на новой станции в г. Дель-Сити, США.

13. РАСШИРЕНИЕ ФИЛЬТРУЮЩИХ МАТЕРИАЛОВ ПРИ ПРОМЫВКЕ

Опыт эксплуатации скорых и двухслойных фильтров показал, что для хорошей отмывки фильтрующего слоя от задержанных им загрязнений нужно привести в движение — взвесить в восходящем потоке воды — зерна фильтрующей загрузки и создать такую интенсивность столкновений этих зерен между собой, которая обеспечила бы полное оттирание с их поверхности налипших загрязнений.

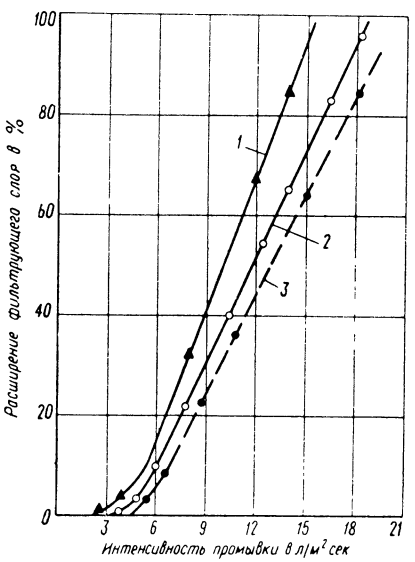


Рис. VIII.14. График расширения песка и дробленого антрацита при промывке водой

1 — песок (температура воды 4° С); *2* — песок (21° С); *3* — антрацит (20,5° С)

Нужная интенсивность оттирания загрязнений достигается для зерен разной крупности при различном проценте расширения фильтрующего слоя в восходящем потоке промывной воды. Чем меньше размер зерен, тем больший процент расширения фильтрующего слоя нужен для хорошей его отмывки. Так, для хорошей отмывки фильтрующего слоя обычного скорого фильтра промывку его нужно вести с интенсивностью, обеспечивающей 50%-ное расширение песка; для хорошей отмывки загрузки крупнозернистого фильтра достаточна интенсивность, обеспечивающая 30% ее расширения.

Данные опытов по определению процента расширения кварцевого песка и дробленого антрацита при различных интенсивностях промывки водой различной температуры показаны на рис. VIII.14. Из графика видно, что фильтрующий слой начинает расширяться лишь при некоторой критической интенсивности промывки; с увеличением последней процент расширения линейно возрастает.

Зерна фильтрующего материала находятся в расширившемся фильтрующем слое в динамическом равновесии под действием

силы тяжести, направленной вниз, и равнодействующей сил трения промывной воды о поверхность зерен, направленной вверх. Сила трения воды о поверхность зерен зависит от скорости движения восходящего потока воды вблизи зерен, а также от плотности и вязкости воды. Фактическая скорость движения воды у поверхности зерен в расширившемся фильтрующем слое зависит от количества подаваемой в фильтр воды и межзерновой пористости расширившегося слоя. Так как с увеличением процента расширения песка возрастает его пористость, фактическая скорость обтекания зерен будет уменьшаться с увеличением процента расширения при неизменном расходе подаваемой в фильтр промывной воды.

На взвешенное в потоке промывной воды зерно действуют направленная вниз сила тяжести P_1 и направленная вверх равнодействующая сил трения воды о поверхность зерна P_2.

Для шарообразных зерен диаметром d *мм*:

$$P_1 = \frac{\pi d^3}{6}(\gamma_з - \gamma_в); \quad P_2 = \pi d^2 \tau, \qquad \text{(VIII.28)}$$

где τ — удельная интенсивность силы трения воды о поверхность зерна, равная:

$$\tau = \frac{Bu^2}{\mathrm{Re}^s};$$

здесь B — параметр, зависящий от формы и шероховатости зерна;

u — скорость движения воды относительно поверхности зерна;

$$\mathrm{Re} = \frac{ur\rho}{\mu} \text{ и } r = \frac{(e + p_0)}{(1 - p_0)} \cdot \frac{d}{6};$$

p_0 — пористость плотного фильтрующего слоя до начала промывки в долях его объема;

e — расширение фильтрующего слоя при промывке в долях первоначальной его высоты.

Выразим фактическую скорость обтекания зерен загрузки u во время промывки через интенсивность промывки фильтра w:

$$u = \frac{w(e + 1)}{e + p_0}. \qquad \text{(VIII.29)}$$

Тогда $\mathrm{Re} = \frac{\rho}{\mu} \cdot \frac{w(e + 1)}{(1 - p_0)} \Phi d_{эк}$, (где Φ — коэффициент формы зерен фильтрующего слоя, равный для шаров 6 и для хорошо окатанных песков 7).

Так как в расширившемся при промывке фильтрующем слое зерна находятся в динамическом равновесии, мгновенная проекция на вертикальную ось всех сил, действующих на каждое зерно, должна быть равна нулю, следовательно, $P_1 - P_2 = 0$.

Тогда

$$\frac{\pi d_{\text{экв}}^3}{6}(\gamma_з - \gamma_в) - \frac{\pi d_{\text{экв}}^2 B w^2 \left(\frac{e+1}{e+p_0}\right)^2}{\left[\frac{\rho}{\mu} w \frac{e+1}{1-p_0} d_{\text{экв}} \Phi\right]^s} = 0. \qquad \text{(VIII.30)}$$

Для обычных песков и воды температурой от 4 до 40° С можно принять: $s=0{,}7$; $B=0{,}1$; $\rho=1$; $\gamma_з - \gamma_в = 1{,}65$; $\Phi=7$; $p_0=0{,}4$.

Тогда интенсивность промывки $w_п$, необходимая для получения относительного расширения песка e, может быть вычислена по формуле

$$w_п \approx 5 \frac{d_{\text{экв}}^{1,33}(e+p_0)^{1,77}}{(e+1)^{1,33}\mu^{0,54}}. \qquad \text{(VIII.31)}$$

Для дробленого антрацита можно принять $s=0{,}6$; $B=0{,}08$; $\gamma_з - \gamma_в = 0{,}75$; $\Phi=7{,}5$; $p_0=0{,}4$; $\rho=1$.

Необходимую интенсивность промывки антрацитовой крошки можно найти по формуле

$$w_{\text{антр}} = 2{,}8 \frac{d_{\text{экв}}^{1,33}(e+p_0)^{1,77}}{(e+1)^{1,33}\mu^{0,54}}. \qquad \text{(VIII.32)}$$

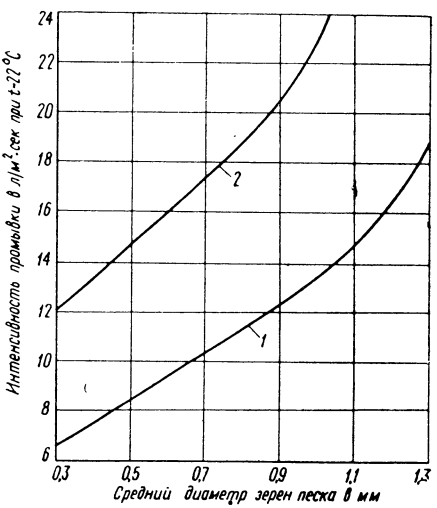


Рис. VIII.15. График для выбора интенсивности промывки фильтров

1 — 25%-ное расширение песка; *2* — 50%-ное расширение песка

При промывке фильтра помимо достижения определенного процента расширения фильтрующей загрузки необходимо также добиваться взвешивания нижних наиболее крупных ее фракций. Интенсивность промывки, при которой начинается это взвешивание, может быть вычислена по формулам (VIII.31) и (VIII.32), если в них принять $e=0$, а $d_{\text{экв}} = d_{\text{макс}}$, т. е. диаметру наиболее крупных зерен фильтрующего слоя.

Тогда будем иметь:

для фильтрующего слоя из кварцевого песка при промывке его водой с температурой 20° С

$$w_п^{\text{кр}} = 15 d_{\text{макс}}^{1,33}; \qquad \text{(VIII.33)}$$

для фильтрующего слоя из антрацитовой крошки

$$w_{\text{антр}}^{\text{кр}} = 8 d_{\text{макс}}^{1,33}. \qquad \text{(VIII.34)}$$

Для ориентировочных расчетов интенсивность промывки, необходимую для заданного расширения фильтрующего слоя, можно определять по графику (рис. VIII.15).

В период эксплуатации фильтров принятая проектом интенсивность промывки должна корректироваться по сезонам года в связи с изменением температуры промывной воды.

14. РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫЕ И ДРЕНАЖНЫЕ УСТРОЙСТВА ФИЛЬТРОВ

Дренажная система предназначена для отвода из-под фильтрующего слоя профильтрованной воды и служит для равномерного распределения промывной воды по площади фильтра.

Правильно сконструированная дренажная система должна быть достаточно прочной, обеспечивать высокую степень равномерности распределения промывной воды по площади фильтра, не допускать выноса из фильтра фильтрующей загрузки вместе с фильтратом и не засоряться в процессе эксплуатации.

По принципу работы при распределении промывной воды различают следующие типы дренажных систем: 1) большого сопротивления, в которых равномерность распределения воды по площади фильтра достигается вследствие большого гидравлического сопротивления при проходе промывной воды через отверстия дренажа; эти сопротивления значительно превышают разность давлений промывной воды в различных точках дренажной системы; 2) малого сопротивления, в которых равномерность распределения воды по площади фильтра достигается за счет малых скоростей движения воды в дренажной системе и малой вследствие этого разности давлений в различных точках дренажной системы.

Дренажные системы большого сопротивления разделяют на системы без горизонтальной компенсации и с горизонтальной компенсацией. Дренажную систему без горизонтальной компенсации устраивают так, чтобы вода из нее при промывке фильтра поступала непосредственно в толщу поддерживающего или фильтрующего слоя. В дренажной системе с горизонтальной компенсацией вода из отверстий системы поступает в свободное от загрузки пространство фильтра, где она, двигаясь в горизонтальном направлении, компенсирует в известной мере возможную неравномерность распределения воды дренажной системой.

Дренажные системы как большого, так и малого сопротивления разделяют на системы, рассчитанные на работу с поддерживающими гравийными слоями, и на системы, приспособленные к работе без гравийных поддерживающих слоев.

Некоторые типы дренажных систем приспособлены к распределению по площади фильтра не только воды, но и сжатого воздуха при совместной водовоздушной промывке фильтра.

Активное воздействие дренажной системы большого сопротивления на равномерность распределения промывной воды делает применение ее более предпочтительным по сравнению с дренажными системами малого сопротивления.

На рис. VIII.16 показана схема трубчатой дренажной системы большого сопротивления без горизонтальной компенсации,

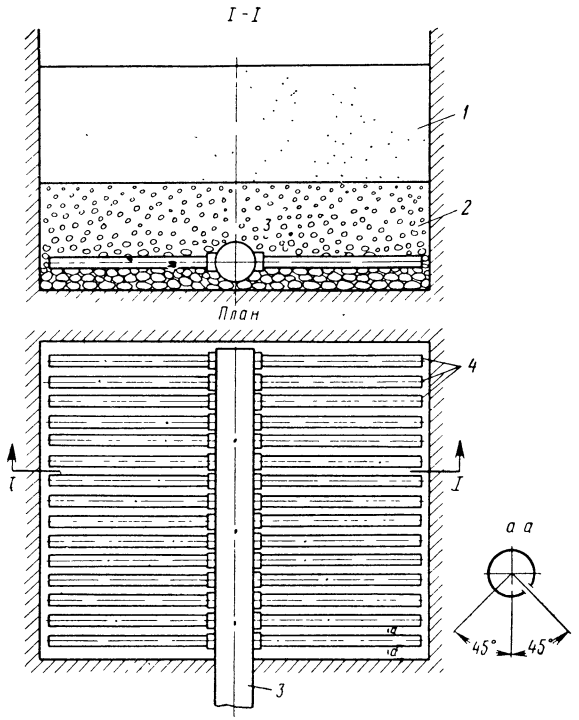


Рис. VIII.16. Схема трубчатой дренажной системы большого сопротивления без горизонтальной компенсации

1 — фильтрующий слой; *2* — поддерживающие слои; *3* — коллектор; *4* — ответвления дренажа

рассчитанной на работу с поддерживающими слоями. Она представляет собой коллектор, расположенный по оси фильтра, к которому с обеих сторон симметрично присоединены дырчатые распределительные трубы. Отверстия в дырчатых трубах размещены по образующим трубы в шахматном порядке под углом 45° к вертикальной оси сечения трубы (сечение *а—а*).

Схема трубчатого дренажа большого сопротивления с горизонтальной компенсацией представлена на рис. VIII.17.

Схема дренажной системы малого сопротивления показана на рис. VIII.18. Промывная вода поступает по трубе с большими

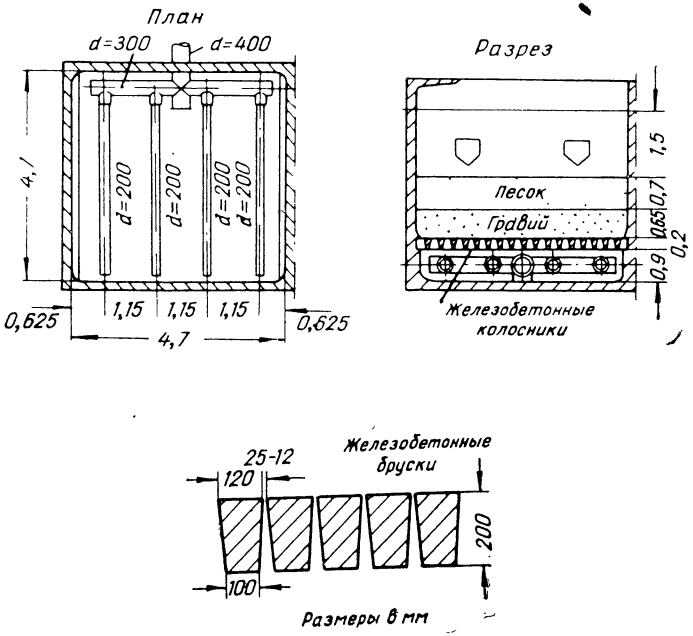


Рис. VIII.17. Схема трубчатой дренажной системы большого сопротивления с горизонтальной компенсацией

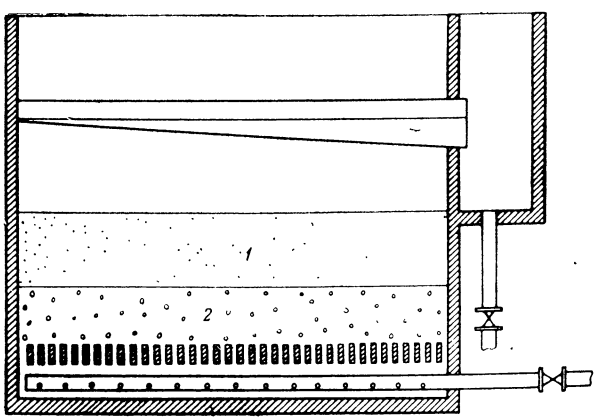


Рис. VIII.18. Схема дренажной системы малого сопротивления

1 — песок; *2* — гравий

отверстиями в междудонное пространство фильтра и далее через щели между колосниками вверх в поддерживающие слои. Малая скорость движения воды в дырчатой трубе и междудонном пространстве обеспечивает малую разность давлений в различных точках по площади фильтра и, следовательно, почти одинаковые расходы воды через равные участки площади фильтра.

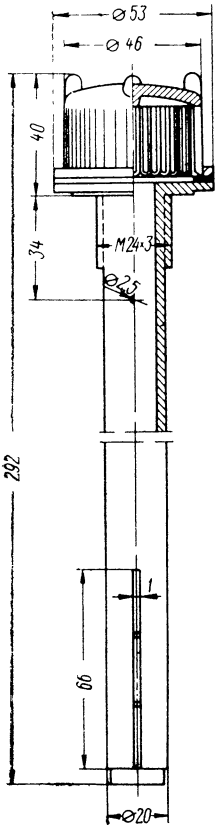


Рис. VIII.19. Дренажный пластмассовый колпачок для водовоздушной промывки фильтров типа В-1

Недостатком дренажных систем с горизонтальной компенсацией, особенно систем малого сопротивления, является высокая чувствительность их к неодинаковому сопротивлению на различных участках фильтрующего слоя. При неравномерном по площади фильтра уплотнении или загрязнении фильтрующего слоя промывная вода, свободно перемещаясь в междудонном пространстве, не проходит через уплотненные или загрязненные участки фильтрующего слоя, а идет по линии наименьшего сопротивления через разрыхленные и малозагрязненные участки фильтра. В результате этого в фильтре получаются плохо промываемые участки и работа его ухудшается.

В США при устройстве дренажных систем с горизонтальной компенсацией применяют пустотелые керамические или бетонные блоки, стенки которых уменьшают возможность свободного движения воды в плоскости дренажной системы.

На рис. VIII.19 показана схема дренажного колпачка, специально приспособленного для водовоздушной промывки. Эти колпачки завинчивают при монтаже фильтра в специальные гайки, заложенные в железобетонные плиты, которые перекрывают междудонное пространство фильтра. Воздух при промывке фильтра поступает под нижнюю поверхность плиты и постепенно вытесняет воду из междудонного пространства. Поступление воздуха в колпачки и через них в фильтрующий слой начинается тогда, когда нижняя граница слоя сжатого воздуха достигнет верха щели на хвостовой части колпачков. Щель (шириной 1 *мм*), через которую проходит сжатый воздух внутрь дренажного колпачка, имеет малую площадь, что обеспечивает достаточное для равномерного распределения воздуха сопротивление в дренажной системе. Дренажные колпачки должны быть установлены так, чтобы верх щелей у всех колпачков был на одинаковом уровне.

Дренажный колпачок, схема которого изображена на рис. VIII.19, имеет щели шириной около 0,5 *мм*, что позволяет применять такие колпачки в фильтрах без поддерживающих гравийных слоев.

Дренажные системы с гравийными поддерживающими слоями имеют существенный недостаток: в процессе эксплуатации фильтров гравийные слои часто смещаются и нарушается горизонтальность их поверхности. Смещение гравийных слоев в фильтрах при промывке обычно происходит постепенно, по мере накопления остаточных загрязнений в толще фильтрующего слоя.

При промывке фильтра током воды снизу вверх в первый момент, особенно при быстром открытии задвижки на линии подачи промывной воды, загрязненный фильтрующий слой, сцементированный задержанными им загрязнениями, несколько приподнимается. Затем происходит прорыв воды через фильтрующий слой: по всей площади фильтра устремляется вода, которая движется в слое гравия с большой скоростью, увлекая часть его к месту прорыва. В результате этого в месте прорыва возникает холмик из гравия. Слой песка над ним после промывки будет тоньше, чем в других местах фильтра, поэтому при следующей промывке прорыв воды через слой загрязненного песка наиболее вероятен в этом месте. Постепенно, от промывки к промывке, этот холмик растет, слой песка над ним делается все тоньше и тоньше, способность фильтра задерживать загрязнения резко снижается, и его приходится останавливать для перегрузки, очень трудоемкой операции.

Попытки предотвратить смещение гравийных слоев в фильтрах устройством ячеистой конструкции из досок или стальных листов, устанавливаемой на границе между песком и гравием, не во всех случаях дали положительный результат.

Наиболее действенным методом предотвращения затруднений, возникающих при эксплуатации фильтров из-за смещения гравийных поддерживающих слоев, является применение дренажных систем, приспособленных для работы без поддерживающих слоев.

Имеются три типа таких систем:

1) щелевые, в которых вода проходит из фильтрующего слоя в колпачки или трубы дренажа через щели, причем ширина щелей меньше среднего размера зерен фильтрующего слоя;

2) пористые, изготовляемые из пористых плит или труб с размером пор 0,2—0,3 *мм*; пористые дренажные плиты и трубы изготовляются спеканием шамотной крошки на Кучинском заводе керамических блоков (пос. Кучино, Московской обл.); по своим свойствам эти плиты близки к пористым плитам «алоксайт», изготовляемым в США спеканием гранулированной окиси алюминия;

3) грибковые, в которых предотвращение выноса фильтрующего материала вместе с фильтратом достигается применением особой конфигурации дренажного колпачка; вода при входе в него движется вверх со скоростью, меньшей, чем нужна для взвешивания зерен фильтрующего слоя.

На рис. VIII.20 показана схема щелевого фарфорового колпачка конструкции Всесоюзного теплотехнического института

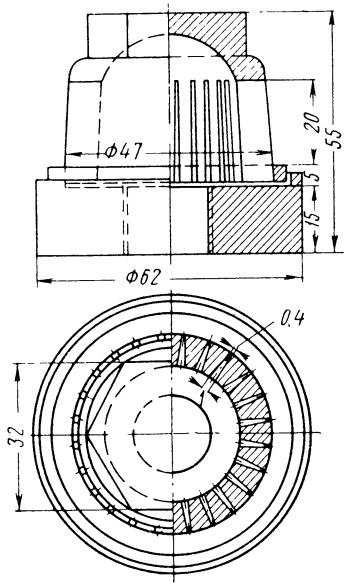


Рис. VIII.20. Схема щелевого фарфорового колпачка ВТИ-5

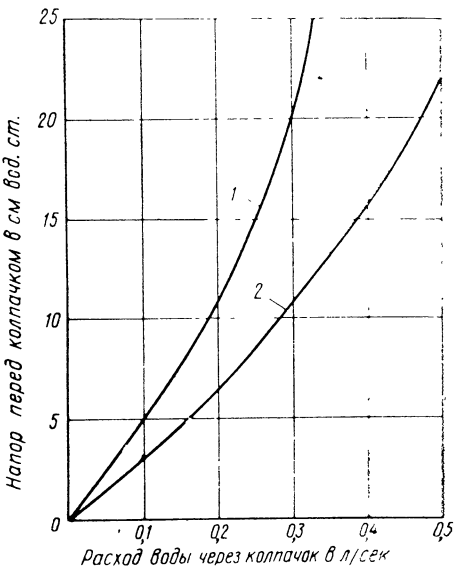


Рис. VIII.21. Гидравлическая характеристика щелевых колпачков
1 — ВТИ-5; *2* — В-1

им. Ф. Э. Дзержинского (ВТИ), изготовляемого Токаровским фарфоровым и Славянским арматурно-фарфоровым заводами.

В нижней части колпачок имеет резьбу для навертывания его на резьбу ниппеля трубчатой дренажной системы или на ниппель плиты дренажа с горизонтальной компенсацией. Уплотнение на резьбе достигается с помощью льняной пряди, смазанной суриком.

На боковой поверхности щелевого фарфорового колпачка имеются 24 вертикальные щели высотой 20 *мм* каждая. Ширина щели по внешнему периметру колпачка 0,4 *мм*, а по внутреннему 1 *мм*. Общая площадь щелей одного колпачка 192 $мм^2$.

Изготовляемые отечественной промышленностью из ударопрочного полистирола щелевые колпачки типа В-1 для водовоздушной промывки имеют 36 вертикальных щелей высотой 20 *мм*

и шириной 0,4 *мм*. Гидравлическая характеристика этих колпачков и колпачков ВТИ-5 представлена на графике (рис. VIII.21).

Вместо щелевых колпачков может применяться дренаж из щелевых труб.

Щелевые трубы можно изготовлять из нержавеющей стали, полиэтилена высокой плотности или винипласта. Нарезку щелей на трубах из нержавеющей стали следует осуществлять электроискровым методом, так как обычные фрезы очень быстро затупляются и требуют замены.

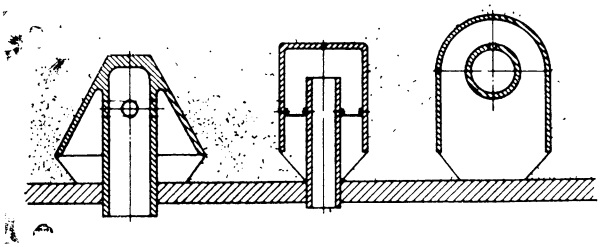


Рис. VIII.22. Схемы грибковых дренажей для безгравийных фильтров

Винипластовые трубы при нарезке на них щелей в значительной мере утрачивают прочность. Поэтому такие трубы можно применять для дренажей фильтров небольших размеров с диаметром распределительных труб не более 75 *мм*. При нарезке щелей на винипластовых и полиэтиленовых трубах используются отрезные фрезы толщиной 0,5—0,7 *мм*. Фрезы следует охлаждать, так как при нарезке щелей горячей фрезой наблюдается заплывание щели после остывания трубы.

Соединение полиэтиленовой или винипластовой трубы с коллектором можно выполнять с помощью отбортовки и надвижного стального фланца либо путем подогрева конца трубы до пластичного состояния, при котором ее конец надевают на стальной соединительный патрубок. Последний имеет на обратном конце резьбу, с помощью которой его вместе с надетой винипластовой трубой ввертывают в муфту коллектора.

Схемы грибковых дренажей для безгравийных фильтров представлены на рис. VIII.22.

Во Франции для предотвращения смещения гравия в скорых фильтрах применяют укладку поверх крупного гравия нижних поддерживающих слоев — плит из макропористого бетона вместо слоев мелкого гравия. Плиты толщиной 40—50 *мм* и размером в плане 500×400 *мм* изготовляют непосредственно на станции из гравия или щебня с размером зерен 8—12 *мм* и цемента (200 *кг* кремнеземистого цемента на 1 $м^3$ гравия); песок в бетон не вводят. Их укладывают либо непосредственно на слой гравия

с размером зерен 16—32 *мм*, либо заменяют все слои гравия в фильтрах с междудонным пространством, ложное дно которых устраивают из железобетонных плит с отверстиями диаметром 5—10 *мм* или из железобетонных колосников.

Применение плит из макропористого бетона возможно только в том случае, если фильтруемая вода не коррозионна по отношению к бетону.

Имеются данные о том, что и при укладке в фильтре с гравийными поддерживающими слоями поверх мелкого гравия обратного фильтра из гравия с размером зерен 25—30 *мм* не происходит сдвига нижних поддерживающих слоев.

15. ОТВОД ИЗ ФИЛЬТРОВ ПРОМЫВНОЙ ВОДЫ

Отвод из фильтра грязной промывной воды при промывке осуществляется в открытых фильтрах с помощью желобов или дырчатых труб, в напорных фильтрах с помощью воронки, прямой или кольцевой дырчатой трубы. Сборные промывные желоба изготовляют из досок, листовой стали или железобетона. За последнее время стали применять промывные желоба из асбестоцемента и стеклопластиков.

По форме поперечного сечения желоба различают с треугольным (рис. VIII.23, *а*) и полукруглым (рис. VIII.23, *б*) днищем.

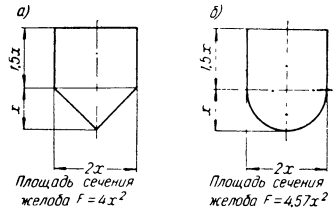


Рис. VIII.23. Желоба для отвода из фильтров промывной воды

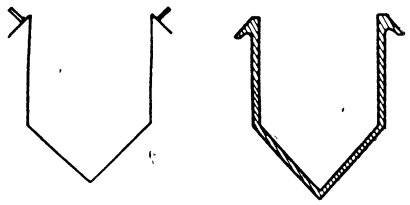


Рис. VIII.24. Защитные козырьки промывных желобов

Желоба располагают параллельно короткой стороне фильтра с таким расчетом, чтобы расстояние между осями смежных желобов было не более 2,5 *м*. Переливные кромки всех желобов должны быть строго горизонтальны. Поверхность стенок желобов должна быть гладкой, лотки желобов должны иметь уклон по движению воды не менее 0,01.

Расстояние от поверхности фильтрующего слоя до верха сборных желобов определяют по формуле

$$h_{ж} = \frac{He}{100} + 0{,}2 \text{ м}, \qquad \text{(VIII.35)}$$

где H — толщина слоя песка в фильтре, в *м*;

e — относительное расширение фильтрующей загрузки при промывке в %, принимаемое по табл. VIII.5.

Для уменьшения выноса песка в желоба при промывке фильтров (особенно при применении водовоздушной промывки) целесообразно снабжать желоба и воронки, служащие для отвода из фильтра промывной воды, защитными козырьками (рис. VIII.24). Во избежание скопления воздуха под козырьком в последнем устанавливают воздухоотводные трубки — по четыре трубки на воронку и по одной трубке на каждые 2—3 *м* длины кромки желоба.

Улучшение эффекта промывки фильтра может быть достигнуто устройством под желобами фильтра дросселирующих отбойных щитов, направляющих поток промывной воды из-под желоба к середине фильтра (рис. VIII.25).

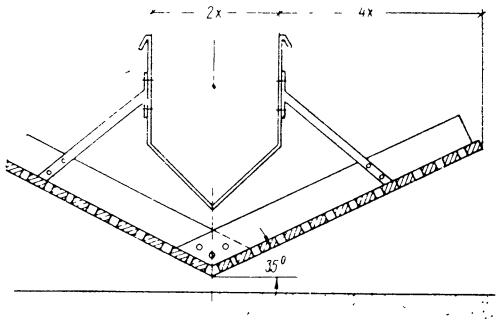


Рис. VIII.25. Отбойный щит для улучшения промывки фильтров

В напорных фильтрах отвод промывной воды иногда осуществляется с помощью дырчатых труб. Для обеспечения достаточной равномерности сбора промывной воды по площади фильтра скорость ее движения в отверстиях сборных дырчатых труб должна не менее чем в 2,5—3 раза превышать скорость движения воды в устье сборной трубы.

В целях экономии металла скорость движения промывной воды в устье сборной трубы принимают большей, чем скорость в сборных желобах. Обычно скорость движения промывной воды в сборных дырчатых трубах принимают около 1,5 *м/сек*. Тогда скорость движения воды в отверстиях трубы должна быть равна 4—4,5 *м/сек*.

При таких скоростях движения воды в отверстиях и в самой дырчатой трубе потеря напора в ней может доходить до 1,5—2 *м вод. ст.* Поэтому выпуск сборной трубы в канал отвода промывной воды должен быть расположен не менее чем на 2,5 *м* ниже оси сборной дырчатой трубы и снабжен гидравлическим затвором. Последний препятствует срыву вакуума в трубе, отводящей из фильтра промывную воду.

Дырчатые трубы могут быть использованы также для отвода грязных промывных вод и из открытых фильтров. При этом расстояние между осями дырчатых труб принимают 1,2—1,5 *м*, скорость движения воды в отверстиях трубы и в самой трубе, а также расстояние от оси трубы до выпуска в канал принима-

ют такими же, как и в напорных фильтрах. Во избежание срыва вакуума конец трубы должен быть опущен под уровень воды в специальном приямке или в самом канале, отводящем промывную воду.

В фильтрах с водовоздушной промывкой часто отвод промывной воды осуществляется не через навесные желоба, а через водослив бокового канала фильтра (фильтры «аквазур» фирмы «Дегремон», фильтры фирмы «Вабаг»). В этом случае фильтр имеет ширину не более 6,5 *м*. Он разделен на две половины центральным каналом, стенки которого служат водосливом, а кромка расположена на 30—40 *см* выше поверхности песка. Вдоль боковых стен фильтра расположены каналы для отвода промывной воды. В фильтрах небольшой площади центральный канал не устраивается. Каналы имеют глубину, равную высоте фильтрующего слоя; они служат для подачи на фильтр осветляемой воды и отвода из фильтра грязной промывной воды.

16. ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОМЫВКИ ФИЛЬТРОВ

Обычно промывка фильтрующего слоя водой снизу вверх в течение 5—7 *мин* с интенсивностью, обеспечивающей 30—50%-ное расширение фильтрующего слоя, достаточно эффективно удаляет задержанные им загрязнения. Остаточное загрязнение при этом не превосходит 1—1,5% веса песка.

Однако встречаются случаи (осветление высокомутных вод, обезжелезивание воды, умягчение воды известкованием), когда обычная промывка оказывается недостаточно эффективной. В этих случаях повышение эффективности промывки может быть достигнуто применением водовоздушной промывки с барботажем фильтрующего слоя перед промывкой сжатым воздухом, подаваемым через специальную распределительную систему под фильтрующий слой.

Вместо водовоздушной промывки можно применять верхнюю промывку фильтра, устраиваемую в дополнение к обычной. Сущность ее заключается в том, что наиболее загрязненные верхние слои песка в фильтре промывают струями воды, выходящими из отверстий промывной системы, которая расположена над поверхностью фильтрующего слоя.

Струи воды, выходящие из отверстий верхней промывной системы с большой скоростью (20—25 *м/сек*), разрушают перед началом обычной промывки пленку на поверхности фильтрующего слоя, предотвращая тем самым снос гравийных слоев при промывке, смывают загрязнения с зерен песка и диспергируют отмытые с поверхности песка загрязнения, облегчая вынос их промывной водой из фильтра.

Верхнюю промывку фильтров осуществляют с помощью либо стационарной системы для распределения по площади фильтра промывной воды, либо вращающейся промывной системы.

Стационарные распределительные системы для верхней промывки изготовляют в виде системы дырчатых труб, расположенных над поверхностью песка параллельно осям сборных желобов, и в виде систем труб с насадками, располагаемыми над поверхностью песка.

При проектировании стационарной распределительной системы для верхней промывки с дырчатыми трубами принимают интенсивность промывки 3—4 *л/м²·сек*, давление воды в распределительной системе 3—4 *ат*; расстояние между осями смежных дырчатых труб 700—1000 *мм*; расстояние между отверстиями, расположенными в шахматном порядке под углом 30° к горизонту, 200—250 *мм*; расстояние от нижней образующей трубы до поверхности песка в фильтре 50—70 *мм*; скорость выхода воды из отверстий 20—25 *м/сек*; скорость движения воды в начале дырчатого участка трубы 3—5 *м/сек*.

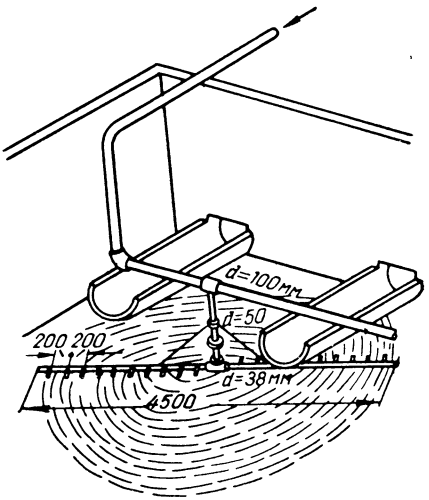


Рис. VIII.26. Схема вращающейся системы для верхней промывки фильтра

Вращающаяся распределительная система для верхней промывки представляет собой трубу диаметром 38—50 *мм* (рис. VIII.26), которая вращается в горизонтальной плоскости на полом валу под действием реактивной силы струй, вытекающих из сопел; последние расположены под углом 25° к горизонту. Полым валом служит подводящий трубопровод, снабженный пятой с шариковым подшипником. Во избежание попадания песка пяту с подшипником располагают выше уровня воды в фильтре.

Расстояние между соплами a по длине вращающейся трубы определяют в соответствии с результатами исследований П. И. Егоршина (Горьковский инженерно-строительный институт) по эмпирическому уравнению $a=5p$ *см* (где p — давление в подводящем трубопроводе в *кГ/см²*).

Интенсивность верхней промывки с вращающимся распределителем принимают в пределах 0,5—0,75 *л/м²·сек*, а скорость выхода воды из отверстий сопел — 25—30 *м/сек*. Для создания такой скорости в системе нужно иметь напор 4—4,5 *кГ/см²*. Тогда согласно приведенному уравнению расстояние между смежными соплами будет равно 20—22,5 *см*. Скорость движения во-

ды в начале каждого плеча вращающейся трубы принимают 5—7 *м/сек*.

Комбинированную промывку фильтра снизу вверх с одновременным размывом пленки и грязевых комков верхней промывкой проводят в следующем порядке. Закрывают подачу на фильтр осветляемой воды и срабатывают воду в фильтре до кромок промывных желобов. Закрывают задвижку на линии фильтрата и включают подачу воды от насоса в систему верхней промывки. Верхнюю промывку с расчетной интенсивностью производят 2—3 *мин*, затем начинают промывку снизу, которую ведут 2—3 *мин* с интенсивностью, обеспечивающей 10—15%-ное расширение фильтрующего слоя, а потом 1—2 *мин* с интенсивностью, обеспечивающей 30—45%-ное его расширение. Затем прекращают подачу воды в верхнюю систему и через 20—30 *сек* заканчивают промывку снизу.

На небольших станциях, особенно работающих на осветлении воды рек с кратковременными паводками, для улучшения промывки фильтров можно применять ручные системы для верхней промывки. Такая система представляет собой отрезок газовой трубы диаметром 25 *мм* и длиной 2,5—3 *м*. К одному концу трубы приварена в виде буквы Т дырчатая труба длиной 70—80 *см*, а ко второму концу присоединен шланг, по которому поступает вода под давлением 3—4 $кГ/см^2$. На дырчатом участке трубы имеется 15—20 отверстий диаметром 2—3 *мм*, расположенных в два ряда. Перед началом обычной промывки фильтра оператор, двигаясь вдоль борта фильтра, с помощью ручной промывной системы размывает пленку на поверхности фильтрующего слоя. Затем, передвигая дырчатую трубу в толще расширившейся фильтрующей загрузки, он размывает грязевые комки.

Для поддержания чистоты фильтрующей загрузки целесообразно периодически, один раз в 12—24 месяца, перемывать песок в фильтре. Для этого песок из загрязненного фильтра гидротранспортером перемещают в резервный фильтр, отделяя песок от воды гидроциклоном, установленным на конце шланга гидротранспортера. При этом загрязнения оттираются с поверхности зерен песка и уносятся через верхний патрубок гидроциклона в канализацию. Чистый песок через нижний сливной патрубок гидроциклона поступает в фильтр.

17. ПОДАЧА ПРОМЫВНОЙ ВОДЫ

Количество промывной воды $Q_п$, подаваемой в фильтр через нижнюю распределительную систему, определяют по формуле

$$Q_п = 3{,}6Fw \ м^3/ч, \qquad \text{(VIII.36)}$$

где F — площадь фильтра в $м^2$;

w — интенсивность промывки в период наиболее высокой температуры промывной воды в $л/м^2 \cdot сек$.

Расчетная интенсивность промывки определяется по формулам (VIII.31)—(VIII.34), по графику, приведенному на рис. VIII.15, или принимается по табл. VIII.5.

Таблица VIII.5

Рекомендуемая интенсивность и продолжительность промывки фильтров с различными загрузками

Тип	Рекомендуемая величина относительного расширения загрузки при промывке в %	Интенсивность промывки в $л/м^2 \cdot сек$	Продолжительность промывки в *мин*
Скорые фильтры с песчаной загрузкой при $d_{экв}$:			
0,7—0,8 *мм*	45	12—14	6—5
0,9—1 »	30	14—16	
1,1—1,2 »	20	16—18	
Скорые фильтры с водовоздушной промывкой	15—20	15—20 (воздух) 5—7 (вода)	5 3
Скорые фильтры с двухслойной загрузкой .	50	13—15	7—6

Фильтры можно промывать специальным промывным насосом или из бака, расположенного выше фильтра.

Способ промывки фильтров выбирают на основе технико-экономического сравнения вариантов с учетом соотношения действующих в данном районе тарифов на электроэнергию (соотношения оплаты за установленную мощность и потребляемую электроэнергию) и наличия вблизи станции возвышенных мест, где может быть расположен промывной бак. На станциях небольшой производительности промывной бак располагают на третьем этаже здания фильтров, объем его должен вмещать запас воды на две промывки фильтра.

При промывке фильтров от насоса он должен быть расположен ниже уровня воды в резервуаре чистой воды.

На больших фильтровальных станциях с числом фильтров больше 14 забор воды промывным насосом может осуществляться непосредственно из канала фильтрованной воды, в котором для этого должен предусматриваться специальный приямок.

Напор, развиваемый промывным насосом, должен быть достаточен для преодоления геометрической разницы между уровнем кромки промывных желобов фильтров и низшим горизонтом воды в резервуаре; сопротивлений на трение во всасывающем и напорном трубопроводах насоса и трубопроводах фильтра; местных сопротивлений этих трубопроводов; сопротивлений в дренажных устройствах, поддерживающих слоях и фильтрующем слое.

Потери напора на трение и местные сопротивления определяют по обычным формулам гидравлики.

Потерю напора в дренаже вычисляют по формуле

$$h = \left(\frac{2{,}2}{K_\omega^2} + 1\right)\frac{v_{кол}^2}{2g} + \frac{v_{отв}^2}{2g}, \qquad \text{(VIII.37)}$$

где K_ω — отношение площади всех отверстий распределительной дренажной системы к площади поперечного сечения коллектора;

$v_{кол}$ и $v_{отв}$ — скорость движения воды в начале соответственно коллектора и ответвления в *м/сек*.

Потеря напора в гравийных поддерживающих слоях может быть вычислена по формуле, предложенной В. Т. Турчиновичем,

$$h_{г.с} = 0{,}22 H_{г.с} w, \qquad \text{(VIII.38)}$$

где $H_{г.с}$ — толщина слоев гравия в фильтре в *м*.

Потерю напора в фильтрующем слое можно определять по эмпирической формуле, предложенной А. И. Егорсвым (ВНИИ ВОДГЕО),

$$h_{ф.с} = (a + bw) H_ф \ м, \qquad \text{(VIII.39)}$$

где $H_ф$ — толщина фильтрующего слоя в *м*;

a и b — параметры, равные для кварцевого песка с размером зерен 0,5—1 *мм* соответственно 0,76 и 0,017, а для песка с размером зерен 1—2 *мм* — 0,85 и 0,004.

Обычно дно промывного резервуара располагают на высоте от 5 до 7 *м* над кромкой промывных желобов фильтров.

При разности отметок кромок промывных желобов и уровня воды в резервуаре чистой воды 3,5—4,5 *м* промывной насос при расчетном расходе должен развивать давление 9—12 *м вод. ст.*

Производительность насоса $q_{нас}$, подкачивающего воду в бак промывной воды из резервуара чистой воды или канала фильтрованной воды станции, определяют по формуле

$$q_{нас} = K\frac{W_{пр}\, n}{T}, \qquad \text{(VIII.40)}$$

где K — коэффициент запаса, принимаемый равным 1,5—2;

$W_{пр}$ — расход воды на одну промывку фильтра в $м^3$;

n — общее число промывок фильтров станции в сутки;

T — число часов работы станции в сутки.

Во избежание попадания в фильтры воздуха вместе с промывной водой должны быть приняты меры к предотвращению подсоса воздуха в сальниках насоса, всасывающих трубопроводах и т. п. С этой же целью устье трубопровода промывной воды в баке необходимо перекрывать щитом.

Промывной бак желательно разделять на две изолированные друг от друга половины с отдельными выпусками. Обе половины должны иметь переливы и дистанционные указатели

уровня с указывающими приборами, установленными в зале фильтров и на диспетчерском пульте.

18. РАСЧЕТ ФИЛЬТРОВ

Расчет фильтров сводится к определению необходимой площади фильтрования, а также назначению толщины фильтрующего слоя и диаметра его зерен. С учетом простоев фильтров во время промывки и расхода промывной воды, необходимая площадь фильтров или контактных осветлителей F может быть определена по формуле

$$F = \frac{Q}{Tv_р - 3{,}6nwt_1 - nt_2 v_р - nt_3 v_р} \text{ м}^2, \qquad \text{(VIII.41)}$$

где Q — полезная расчетная производительность фильтровальной станции в *м³/сутки*;

T — число часов работы станции в сутки; при трехсменной работе принимают $T=24$ *ч*, при двухсменной $T=16$ *ч* и односменной $T=8$ *ч* (можно считать, что трехсменная работа станции выгодна при ее производительности более 2000 *м³/сутки*);

$v_р$ — расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме работы станции (см. ниже) в *м/ч*;

n — число промывок фильтра в сутки; в расчетах n принимают равным 1,5—2 при проектировании частично автоматизированных станций и 3—4 при проектировании полностью автоматизированных станций;

w — расчетная интенсивность промывки в *л/м² · сек*, принимаемая в пределах 12—20 *л/м² · сек* в зависимости от крупности зерен фильтрующего слоя и температуры промывной воды (см. пп. VIII.13 и VIII.17);

t_1 — продолжительность промывки в *ч*, которую принимают равной 0,084—0,1 *ч* для скорых фильтров; 0,1—0,12 *ч* для двухслойных фильтров; 0,12—0,13 *ч* для контактных осветлителей и 0,13—0,15 *ч* для фильтров АКХ;

t_2 — продолжительность простоя фильтра в связи с его промывкой в *ч*; для обычных скорых крупнозернистых, двухслойных фильтров и контактных осветлителей t_2 принимают равной 0,3—0,5 *ч*, для фильтров АКХ — 0,5 *ч*;

t_3 — продолжительность спуска первого фильтрата или продолжительность работы фильтра после промывки на сниженной производительности; принимают 0,17—0,2 *ч* в зависимости от мутности фильтруемой воды.

Расчетная скорость фильтрования зависит от желаемой продолжительности межпромывочного периода работы фильтра,

мутности фильтруемой воды, размера зерен и толщины фильтрующего слоя.

В табл. VIII.6 и на рис. VIII.27 приведены результаты опытов Д. Бейлиса на Чикагской фильтровальной станции, которые

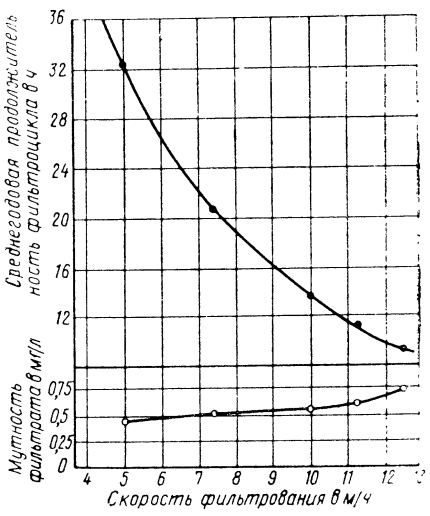


Рис. VIII.27. Влияние скорости фильтрования на показатели работы фильтра

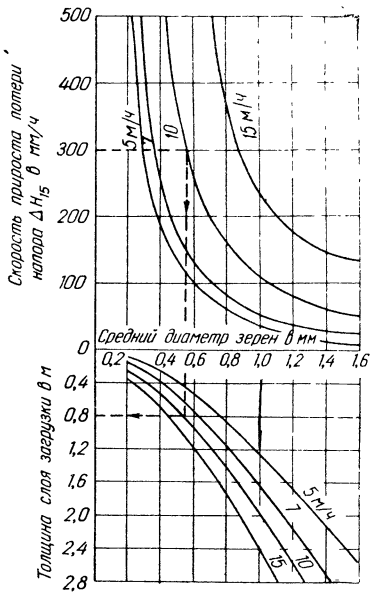


Рис. VIII.28. Номограмма для расчета фильтров

показывают ухудшение технико-экономических показателей скорых фильтров с увеличением скорости фильтрования.

Таблица VIII.6

Влияние скорости фильтрования на работу скорых фильтров[1] (по опытам Д. Бейлиса)

Скорость фильтрования в *м/ч*	Продолжительность фильтроцикла в *ч*	Мутность фильтрата в *мг/л*	Производительность фильтра за цикл в *м*[3]	Расход промывной воды в %
5	32,4	0,48	162	2,78
7,5	20,6	0,55	154	2,92
10	13,8	0,59	138	3,25
11,4	11,3	0,67	127	3,53
12,5	9,3	0,75	117	3,84

[1] Средние данные за 12 месяцев работы фильтров.

Поэтому, несмотря на возможность увеличения скорости фильтрования до 25—30 *м/ч* (исходя из располагаемого напора

и качества фильтрата), расчетную скорость фильтрования принимают в пределах от 6 до 12 *м/ч*.

Величину расчетной скорости фильтрования можно принимать по данным табл. VIII.7, в которой приведены также реко-

Таблица VIII.7

Рекомендуемые скорости фильтрования и характеристика фильтрующего слоя фильтров, работающих на полное осветление воды мутностью не выше 15 *мг/л*

Фильтр	Диаметр зерен в *мм*			Коэффициент неоднородности	Высота слоя в *мм*	Расчетная скорость фильтрования в *м/ч* при режиме работы	
	минимальный	максимальный	эквивалентный			нормальном	форсированном
Скорый	0,5	1,2	0,7—0,8	2—2,2	700	6	7,5
	0,7	1,5	0,9—1	1,8—2	1200—1300	8	10
	0,9	1,8	1,1—1,2	1,5—1,7	1800—2000	10	12
Двухслойный: кварцевый песок	0,5	1,2	0,8	2	400—500	10	12
антрацит	0,8	1,8	1,1	2	400—500		

мендации по выбору толщины и гранулометрических характеристик фильтрующего слоя различных типов фильтров при осветлении предварительно коагулированной и отстоенной воды с общим содержанием взвеси после этого не более 10—15 *мг/л*.

При выборе расчетной скорости фильтрования, толщины фильтрующего слоя и крупности зерен загрузки при осветлении вод средней полосы можно пользоваться номограммой (рис. VIII.28), на которой представлена зависимость скорости прироста потери напора на фильтрах при различной скорости фильтрования от крупности загрузки при мутности осветляемой воды 15 *мг/л*.

Расчетная скорость прироста потери напора в фильтре, отложенная по оси ординат верхней части номограммы, получается делением предельно допустимой величины потери напора в фильтре (в *мм вод. ст.*) на расчетную продолжительность межпромывочного периода работы фильтра.

Если расчет ведется на две промывки фильтра в сутки, расчетная скорость прироста потери напора для открытых фильтров может быть принята 250 *мм/ч*, для напорных — 850 *мм/ч*.

Пересчет данных, полученных по номограмме (см. рис. VIII.28), на случай осветления воды мутностью, большей или меньшей, чем 15 *мг/л*, производится по формуле

$$\Delta H_{\text{расч}} = \alpha \frac{\Delta H'_{\text{расч}}}{15} M, \qquad \text{(VIII.42)}$$

где $\Delta H'_{\text{расч}}$ и $\Delta H_{\text{расч}}$ — расчетная скорость прироста потери напора в *мм/ч* соответственно при осветлении коагулированной воды мутностью 15 *мг/л* и при мутности осветляемой воды M в *мг/л*;

α — коэффициент, учитывающий свойства взвеси; при осветлении коагулированной речной воды $\alpha=1$, при осветлении воды, умягченной известкованием с коагулированием, $\alpha=0{,}75$.

Пример пользования номограммой. Вода реки умягчается известкованием. Вода, поступающая на открытые фильтры, содержит 24 *мг/л* взвеси. Нужно выбрать расчетную скорость фильтрования и характеристики фильтрующего слоя с тем, чтобы фильтры промывались один раз в 12 *ч* (две промывки в сутки).

Расчетная скорость прироста потери напора в фильтре, работающем на воде мутностью 24 *мг/л*, будет:

$$\Delta H_{\text{расч}} = 0{,}75 \cdot 250 \frac{24}{15} = 300 \text{ мм/ч}.$$

Для определения искомых величин проводим через точку на оси ординат, соответствующую $\Delta H_{\text{расч}}=300$ *мм/ч*, линию, параллельную оси абсцисс, и сносим на эту ось точки пересечения этой линии с кривыми скорости фильтрования 5, 7, 10 или 15 *м/ч*. Результаты определения интересующих нас величин приведены в табл. VIII.8.

Таблица VIII.8

Результаты определения параметров фильтрующей загрузки

Скорость фильтрования в *м/ч*	Средний диаметр зерен фильтрующего слоя в *мм*	Необходимая толщина фильтрующего слоя в *мм*
5	0,28	180
7	0,35	360
10	0,54	800
15	0,86	1860

По найденной расчетной скорости фильтрования $v_{\text{р}}$ при нормальной работе станции по формуле (VIII.41) вычисляем общую площадь фильтров станции. Затем, выбрав число фильтров на станции, производим поверочный расчет скорости фильтрования при форсированном режиме работы станции, когда один из фильтров выключен на ремонт.

Расчетную скорость фильтрования при форсированном режиме работы станции можно определить по формуле

$$v_{\text{ф}} = v_{\text{р}} \frac{N}{N - N_1} \text{ м/ч}, \qquad \text{(VIII.43)}$$

где N — число фильтров на станции;

N_1 — число фильтров, выключенных на ремонт.

При числе фильтров на станции до 20 допускается выключение на ремонт одного фильтра; при числе фильтров более 20 возможно одновременно ремонтировать два фильтра.

Расчетная скорость фильтрования при форсированном режиме работы станции не должна превышать величин, указанных в табл. VIII.7.

При малом числе фильтров на станции (менее 5) может оказаться, что скорость фильтрования при форсированном режиме превышает допустимую величину. Тогда по заданному числу фильтров N и предельной скорости фильтрования при форсированном режиме $v_ф$ находят сниженную расчетную скорость $v'_р$, по которой снова определяют необходимую площадь фильтров станции:

$$v'_р = v_ф \frac{N - N_1}{N}. \qquad \text{(VIII.44)}$$

19. РЕГУЛИРОВАНИЕ СКОРОСТИ ФИЛЬТРОВАНИЯ

Скорость фильтрования воды через фильтрующую загрузку определяется разностью между величиной напора на фильтре и суммой сопротивлений фильтрующего слоя, дренажа, трубопроводов и задвижки-регулятора на линии фильтрата.

Фильтры могут работать с постоянной скоростью фильтрования и с переменной скоростью, снижающейся по мере засорения фильтрующего слоя.

При работе с постоянной скоростью фильтрования постоянство расхода воды через фильтр обеспечивается регулятором скорости фильтрования, плавно уменьшающим сопротивление на пути воды из фильтра по мере увеличения сопротивления фильтрующего слоя. При работе фильтра с уменьшающейся скоростью задвижка на трубопроводе фильтрата открывается после промывки фильтра почти полностью, с тем чтобы при расчетном расходе уровень воды в фильтре был несколько выше поверхности песка. В это время фильтр работает с максимальной скоростью, которая снижается по мере увеличения сопротивления загрязненного задерживаемой из осветляемой воды взвесью фильтрующего слоя. Фильтр промывается тогда, когда уровень воды в фильтре дойдет до перелива или при падении скорости фильтрования до заданной величины.

Работа фильтра с постоянной скоростью предпочтительнее, так как при этом обеспечивается более высокое качество фильтрата.

Скорость фильтрования регулируется обычно изменением степени открытия задвижки или клапана на трубопроводе фильтрата. Регулирование производится вручную или автоматически.

При ручном регулировании скорости фильтрования фильтр после промывки включается в работу при частично прикрытой

задвижке на трубопроводе фильтрата. Степень открытия задвижки принимается такой, чтобы при расчетном расходе уровень воды в фильтре был на 0,5 *м* выше поверхности песка.

По мере загрязнения фильтрующего слоя задерживаемыми из воды взвешенными веществами сопротивление его возрастает, и при неизменном расходе поступающей на фильтр воды ее уровень в фильтре поднимается, вследствие чего скорость фильтрования остается постоянной или медленно снижается. По достижении предельной отметки уровня воды для поддержания расчетной производительности фильтра приходится приоткрывать задвижку на линии фильтрата, тем самым увеличивается скорость фильтрования.

В момент открытия задвижки скорость фильтрования резко возрастает, что может приводить к проскоку взвеси в фильтрат. Чем чаще производят открытие регулирующей задвижки, тем на меньшую величину требуется открывать каждый раз задвижку, тем меньше будут колебания скорости фильтрования и тем меньше будет возрастать мутность фильтрата в момент изменения скорости фильтрования.

Если скорость фильтрования регулируется вручную, то оператор открывает регулирующую задвижку 1 раз в 1—2 *ч*. При этом происходит скачкообразное увеличение скорости фильтрования, сопровождаемое повышением мутности фильтрата.

При автоматическом регулировании скорости фильтрования регулирующая задвижка или клапан открывается часто, скорость фильтрования поддерживается практически постоянной, что обеспечивает высокое качество фильтрата. Датчиком, управляющим автоматическим регулятором скорости фильтрования, может служить расходомер на линии фильтрата или указатель уровня воды в фильтре. Последний применим только для открытого фильтра при условии неизменности расхода воды, поступающей на осветление.

Регуляторы, в которых степень открытия дросселирующего органа изменяется под непосредственным воздействием перепада давлений в сужающей вставке или от уровня воды на фильтре, называются регуляторами скорости фильтрования прямого действия.

Регуляторы, в которых степень открытия дросселирующего органа изменяется с помощью вспомогательных механизмов, получающих импульс от каких-нибудь измерительных приборов, называются регуляторами скорости фильтрования непрямого действия.

Регуляторы скорости фильтрования должны поддерживать неизменной заданную скорость фильтрования (допускаются колебания не более 3—5% расчетной величины) при накоплении в фильтрующем слое задерживаемых из воды загрязнений.

Регуляторы также могут автоматически и плавно изменять скорость фильтрования на всех фильтрах станции при изменении

количества поступающей на станцию воды. При этом скорость изменения расхода фильтрата за 1 *мин* не должна превышать 5—10% расчетного. При включении фильтра в работу после его промывки регулятор должен обеспечивать увеличение производительности фильтра в течение 4—6 *мин* до расчетной.

Наиболее простым регулятором скорости фильтрования прямого действия для открытых фильтров является дроссельный поплавковый регулятор (рис. VIII.29).

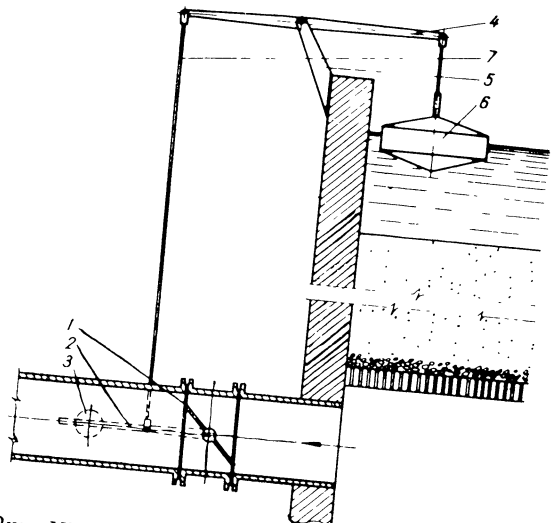


Рис. VIII.29. Схема поплавкового дроссельного регулятора скорости фильтрования

Регулятор состоит из дроссельного клапана *1*, устанавливаемого на трубопроводе фильтрата, рычага *2*, закрепленного на оси дроссельного клапана, противовеса *3*, перемещаемого по рычагу *2*, коромысла *4*, вращающегося на подшипнике, который закреплен в кронштейне *5*, и поплавка *6*, подвешенного на тросе *7* к одному концу коромысла *4*. Ко второму концу коромысла подвешен рычаг *2*.

Поплавковые регуляторы могут применяться только в тех случаях, когда обеспечена равномерная подача воды на фильтры, причем эта подача осуществляется с разрывом струи, например с распределением воды между фильтрами с помощью водосливов.

При наладке регулятора эллиптическую заслонку дросселя устанавливают под таким углом к оси потока, чтобы сопротивление дросселя обеспечивало нормальный уровень воды в фильтре при расчетной скорости ее фильтрования через чистый песок. По мере загрязнения песка при неизменном притоке воды на

фильтр уровень ее начнет повышаться, а поплавок регулятора двигаться вверх. При этом коромысло изменит свое положение, в результате чего противовес повернет заслонку дросселя так, что сечение для прохода воды увеличится, сопротивление дросселя уменьшится и восстановится расчетная скорость фильтрования.

Диаметр дроссельного клапана принимают таким, чтобы скорость движения воды в нем при расчетной скорости фильтрования находилась в пределах 1,3—1,8 *м/сек*.

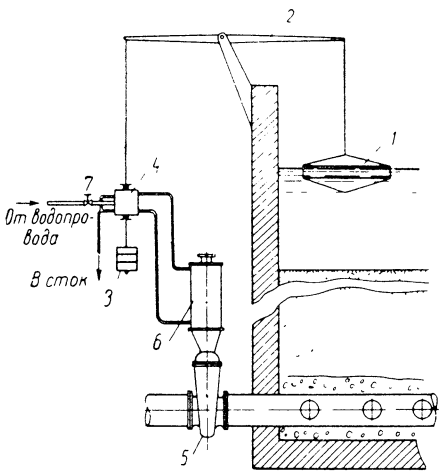


Рис. VIII.30. Поплавковый регулятор скорости фильтрования непрямого действия

Схема поплавкового регулятора скорости фильтрования непрямого действия с дисковой задвижкой представлена на рис. VIII.30. Поплавок *1*, находящийся в фильтре, при повышении уровня воды в нем дает возможность коромыслу *2* под действием противовеса *3* переместить золотник *4*, управляющий дисковой задвижкой *5* с гидроприводом *6*. Возможность перерегулирования устраняется краном *7*, регулирующим скорость открытия и закрытия задвижки с гидроприводом. При использовании вместо задвижки с гидроприводом задвижки с электроприводом золотниковый распределитель регулятора заменяют трехпозиционным ртутным переключателем, который через промежуточное реле с прерывателем управляет работой привода задвижки.

Диаметр дисковой задвижки с гидро- или электроприводом принимают таким, чтобы скорость движения воды через полностью открытую задвижку при расчетном расходе была близка к 1,5 *м/сек*; гидропривод должен обеспечивать скорость открытия диска задвижки в пределах 2—3 *мм/сек*.

Схема регулятора скорости фильтрования прямого действия типа «Симплекс» представлена на рис. VIII.31. Этот регулятор, применяемый как на открытых, так и на напорных фильтрах, поддерживает постоянный расход фильтрата и при меняющемся расходе поступающей на фильтр воды.

Регулятор типа «Симплекс» состоит из чугунного корпуса с соплом или трубой Вентури *1* в головной части и клапанной коробки *2* в хвостовой. Исполнительным механизмом регулятора служит эластичная резиновая мембрана *3*, расположенная под

клапанной коробкой и воздействующая непосредственно на нижний конец штока двухседельного клапана *4*. Свободный верхний конец штока клапана подвешен на тонком тросе к короткому концу рычага *5*, по которому с помощью винта *6* передвигают груз *7*.

Регулятор действует следующим образом. При работе фильтра с заданной скоростью фильтрования разность давлений в ши-

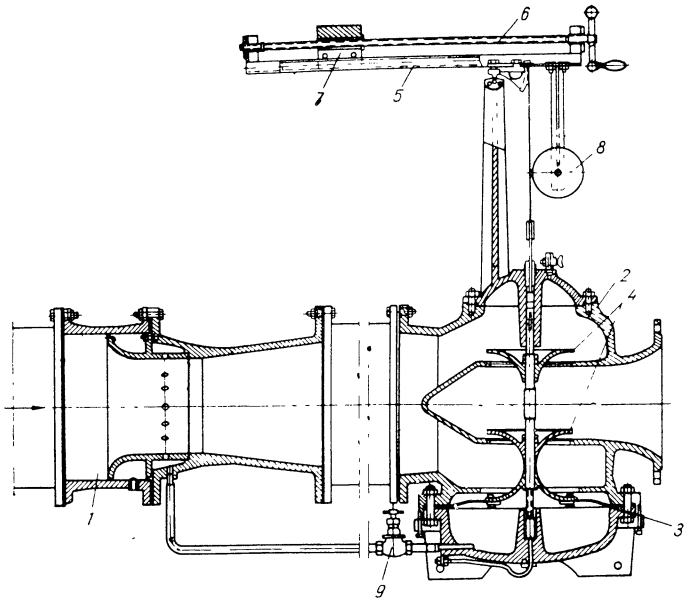


Рис. VIII.31. Схема регулятора скорости фильтрования системы «Симплекс»

рокой и суженной частях трубы Вентури, действующих на мембрану *3*, уравновешивается грузами *7* и *8*. При изменении скорости фильтрования изменяются расход воды, проходящей через трубу Вентури, и разность давлений, действующих на мембрану. Равновесие в системе мембрана — грузы нарушается, тарелки двухседельного клапана начинают перемещаться, изменяя сопротивление проходу воды через клапан до тех пор, пока расход воды не станет снова равным расчетному.

Для изменения задаваемой скорости фильтрования вращением винта *6* вручную или с помощью электропривода с дистанционным управлением передвигают груз *7*. Перерегулирование предотвращается уменьшением степени открытия вентиля *9*, перекрывающего проход воды из мембранной камеры в суженную часть трубы Вентури.

Разница давлений на исполнительную мембрану регулятора может также уравновешиваться давлением столба воды.

В этом случае над клапанной коробкой устраивают вторую мембранную камеру, в подмембранную часть которой подводится вода под определенным напором из специального бачка. Изменяя уровень воды в этом бачке, устанавливают желаемую скорость фильтрования. Увязка изменения скорости фильтрования на всех фильтрах станции с изменением количества воды, поступающей на каждый фильтр, достигается устройством единого для всех фильтров бачка-датчика, уровень воды в котором изменяется пропорционально расходу воды, поступающей на станцию.

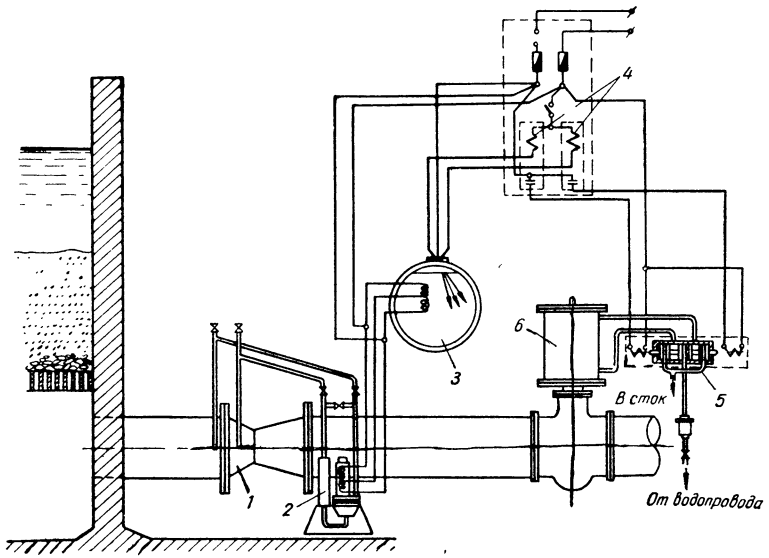


Рис. VIII.32. Схема регулятора скорости фильтрования с расходомером и задвижкой с гидроприводом

1 — вставка Вентури; *2* — дифманометр ДМ-6; *3* — вторичный прибор ЭПИД-4702; *4* — промежуточное реле; *5* — электрогидравлическое реле; *6* — задвижка с гидроприводом

Связывая давление на верхнюю мембрану с уровнем воды на фильтре, можно превратить этот регулятор из регулятора постоянного расхода в регулятор уровня, поддерживающий расход воды на каждом фильтре пропорционально поступлению на него воды.

Во ВНИИ ВОДГЕО Г. Д. Павловым разработан по этому типу регулятор сварной конструкции.

Гидравлический регулятор скорости фильтрования непрямого действия с мембранной камерой разработан АКХ.

В практике строительства крупных фильтровальных станций получили распространение более дорогие и совершенные регуляторы постоянного расхода с использованием в качестве датчика электроконтактного дифманометра и в качестве исполнительного механизм дисковых задвижек с электрическим или гидравлическим приводом.

На рис. VIII.32 представлена схема регулятора скорости фильтрования с расходомером и задвижкой с гидроприводом. Датчиком регулятора служит диафрагма или вставка Вентури, разность давлений в которой измеряется дифференциальным

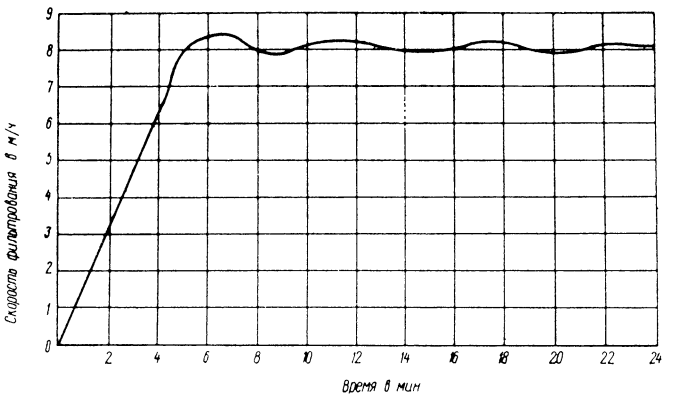


Рис. VIII.33. Динамическая характеристика регулятора скорости фильтрования

ртутным манометром с указывающим и записывающим механизмом, градуированным на расход в $м^3/ч$ или на скорость фильтрования в $м/ч$. В механизме дифманометра должно иметься трехпозиционное контактное устройство. Оно может находиться в самих дифманометрах или во вторичных приборах (например, в дифманометре ДМ-6 в комплекте с прибором ЭПИД-4702). Электроконтакты дифманометра в этом регуляторе выполняют роль командного устройства, усилителем служат промежуточные реле и электромагнитный гидрораспределитель при задвижках с гидроприводом или промежуточные реле и реверсивный магнитный пускатель при задвижках с электроприводом. В качестве промежуточных могут быть использованы реле типов ЭП-41, МКУ-48, РПТ-100 и др.

Во избежание перерегулирования и длительного движения задвижки регулятора включение ее привода производят короткими импульсами, для чего в линию между контактным устройством дифманометра и промежуточным реле включают прерыватель.

Скорость фильтрования на регуляторах этого типа устанавливают перемещением вручную контрольных стрелок контактного устройства дифманометра [12].

Динамическая характеристика регулятора скорости фильтрования с контактным дифманометром, снятая на фильтре Северной водопроводной станции (Москва), представлена на рис. VIII.33.

Опыт эксплуатации регуляторов скорости фильтрования с контактными дифманометрами показал, что они обладают хорошими динамическими свойствами и выводят фильтр на заданный режим работы за 3—4 *мин* с нарастанием скорости фильтрования 0,05—0,07 *м/сек* и отклонением фактической скорости фильтрования от заданной в течение всего цикла работы не более чем на 5% заданной величины.

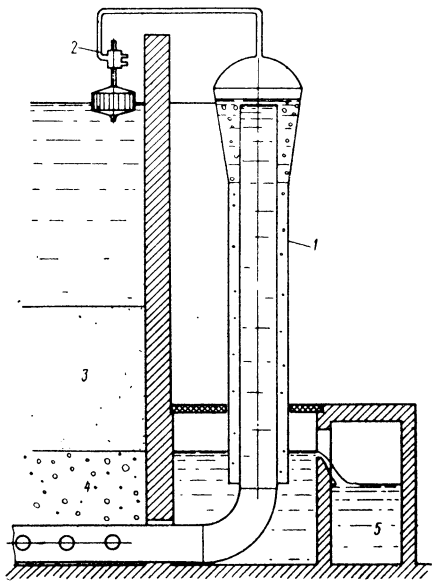


Рис. VIII.34. Регулятор скорости фильтрования фирмы «Дегремон»

1 — сифон; *2* — воздушный клапан; *3* — песок; *4* — гравий; *5* — канал фильтрованной воды

Недостатком описанного выше регулятора является необходимость перестановки контрольных стрелок указывающего дифманометра вручную на всех фильтрах при изменении режима работы фильтровальной станции. От этого недостатка свободны регуляторы скорости фильтрования с индукционными дифманометрами ДМ-6.

В фильтрах фирмы «Дегремон» (Франция) применяются сифонные регуляторы (рис. VIII.34).

Регулятор фирмы «Дегремон» состоит из вертикально установленного сифона *1*, в который поступает фильтрат, и поплавкового воздушного клапана *2*, который при повышении уровня воды в фильтре выше нормального закрывает доступ воздуха в верхнюю точку сифона, а при снижении уровня постепенно приоткрывает воздушный клапан, соединяющий сифон с атмосферой. В результате поступления воздуха в сифон по его нисходящей ветви движется водовоздушная эмульсия, удельное содержание воды в которой, а следовательно, и расход фильтрата возрастает по мере закрытия воздушного клапана.

20. САМОПРОМЫВАЮЩИЕСЯ ФИЛЬТРЫ

В настоящее время разработан ряд конструкций фильтров с гидравлической системой автоматизации управления процессом промывки, не требующей для эксплуатации специального персонала.

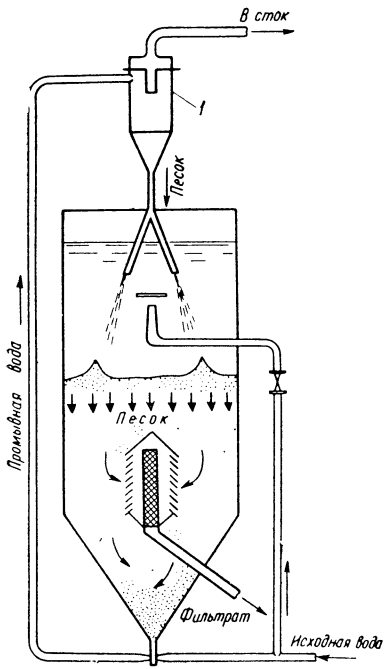


Рис. VIII.35. Схема беззадвижечного фильтра с непрерывной промывкой части фильтрующей загрузки (песка) вне фильтра

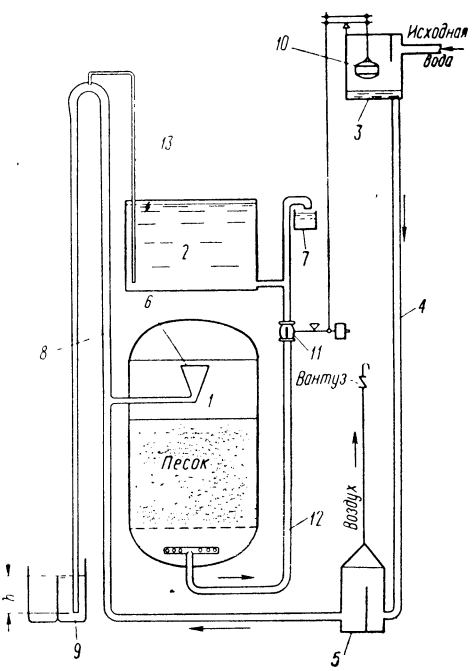


Рис. VIII.36. Схема автоматически промываемого напорного беззадвижечного фильтра

Применяются две системы беззадвижечных самопромывающихся фильтров: 1) с непрерывной промывкой фильтрующего слоя; 2) с периодической промывкой.

В беззадвижечном фильтре с непрерывной промывкой песка (рис. VIII.35) последний из нижней части корпуса фильтра отбирается эжектором и подается в гидроциклон *1* для промывки. Грязная промывная вода сбрасывается в сток, промытый песок возвращается в фильтр.

В беззадвижечном фильтре с периодической промывкой песка (рис. VIII.36) собственно напорный фильтр *1* располагается под промывным баком *2*. Вода с реагентами поступает в импульсный бак *3*, расположенный на 3,5—4 *м* выше уровня песка в фильтре. Из бака *3* по трубе *4* вода поступает в воздухоотделитель *5* и из него в фильтр *1* через водосборную воронку *6*.

Прошедшая фильтр вода в первый период работы фильтра после его промывки наполняет промывной резервуар *2*, а затем поступает в канал фильтрованной воды *7*. По мере роста потерь напора в фильтрующем слое уровень воды в трубе *4* и сифоне *8* будет подниматься и при достижении расчетной потери напора вода начнет накапливаться в импульсном бачке *3*, а затем переливаться по нисходящей ветви сифона в гидрозатвор *9*. Так как гидрозатвор не будет выпускать воду из нисходящей ветви сифона до тех пор, пока ее уровень в этой ветви не станет на

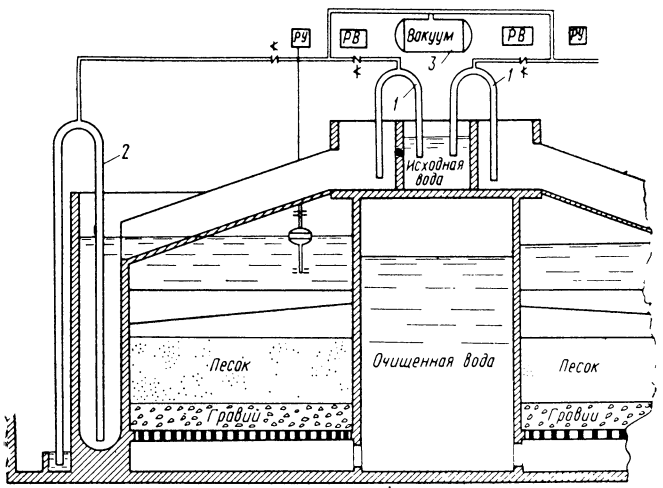


Рис. VIII.37. Схема открытого беззадвижечного фильтра

величину h *м* выше, чем уровень воды в приямке гидрозатвора, вода в импульсном бачке будет накапливаться, поднимая поплавок *10*. Поднимаясь вверх, поплавок закроет клапан *11* и вся поступающая на фильтр вода пойдет в сифон и зарядит его. Сифон отсосет воду из верхней части фильтра, создаст там вакуум, в результате чего промывная вода из бака *2* по трубе *12* начнет поступать под фильтрующий слой, взвешивая его и промывая. Когда запас промывной воды в баке *2* будет использован, обнажится нижний конец трубки *13* и через нее воздух начнет поступать в сифон. Промывка прекратится, и фильтр автоматически перейдет на режим фильтрования.

Один промывной бак может обслуживать все фильтры станции.

Схема открытого гравитационного беззадвижечного фильтра представлена на рис. VIII.37. Зарядка и разрядка сифонов *1* и *2* (подающего воду на фильтр и отводящего грязную промывную воду) осуществляется вакуум-насосом с ресивером *3* и клапан-

ным переключателем, управляемым датчиком уровня воды РУ на фильтре и реле времени РВ.

21. НАМЫВНЫЕ ФИЛЬТРЫ

Намывные или, как их часто называют, диатомитовые фильтры задерживают из фильтруемой воды частицы взвеси и микроорганизмы размером более 1 *мк*. Взвесь задерживается в слое фильтрующего порошка (классифицированный диатомит или

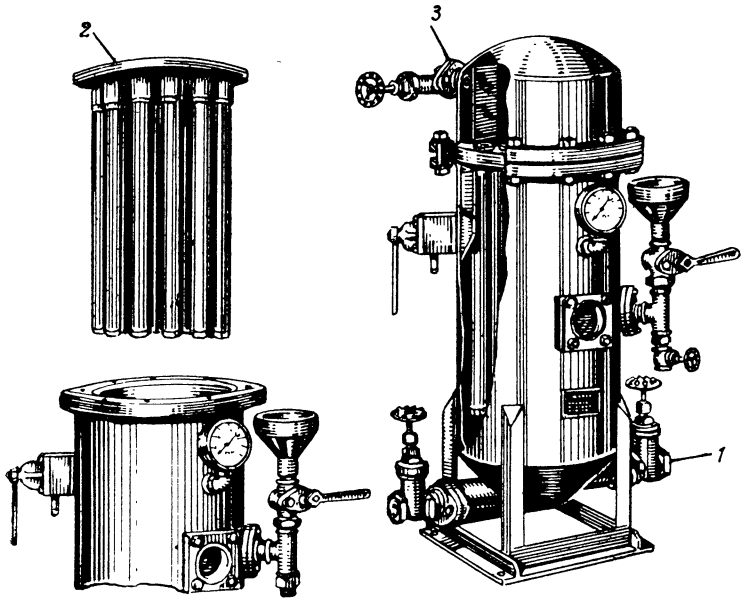


Рис. VIII.38. Напорный намывной фильтр

1 — подача осветляемой воды; *2* — фильтрующие элементы; *3*—отвод фильтрата

кизельгур, фильтрперлит, целлюлоза, древесная мука, асбест и др.), наносимом на поверхность фильтрующего элемента перед началом фильтроцикла путем фильтрования суспензии этого порошка через чистые фильтрующие элементы.

Намывные фильтры могут быть напорными и открытыми. В намывных фильтрах первого типа (рис. VIII.38) фильтрующие элементы находятся внутри напорного резервуара, в который насосом подается осветляемая вода. В намывных фильтрах второго типа (рис. VIII.39) фильтрующие элементы устанавливаются внутри открытого резервуара, в который поступает осветляемая вода. Фильтрат отсасывается насосом из коллектора, к которому подсоединены внутренние полости фильтрующих элементов [28, 31].

Фильтрующие элементы представляют собой трубчатые коробчатые или рамочные конструкции, поверхность которых из-

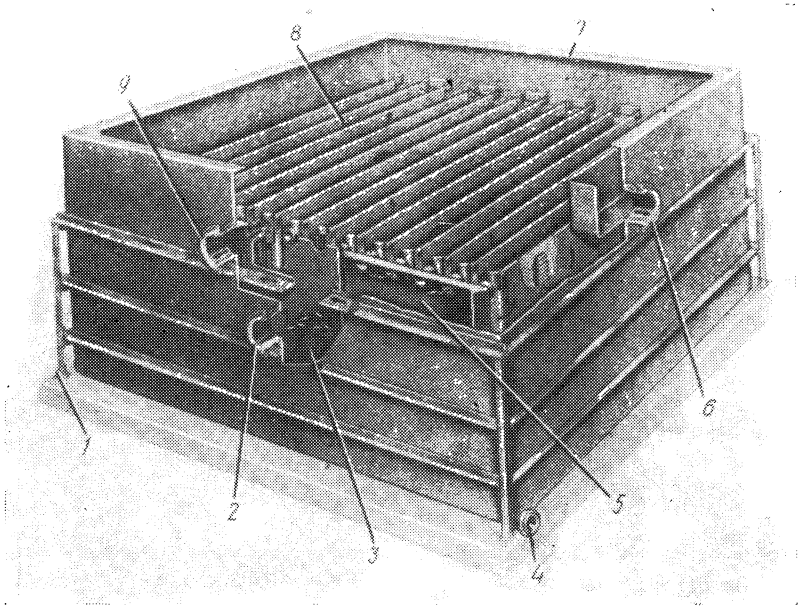


Рис. VIII.39. Открытый намывной фильтр

1 — каркас; *2* — подача исходной воды; *3* — отбойный щит; *4* — сброс в канализацию; *5* — сбор осветленной воды; *6* — перелив; *7* — корпус; *8* — фильтрующие элементы; *9* — отвод фильтрата

готовляется из пористой керамики, металлической сетки, синтетической ткани или образуется намоткой спирали из круглой или профилированной проволоки по каркасу. Размер отверстий в фильтрующей поверхности должен быть в пределах 100—150 *мк*, так как при этом условии образуется прочно удерживаемый гидравлическим давлением слой фильтрующего порошка (рис. VIII. 40, *а*), который задерживает взвешенные в фильтруемой воде ча-

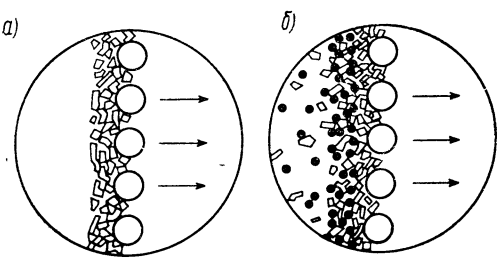


Рис. VIII.40. Схема расположения фильтрующего порошка на поверхности намывного фильтра

а — после намыва фильтрующего порошка; *б* — в процессе осветления воды

стицы и микроорганизмы, обозначенные на рис. VIII.40, *б* черными кружками.

Осветление воды в намывном фильтре с фильтрующим порошком осуществляется следующим образом. При пуске фильтра в работу в трубопровод исходной воды насосом подается суспензия фильтрующего порошка, частицы которого отлагаются на наружной поверхности фильтрующих элементов, создавая фильтрующий слой. Так как размер пор фильтрующего элемента больше, чем размер отдельных частичек фильтрующего порошка, в первое время часть порошка проходит вместе с водой через стенки фильтрующих элементов. Вода из фильтра выходит мутной, ее сбрасывают в бак суспензии фильтрующего порошка и снова насосом прокачивают через фильтр до полного осветления выходящей из фильтра воды. Когда на поверхности фильтрующих элементов создается достаточный слой фильтрующего порошка, способный задерживать взвешенные в воде загрязнения, с помощью того же насоса начинают подавать осветляемую воду, которая, фильтруясь через слой порошка, отложившегося на фильтрующих элементах, полностью осветляется.

Чтобы предотвратить образование на поверхности слоя фильтрующего порошка слишком плотной пленки (из задержанных из воды загрязнений), целесообразно в течение всего времени фильтрования дозировать в осветляемую воду небольшие количества того же порошка, из которого был образован основной фильтрующий слой.

По мере увеличения количества задержанных фильтром загрязнений растет сопротивление его фильтрующего слоя и возрастает потеря напора в фильтре. Когда потери напора доходят до 1,5—2 *ат*, фильтр выключают на промывку. Для этого прекращают подачу воды на фильтр и открывают задвижку на линии сброса грязной промывной воды (внизу конического дна фильтра). Осветленная вода из водопроводной сети и от работающих параллельно фильтров движется через фильтрующие элементы в направлении, обратном движению воды при фильтровании, смывая слой фильтрующего порошка вместе с задержанными им загрязнениями.

Фильтрующий порошок и загрязнения, смытые с поверхности фильтрующих элементов, падают в конус на дне фильтра и из него удаляются вместе с промывной водой в канализацию.

По окончании промывки на поверхность фильтрующих элементов снова наносят свежий слой фильтрующего порошка и фильтр включают в работу.

В качестве фильтрующих порошков могут применяться классифицированные диатомиты (фракции 20—40, 40—60, 60—80 *мк*) или фильтрперлиты, изготовляемые отечественной промышленностью, а также измельченная целлюлоза или древесная мука марки 180.

При создании фильтрующего слоя в начале фильтроцикла на поверхность фильтрующих элементов наносят слой фильтрующего порошка толщиной 1—2 *мм*. Для этого требуется вводить в фильтр 200—600 *г* фильтрующего порошка на 1 $м^2$ фильтрующей поверхности.

Процесс образования слоя фильтрующего порошка на поверхности фильтрующих элементов заканчивается в течение 3—5 *мин*. Скорость фильтрования суспензии фильтрующего порошка при этом обычно выбирают в пределах 3—5 *м/ч*. Концентрацию фильтрующего порошка в суспензии во время образования фильтрующего слоя принимают около 2000—3000 *мг/л*. Доза фильтрующего порошка, вводимая в воду при ее осветлении, зависит от содержания в ней взвешенных веществ и их свойств. Обычно она колеблется в пределах 2—5 *мг/л*.

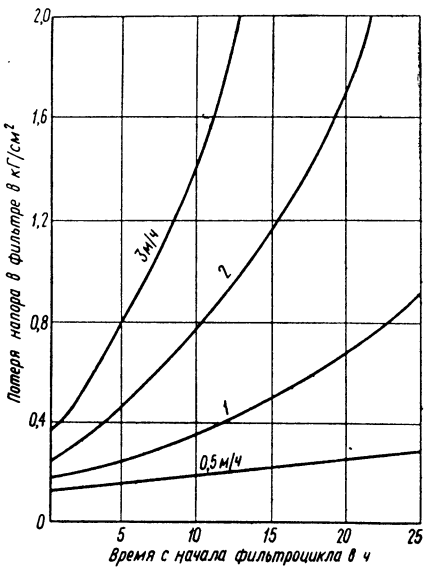


Рис. VIII.41. Зависимость потери напора в намывном фильтре от продолжительности фильтроцикла и скорости фильтрования

Скорость фильтрования в намывных фильтрах принимают в зависимости от мутности осветляемой воды в пределах 1—5 *м/ч* на 1 $м^2$ поверхности фильтрующих элементов. С увеличением скорости фильтрования уменьшается продолжительность фильтроцикла (рис. VIII.41).

При конструировании намывного фильтра фильтрующие элементы располагаются в фильтре таким образом, чтобы скорость движения воды в пространстве между ними была в пределах 20—25 *м/ч*.

Стоимость осветления воды намывными фильтрами несколько выше, чем зернистыми, перед последними они имеют преимущество компактности — скорость фильтрования на них, отнесенная к площади основания, равна 25—50 *м/ч* вместо 7—12 *м/ч* для зернистых фильтров.

Особенно компактны рамочные фильтрпрессные намывные фильтры, разработанные фирмой «Миура» (Япония). Эти фильтры состоят из стандартных полипропиленовых рамок (рис. VIII.42), между которыми при сборке фильтрпресса закладываются листы полиэтиленовой фильтрующей ткани, поддерживаемой ребрами рамок. Распределение воды по парал-

лельно работающим фильтрующим элементам, равно как и отвод осветленной воды, осуществляется по каналам, образуемым отверстиями в нижней и верхней части рамок. Степень осветления воды фильтрованием в намывных фильтрах зависит от дисперсности взвеси в осветляемой воде и размера частиц применяемого фильтровального порошка. При применении фильтровальных порошков с размером частиц 20—40 *мк* удается удалить из речной воды 90—95% взвешенных веществ, снизить цветность на 50—70%. При фильтровании конденсатов намываемые фильтры задерживают 80—95% содержащегося в конденсате железа.

Характеристики фильтрующих порошков, применяемых в водообработке, приведены в табл. VIII.9.

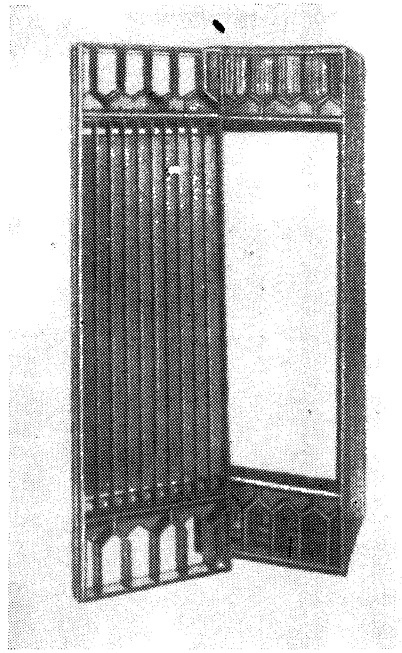


Рис. VIII.42. Рамки фильтрпрессного намывного фильтра площадью 0,15 $м^2$ фирмы «Миура» (Япония)

Таблица VIII.9

Характеристики фильтрующих порошков

Наименование	Размер частиц в *мк*	Удельный вес	Насыпной вес в $кг/м^3$	Сопротивление фильтрующего слоя[1] в $кГ/см^2$
Диатомит кировоградский	3—75	2,2	465	0,9
Фильтрперлит	5—100	1,69	73	0,08
Диатомит марки «Целит-595» (США) . . .	5—60	2,9	220	0,085

[1] Скорость фильтрования 3 *м/ч*.

22. УПРАВЛЕНИЕ РАБОТОЙ ФИЛЬТРОВ

Управление работой фильтра сводится к поддержанию заданной скорости фильтрования и периодической промывке фильтрующего слоя. Заданная скорость фильтрования поддерживается регулятором скорости фильтрования.

Промывка фильтра осуществляется путем проведения следующих операций: 1) закрытием задвижки, клапана или шибера на линии подачи осветляемой воды; 2) выдерживанием времени, необходимого для сработки воды в фильтре от верхнего уровня до кромки промывных желобов; 3) закрытием задвижки на линии фильтрата; 4) открытием задвижки на линии сброса в канализацию грязной промывной воды; 5) открытием задвижки на линии подачи промывной воды (если промывка производится из бака) или пуском промывного насоса с последующим открытием указанной задвижки; 6) выдерживанием заданного времени промывки; 7) закрытием задвижки на линии подачи промывной воды; 8) закрытием задвижки на линии сброса грязной промывной воды; 9) открытием задвижки на линии подачи осветляемой воды; 10) открытием задвижки на линии фильтрата.

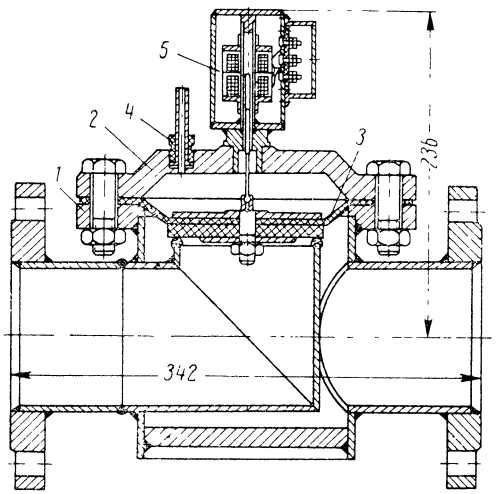


Рис. VIII.43. Схема мембранного исполнительного клапана МИК-1 конструкции ВТИ

Для проведения этих операций все трубопроводы, подводящие и отводящие воду от фильтра, оборудуются задвижками с гидравлическим, пневматическим или электрическим приводом или клапанами (например, МИК-1, рис. VIII.43) [12].

Мембранный исполнительный клапан МИК-1, разработанный ВТИ, состоит из корпуса *1*, зажатой между корпусом *1* и крышкой *2* резиновой мембраны *3*, к которой снизу прикреплена резиновая мембранная подушка, закрывающая проходное отверстие клапана. Закрытие клапана может осуществляться подачей в надмембранное пространство по штуцеру *4* сжатого воздуха или воды либо воздействием соленоидного привода *5* на шток мембраны.

Управление открытием и закрытием всех задвижек или клапанов фронта управления фильтром может осуществляться командным электрическим прибором КЭП-12У, выпускаемым заводом «Калугаприбор», или автоматом восстановления фильтров АВФ-2, выпускаемым Краснотурьинскими энергоремонтными мастерскими Уралэнерго.

Командный электрический прибор КЭП-12У (рис. VIII.44) состоит из синхронного электродвигателя *Д*, приводящего через редуктор *Р* во вращение вал *РВ*. В кольцевых выточках вала закрепляется 12 эксцентриков $К_1$—$К_{12}$ или поводков, которые при вращении вала сбрасывают и взводят защелки быстродействующих выключателей магнитных пускателей электроприводов задвижек [12].

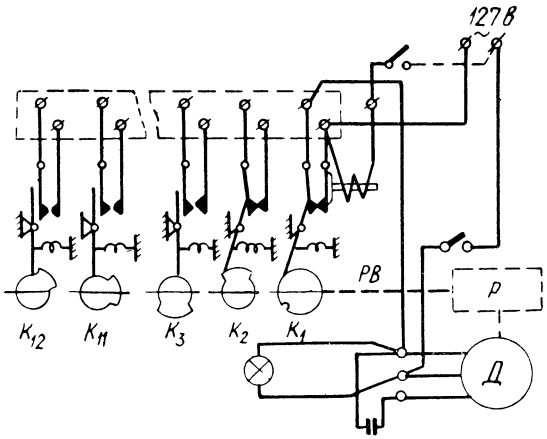


Рис. VIII.44. Схема командного электрического прибора КЭП-12У

При установке на фильтре задвижек или клапанов с гидро- или пневмоприводом для их управления может быть использован прибор КЭП-12У с пневмоклапанами.

Импульс на включение КЭПа для начала промывки может поступать от контакта на регуляторе скорости фильтрования при его полном открытии, от контактного дифманометра, измеряющего потерю напора в фильтре, или от общего КЭПа, включающего последовательно по определенной программе на промывку все фильтры станции.

Программный автомат восстановления фильтров АВФ-2 применяется для дистанционного управления задвижками с гидроприводами. Автомат АВФ-2 (рис. VIII.45) состоит из корпусного шкафа *1*, в котором установлено от 6 до 10 золотниковых клапанов *2*, управляющих подачей воды на гидроприводы задвижек. Открытие и закрытие этих клапанов происходит под нажимом кулачков-эксцентриков *3*, которые расположены на валу *4*, приводимом во вращение цепной передачей *5* от электродвигателя *6* с редуктором.

На крышке шкафа *1* установлен задатчик времени *7* (мотор ДС-4 с редуктором). На выходном валике редуктора установлен ползунок, скользящий по плите задатчика, в которой имеет-

ся 50 гнезд для штекеров. Число штекеров, устанавливаемых в эти гнезда, равно числу золотниковых клапанов в шкафу автомата.

После включения автомата в работу от импульса ползунок задатчика начинает перемещаться по окружности до первого штекера. При контакте с последним включается импульсный механизм, который останавливает двигатель *6* на время, необходимое для поворота кулачкового вала *4* на $^1/n$ оборота (где n — число золотниковых клапанов в автомате). Следующее включение двигателя *6* и перемещение кулачкового валика на очередную $^1/n$ оборота произойдет при достижении ползунком следующего штекера. Это время определяется расстоянием между соседними штекерами и может быть легко изменяемо.

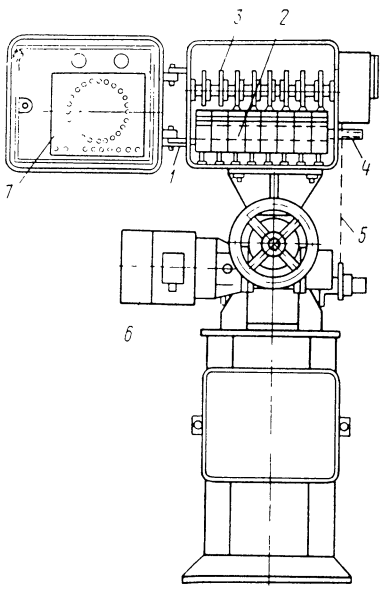


Рис. VIII.45. Схема автомата восстановления фильтров АВФ-2

Редуктор задатчика времени *7* автомата по требованию заказчика выполняется в одном из четырех вариантов — один оборот выходного валика за 75 *мин* для кварцевых фильтров, один оборот за 200 *мин* для регенерации катионитовых фильтров, один оборот за 360 или 480 *мин* для регенерации анионитовых фильтров.

В схему управления фильтрами вводится система блокирования, не допускающая включения на промывку фильтра в период промывки другого фильтра или при недостаточном количестве воды в промывном баке.

ЛИТЕРАТУРА

1. АКХ РСФСР им. К. Д. Памфилова. Технические указания на проектирование, монтаж и эксплуатацию микрофильтров, 1967.

2. Бабаев И. С. Распределительные системы без поддерживающих слоев для контактных осветлителей и двухпоточных фильтров. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXII, 1963.

3. Быкадоров М. Ф., Кулжинский В. И., Михайлов В. А. Исследование работы пористых дренажей фильтров АКХ. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXII, 1963.

4. Басс Г. М., Владыченко Г. П., Заволока Н. П. Подбор крупного заполнителя дренажа из пористого бетона для фильтров. «Водоснабжение и санитарная техника», 1967, № 9.

5. Вейцер Ю. И., Паскуцкая Л. Н. Влияние прочности осадка на процесс осветления суспензии фильтрованием через зернистую загрузку. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXX, 1964.
6. ВНИИ ВОДГЕО (Клячко В. А., Апельцин И. Э.). Подготовка воды для промышленного и городского водоснабжения. Госстройиздат, 1962.
7. Гармаш А. Е., Липкин Е. В., Осипова И. Н. Работа контактных осветлителей на главной водопроводной станции Ленинграда. «Водоснабжение и санитарная техника», 1965, № 2.
8. Кузнецов В. А. Определение оптимального технологического режима работы фильтровальных сооружений. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXX, 1964.
9. Киселева З. К. Автоматическая сверхскоростная фильтровальная станция. «Водоснабжение и санитарная техника», 1961, № 3.
10. Клячко В. А., Городничева В. П. Контактное окисление органических веществ хлором. В сб.: «Научные сообщения», № 2. Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1960.
11. Клячко В. А., Рукавишников Г. А. Увеличение грязеемкости скорых фильтров. «Водоснабжение и санитарная техника», 1968, № 4.
12. Клушин Ю. А. Автоматизация водоподготовки. «Библиотека теплотехника», вып. 13. «Энергия», 1965.
13. Лебедева Н. С., Богданова С. И., Гугинишвили Г. А., Козлова Н. С., Сорочихин А. Н. Безгравийный дренаж осветлительных фильтров. «Водоснабжение и санитарная техника», 1965, № 3.
14. Минц Д. М. Применение метода технологического моделирования к расчету потери напора при фильтровании суспензии. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXX, 1964.
15. Минц Д. М. Контактные осветлители для очистки воды. Изд-во МКХ РСФСР, 1955.
16. Минц Д. М. Теоретические основы технологии очистки воды. Стройиздат, 1964.
17. Могилевский А. Ш. Проточные фильтры системы О. М. Айрапетова. «Водоснабжение и санитарная техника», 1961, № 4.
18. Николаев Н. В. О дренаже малого сопротивления. «Водоснабжение и санитарная техника», 1964, № 1.
19. Оводов В. С. Автоматический медленный фильтр для сельскохозяйственного водоснабжения. Сельхозгиз, 1963.
20. Павлов Г. Д. Автоматическая фильтровальная установка. «Водоснабжение и санитарная техника», 1963, № 3.
21. Руденко Г. Г. Очистка высокоцветной воды большими дозами хлора. В сб.: «Научные труды КИСИ», вып. 21. Киев, 1962.
22. Силин Е. А. Исследование работы и усовершенствование конструкции медленного фильтра для очистки воды. В кн.: «Обводнение и сельскохозяйственное водоснабжение». Научные труды ВНИИГиМ, т. XXXIII. Сельхозгиз, 1961.
23. Соколов В. Ф., Халезова О. А., Прахова М. И. Микрофильтрование воды. «Водоснабжение и санитарная техника», 1962, № 1.
24. Соколов В. Ф., Прахова М. И. Исследования по микрофильтрации воды на полупроизводственной установке. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXX, 1964.
25. Соловьева Е. А. О работе контактных осветлителей. «Водоснабжение и санитарная техника», 1964, № 12.
26. Сысоев М. Н., Казакова Л. П., Богданова С. И., Круглов Л. С. Работа фильтрующих сооружений с переменной скоростью. «Водоснабжение и санитарная техника», 1968, № 2.
27. Шуберт С. А., Городищер З. Я., Криштул В. П., Перлина А. М., Осипова И. Н. Опыт применения метода контактного осветления воды и пути его усовершенствования. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. 53, 1968.
28. Brow J. Experienses with diatomite filtration. Journ. New Engl. WWA, 1967, 81, № 3.

29. Greenleaf J. Open gravity filters. U. S. Pat. kl. 210—264, № 3134735, 26.05.1964.
30. Hamann C. L., McKinney R. Upflow filtration process. JAWWA, 1968, 60, № 9.
31. Lawrence C. California plant uses diatomite and carbon filters. Water and Wastes Engng, 1968, 5, № 1.
32. Jeise G., Pitman R., Wells G. The use of filter conditioners in water treatment. JAWWA, 1967, 59, № 10.
33. Segoll B., Okun D. Effect of filtration rate on filtrate quality. JAWWA, 1967, 58, № 3.
34. Stanley D. R. Sand filtration studied with radiotracers. Proc. Amer. Soc. Civil Engrs, Journ. San. Engng Div., 1955, 81.
35. Streicher L. Filter backwash gets special treatment. Americ. City, 1967, 87, № 11.
36. Pitman R., Wells G. Activated silica as a filter conditioner JAWWA, 1968, 60, № 10.

ГЛАВА IX

ВОДОРАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫЕ И ВОДОСБОРНЫЕ УСТРОЙСТВА ОЧИСТНЫХ СООРУЖЕНИЙ

1. НАЗНАЧЕНИЕ И КЛАССИФИКАЦИЯ РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫХ И СБОРНЫХ УСТРОЙСТВ

Распределение воды по параллельно работающим сооружениям (камерам хлопьеобразования, отстойникам, фильтрам и т. п.) осуществляется делительными водосливами (рис. IX.1) или дросселирующей арматурой (задвижки, шиберы и т. п.) с водомерными устройствами.

По сечению или площади отдельных сооружений вода распределяется с помощью водосливов, конических или пирамидальных днищ или воронок, дырчатых или щелевых перегородок, днищ, труб или каналов, желобов или лотков.

Степень совершенства распределительного устройства характеризуется показателями равномерности распределения воды m, равными отношению минимального расхода воды $Q_{мин}$ через какой-нибудь элемент или участок сооружения к максимальному расходу воды $Q_{макс}$ через такой же элемент в другой части сооружения:

$$m = \frac{Q_{мин}}{Q_{макс}}. \qquad (IX.1)$$

Иногда равномерность распределения или сбора воды характеризуется отношением минимального напора $H_{мин}$ воды перед отверстием распределительной или сборной системы к максимальному напору в системе $H_{макс}$:

$$m_н = H_{мин}/H_{макс}. \qquad (IX.2)$$

Показатель равномерности распределения воды по расходу связан с показателем равномерности по напорам соотношением

$$m = \frac{Q_{мин}}{Q_{макс}} = \frac{\mu_{мин}\,\omega\sqrt{2g\,H_{мин}}}{\mu_{макс}\,\omega\sqrt{2gH_{макс}}} = \frac{\mu_{мин}}{\mu_{макс}}\sqrt{m_н}, \qquad (IX.3)$$

где $\mu_{мин}$ и $\mu_{макс}$ — коэффициенты расхода соответственно через отверстия с минимальным и максимальным расходом воды;

ω — площадь этих отверстий

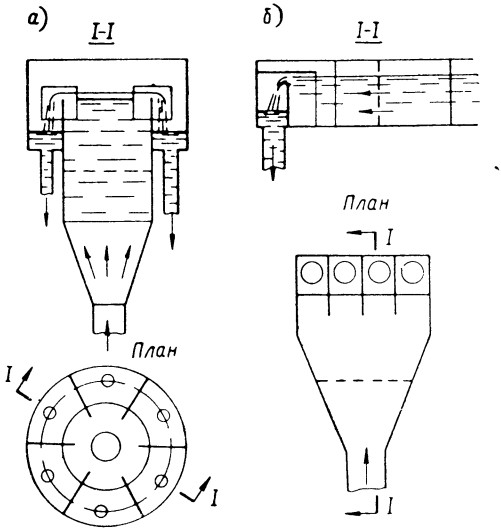


Рис. IX.1. Делительные водосливы
а — круговой; *б* — прямой

До сих пор не проведено достаточно полных исследований влияния равномерности распределения воды на работу очистных сооружений, что не позволяет предложить обоснованных норм для выбора необходимой степени равномерности распределения воды по различным сооружениям.

Обычно в практике проектирования показатель равномерности распределения воды между параллельно работающими сооружениями принимают не менее 0,95. Показатель равномерности распределения воды (по площади) для различных сооружений принимают при расчете:

распределительных дренажных систем фильтров . .	0,9—0,95
» систем осветлителей	0,75—0,85
сборных систем осветлителей и отстойников	0,6—0,7
систем для отвода осадка из осадкоуплотнителей осветлителей	0,7—0,8
то же, из отстойников	0,6—0,8

Неравномерность распределения или сбора воды по площади, длине или ширине сооружения обусловлена тем, что при движении воды по распределителю или по сборнику часть энергии потока расходуется на преодоление гидродинамических сопротивлений. При изменении скорости движения воды по распределителю вследствие изменения ее массы (раздача в пути части воды или ее сбор) или площади поперечного сечения распределителя либо сборника происходит переход кинетической энергии потока в потенциальную, в результате чего давление в потоке изменяется, происходит так называемое восстановление скоростного напора.

В длинных распределительных трубах и каналах потери на трение больше величины восстановленного скоростного напора: пьезометрическая линия идет с уклоном в направлении движения потока; напор в конце трубы меньше, чем в начале (рис. IX.2). В очень коротких дырчатых трубах потери напора на трение меньше величины восстановленного напора; пьезометрическая линия идет с уклоном к началу трубопровода; напор в конце дырчатой трубы будет больше, чем в начале.

При сборе воды затопленной дырчатой трубой или лотком уклон пьезометрической линии направлен всегда в направлении движения потока, так как скорость его движения возрастает по направлению к устью.

В результате изменения величины пьезометрического напора по длине распределительной или сборной трубы изменяется

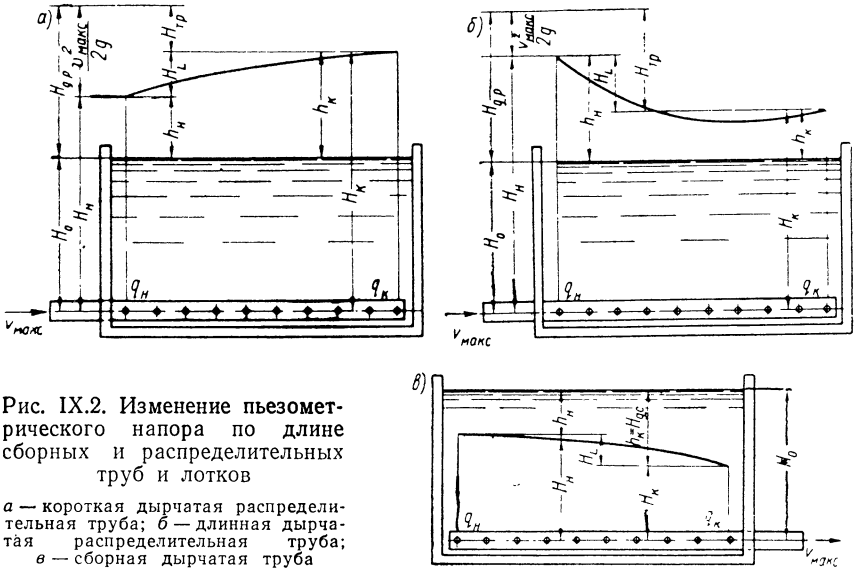


Рис. IX.2. Изменение пьезометрического напора по длине сборных и распределительных труб и лотков

а — короткая дырчатая распределительная труба; *б* — длинная дырчатая распределительная труба; *в* — сборная дырчатая труба

и расход воды через отверстия в стенках этих труб. Расход воды через отверстие, расположенное в начале длинной распределительной трубы, оказывается бо́льшим, чем через равное по площади отверстие, расположенное в конце той же трубы. При распределении воды короткими трубами расход воды через отверстие, расположенное в начале трубы, будет меньше, чем через такое же отверстие, расположенное в конце трубы. Этим обусловливается неравномерность распределения воды дырчатыми трубами или лотками.

Уменьшить неравномерность распределения или сбора воды дырчатыми трубами или лотками можно путем: 1) уменьшения скорости движения воды в трубах или лотках с тем, чтобы изменение напора по длине трубы вследствие трения и восстановления скоростного напора было малым по сравнению с напором в трубопроводе; 2) применения распределительных каналов переменного по длине сечения с тем, чтобы обеспечить малое уменьшение скорости движения воды по длине распределителя или сборника, при котором восстановление скоростного напора будет равным потерям напора на трение, а пьезометрическое давление по длине трубопровода и, следовательно, расход во-

ды через отверстия в стенках трубы будут постоянными по всей длине дырчатого распределителя; 3) расположения отверстий не равномерно по длине распределительной трубы (с большим расстоянием между отверстиями там, где выше пьезометрический напор) с тем, чтобы иметь одинаковый удельный расход воды на единицу длины трубы; 4) увеличения сопротивления отверстий в стенках трубы с тем, чтобы оно было существенно больше возможного изменения пьезометрического напора в результате потерь на трение и восстановления скоростного напора при изменении скорости движения воды в трубопроводе.

Распределительные и сборные системы, в которых равномерность распределения или сбора воды достигается одним из первых трех способов, называются системами малого сопротивления; системы, в которых равномерность достигается четвертым способом, называются системами большого сопротивления.

В практике водоподготовки применяются преимущественно распределительные системы большого сопротивления, так как они менее чувствительны к изменению гидравлического сопротивления среды (песок фильтров, взвешенный осадок осветлителей), в которую поступает распределяемая системой вода.

Исследования, проведенные во ВНИИ ВОДГЕО канд. техн. наук И. М. Миркисом, показали, что длина дырчатой трубы, в которой $m_н = 1$ (напор в конце дырчатой трубы равен напору в начале, т. е. потери на трение равны величине восстановления скоростного напора), равна:

$$L_д = 185d^{1,25},$$

где $L_д$ — длина дырчатого участка трубы; d — диаметр трубы.

В трубах меньшей длины давление в конце их выше, чем в начале, а в трубах большей длины давление в конце их ниже, чем в начале.

В табл. IX.1 приведены предельные длины труб, в которых показатель $m_н = 1$.

Из данных табл. IX.1 видно, что, как правило, распределительные системы очистных сооружений работают как «короткие» трубы, давление в конце которых выше, чем в начале.

Таблица IX.1

Предельные длины труб при $m_н = 1$

Условный диаметр трубы в *мм*	25	32	50	80	100	150	200	250	300	400	500	600
Предельная длина трубы в *м*	1,95	2,75	4,65	7,9	11	17	25	36,5	42,5	60	79,5	100

2. РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫЕ СИСТЕМЫ БОЛЬШОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ

Неравномерность распределения воды по площади или по сечению сооружения может быть обусловлена неодинаковыми формой и размером отверстий в распределительной системе, расстояниями между ними, напором воды перед различными отверстиями и сопротивлением среды, в которую происходит истечение распределяемой воды.

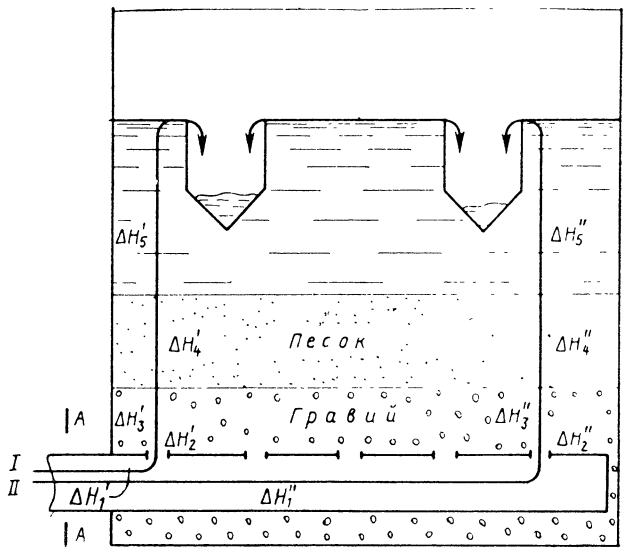


Рис. IX.3. Схема движения воды через дырчатую распределительную систему фильтра

Рассмотрим распределение воды дырчатой трубой, отверстия в стенке которой расположены на равном расстоянии одно от другого, а также имеют одинаковую форму и размеры.

Пусть эта труба уложена по дну фильтра (рис. IX.3) и струйка воды *I* проходит через первое отверстие в стенке трубы, а струйка *II* — через последнее. Давление в подводящем трубопроводе одинаково для обеих струек. Для того чтобы через первое отверстие протекал расход воды Q_1, необходимо, чтобы давление в сечении $A - A$ было равно H_1 по уравнению

$$Q_1 = \mu_1 \omega \sqrt{2gH_1}, \qquad \text{(IX.4)}$$

где

$$H_1 = \Delta H_2' + \Delta H_3' + \Delta H_4' + \Delta H_5' + \Delta H_1'.$$

Здесь $\Delta H'_2$ — потеря напора в отверстии стенки дырчатой трубы;

$\Delta H'_1$ — изменение напора по пути от сечения $A-A$ до первого отверстия в стенке трубы;

$\Delta H'_3$, $\Delta H'_4$ и $\Delta H'_5$ — потеря напора при движении воды через гравий, песок и слой воды над ним.

Для того чтобы через последнее отверстие протекал расход воды Q_2, необходимо, чтобы давление в сечении $A-A$ было равно H_2:

$$Q_2 = \mu_2 \omega \sqrt{2gH_2} = \mu_2 \omega \sqrt{2g(\Delta H''_2 + \Delta H''_3 + \Delta H''_4 + \Delta H''_5 + \Delta H''_1)}. \quad (IX.5)$$

В общем случае $\mu_1 \neq \mu_2$ и $\Sigma\Delta H' \neq \Sigma\Delta H''$, следовательно, $Q_1 \neq Q_2$.

Показатель равномерности распределения воды дырчатой трубой будет равен:

$$m = \frac{Q_1}{Q_2} = \frac{\mu_1}{\mu_2} \sqrt{\frac{\Sigma\Delta H'}{\Sigma\Delta H''}}. \quad (IX.6)$$

Из теории чисел известно, что отношение двух неравных величин можно сделать сколь угодно близким к единице, если к числителю и знаменателю отношения прибавлять достаточно большие равные числа.

Входящие в числитель и знаменатель правой части отношения (IX.6) величины μ, ΔH_3, ΔH_4 и ΔH_5 изменять нельзя, так как коэффициент расхода μ и сопротивление проходу воды слоя гравия, песка и водяной подушки определяются независящими от нас факторами. Величина ΔH_1 входит в величину $\Sigma\Delta H$ со знаком минус (восстановление скоростного напора), ее увеличение не увеличивает, а уменьшает величину $\Sigma\Delta H$. Величина ΔH_2 — гидравлическое сопротивление отверстий в стенке трубы — может быть увеличена в любых пределах уменьшением диаметра отверстия. Следовательно, уменьшая площадь отверстий в стенке трубы, можно сделать отношение расходов через любые отверстия сколь угодно близким к единице.

Величина $\Delta H'_1$ —изменение напора на участке от сечения $A-A$ до первого отверстия в стенке трубы — близка к нулю, восстановления скоростного напора на этом участке нет, так как нет раздачи воды, потеря напора на трение мала из-за малой длины участка,

$$\Delta H''_1 = \alpha \frac{v^2_{нач}}{2g}, \quad (IX.7)$$

где α — коэффициент, равный разности между коэффициентом кинетической энергии и величиной $k\frac{2L}{d}$, учитывающей

потери напора на трение и вихревые сопротивления по длине трубопровода от сечения $A-A$ до последнего отверстия; без большой погрешности α можно принять равным 1.

Допустив, что $\Delta H_3+\Delta H_4+\Delta H_5$ мало по сравнению с ΔH_2, получим:

$$m=\frac{Q_1}{Q_2}=\frac{\mu_1}{\mu_2}\cdot\frac{\sqrt{\Delta H_2}}{\sqrt{\Delta H_2-\frac{v^2}{2g}}} \qquad \text{(IX.8)}$$

или, обозначив ΔH_2 через H,

$$H=\frac{m^2}{m^2-K_\mu^2}\cdot\frac{v^2}{2g}=A\frac{v^2}{2g}. \qquad \text{(IX.9)}$$

Входящая в уравнение (IX.9) величина H — потеря напора в отверстиях, необходимая для обеспечения заданной равномерности, — является функцией их числа и диаметра, величина $v^2/2g$ при заданном расходе воды — функцией площади поперечного сечения трубы. Следовательно, показатель равномерности распределения воды m является функцией отношения площади всех отверстий в стенке дырчатой трубы к площади ее поперечного сечения. Это отношение принято называть конструктивным отношением дырчатого распределителя K_ω.

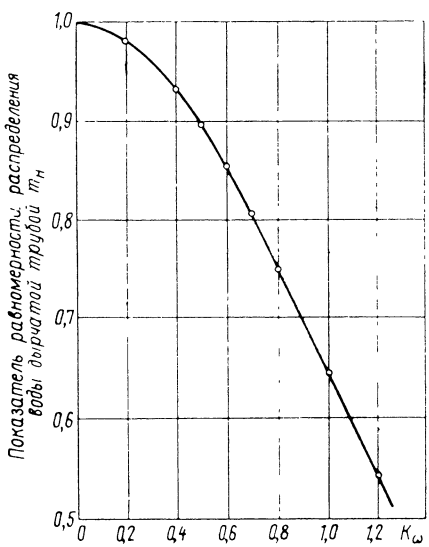


Рис. IX.4. Зависимость показателя равномерности распределения воды дырчатой трубой от ее конструктивного отношения K_ω

На рис. IX.4 представлены результаты проведенных во ВНИИ ВОДГЕО исследований зависимости показателя равномерности распределения воды по напорам от конструктивного отношения дырчатой трубы.

Коэффициенты расхода через отверстия, расположенные в начале и в конце дырчатой трубы, как показали исследования, проведенные во ВНИИ ВОДГЕО канд. техн. наук А. И. Егоровым, не равны между собой; величина коэффициента расхода возрастает от начала дырчатой трубы к ее концу.

Опыты, поставленные во ВНИИ ВОДГЕО, показали, что отношение коэффициентов расхода через одинаковые отверстия в начале и конце дырчатой распределительной трубы, характеризуемой конструктивным отношением $K_\omega = 0{,}1 \div 2{,}2$, приближенно описывается формулой

$$\frac{\mu_{мин}}{\mu_{макс}} = K_\mu = 1 - 0{,}35K_\omega, \qquad (IX.10)$$

а показатель равномерности распределения воды дырчатой трубой — формулой

$$m = (1 - 0{,}35K_\omega)\sqrt{1 - 0{,}36K_\omega^{1{,}8}}. \qquad (IX.11)$$

Подставив это значение m в уравнение (IX.9), получим величину коэффициента A для определения необходимого для заданной равномерности распределения воды сопротивления в отверстиях дырчатой распределительной системы.

Таблица IX.2

Значения коэффициента A в формуле (IX.9) при различных показателях равномерности распределения воды m дырчатой трубой

m	0,95	0,9	0,85	0,8	0,75	0,7	0,6	0,5
A	12	10	6	5	3	2	1,5	1

Вычислив по формуле (IX.9) необходимое для заданной равномерности распределения воды сопротивление H, можно определить суммарную площадь отверстий в стенке распределительной трубы

$$f_{отв} = \frac{Q}{\mu_{ср}\sqrt{2gH}}\ м^2, \qquad (IX.12)$$

где Q — расход воды в распределительной трубе в $м^3/сек$;

$\mu_{ср}$ — средний по длине трубы коэффициент расхода, принимаемый по табл. IX.3 в зависимости от отношения диаметра отверстия $d_{отв}$ к толщине стенки трубы $\delta_{ст}$;

g — ускорение силы тяжести, равное 9,81 $м/сек^2$;

H — потеря напора в отверстиях дырчатой трубы, обеспечивающая заданную степень равномерности распределения воды трубой в *м вод. ст.*

При распределении воды дырчатой трубой или каналом величина H вычисляется по формуле (IX.9).

При распределении воды дырчатой системой по площади прямоугольного в плане сооружения (фильтр, отстойник и т. п.)

Таблица IX.3

Значения среднего коэффициента расхода $\mu_{ср}$ при различных отношениях $d_{отв}/\delta_{ст}$

$d_{отв}/\delta_{ст}$	1	1,5	2	2,5	3	4
$\mu_{ср}$	0,7	0,68	0,65	0,63	0,6	0,58

система обычно представляет собой коллектор, расположенный по длинной оси сооружения; в обе стороны от коллектора отходят равные по длине и диаметру дырчатые распределительные трубы или каналы. Площадь отверстий дырчатых труб в этом случае должна приниматься по формуле (IX.12), а потеря напора в отверстиях труб — по формуле

$$H = A\frac{v_{кол}^2}{2g} + 1{,}25A\frac{v_{отв}^2}{2g}, \qquad (IX.13)$$

где A — коэффициент, принимаемый по табл. IX.2;

$v_{кол}$ и $v_{отв}$ — скорость движения воды в начале коллектора и в начале каждой из дырчатых труб в *м/сек*.

При распределении воды по площади круглого в плане сооружения коллектором с дырчатыми трубами неравной длины, расположенными перпендикулярно его оси с обеих сторон, потеря напора в отверстиях труб для распределения воды с заданной степенью равномерности должно вычисляться по формуле

$$H = 0{,}5A\frac{v_{кол}^2}{2g} + 2A\frac{v_{отв.д}^2}{2g} - A\frac{v_{отв.к}^2}{2g}, \qquad (IX.14)$$

где $v_{отв.д}$ и $v_{отв.к}$ — скорость движения воды в начале самого длинного и самого короткого ответвления.

При конструировании дырчатых распределительных систем скорость движения воды в начале дырчатых распределительных труб или каналов осветлителей и отстойников принимается в пределах 0,4 —0,6 *м/сек*, скорость движения воды в начале коллектора для распределения промывной воды по площади фильтра — в пределах 1,5—2 *м/сек*, в начале дырчатых распределительных труб — 1—1,5 *м/сек*.

3. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ И СБОР ВОДЫ И ОСАДКА ЧЕРЕЗ КОНИЧЕСКИЕ И ПИРАМИДАЛЬНЫЕ УСТРОЙСТВА

При истечении из отверстия в воду струя образует конический факел с углом конусности около 28°. Расстояния между отверстиями распределительных систем должны выбираться таким образом, чтобы в плоскости, в которой требуется равномерное распределение, факелы сливались.

При отводе воды из сооружения через отверстия в стенке лотка или трубы факел подсоса воды к отверстию имеет в чистой воде угол конусности около 53°.

В случае движения к приемным отверстиям не воды, а осадка теоретическое определение конуса формирования его струи связано с большими трудностями. Осадок, образующийся в водоочистных сооружениях, представляет собой систему из осевших хлопьев, связанных друг с другом силами сцепления в сплошную пространственную структуру. В начальный момент выпуска осадка из сооружения в его массе над приемным отверстием образуется воронка.

Размеры воронки характеризуются так называемым углом скольжения осадка, под которым понимается угол наклона неподвижной поверхности воронки к горизонтальной плоскости. Угол скольжения $\beta_{ос}$ зависит от природы осадка, интенсивности сил сцепления между его частицами и интенсивности движения осадка в пределах воронки. На основе экспериментальных исследований, проведенных во ВНИИ ВОДГЕО, получены следующие эмпирические формулы для определения угла скольжения осадка:

для осадков, образующихся при обработке цветных маломутных вод при содержании в них твердой фазы $C=15 \div 45$ *г/л* и скорости движения осадка в отверстии $v_{ос}=2 \div 4$ *м/сек*,

$$\beta_{ос} = (18 + 2C)\, v_{ос}^{-0,33}; \qquad \text{(IX.15)}$$

для осадков, образующихся при обработке мутных вод с глинистой взвесью при $C=45 \div 200$ *г/л* и $v_{ос}=1,5 \div 3,5$ *м/сек*

$$\beta_{ос} = 20 + 0,35C - 6,2v_{ос}. \qquad \text{(IX.16)}$$

При проектировании конического или пирамидального устройства для сбора и удаления осадка угол его конусности β_c должен выбираться из условия

$$\beta_c \leqslant 180 - 2\beta_{ос}. \qquad \text{(IX.17)}$$

При продолжительности уплотнения осадка более трех суток угол его скольжения оказывается не менее 60°; тогда, очевидно, угол конусности сборного устройства также не должен превышать 60°.

4. ЛОТКИ И КАНАЛЫ ДЛЯ СБОРА ВОДЫ

В сборные лотки желоба или каналы вода может поступать, переливаясь через верхнюю кромку, или пильчатый водослив, или через отверстия в стенке желоба.

Площадь сечения такого лотка или желоба при свободном изливе воды из его устья может быть вычислена по формуле Д. М. Минца:

$$f_ж = 0,85 \sqrt[3]{BQ^2}\ м^2, \qquad \text{(IX.18)}$$

где B — ширина лотка или канала в *м*;

Q —расход воды через устье лотка в *м*^{3}/*сек*.

На рис. IX.5 дан график для определения размеров сборных лотков по формуле (IX.18). При расчете сборных каналов и карманов фильтров их глубину следует принимать такой, чтобы вода из желобов свободно сливалась в канал. Глубина сборных каналов прямоугольного сечения может быть вычислена по формуле

$$H = 0{,}85 \sqrt[3]{\frac{Q^2}{B^2}} + 0{,}15 \text{ м}. \qquad \text{(IX.19)}$$

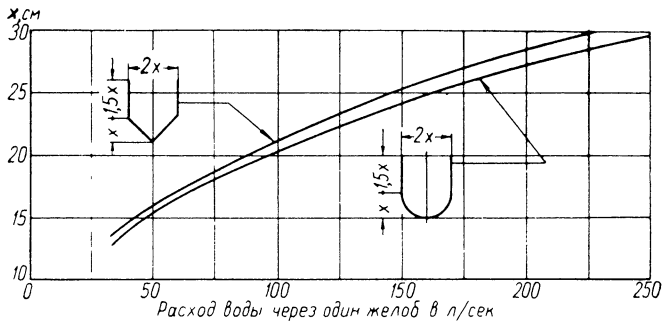


Рис. IX.5. График для определения размеров сборных желобов

Ширину канала B следует принимать не менее 0,6—0,7 *м* для возможности его ручной очистки. При поступлении воды в сборные лотки через отверстия в их стенках под уровень воды в лотке для обеспечения достаточной равномерности сбора воды площадь отверстий в стенке лотка должна быть не более $^2/_3$ площади сечения сборного лотка.

При поступлении воды в лоток через отверстия, расположенные выше уровня воды в лотке (излив в атмосферу), площадь отверстий в стенке лотка определяется располагаемым напором воды над осью отверстия.

При расчете дырчатых систем для распределения воздуха по площади сооружения, заполненного водой (фильтр, барботажный удалитель углекислоты), скорость движения воздуха в начале дырчатой трубы принимается 15—20 *м/сек*. Площадь отверстий в стенках воздухораспределительных труб принимается равной $^1/_4$—$^1/_3$ площади сечения трубы, диаметр отверстия 1—2 *мм*.

5. ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА ДЫРЧАТЫХ РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫХ СИСТЕМ

Пример IX.1. Рассчитать дырчатую трубу, распределяющую воду по коридорному осветлителю. Длина коридора L=20 *м* и ширина B=3,5 *м*; рас-

четная скорость восходящего потока воды $v_р=3$ *м/ч*; показатель равномерности распределения воды по длине дырчатой трубы $m=0{,}8$.

Решение. Расход воды по распределительной дырчатой трубе равен:

$$Q=\frac{LBv_р}{3600}1000=\frac{20\cdot3{,}5\cdot3}{3600}1000=58\ л/сек.$$

Принимаем стальную трубу диаметром 357 *мм* (по ГОСТ 8732—58) с толщиной стенки 10 *мм*. Скорость движения воды в начале трубы будет 0,58 *м/сек*.

Потерю напора, необходимую для обеспечения равномерности распределения воды с $m=0{,}8$, вычислим по уравнению (IX.9), приняв $A=5$ по табл. IX.2 для $m=0{,}8$:

$$H=A\frac{v^2}{2g}=5\frac{0{,}58^2}{19{,}62}=0{,}087\ м.$$

Принимаем диаметр отверстий в стенке 25 *мм*, тогда при $d_{отв}/\delta=2{,}5$ (по табл. IX.3) $\mu_{ср}=0{,}63$.

Площадь отверстий в стенке трубы будет равна:

$$f_{отв}=\frac{Q}{\mu_{ср}\sqrt{2gH}}=\frac{0{,}058}{0{,}63\sqrt{19{,}62\cdot0{,}087}}=0{,}071\ м^2=710\ см^2.$$

Площадь одного отверстия диаметром 25 *мм* равна 4,9 $см^2$. Следовательно, в стенке дырчатой трубы нужно просверлить 710 : 4,9 = 145 отверстий. Шаг отверстий будет 20 000 : 145 = 138 *мм*.

Пример IX.2. Рассчитать дырчатую распределительную систему для промывной воды фильтра, имеющего в плане размер 6×6 *м* и промываемого с интенсивностью 15 $л/м^2\cdot сек$; показатель равномерности распределения промывной воды $m=0{,}95$.

Решение. Расход промывной воды через систему будет 6×6×15 = 540 *л/сек*. Приняв расстояние между осями дырчатых распределительных труб 300 *мм*, получим по 6000 : 300 = 20 дырчатых труб с каждой стороны коллектора. Расход воды через каждую дырчатую трубу будет: 540 : 40 = 13,5 *л/сек*.

Принимаем коллектор из стальных труб диаметром $d=600$ *мм* с толщиной стенки $\delta=10$ *мм* ($v=1{,}85$ *м/сек*), распределители из стальных дырчатых труб $d=100$ *мм* с $\delta=7$ *мм* ($v=1{,}56$ *м/сек*).

Сопротивление в отверстиях дырчатых труб, необходимое для распределения воды с $m=0{,}95$, по формуле (IX.13) будет:

$$H=12\frac{1{,}85^2}{19{,}62}+1{,}25\cdot12\frac{1{,}56^2}{19{,}62}=3{,}97\ м\ вод.\ ст.,$$

где $A=12$ (по табл. IX.2).

Диаметр отверстий в стенке трубы принимаем 10 *мм*. Тогда при $d_{отв}:\delta=10:7=1{,}4$ величина $\mu_{ср}$ по табл. IX.3 равна 0,68.

Площадь всех отверстий в стенках дырчатых труб по формуле (IX.12) равна:

$$f_{отв}=\frac{0{,}54}{0{,}68\sqrt{19{,}62\cdot3{,}97}}=0{,}09\ м^2,\ \text{или}\ 900\ см^2.$$

Площадь одного отверстия диаметром 10 *мм* равна 0,785 $см^2$. Следовательно, в стенках дырчатых труб нужно просверлить 900 : 0,785 = 1140 отверстий, или 1140 : (20 · 2) = 28 отверстий на каждой трубе. При длине трубы 2600 *мм* и расположении отверстий в два ряда под углом 45° к вертикали вниз расстояние между отверстиями будет: $2600:\frac{28}{2}=186$ *мм*.

ЛИТЕРАТУРА

1. Бабаев И. С. О коэффициенте расхода при истечении воды через насадки в зернистый слой. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXX, 1964.

2. Егоров А. И. Гидравлический расчет трубчатых систем для распределения воды в водопроводных очистных сооружениях. Госстройиздат, 1960.

3. Егоров А. И. О расчете сборных дырчатых систем малого сопротивления. В сб.: «Исследования по водоподготовке». Госстройиздат, 1956.

4. Коновалов И. М. Движение жидкости с переменным расходом. Труды ЛИИВТ, вып. 8, 1937.

5. Маккавеев В. М., Коновалов И. М. Гидравлика. Речиздат, 1940.

6. Минц Д. М., Шуберт С. А. Фильтры АКХ и расчеты промывки скорых фильтров. Изд-во МКХ РСФСР, 1951.

7. Ненько Я. Т. О движении жидкости с переменной вдоль потока массой. ОНТИ, Харьков, 1938.

8. Enger M. L., Levy M. I. Pressures in manifold pipes. JAWWA, 1929, 21, № 5.

ГЛАВА X

ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ

1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

Обеззараживание или дезинфекция воды применяется для устранения из нее болезнетворных и иных микроорганизмов и вирусов, из-за наличия которых вода становится непригодной для питья, хозяйственных нужд или промышленных целей.

Контроль за процессом обеззараживания воды осуществляют путем определения общего числа бактерий, оставшихся в 1 *мл* воды, и количества бактерий Escherichia coli в 1 *л* воды (колииндекс) после ее обеззараживания.

Бактерия Esch. coli, так называемая кишечная палочка, всегда присутствует в кишечнике человека и теплокровных животных; ее наличие в воде свидетельствует о загрязнении воды фекальными стоками.

Сама по себе кишечная палочка безвредна, она является лишь индикаторным организмом, характеризующим бактериальную загрязненность воды. Хлор, озон и другие обеззараживающие средства убивают кишечную палочку труднее, чем некоторые патогенные микроорганизмы, вызывающие желудочно-кишечные заболевания. Поэтому она является хорошим контрольным организмом при оценке эффективности процесса обеззараживания воды. Кроме того, присутствие кишечной палочки в воде может быть определено значительно проще, чем присутствие других микроорганизмов кишечной группы.

В то же время следует иметь в виду, что целый ряд микроорганизмов и вирусов значительно более резистентен в отношении хлора и других обеззараживающих средств, чем кишечная палочка. Поэтому в случае подозрения на возможность заражения воды такими бактериями, как бактерии сибирской язвы, туляремии, вирусами инфекционного гепатита, полиомиелита, следует проверить достаточность применяемых средств обеззараживания воды в отношении этих бактерий и вирусов.

2. МЕТОДЫ ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЯ ВОДЫ

Обеззараживание воды для коммунальных и промышленных водопроводов может быть достигнуто несколькими методами, описываемыми кратко ниже.

Тепловой способ. Кипячение воды в течение 12—20 *мин* убивает все неспорообразующие микроорганизмы. Для уничтожения спор применяют нагрев воды до 120° С под давлением или дробную стерилизацию воды — ее кипятят в течение 15 *мин*, охлаждают до 35° С, выдерживают при этой температуре 2 *ч* для прорастания спор и снова нагревают до кипения.

Действие ультрафиолетового излучения. Вода, длительное время находящаяся на солнечном свету, освобождается от патогенных микроорганизмов. Облучение воды ультрафиолетовыми лучами хорошо обеззараживает воду, свободную от взвешенных и коллоидных примесей (подробнее см. стр. 328).

Действие ионизирующего излучения. По литературным данным, облучение воды рентгеновскими лучами, γ-и β-излучателями обеззараживает воду. Эти методы обеззараживания воды пока не нашли практического применения.

Обеззараживание воды окислителями. Сильные окислители, окисляя энзимы бактериальных клеток, убивают бактерии. Для обеззараживания воды можно применять хлор, бром, йод, двуокись хлора, соли хлорноватой и хлорноватистой кислот, озон, перманганат калия, перекись водорода (подробнее см. ниже).

Действие ультразвуковых колебаний убивает большинство микроорганизмов. Интенсивность ультразвукового излучения должна быть не менее 2 *вт/см*^{2} при продолжительности озвучивания не менее 5 *мин*.

Обеззараживание воды фильтрованием. Большинство патогенных микроорганизмов (за исключением вирусов) имеет размер более 1—2 *мк*. Поэтому фильтрованием воды через фильтры с размерами пор менее 1 *мк* можно освободить ее от микроорганизмов. Метод этот пригоден только для обеззараживания подземных или хорошо осветленных вод с содержанием взвешенных веществ менее 2 *мг/л*, так как при большем содержании взвеси последняя быстро закупоривает поры фильтра, что приводит к резкому снижению его пропускной способности.

В качестве обеззараживающих используют так называемые ультрафильтры из микропористой керамики или фарфора (фильтры Беркефельда, Шамберлена и др.), фильтры с асбестоцеллюлозными фильтрующими пластинами (фильтры Зейца), мембранные ультрафильтры и др.

Ниже рассматриваются методы обеззараживания, получившие наибольшее распространение в практике очистки воды.

3. РЕЗИСТЕНТНОСТЬ МИКРООРГАНИЗМОВ И КИНЕТИКА ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЯ ВОДЫ СИЛЬНЫМИ ОКИСЛИТЕЛЯМИ

Процесс обеззараживания воды сильными окислителями проходит две ступени — сначала обеззараживающий агент диффундирует через оболочку внутрь клетки микроорганизма, а затем вступает в реакцию с энзимами внутри клетки.

Скорость процесса обеззараживания воды определяется кинетикой диффузии обеззараживающего реагента внутрь клетки и кинетикой отмирания клеток в результате нарушения метаболизма, наступающего вследствие окисления или отравления энзимов обеззараживающими агентами. Общая скорость процесса обеззараживания поэтому возрастает с увеличением концентрации обеззараживающего реагента в воде, повышением ее температуры и переходом обеззараживающего агента в недиссоциированную форму, поскольку диффузия вещества через оболочку клетки происходит быстрее, чем гидратированных ионов, образующихся при диссоциации данного вещества в воде.

Процесс обеззараживания воды замедляется в присутствии способных окисляться органических веществ и других восстановителей, а также коллоидных и взвешенных веществ, обволакивающих бактерии и мешающих их контакту с обеззараживающим агентом.

Кинетика процесса обеззараживания воды при постоянной концентрации в ней обеззараживающего агента подчиняется уравнению

$$\frac{dy}{dt} = AN = A(N_0 - y), \qquad (X.1)$$

где y — число разрушенных окислителем микроорганизмов за единицу времени;
t — время окисления;
N — число микроорганизмов, находящихся в воде в данный момент времени;
N_0 — начальное число микроорганизмов;
A — константа скорости, имеющая размерность t^{-1}.

Проинтегрировав это уравнение от $y=0$ при $t=0$ до $y=y$ при $t=t$, получим:

$$\frac{N}{N_0} = e^{-At}. \qquad (X.1a)$$

Влияние концентрации обеззараживающего агента на время, необходимое для снижения содержания в воде числа бактерий с начального до заданного, описывается уравнением

$$C^n t = K, \qquad (X.2)$$

где C — концентрация обеззараживающего агента в *мг/л*;
t — время экспозиции, необходимое для снижения общего числа бактерий на заданный процент, в *мин*;
n — коэффициент разбавления;
K — константа резистентности микроорганизма в отношении данного обеззараживающего агента, зависящая от вида микроорганизма, свойств обеззараживающего агента, pH среды.

Опыты, поставленные Файером и Гайером [15], с обеззараживанием хлором и хлораминами чистых культур бактерий коли (рис. X.1) показали, что величина $n = 0{,}8 \div 1{,}4$; при значении pH воды, близком к 7, $n = 1{,}3$.

Величина константы K зависит от соотношения форм соединений хлора, которые содержатся в воде при данном значении pH. Если в воде отсутствуют соли аммония, константа ре-

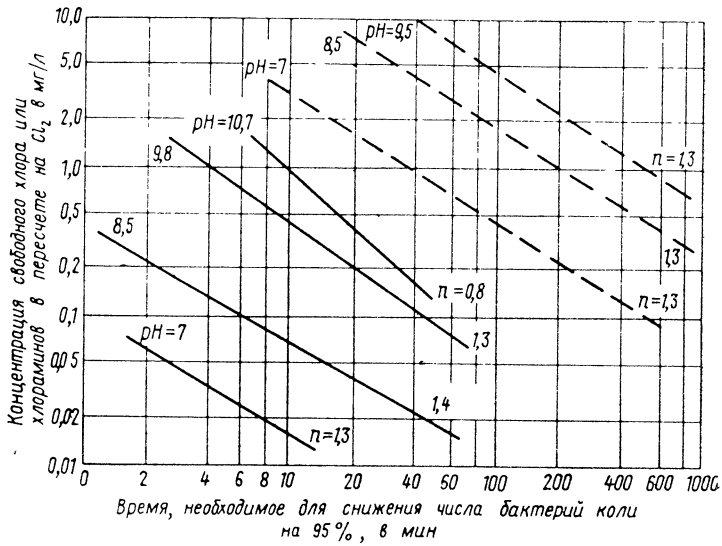


Рис. X.1. Зависимость необходимого времени контакта для обеззараживания воды, зараженной бактериями коли, от концентрации в воде свободного хлора или хлораминов при температуре 10° С

——— хлор; — — — хлорамины

зистентности бактерий коли в отношении свободного хлора при снижении содержания бактерий на 95% составляет 0,15 при pH = 7; 0,45 при pH = 8,5 и 4 при pH = 9,8.

При наличии в воде аммонийных солей, когда активный хлор в воде представлен моно- и дихлораминами, константа резистентности бактерий коли в отношении хлора хлораминов изменяется от 3,5 при pH = 7 до 400 при pH = 9,5.

Резистентность различных микроорганизмов и вирусов в отношении свободного хлора при различных величинах pH и температурах исследована рядом авторов [18, 19 и 20]. В этих опытах (рис. X.2) константа резистентности бактерий коли при pH = 7 и температуре 0—5° С оказалась равной 0,6 при снижении числа микроорганизмов хлорированием на 99,6 — 100%. В тех же условиях при pH = 8,5 константа резистентности бактерий коли оказалась близкой к 1,4. Константа резистентности E. typho-

sa при pH=9,8 была равна 4, вируса коксаки и полиомиелита — 30—35, E. histolytica — 400, B. anthracis — 6000.

Влияние значений pH на скорость процесса обеззараживания воды хлором ясно из табл. X.1, в которой приведено зна-

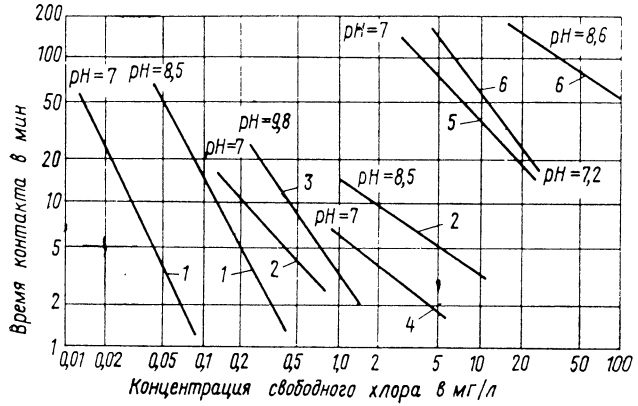


Рис. X.2. Зависимость необходимого времени контакта от дозы хлора для обеззараживания воды, зараженной различными бактериями и вирусами

1 — Esch. coli; *2* — Polio, type 1; *3* — E. typhosa; *4* — Coxsackie A-2; *5* — E. histolytica; *6* — B. anthracis

чение константы резистентности вируса коксаки (температура воды 10° С, обеззараживание на 99,6 — 100%).

Таблица X.1

Влияние значений pH на кинетику процесса обеззараживания воды [15]

pH	7—7,5	7,5—8	8—8,5	8,5—9
Константа резистентности *K*	8	15	20	22

Повышение температуры воды несколько уменьшает время, необходимое для достижения заданного процента обеззараживания воды при одной и той же концентрации в ней хлора. Так, для снижения коли-индекса на 99,6% в воде, содержащей 0,05 *мг/л* свободного хлора, требовалось при pH=7 и температуре 5° С около 4 *мин*, а при температуре 20° С около 2,5 *мин*.

Повышение температуры влияет, по-видимому, главным образом на скорость процесса диффузии обеззараживающего агента внутрь бактериальной клетки. Поэтому оно более заметно при низких начальных температурах воды (около 0°),

когда небольшое изменение температуры обусловливает значительное изменение ее вязкости. Изменение температуры сильнее сказывается на скорость процесса обеззараживания хлораминами, чем хлором.

Влияние температуры на скорость процесса обеззараживания воды может быть выражено уравнением

$$\lg \frac{t_1}{t_2} = \frac{E\,(T_2 - T_1)}{RT_1 T_2}, \qquad \text{(X.3)}$$

где t_1 и t_2 — время, необходимое для снижения содержания в воде бактерий на заданный процент при температуре соответственно T_1 и T_2 в °К;

E — энергия активации;

R — газовая постоянная, равная 1,99 *кал*/°К.

4. ХИМИЗМ ХЛОРИРОВАНИЯ

При введении в воду хлор гидролизуется, образуя хлорноватистую и соляную кислоты:

$$Cl_2 + H_2O \rightleftarrows HOCl + HCl.$$

В кислой среде равновесие этой реакции сдвинуто влево, и в воде присутствует атомарный хлор. При значениях pH>4 атомарный хлор в воде практически отсутствует.

Константа гидролиза хлора в воде при температуре 25° С равна·

$$\frac{[HOCl]\,[H^+]\,[Cl^-]}{[Cl_2]} = 4{,}05 \cdot 10^{-4}. \qquad \text{(X.4)}$$

Образовавшаяся в результате гидролиза хлора хлорноватистая кислота диссоциирует на гипохлоритный ион OCl^- и ион водорода H^+.

Величина константы диссоциации хлорноватистой кислоты изменяется от $1{,}5 \cdot 10^{-8}$ при 0° С до $2 \cdot 10^{-8}$ при 10° С и $2{,}7 \cdot 10^{-8}$ при 25° С.

Соотношение между недиссоциированной хлорноватистой кислотой HOCl и гипохлоритным ионом OCl^- в воде при различных величинах pH, рассчитанные по указанным выше константам диссоциации, представлено на рис. X.3.

Исследования показали, что бак-

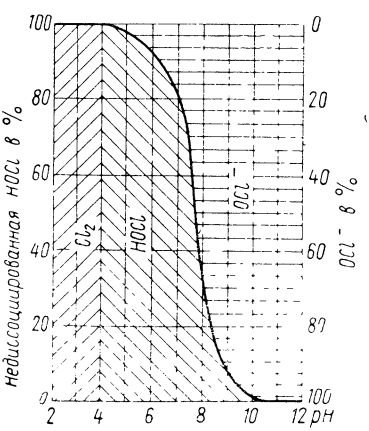


Рис. X.3. Изменение концентраций HOCl и OCl^- в воде при изменении величины pH

терицидность хлора в воде снижается с повышением значений pH воды (рис. X.4). Время, необходимое для снижения количества живых бактерий коли в воде на 99% при дозе свободного хлора 0,1 *мг/л*, возрастает с 6 до 180 *мин* при изменении величины pH воды с 6 до 11, т. е. в 30 раз. Если сопоставить (рис. X.5) количество убитых в заданное время бактерий при неизменной

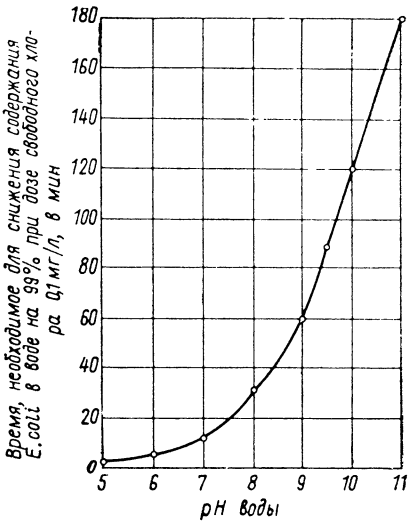


Рис. X.4. Зависимость бактерицидности свободного хлора от величины pH

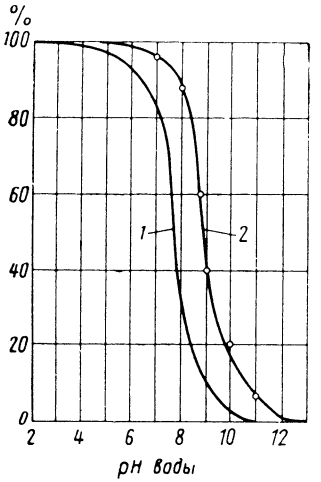


Рис. X.5. Изменение форм хлора и его бактерицидности с изменением значений pH воды

1 — содержание недиссоциированной HOCl; *2* — количество убитых бактерий коли за 30 *мин*

дозе хлора, но при различном значении pH воды, с изменением количества недиссоциированной хлорноватистой кислоты, то можно отметить очень хорошую корреляцию между этими величинами. Это показывает, что недиссоциированная хлорноватистая кислота является главным бактерицидным соединением хлора в воде при величинах pH, обычных в практике водообработки. Поэтому обеззараживание воды хлором желательно производить при возможно более низких значениях pH, до введения в воду извести или других реагентов щелочного характера.

Гипохлориты кальция или натрия, а также хлорная известь образуют в воде хлорноватистую кислоту и гипохлоритный ион в соотношениях, определяемых pH воды:

$$Ca(OCl)_2 \rightarrow Ca^{2+} + 2OCl^-;$$

$$2OCl^- + 2H^+ \rightarrow 2HOCl.$$

При наличии в воде аммиака, аммонийных солей или органических веществ, содержащих аминогруппы, хлор, хлорнова-

тистая кислота и гипохлориты вступают с ними в реакцию, образуя моно- и дихлорамины, а также треххлористый азот:

$$HOCl + NH_3 \rightarrow NH_2Cl + H_2O;$$

$$HOCl + NH_2Cl \rightarrow NHCl_2 + H_2O;$$

$$HOCl + NHCl_2 \rightarrow NCl_3 + H_2O.$$

Для связывания 1 *мг* свободного хлора в монохлорамин требуется около 0,2 *мг* аммиака. Соотношение между моно- и дихлораминами в воде при введении в нее хлора в присутствии аммиака определяется величиной pH воды (рис. X. 6). Чем выше величина pH воды, тем меньше хлора связывается в дихлорамины и тем больше его остается в виде монохлораминов, которые в 3—5 раз менее бактерицидны, чем дихлорамины (рис. X.7), которые в свою очередь в 20—25 раз менее бактерицидны, чем свободный хлор.

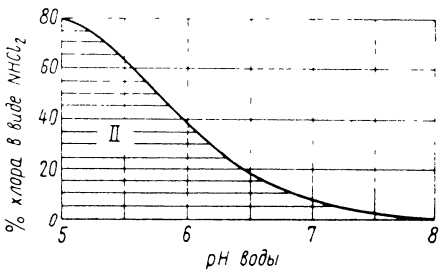


Рис. X.6. Соотношения монохлораминов *I* и дихлораминов *II* при различных значениях pH воды и температуре 2° С

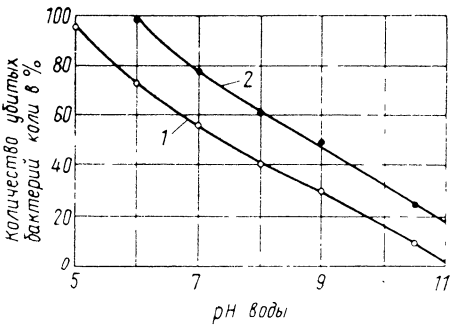


Рис. X.7. Изменение бактерицидности хлораминов с изменением величины pH воды при дозах Cl_2 — 0,8 *мг/л* и NH_3 — 0,2 *мг/л*

1 — время контакта 15 *мин*; *2* — то же, 30 *мин*

Следует отметить, что бактерицидность хлораминов, образованных свободным хлором Cl_2, HOCl, OCl^- и неорганическими аммиаком NH_4OH или аммонийными солями NH_4Cl, $(NH_4)_2SO_4$, значительно (в 8—10 раз) выше, чем бактерицидность хлорпроизводных органических аминов и иминов. Это объясняется, по-видимому, тем, что первые в воде гидролизуются быстрее, чем вторые, выделяя в меньший промежуток времени гипохлоритный ион.

Хлор, связанный в хлорамины, называется связанным хлором. Сумма свободного хлора Cl_2, HOCl, OCl^- и связанного в хлорамины хлора называется активным хлором.

Учитывая различную бактерицидность свободного и связанного хлора, для надежного обеззараживания воды следует под-

держивать различными их остаточные концентрации. Рекомендуемые для надежного обеззараживания воды остаточные концентрации свободного и связанного хлора приведены на рис. X. 8. При обеззараживании воды источников, недостаточно надежных в санитарном отношении (возможность случайного, эпизодического или постоянного фекального загрязнения), хлорирование воды необходимо вести таким образом, чтобы в воде через 30 *мин* после введения хлора было бы не менее 0,3 *мг/л* свободного хлора (помимо хлора, связанного в хлорамины). Дозу хлора, которую нужно ввести в воду для получения заданной величины остаточного хлора через 30 *мин* контакта, определяют пробным хлорированием, на основании результатов которого строят кривую хлоропоглощаемости воды. При пробном хлорировании воды пять-шесть ее проб объемом 1 *л* помещают в стеклянные сосуды и вводят в них различные количества хлорной воды с известным содержанием свободного хлора. Содержимое сосудов перемешивают и оставляют на 30 *мин* в темноте. Затем определяют в каждой из проб концентрацию свободного и связанного хлора, а по результатам определений строят график хлоропоглощаемости воды.

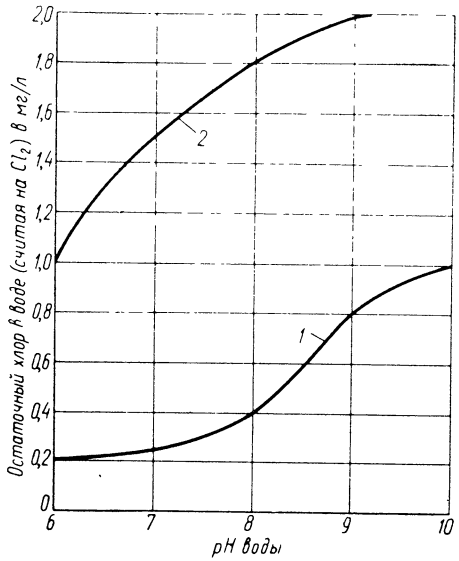


Рис. X.8. Рекомендуемые для надежного обеззараживания воды концентрации остаточного свободного хлора и хлораминов при различных значениях pH воды

1 — свободный хлор в воде через 10 *мин*; *2* — хлор хлораминов через 60 *мин* после введения хлора в воду

При отсутствии в хлорируемой воде аммиака, аммонийных солей или аминов хлоропоглощаемость воды приобретает вид графика, приведенного на рис. X. 9. Проведя на нем линию, параллельную оси абсцисс с ординатой 0,3 *мг/л* остаточного хлора, до пересечения с кривой хлоропоглощаемости и снеся точку пересечения на ось абсцисс, получают дозу хлора, которую нужно вводить в данную воду, чтобы получить через 30 *мин* в ней 0,3 *мг/л* остаточного свободного хлора (в примере на графике 0,75 *мг/л*). При наличии в воде или при введении вместе с хлором аммиака или амонийных солей, или аминов кривая хлоропоглощаемости воды имеет вид, представленный на рис. X.10.

Вводимый в воду хлор будет связывать в хлорамины содержащиеся в ней аммонийные соли. При молярном отношении $Cl_2 : NH_4^+ < 1{,}1$ будут образовываться моно- и дихлорамины, соотношение между концентрациями которых будет определяться величиной pH воды. Весь остаточный хлор, определяемый через 30 *мин*, окажется связанным в хлорамины (участок кривой до точки *А*).

Дальнейшее увеличение дозы хлора приведет к тому, что молярное отношение введенного в воду хлора к содержаще-

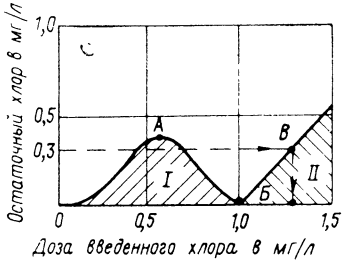


Рис. X.9. Хлоропоглощаемость воды при отсутствии в ней аммонийных солей

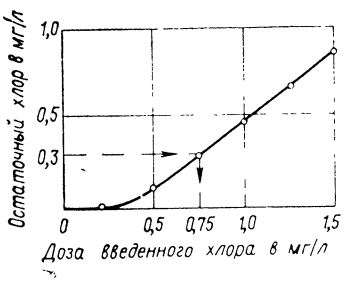


Рис. X.10. Хлоропоглощаемость воды при наличии в ней аммонийных солей

I — моно- и дихлорамины;
II — свободный хлор

муся в воде иону NH_4^+ окажется больше единицы. При этом начнется окисление моно- и дихлораминов хлорноватистой кислотой, образовавшейся в результате гидролиза хлора:

$$NH_2Cl + NHCl_2 + HOCl \rightarrow N_2O + 4HCl;$$

$$NHCl_2 + HOCl \rightarrow NCl_3 + H_2O;$$

$$NHCl_2 + H_2O \rightarrow NH(OH)Cl + HCl;$$

$$NH(OH)Cl + 2HOCl \rightarrow HNO_3 + 3HCl.$$

Содержание в воде остаточного связанного в хлорамины хлора начнет снижаться по мере увеличения количества введенного в воду хлора, окисляющего все бо́льшую часть находящихся в воде хлораминов. При доведении молярного отношения введенного в воду хлора к содержащимся в ней аммонийным солям до 2 (10 *мг* Cl_2 на 1 *мг* N в виде NH_4^+) все хлорамины оказываются окисленными, содержание остаточного хлора в воде снижается почти до нуля (точка *Б* называется точкой перелома).

Дальнейшее увеличение дозы хлора приведет к повышению концентрации остаточного хлора, причем уже весь остаточный хлор будет высокобактерицидным свободным хлором. Поэтому для повышения надежности обеззараживание воды хлорирование следует вести таким образом, чтобы в воде имелось не ме-

нее 0,3 *мг/л* свободного хлора за точкой перелома на кривой хлоропоглощаемости (точка *B* на рис. X. 10).

Если доза хлора при этом получается слишком большой из-за большого содержания в воде аммонийных солей, можно вести хлорирование в соответствии с кривой *2* (см. рис. X. 8), т. е. принять дозу, обеспечивающую концентрацию активного связанного в хлорамины хлора через 60 *мин* контакта, не менее 1 *мг/л* при pH=6, 1,5 *мг/л* при pH=7 и 1,8 *мг/л* при pH=8.

5. ХЛОР И ЕГО СВОЙСТВА

Хлор — желтоватый газ с неприятным резким запахом, в свободном состоянии образует молекулы Cl_2 с молекулярным весом 70,914.

Хлор получают электролизом насыщенного раствора поваренной соли. С понижением температуры и повышением давления хлор переходит из газообразного состояния в жидкое, а при дальнейшем понижении температуры — в твердое. Точка плавления твердого хлора —101,5° С. При температуре 15° С газообразный хлор сжижается при давлении 5,75 *ат*.

Жидкий хлор — подвижная маслянистая жидкость желто-зеленого цвета, имеет точку кипения при нормальном давлении —34,6° С, удельный вес 1,43 *кг/л*, теплоемкость 0,2262 *ккал/кг·град*, коэффициент динамической вязкости при температуре —38° С 0,005 *пз*.

Согласно требованиям ГОСТ 6718—68 в хлоре, выпускаемом промышленностью, должно содержаться не менее 99,5% Cl_2 (по объему), влаги — не более 0,06% по весу.

Хлор ядовит, вдыхание его вызывает отравление, признаками которого являются кашель, удушье, головная боль, боли в груди и животе. В воздухе помещений, где хранится или дозируется хлор и находится обслуживающий персонал, допускается содержание не более 0,001 *мг* хлора в 1 *л* воздуха.

Таблица X.2

Растворимость хлора в воде при различных температурах и давлении

Давление в *мм рт. ст.*	Содержание хлора в *г/л* при температуре воды в °С						
	0	10	20	30	40	50	90
200	4,8	3,3	2,7	2,3	2,1	1,8	1,4
500		6,9	5,3	4,3	3,6	3,1	2,2
750		9,65	7,3	5,8	4,8	4	2,8
1000			9	7,3	5,9	5	3,3
2000	$Cl_2 \cdot 8H_2O$	$Cl_2 \cdot 8H_2O$	17	13	10,2	8,4	5,2

Растворимость хлора в воде зависит от температуры и давления (табл. X.2). При атмосферном давлении и температуре 10° С в 1 *л* воды растворяется около 3 *л* газообразного хлора (9,65 *г*). При снижении температуры насыщенной хлором воды из нее выпадают кристаллы гидратов хлора $Cl_2 \cdot 8H_2O$.

Растворение хлора в воде идет с выделением тепла — при растворении 1 моля хлора выделяется 7,6 *ккал* тепла при температуре 6° С.

Перед введением в воду жидкий хлор превращают в газ путем его испарения. Удельная скрытая теплота парообразования хлора составляет около 62 *ккал/кг*. Теплоемкость жидкого хлора при постоянном давлении равна 0,1241 *ккал/кг · град*.

Кроме жидкого и газообразного хлора для обеззараживания воды применяют соли хлорноватистой кислоты — гипохлориты, двуокись хлора и др.

Гипохлорит кальция $Ca(OCl)_2$ получают насыщением известкового молока газообразным хлором и последующим отделением $Ca(OCl)_2$ от избытка извести и продуктов реакции:

$$2Ca(OH)_2 + 2Cl_2 \rightarrow Ca(OCl)_2 + CaCl_2 + 2H_2O.$$

Теоретически 1 *кг* чистого гипохлорита кальция содержит 49,6% Cl_2, в товарном гипохлорите кальция содержится от 30 до 45% Cl_2. Гипохлорит кальция не гигроскопичен и может, не теряя активности, долго храниться в сухом темном прохладном помещении.

Хлорную известь на заводах получают в результате реакции хлора с гашеной известью. В ней содержится 40—45% гипохлорита кальция. При хранении, особенно в сыром помещении, хлорная известь распадается, выделяя газообразный хлор.

Для обеззараживания небольших количеств воды применяют таблетки хлораминов.

В практике обеззараживания воды плавательных бассейнов находят применение различные хлорпроизводные органических веществ, например хлорпроизводные циануровой кислоты, амидосульфоновой кислоты и т. п. Эти соединения в воде медленно гидролизуются, образуя хлорноватистую кислоту и органический радикал.

6. ХЛОРАТОРЫ

Хлор вводят в воду в виде газа или хлорной воды, получаемой путем растворения в воде хлоргаза.

В виде газа хлор вводят в воду на передвижных хлораторных установках. На стационарных установках хлор обычно добавляют в виде хлорной воды, что уменьшает коррозионное действие хлора на трубопровод вблизи места его введения. Для дозирования хлора служат специальные газодозаторы, называемые хлораторами.

На стационарных установках применяют хлораторы непрерывного действия. Они подразделяются на хлораторы: а) постоянного расхода, которые сохраняют постоянное количество подаваемого в воду хлоргаза, установленное степенью открытия регулирующего вентиля; б) пропорционального расхода, которые автоматически изменяют количество подаваемого хлоргаза пропорционально расходу воды или автоматически поддерживают заданную концентрацию остаточного хлора в воде, выходящей из очистных сооружений.

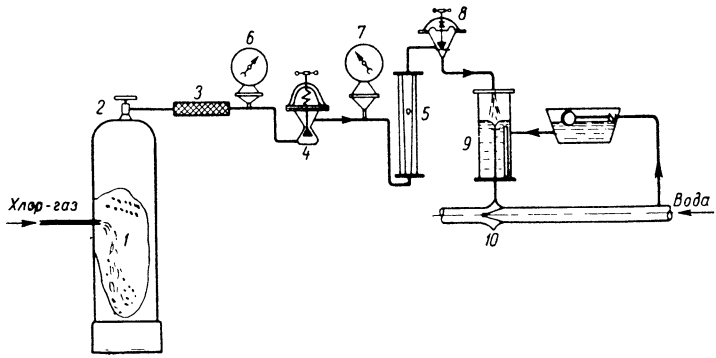


Рис. X.11. Схема вакуумного хлоратора постоянного расхода

Оба типа хлораторов могут быть как напорными, в которых хлоргаз находится под некоторым избыточным давлением, так и вакуумными, в которых давление ниже атмосферного.

Наибольшее распространение получили вакуумные хлораторы, так как применение напорных хлораторов нежелательно из-за возможности поступления хлора в помещение хлораторной при неплотностях в соединениях хлоратора или трубопроводов.

Вакуумный хлоратор постоянного расхода (рис. X.11) состоит из промежуточного баллона *1*, в который поступает хлоргаз из баллонов, бочек или испарителей. В промежуточном баллоне осаждаются капли жидкости, пыль и т. п. Из промежуточного баллона через регулировочный вентиль *2* хлоргаз поступает в фильтр *3*, где очищается от неосевшей в промежуточном баллоне пыли. Очищенный хлор проходит в редуктор *4*, понижающий давление хлоргаза перед измерителем расхода *5*. Давление газа перед редуктором и после него измеряется манометрами *6* и *7*, давление к которым передается через мембранные коробки, исключающие попадание агрессивного хлора в манометры.

В качестве измерителей расхода хлора применяют стеклянные ротаметры, диафрагмы либо другие дроссельные органы с жидкостными дифманометрами или пружинными манометрами. В хлораторах, снабженных самописцами расхода хлора, ис-

пользуются индукционные ротаметры или дифманометры со вторичными указывающими и записывающими приборами.

Хлоргаз, прошедший через измеритель расхода, поступает в предохранительный клапан *8*, предупреждающий попадание воды в газовую часть хлоратора, и далее в смеситель *9*, где смешивается с водой. Хлорная вода засасывается водоструйным эжектором *10*. Выходящая из эжектора хлорная вода по резиновому шлангу или трубопроводу из хлоростойкого материала направляется к месту ее введения в основной поток воды.

В вакуумных хлораторах (рис. X.12), выпускаемых заводом «Светотехника», регулирующий вентиль установлен после редуктора, а предохранительный клапан заменен смесителем-предохранителем. Эжектор вынесен с шасси хлоратора и установлен на трубопроводе подачи хлора в воду. Постоянство давления в смесителе-предохранителе и расхода поступающей в него воды обеспечивается бачком постоянного уровня, смонтированным на шасси хлоратора.

Характеристики вакуумных хлораторов приведены в табл. X.3.

Таблица X.3

Характеристики вакуумных хлораторов

Тип	Производительность по хлору в *кг/ч*	Диаметр патрубка, подводящего воду к эжектору, в *мм*	Габаритные размеры в *мм*			Вес в *кг*	Завод-изготовитель
			высота	ширина	глубина		
ЛОНИИ-100 (с ротаметром РС-3)	0,08—2,05	25	830	650	160	41	«Светотехника»
ЛОНИИ-100 (с ротаметром РС-5)	1,28—20	50	830	650	160	41	«Светотехника»
ЛК-10м	0,04—0,8	50	630	230	160	12,5	ЦРММ Донбассводтреста
ЛК-10б	2—20	50	800	370	250	45	ЦРММ Донбассводтреста

Хлораторы ЛОНИИ-100 выпускаются с измерителями расхода хлора — ротаметрами РС-3 и РС-5, имеющими по три типоразмера каждый. Ротаметры РС-3 предназначены для измерения расходов хлора 0,08—0,72; 0,21—1,28 и 0,4—2,05 *кг/ч*, а ротаметры РС-5 — для измерения расходов хлора 1,28—8,1; 2,05—12,8 и 3,28—20,5 *кг/ч*.

При заказе хлоратора следует указывать тип и пределы измерений ротаметра, которым должен быть укомплектован хлоратор.

Расходы воды и необходимое давление в трубопроводе перед эжектором при свободном изливе воды после него для хлоратора ЛОНИИ-100 приведены ниже.

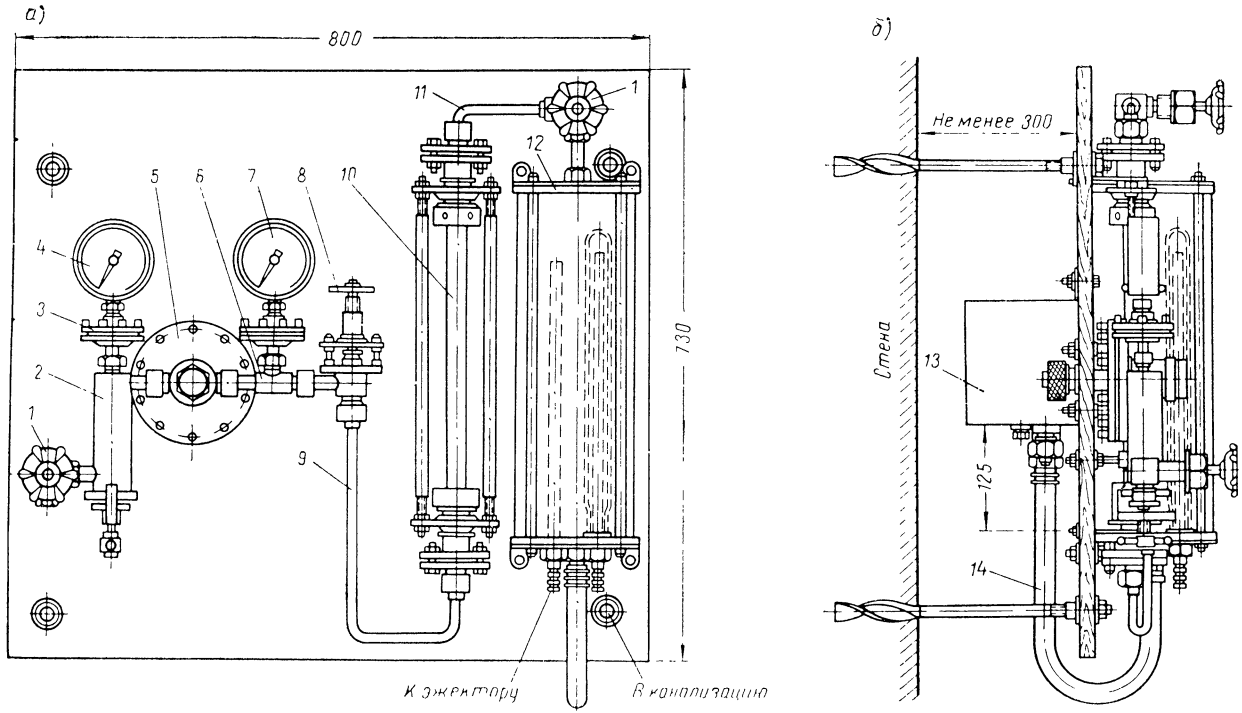


Рис. X.12. Хлоратор ЛОНИИ-100

а — вид спереди; *б* — вид сбоку; *1* — запорный вентиль; *2* — фильтр; *3* — мембранная камера; *4* и *7* — манометры; *5* — редукционный клапан; *6* — тройник; *8* — регулирующий вентиль; *9* — соединительная труба; *10* — ротаметр РС-3 или РС-5; *11* — соединительная трубка; *12* — смеситель хлоргаза с водой; *13* — бачок постоянного уровня; *14* — шланг

Расход хлора в *кг/ч* . .	0,5	1	2	5	10
» воды в *м³/ч* .	2	2	2	4,3	8
Напор перед эжектором в *кГ/см²*	2,5	2,5	2,5	3	3,5

Хлоратор ЛК-10 системы проф. Л. А. Кульского представлен на рис. X.13.

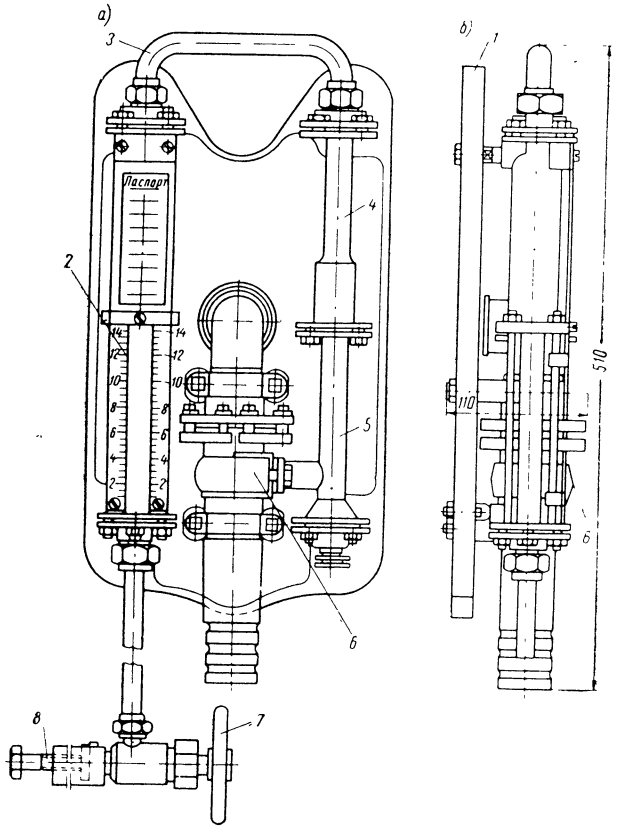


Рис. X.13. Хлоратор ЛК-10 системы проф. Л. А. Кульского

а — вид спереди; *б* — вид сбоку; *1* — щит; *2* — ротаметр; *3* — соединительная труба; *4* и *5* — клапаны; *6* — эжектор; *7* — регулирующий вентиль; *8* — хомут для крепления баллона с хлором

Схема вакуумного хлоратора фирмы «Уоллес и Тирнан» (США) показана на рис. X.14.

Этот хлоратор состоит из стеклянного колокола *1*, который установлен открытой стороной вниз в ванне *2*, наполненной водой. Уровень воды в ванне поддерживается постоянным с помощью переливной трубы *3*. Через дно ванны в колокол проходит вертикальная трубка *4*, по которой хлоргаз из колокола может

отсасываться эжектором *5* через смеситель *6*. Трубка *4* находится внутри стеклянной трубки *7*; в верхнем конце последней имеется капиллярное отверстие *8*, а внизу — отверстие *9*, через которые внутрь трубки может поступать вода из ванны. Хлоргаз через фильтр проходит под колокол, где постоянство давления хлоргаза поддерживается редукционным клапаном *10* с поплав-

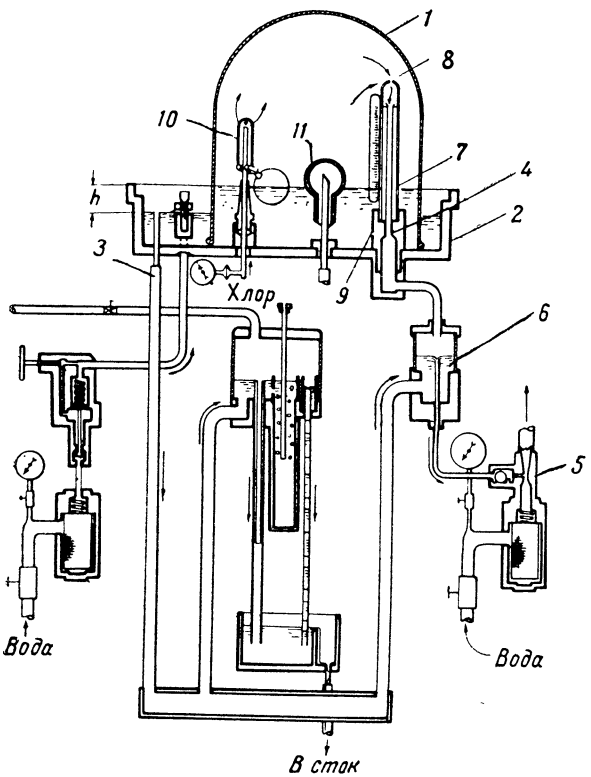


Рис. X.14. Схема вакуумного хлоратора фирмы «Уоллес и Тирнан» (США)

ком. При падении давления под колоколом из-за прекращения подачи хлора клапан *11* открывает доступ под колокол атмосферному воздуху.

При пуске хлоратора в работу эжектор высасывает из-под колокола воздух, создавая вакуум. Вода из ванны проходит под колокол и поднимается на высоту *h* выше уровня воды в ванне; шаровой поплавок клапана *10* всплывает и открывает доступ хлоргазу под колокол. Хлор заполняет весь объем колокола; над водой в колоколе давление хлора на величину *h* меньше атмосферного. Эжектор отсасывает хлор через капилляр *8* и в ви-

де хлорной воды подает его в трубопровод обрабатываемой воды. При этом вода в кольцевом пространстве между трубками *4* и *7* поднимается на величину потери напора в капилляре, показывая расход через него хлора.

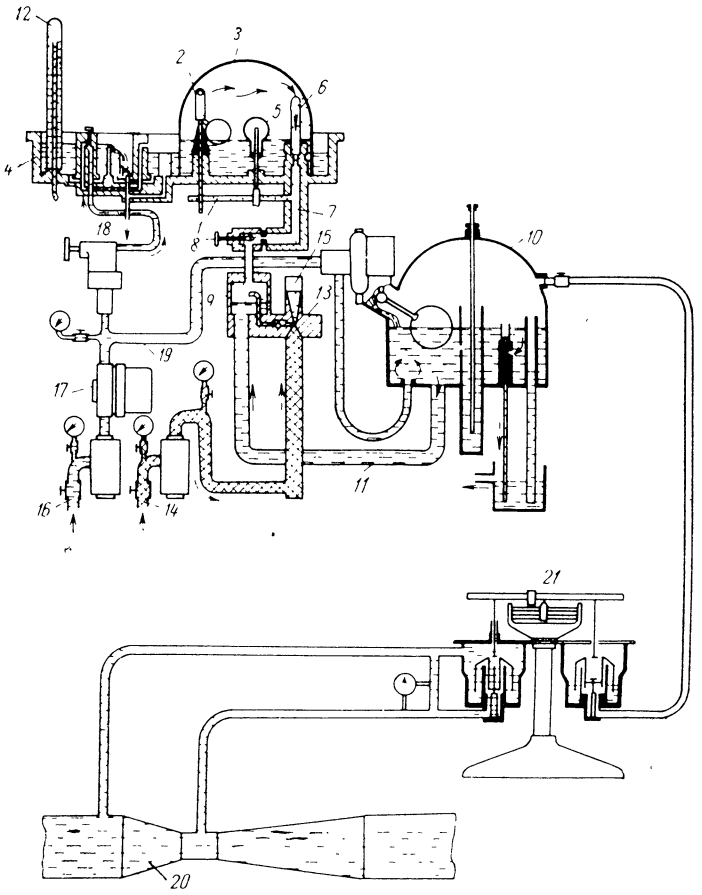


Рис. X.15. Схема хлоратора пропорционального расхода фирмы «Уоллес и Тирнан» (США)

На рис. X.15 представлена схема хлоратора той же фирмы с дополнительным устройством, которое обеспечивает подачу хлора в воду в количестве, пропорциональном ее расходу.

Хлор через трубку *1* и редукционный клапан *2* поступает под стеклянный колокол *3*, помещенный в ванну с водой *4*. Уровень воды в ней контролируется поплавковым клапаном *5*. Хлоргаз из-под колокола проходит через измерительный капилляр *6*, трубу *7* и регулирующий вентиль *8* в камеру *9*, соединенную с вса-

сывающим патрубком эжектора. В этой камере хлоргаз смешивается с водой, поступающей из вакуумной колоколообразной камеры *10* по трубопроводу *11*. Расход хлора указывает манометр *12*.

Смесь воды с хлором из камеры *9* засасывается эжектором *13*, в котором разбавляется напорной водой, поступающей по

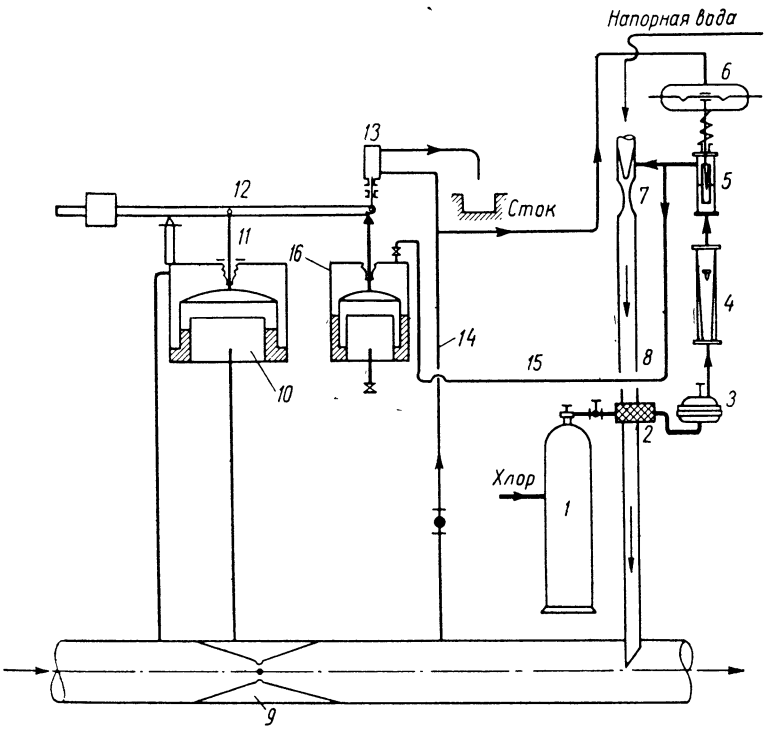


Рис. X.16. Схема хлоратора с гидравлическим реле

трубопроводу *14*. Хлорная вода из эжектора отводится по трубопроводу *15* к месту смешивания с обрабатываемой водой.

Добавочная вода поступает в хлоратор по трубопроводу *16* через редуктор *17* и регулировочный вентиль *18*; часть воды по трубке *19* через шаровой клапан поступает в камеру *10*. Разница давлений в трубе Вентури *20* на трубопроводе обрабатываемой воды воспринимается ртутным дифманометром *21*, который с помощью рычага с грузом управляет давлением в камере *10* и регулирует расход добавочной воды в камере *9*, т. е. уменьшает или увеличивает расход хлора пропорционально расходу обрабатываемой воды.

Схема хлоратора пропорциональной дозы с гидравлическим реле показана на рис. X.16.

Хлоргаз из испарителя *1* поступает через фильтр *2* и редуктор *3* в измеритель расхода *4*. Расход хлоргаза регулируется V-образным краном *5*. Кран имеет пружинно-мембранный сервопривод *6*. Хлор, прошедший через регулирующий кран, засасывается эжектором *7*, где хлоргаз смешивается с водой; образовавшаяся хлорная вода по трубопроводу *8* подается в трубопровод обрабатываемой воды.

Доза хлора устанавливается перемещением плунжера V-образного крана относительно диафрагмы.

При изменении расхода воды, поступающей на обработку, изменяется соотношение давлений в широкой и суженной частях трубы Вентури *9*, установленной на трубопроводе обрабатываемой воды. Колокол дифманометра *10* перемещается и через тягу *11* воздействует на рычаг *12*, который открывает или закрывает проход воды через золотник *13* в сток. Если расход обрабатываемой воды увеличился, колокол дифманометра *10* опустится и рычаг *12* закроет золотниковый кран *13*. Тогда давление из трубопровода обрабатываемой воды по трубке *14* передается в мембранный сервопривод V-образного крана хлоратора и кран начнет открываться.

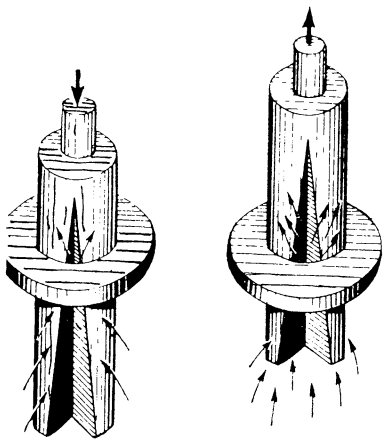


Рис. X.17. Схема V-образного крана-регулятора расхода хлора

Гидроавтоматическая система имеет обратную связь. При изменении расхода хлора будет меняться вакуум в хлораторе. Это изменение давления будет передаваться по трубе *15* в дифманометр *16*, колокол которого связан с рычагом *12*.

Схема V-образного крана показана на рис. X.17.

Дальнейшим развитием автоматизации дозирования хлора в воду является создание хлораторов, автоматически поддерживающих заданную концентрацию хлора в воде, прошедшей очистные сооружения.

Импульсами для таких хлораторов могут служить: а) окислительный потенциал воды после ее хлорирования; б) разность электропроводности хлорированной воды и той же воды, прошедшей фильтр-дехлоратор; в) показания фотоэлектрического колориметра или амперометрического титрометра, с помощью которых контролируется содержание активного хлора в воде; г) деполяризующая способность свободного хлора.

Схема хлоратора фирмы «Бран и Люббе» (ФРГ) для автоматического поддержания остаточного хлора в воде по ее окислительному потенциалу представлена на рис. X.18. Хлориро-

ванная вода по трубопроводу *1* поступает в камеру электродов *2* и из нее сливается в сток. Разность потенциалов улавливается контактным указывающим потенциометром *3*. Стрелка *4* потенциометра, отклоняясь за назначенные пределы величин остаточного хлора, включает через промежуточные реле с прерывателями реверсивный магнитный пускатель *5*. Этот пускатель управляет двигателем электрокрана *6*, регулирующего расход хлора через хлоратор *7*. Хлорная вода поступает в промежуточный

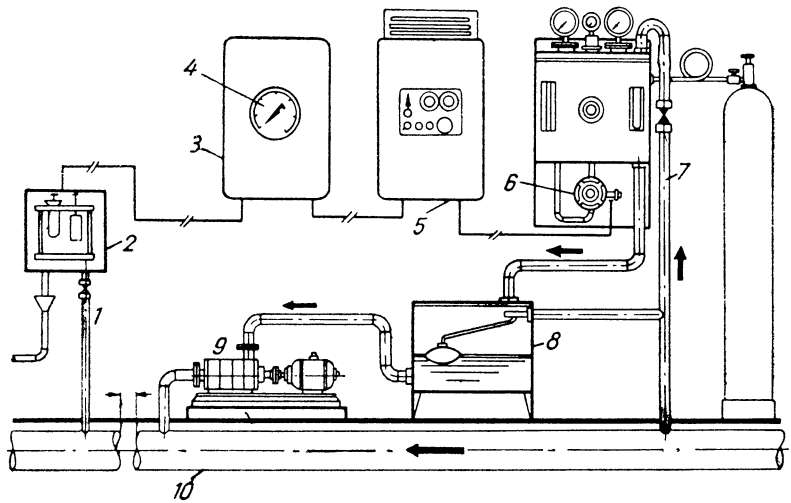


Рис. X.18. Схема автоматического хлоратора фирмы «Бран и Люббе» (ФРГ)

бак *8* и из него насосом *9* подается в трубопровод обрабатываемой воды *10*.

Автоматический хлоратор фирмы «Хлоратор» (ФРГ) состоит из блока управления *А* и дозатора хлора *Б* с регулирующим краном, имеющим электропривод (рис. X.19). Блок управления состоит из двух электролитических ячеек *1*, через одну из которых протекает 200 *л/ч* хлорированной воды, а через вторую — 100 *л/ч* той же воды, прошедшей через заполненный активным углем фильтр-дехлоратор *2*. Разность электропроводностей в двух ячейках улавливается реохордным мостом *3*, который управляет через систему реле и магнитный реверсивный пускатель *5* краном *4*, регулирующим подачу хлора. Постоянство давления воды в хлораторе *6* обеспечивается вентилем *7* с соленоидным приводом, а постоянство давления хлора — редуктором *8*. Отдозированный хлор отсасывается эжектором *9* и подается им в трубопровод обрабатываемой воды *10*.

Схема хлоратора с фотоколориметрическим определением концентрации остаточного хлора в воде показана на рис. X.20.

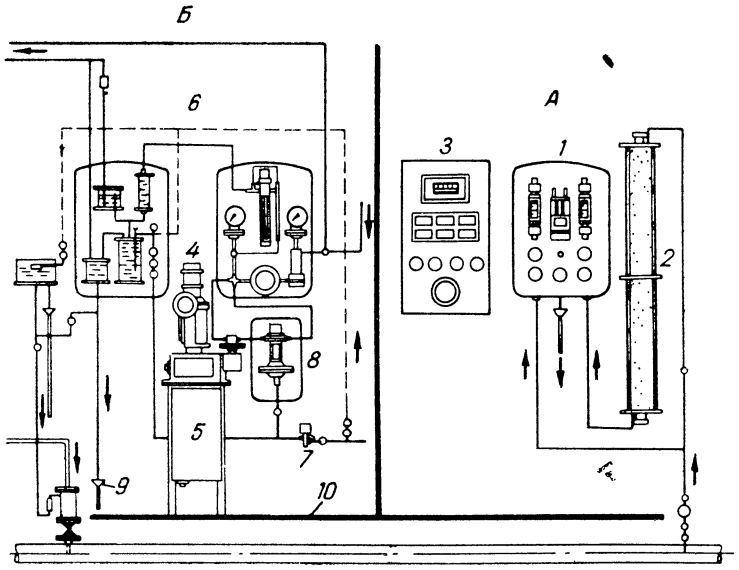


Рис. X.19. Схема автоматического хлоратора фирмы «Хлоратор» (ФРГ)

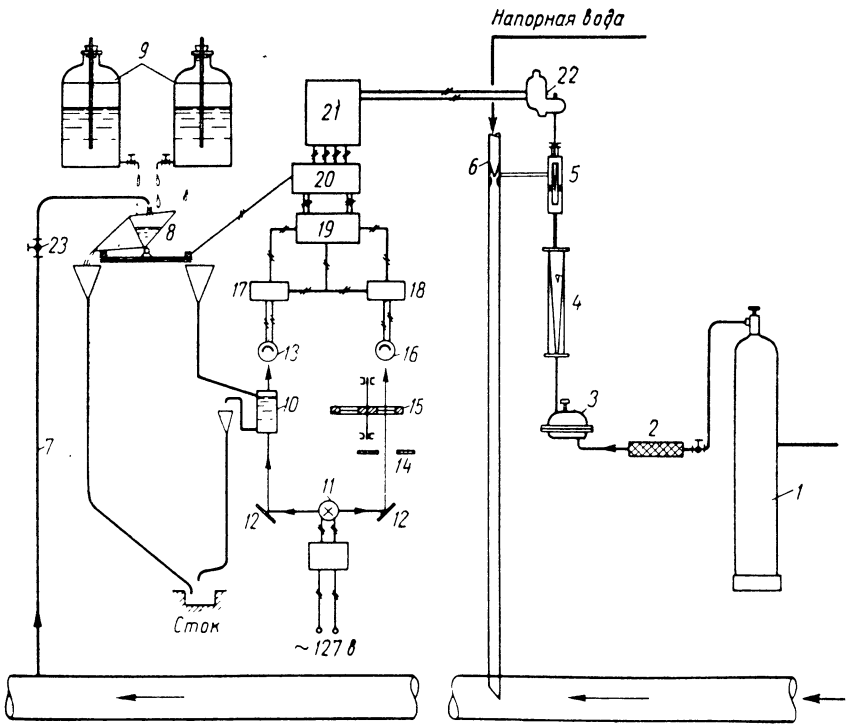


Рис. X.20. Схема хлоратора с фотоколориметрическим анализатором концентрации остаточного хлора в воде

Хлоргаз из баллона *1* через фильтр *2*, редуктор *3*, ротаметр *4* и регулирующий расход хлора V-образный кран *5* поступает в эжектор *6*.

Хлорированная вода после определенного времени контакта с хлором поступает по трубке *7* в качающийся дозатор *8*. Сюда же из сосудов Мариотта *9* дозируются реактивы, дающие с хлором окраску, по интенсивности пропорциональную концентрации хлора в воде. Порции воды, смешанной с реактивами, поступают периодически в кювету *10* фотоколориметра.

Лучи источника света *11* отражаются от зеркал *12*; один из них проходит через кювету *10* и поступает на фотоэлемент *13*, второй — через оптический клин или диафрагму *14* и далее через цветное стекло диска *15* поступает на фотоэлемент *16*. Токи, возникающие в фотоэлементах, усиливаются усилителями *17* и *18* и воздействуют на поляризованное реле *19*.

Цветные стекла в диске фотоколориметра подобраны так, что их цвет и оптическая плотность соответствуют цвету и оптической плотности столба воды с реактивами в кювете при содержании хлора в воде 0,2; 0,3; 0,4 *мг/л* и т. д.

Установив в диске *15* цветное стекло, соответствующее желаемой дозе остаточного хлора в воде, включают хлоратор в работу. Если он подает нужную дозу хлора, то ток, возникающий в фотоэлементах *13* и *16*, будет одинаков, и поляризованное реле *19* останется в нейтральном положении. Если концентрация остаточного хлора в воде станет меньшей, чем это задано установкой диска, окраска воды в кювете будет менее интенсивной, чем окраска цветного стекла в диске, и ток, возникающий под действием луча света в фотоэлементе *13*, будет больше, чем в фотоэлементе *16*. Поляризованное реле *19* замкнет контакты «на открытие» и через реле времени *20*, работающее синхронно с качающимся дозатором, даст импульс магнитному пускателю *21* на открытие V-образного крана *5*. Через определенное время прерыватель реле разорвет цепь и остановит электропривод *22* крана. Если за время паузы, вызываемой наполнением дозатора (это время можно регулировать краном *23*), концентрация остаточного хлора в воде не станет равной заданной, фотоколориметр повторит импульс на открытие регулирующего крана.

В хлораторе «Анахлор» фирмы «Фишер и Портер» (США) определение концентрации остаточного хлора в воде после хлорирования производится путем измерения силы тока в гальванической паре с медным и золотым электродами, между которыми протекает хлорированная вода. Сильные окислители, в том числе и хлор, деполяризуют золотой электрод. Степень деполяризации электрода пропорциональна концентрации в воде свободного хлора. Для того чтобы исключить деполяризующее влияние протока воды вдоль электрода, медный электрод выполнен в виде трубки, по которой протекает хлорированная во-

да, а золотой электрод вращается коаксиально внутри медного со скоростью 1200 *об/мин*.

7. ТАРА ДЛЯ ПЕРЕВОЗКИ И ХРАНЕНИЯ ЖИДКОГО ХЛОРА

В настоящее время промышленность выпускает баллоны для газов емкостью от 20 до 50 *л* на условное испытательное давление $P_у = 200$ *кГ/см*^{2} по ГОСТ 949—57 и емкостью от 80 до 500 *л* на $P_у = 250$ *кГ/см*^{3} по ГОСТ 9731—61.

Баллон Е-35 емкостью 35 *л* показан на рис. X.21. Основные данные по баллонам для хлора приведены в табл. X.4. Такие баллоны применяются на станциях с расходом хлора не более 1 *т/сутки*. На станциях с расходом хлора более 1 *т/сутки* вместо баллонов для хранения хлора применяются бочки или цистерны, чертежи которых разработаны ПКБ АКХ им. К. Д. Памфилова (рис. X.22). Они рассчитаны на давление: рабочее 15 *кГ/см*^{2} и испытательное 22,5 *кГ/см*^{2} (абсолютное давление паров хлора при температуре 50° С составляет 14,6 *кГ/см*^{2}). На станции большой производительности хлор доставляется в железнодорожных цистернах емкостью 48 *т*, поэтому емкость цистерн для приема хлора на станции должна быть кратна этой величине.

Цистерны и бочки устанавливаются на открытом воздухе и окрашиваются для умень-

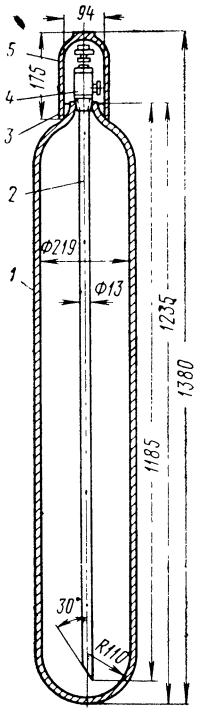


Рис. X.21. Баллон для хлора

1 — баллон; *2* — сифонная трубка; *3* — кольцо горловины; *4*—запорный вентиль; *5* — колпак

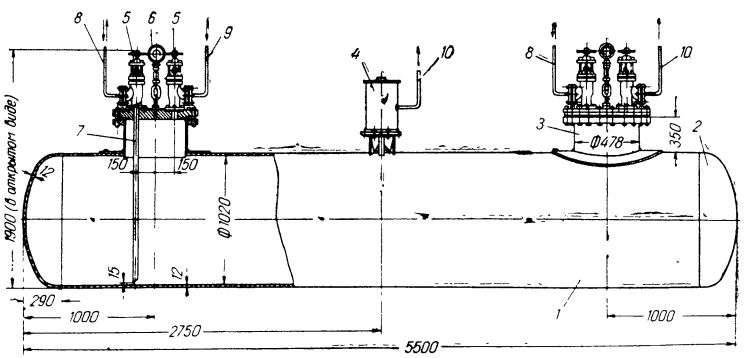


Рис. X.22. Цистерна для жидкого хлора емкостью 5 *т*

1 — корпус; *2* — днище; *3* — люк; *4* — колпак предохранительного клапана; *5* — вентили; *6* — манометр; *7* — сифонная трубка; *8* — жидкий хлор; *9* — воздух; *10* — газообразный хлор

шения нагрева солнцем в белый или серебристый цвет. Для охлаждения бочек и цистерн в жаркую погоду над ними устраиваются душирующие установки, рассчитанные на полив поверхности указанных емкостей с интенсивностью 0,01 *л/м²·сек.*

Таблица X.4

Основные данные по баллонам для газов

Емкость баллона в *л*	Наружный диаметр цилиндрической части баллона в *мм*	Длина корпуса баллона в *мм*	Вес сжиженного хлора в баллоне в *кг*	Вес пустого баллона в *кг*
20	219	740	25	24,5
25	219	890	32,5	29,5
30	219	1040	37,5	34
35	219	1220	45	40
40	219	1340	50	43,5
45	219	1490	55	48
50	219	1640	62	53
55	219	1790	68,3	58
80	325	1320	100	90
100	325	1590	125	105
130	325	1990	162	130
160	325	2390	200	155
200	325	2930	250	190
250	377	2780	312	235
320	426	2800	400	315
400	465	2970	500	415
500	465	3620	625	505

8. ХЛОРАТОРНЫЕ УСТАНОВКИ

Хлораторы и расходные баллоны хлора устанавливают в специальных помещениях, называемых хлораторными.

Помещение хлораторной должно иметь запасный выход на улицу. Хлораторные производительностью более 250 *кг* хлора в сутки должны быть разделены глухой стеной на две половины с выходом на улицу из каждой половины.

Помещения хлораторных должны быть оборудованы вытяжной вентиляцией с забором воздуха у пола в месте, противоположном запасному выходу. Вентиляция должна обеспечивать 12-кратный воздухообмен в хлораторной с выпуском воздуха в вентиляционную трубу, верхний конец которой устанавливают на 2 *м* выше конька крыши самого высокого здания в радиусе 50 *м*.

Хлораторную отделяют от остальных помещений фильтровальной станции тамбуром, в котором размещают шкафы для спецодежды и противогазов. В этом же тамбуре находятся устройства для включения освещения в хлораторной и для пуска вентилятора. В герметизированной двери, отделяющей помеще-

ние хлораторной от тамбура, должно иметься остекленное смотровое окно.

Количество хлораторов, устанавливаемых в хлораторной, должно быть не менее двух. Количество резервных хлораторов должно составлять 50% числа работающих.

Для контроля за расходом хлора расходные баллоны или бочки, из которых хлор поступает в хлораторы, устанавливают на платформенных весах.

Если для хранения и доставки хлора применяют баллоны и используют в сутки более трех баллонов, то в хлораторной предусматривают помещение для хранения двух-трехсуточного запаса хлора. Это помещение не должно непосредственно сообщаться с хлораторной На станциях с постоянным расходом более 350 *кг* хлора в сутки рекомендуется устраивать пункты перелива хлора из железнодорожных цистерн в стационарные цистерны или в бочки.

Расходные и базисные склады для хлора и аммиака проектируют с учетом требований, изложенных во «Временных санитарных правилах проектирования оборудования и содержания складов для хранения сильнодействующих ядовитых веществ».

При наличии вблизи очистной станции пункта перелива или склада хлора, последний можно подавать в расходные бочки хлораторной по хлоропроводу из бесшовных толстостенных труб, повышая давление в цистерне хлора на складе закачкой в нее компрессором осушенного воздуха.

При расчете хлоропровода для жидкого хлора исходят из условия, чтобы перепад давления в нем не превышал 1,5—2 *кГ/см*^{2}, а скорость течения жидкого хлора по трубам была в пределах 0,5—1 *м/сек*.

Потеря напора в хлоропроводе может определяться по формуле М. М. Андрияшева:

$$\frac{P}{L} = \frac{0{,}133Q^2 \cdot 10^{-12}}{\gamma D^{5{,}3}},$$

где L — длина трубопровода в *м*;
D — внутренний диаметр трубопровода в *мм*;
Q — расход хлора в *кг/ч*;
γ — объемный вес хлора в *кг/м*^{3}.

В хлораторной, где применяется хлор в баллонах, должен иметься футляр для поврежденных баллонов (рис. X.23), позволяющий использовать хлор из них для хлорирования воды. Кроме того, желательно в хлораторной или на складе хлора устраивать для дегазации последнего яму с бетонными стенками и дном, а также с выпуском в канализацию. Объем ямы рассчитывают из условия связывания всего хлора баллона раствором тиосульфата натрия $Na_2S_2O_3$, подщелоченным содой или едким натром. Для нейтрализации 1 *кг* хлора требуется 1 *кг* товарного

пятиводного тиосульфата натрия и 2 *кг* кальцинированной соды. Для приготовления дегазационного раствора в 1 $м^3$ воды растворяют 40 *кг* тиосульфата натрия и 80 *кг* соды; 1 $м^3$ такого раствора связывает 40 *кг* хлора.

Поскольку хлораторы дозируют в воду газообразный хлор, а на станцию поступает жидкий хлор, его до подачи в хлоратор нужно испарить в баллонах, бочках или специальных испарителях. Количество хлора, испаряющегося в баллонах и бочках без специального подогрева, зависит от температуры воздуха в хлораторной. При температуре 15° С с одного баллона диаметром

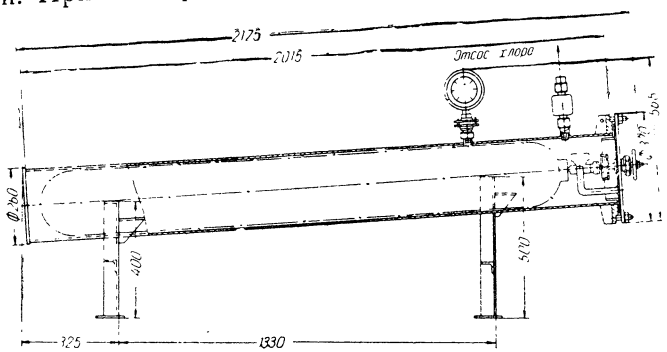


Рис. X.23. Футляр для поврежденных баллонов с хлором

219 *мм* можно получить 0,5—0,6 *кг* хлора в 1 *ч*; каждая бочка с хлором в этих условиях испаряет 3 *кг* хлора в 1 *ч* с 1 $м^2$ боковой ее поверхности. Процесс испарения хлора в баллонах может быть ускорен их обогревом. Съем хлора с одного обогреваемого горячей водой или воздухом баллона может быть доведен до 3 *кг/ч*.

Съем хлора с необогреваемых бочек зависит от их объема и площади испарения. По данным И. Б. Монастырского и З. Н. Голубевой, возможный съем газа с бочки объемом 550 *л* составляет 10—11 *кг/ч* при температуре 3° С и 25 *кг/ч* при температуре 15° С. По данным АКХ, съем газа с бочки емкостью 2560 *л* достигает 30—35 *кг* при температуре 3° С и 50—55 *кг* при температуре 15° С.

Возможность увеличения съема хлора с бочек по сравнению со съемом хлора с баллонов используют иногда в практике. В хлораторной на весах стационарно устанавливают бочки, а хлор доставляют в баллонах, которые присоединяют к коллектору, питающему бочку.

Обогрев баллонов или использование специальных испарителей хлора применяют на станциях с круглосуточным расходом хлора более 10 *кг/ч* и в хлораторных периодического действия.

Испаритель хлора баллонного типа (рис. X.24) состоит из

баллона Е-25, специального двойного вентиля и футляра для водяной рубашки. Производительность такого испарителя 10 *кг/ч* хлора при подаче в его рубашку 6 $м^3/ч$ воды с температурой 8° С. Увеличивая количество подаваемой воды или повышая ее температуру, можно довести съем хлора с одного баллонного испарителя до 12—14 *кг/ч*.

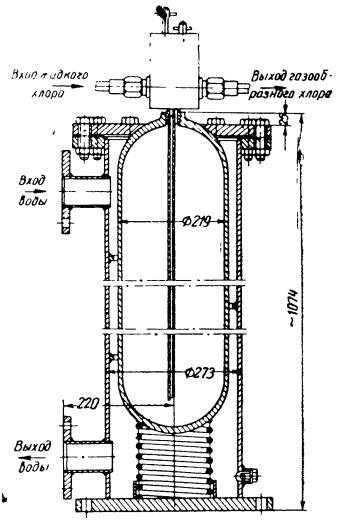


Рис. X.24. Испаритель хлора баллонного типа

На станциях, потребляющих более 20 *кг/ч* хлора, вместо баллонных испарителей выгоднее применять трубчатые испарители хлора, устроенные по принципу теплообменников «труба в трубе». Трубчатый испаритель хлора ИХ-1, разработанный ГПИ Гипрокоммунводоканал, имеет производительность по хлору около 40 *кг/ч* при подаче в него 12—14 $м^3/ч$ воды с температурой 7° С. Производительность испарителя по хлору может быть доведена до 50 *кг/ч*, если подавать в него 15 $м^3/ч$ воды с температурой 15—16° С.

9. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ ХЛОРНОЙ ИЗВЕСТЬЮ И ГИПОХЛОРИТОМ КАЛЬЦИЯ

Хлорную известь или гипохлорит кальция применяют для обеззараживания воды на установках, потребляющих менее 10 *кг* хлора в сутки.

Хлорную известь или гипохлорит дозируют в воду в виде отстоенных 1—2%-ных растворов обычными дозаторами. Особенно целесообразно применять для этой цели диафрагмовые насосы; число качаний насосов в 1 *мин* регулируется водомером или расходомером на трубопроводе обеззараживаемой воды.

Хлорную известь растворяют в баках с мешалками. Баки рекомендуется изготовлять из дерева с обручами из кислотостойких материалов.

Емкость растворного бака $W_р$ для хлорной извести или гипохлорита кальция определяют по формуле

$$W_р = \frac{QnД_х}{100bC}, \qquad (X.5)$$

где Q — расход обеззараживаемой воды в $м^3/ч$;

n — число часов работы, на которое заготовляется раствор; принимается равным 12—24 *ч*;

$Д_x$ — расчетная доза активного хлора в *г/м*³;
b — концентрация раствора хлорной извести или гипохлорита кальция в %;
C — содержание активного хлора в хлорной извести, принимаемое 25—30% по весу, или в гипохлорите кальция, принимаемое 35—40%.

10. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ ГИПОХЛОРИТОМ НАТРИЯ, ПОЛУЧАЕМЫМ ЭЛЕКТРОЛИЗОМ РАСТВОРА ПОВАРЕННОЙ СОЛИ

Впервые в СССР установка для получения гипохлорита натрия электролизом раствора поваренной соли для обеззараживания питьевой воды была построена в 1916 г. на Петроградской водопроводной станции. В 1942 г. Л. А. Кульским с сотрудниками была создана серия таких установок КГ-12, КГ-13 и КГ-14 с пластинчатыми графитовыми электродами. В 1961 г. Н. А. Масленниковым была разработана конструкция электролизеров для получения растворов гипохлорита натрия с электродами из дробленого магнетита или графита.

При электролизе раствора поваренной соли в электролизере без диафрагмы на аноде происходит разряд ионов хлора, на катоде выделяется водород и образуется щелочь, диффундирующая к аноду и образующая с хлором гипохлорит натрия:

$$Cl_2 + 2OH^- \rightarrow Cl^- + OCl^- + H_2O.$$

Гипохлоритный ион способен к дальнейшему анодному окислению до хлората ClO_3^- — эти процессы являются в производстве гипохлорита непроизводительными. Для уменьшения расхода энергии на окисление гипохлорита желательно осуществлять процесс электролиза в короткое время при больших скоростях течения электролита относительно анода, а также при небольшой степени разложения поваренной соли.

Как показали выполненные в АКХ им. К. Д. Памфилова Г. Л. Медришем и О. Д. Минц исследования, оптимальная степень разложения поваренной соли лежит в пределах 15—20%, напряжение на ванне — 5—7 *в* на одну пару электродов. При этом расход электроэнергии на получение 1 *кг* активного хлора в виде водного раствора гипохлорита натрия составляет 5—9 *квт · ч*, расход поваренной соли — 6—8 *кг* на 1 *кг* хлора.

Для получения гипохлорита натрия электролизом раствора поваренной соли могут быть использованы промышленные ванны типа БГК или ванны, разработанные ПКБ АКХ им. К. Д. Памфилова.

Из-за высокой стоимости получаемого этим методом активного хлора его можно применять только на установках малой

производительности, или в районах, расположенных далеко от заводов по производству хлора. В ближайшее время нет оснований ожидать существенного снижения стоимости гипохлорита натрия, получаемого электролизом поваренной соли на месте, так как и в оптимальных условиях заводского производства гипохлорита натрия расход электроэнергии на получение 1 *кг* NaOCl достаточно высок и составляет 6,5—7 *квт·ч*.

11. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ ДВУОКИСЬЮ ХЛОРА

Двуокись хлора ClO_2 является сильным окислителем, который не образует с фенолами соединений, придающих воде привкусы и запах. Поэтому двуокись хлора целесообразно применять вместо хлора для обеззараживания вод, загрязненных фенолами.

Двуокись хлора представляет собой желтовато-зеленый газ, растворимый в воде, не стойкий на свету. Растворимость в воде при температуре 18° С и атмосферном давлении 3 *г/л*.

Двуокись хлора приготовляется на месте использования путем барботирования хлора через подкисленный раствор хлорита натрия $NaClO_2$ или кальция $Ca(ClO_2)_2$:

$$2NaClO_2 + Cl_2 \rightarrow 2ClO_2 + 2NaCl,$$

либо воздействием на хлорит натрия соляной кислоты:

$$5NaClO_2 + 4HCl \rightarrow 4ClO_2 + 5NaCl + 2H_2O,$$

либо введением при нагревании в подкисленный серной кислотой раствор хлората натрия или бертолетовой соли восстановителей (метанола, угольной пыли).

При барботировании хлором в высоких деревянных баках подкисленного до pH = 2 ÷ 3,5 раствора хлорита натрия или кальция получается раствор двуокиси хлора с содержанием ClO_2 в пересчете на Cl_2, равным 250—500 *г/м*^{3}. Из 1 *кг* хлорита натрия и 400 *г* газообразного хлора образуется около 750 *г* двуокиси хлора в виде нестойкого водного раствора. Стабилизация этого раствора, делающая возможным длительное его хранение, достигается введением в раствор карбоната перекиси натрия. При насыщении раствора карбоната перекиси натрия газообразной ClO_2 удается получить раствор 5%-ной концентрации по ClO_2.

Бактерицидность ClO_2 при pH = 7 практически не отличается от бактерицидности хлора. При pH > 7,5 двуокись хлора имеет более высокую бактерицидность, чем хлор. Особенно эффективна двуокись хлора при обеззараживании вод с высоким содержанием органических веществ и аммонийных солей. Поэтому она применяется для обеззараживания бытовых сточных вод после их биологической очистки.

В связи с высокой стоимостью двуокиси хлора целесообразно ее совместное применение с хлором; хлор вводится в воду на насосной станции или перед отстойниками в дозе, равной хлороемкости воды. Двуокись хлора вводится в осветленную воду в дозе 0,5—1 *мг/л* ClO_2 для глубокого обеззараживания воды, а также для снижения привкусов, запахов и цветности воды.

12. ДЕХЛОРИРОВАНИЕ ВОДЫ

Дехлорирование воды — удаление из нее избытка свободного хлора — может быть осуществлено: а) химическими методами — восстановлением хлора в хлориды каким-нибудь восстановителем; б) физическими методами — сорбцией хлора активным углем или удалением хлора аэрацией.

Обычно дехлорирование воды химическими методами достигается введением в воду сернистого газа SO_2, а также сульфита, бисульфита или тиосульфата натрия:

$$Cl_2 + SO_2 + 2H_2O \rightarrow 2HCl + H_2SO_4.$$

Образующиеся в результате реакции серная и соляная кислоты нейтрализуются естественной щелочностью воды. Теоретически на восстановление 1 *мг* Cl_2 расходуется 0,9 *мг* SO_2.

При введении в воду вместо сернистого газа сульфита натрия

$$Cl_2 + Na_2SO_3 + H_2O \rightarrow 2HCl + Na_2SO_4$$

образуются сульфат натрия и соляная кислота. На восстановление 1 *мг* хлора расходуется 3,05 *мг* кристаллического сульфита натрия.

При дехлорировании воды тиосульфатом натрия

$$4Cl_2 + Na_2S_2O_3 + 5H_2O \rightarrow 2NaCl + 6HCl + 2H_2SO_4$$

образуются поваренная соль, серная и соляная кислоты. На восстановление 1 *мг* хлора расходуется 0,9 *мг* товарного кристаллического пятиводного тиосульфата натрия.

При фильтровании воды, содержащей свободный хлор или хлорамины, через слой гранулированного активного угля последний сорбирует HOCl, $NHCl_2$ и NH_2Cl. Сорбированные соединения хлора, окисляя уголь до CO_2, восстанавливаются до хлоридов:

$$2HOCl + C \rightarrow 2HCl + CO_2.$$

Как показали производственные опыты Донбассводтреста, хлор из воды хорошо поглощается березовым, торфяным, косточковым и антрацитовыми углями, выпускаемыми отечественной промышленностью. Сорбционная способность этих углей по хлору при скорости фильтрования хлорированной воды около 50 *м/ч* достигает 70% по весу угля.

Согласно указанным опытам, для снижения концентрации хлора с 3,5 до 0,1 *мг/л* требовалась высота слоя гранулированного угля около 2 *м* при размере его зерен около 2 *мм*. При дехлорировании воды фильтрованием через слой активного угля он вместе с хлором сорбирует из воды и органические вещества. Продукты неполного окисления хлором этих органических веществ блокируют поверхность активного угля, снижая его способность сорбировать и восстанавливать хлор.

Для восстановления сорбционной способности активного угля его приходится периодически регенерировать промывкой горячим раствором щелочи и гипохлорита кальция.

Частота регенерации угля определяется степенью предварительной очистки дехлорируемой воды от взвешенных, коллоидных и растворенных органических веществ. Поэтому с целью снижения расходов на регенерацию активного угля вода до подачи на угольные фильтры должна быть хорошо очищена от органических загрязнений и взвешенных веществ.

С помощью аэрации воды удается удалить из нее лишь небольшую часть хлора, так как гипохлориты не летучи.

Хлор и хлорамины хорошо удаляются аэрацией только при величине pH воды менее 5.

13. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ ЙОДОМ

Йод J_2 при обычном давлении и температуре представляет собой твердое кристаллическое вещество, малорастворимое в воде. Растворимость йода в воде равна 100 *мг/л* при 1° С, 300 *мг/л* при 20° С и 750 *мг/л* при 50° С.

Для обеззараживания используется насыщенный водный раствор йода, получаемый пропуском части воды через сатуратор, напоминающий по конструкции проточный солерастворитель Na-катионитовых водоумягчительных установок. При скорости пропуска воды через 600-*мм* слой кристаллов йода при температуре 20° С получается раствор с содержанием 300 *мг/л* J_2.

Йод гидролизуется в воде гораздо меньше хлора; константа гидролиза йода в воде при 25° С равна:

$$J_2 + H_2O \rightleftarrows HJO + H^+ + J^-; \quad HJO \rightleftarrows H^+ + JO^-$$

$$\frac{[HJO]\,[H^+]\,[J^-]}{[J_2]} = 3 \cdot 10^{-13}; \qquad \frac{[H^+]\,[JO^-]}{[HJO]} = 4{,}5 \cdot 10^{-13}.$$

Соотношение концентраций йода и продуктов его гидролиза и их диссоциации в воде при различных значениях pH приведено в табл. X.5.

При значениях pH<7 доза йода, необходимая для обеззараживания воды обычных водоисточников, не превосходит 0,3—1 *мг/л*. Запах йода в воде обнаруживается при его содержании

Таблица X.5

Соотношение концентраций йода и продуктов его гидролиза в воде при различных значениях pH [14]

pH	Содержание в воде в %		
	J_2	HJO	JO^-
5	99	1	0
6	90	10	0
7	52	48	0
8	12	87,95	0,005

более 1,5 *мг/л*. Наличие в воде органических веществ, аммиака или аммонийных солей мало снижает бактерицидность йода, так как последний не образует йодаминов и очень медленно реагирует с органическими веществами природных вод.

Наличие в воде монохлораминов консервирует йод в воде и позволяет на 24—30 *ч* продлить действие йода, что очень важно при дезинфекции воды плавательных бассейнов.

Йод как дезинфектант применяется также в виде неионогенных органических соединений — йодофоров.

14. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ ИОНАМИ ТЯЖЕЛЫХ МЕТАЛЛОВ

Очень небольшие концентрации ионов тяжелых металлов вызывают гибель находящихся в воде микроорганизмов, водорослей и гидробионтов. В табл. X.6 приводятся данные о летальных концентрациях в воде серебра, меди и других металлов в отношении гидробионтов.

Таблица X.6

Летальные концентрации тяжелых металлов в воде в *мг/л* [21]

Металл	Бактерии Escherichia Coli	Рачки Daphnia Magna	Водоросли Scenedesmus Quadricanda
Серебро	0,04	0,03	0,05
Медь	0,08	0,1	0,15
Кадмий	0,15	0,1	0,1
Хром четырехвалентный	0,7	0,7	0,7
Цинк	1,4	1,8	1,4

Бактерицидность серебра, по-видимому, в небольшой степени зависит от формы его введения в воду.

В опытах по обеззараживанию воды азотнокислым серебром, а также контактом воды с посеребренным песком и анодным растворением серебра одинаковые его концентрации в воде снижа-

ли число бактерий в ней на равный процент за одно и то же время контакта. Обеззараживание воды тяжелыми металлами требует значительного времени контакта (табл. X.7).

Повышение концентрации обеззараживающего агента невозможно, так как летальная его концентрация для бактерий близка к предельно допустимой для человека.

Таблица X.7

Бактерицидность серебра относительно бактерий коли

Температура в °С	pH	Время снижения числа бактерий на 99,9% в *мин* при концентрации серебра в *мг/л*			
		0,01	0,03	0,09	0,27
5	6,3	1010	837	156	53
	7,5	466	214	81	34
	8,7	268	109	58	18
15	6,3	831	344	144	32
	7,5	316	177	63	21
	8,7	216	100	38	13

Присутствие в воде 10—15 *мг/л* хлоридов, переводящих серебро в нерастворимое состояние, увеличивает необходимое время контакта на 25%, а 100 *мг/л* хлоридов — на 70%.

15. ОБРАБОТКА ВОДЫ ОЗОНОМ

Озон O_3 является сильным окислителем (нормальный окислительный потенциал $E_0 = +2{,}07$ *в*, в щелочной среде $E_0 = +1{,}24$ *в*). При введении озона в воду достигается окисление ферментов бактериальных клеток, а также других органических веществ, в частности веществ, обусловливающих цветность, привкусы и запахи воды.

Озон — бледно-фиолетовый газ, удельный вес которого при нормальном давлении равен 2,14 *г/л*. При температуре —112° С озон превращается в жидкость, которая замерзает при температуре —192,5° С. Озон малорастворим в воде: в 1 *л* воды растворяется 1,42 *г* озона при 0°, 1,04 *г* при 10° С и 0,45 *г* при 30° С и давлении 1 *ат*

Озон токсичен, поражает органы дыхания и центральную нервную систему. Предельно допустимое содержание озона в воздухе помещений, где находятся люди, составляет 0,0001 *мг/л*.

В воде озон быстро распадается на молекулу и атом кислорода. Скорость распада возрастает с увеличением солесодержания, значений pH и температуры воды: при повышении темпе-

ратуры с 1 до 20° С скорость распада озона возрастает в 22 раза, а при повышении pH воды с 7,6 до 9,2 — в 15 раз.

Озон обладает высокой бактерицидностью (рис. X.25), окисляет фенолы до CO_2 и поэтому является очень эффективным реагентом для обеззараживания загрязненных фенолами вод, которые не могут обрабатываться хлором из-за опасности появления хлорфенольных запахов. Расход озона на окисление 1 *мг* фенолов колеблется от 2,3 *мг* O_3 при pH=7 до 2,7 *мг* O_3 при pH=10.

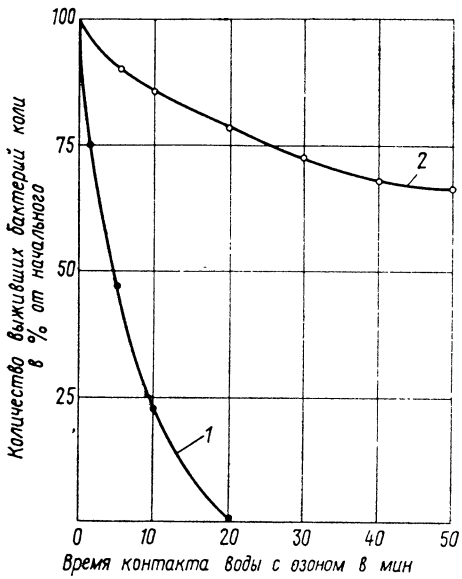


Рис. X.25. Бактерицидность озона при величине pH водопроводной воды 7,1

1 — 0,1 *мг* $O_3/л$; *2* — 0,05 *мг* $O_3/л$

Озон хорошо снижает цветность воды. Расход озона на снижение цветности воды зависит от характера веществ, обусловливающих цветность. Он колеблется от 0,1 *мг/л* на 1 *град* цветности, обусловленной истинно растворенными фульвокислотами, до 0,5 *мг/л* на 1 *град* цветности, обусловленной коллоидными гуматами. Повышение pH воды уменьшает расход озона на ее обесцвечивание, по-видимому, в результате перевода веществ, обусловливающих цветность воды, в ионодисперсное состояние. Так, при обесцвечивании подкисленной до pH=3,5 воды Клязьминского водохранилища расход озона на снижение ее цветности на 1 *град* составлял около 2 *мг/л*; расход озона на обесцвечивание той же воды при pH=7 составлял 0,7 *мг/л*, а при pH=8,5 — 0,4 *мг/л* на 1 *град* цветности.

В опытах Рублевской станции Мосводопровода расход озона на снижение цветности воды на 1 *град* колебался от 0,15 до 0,35 *мг/л*, в опытах Восточной станции — от 0,05 до 0,15 *мг/л*, а в опытах Северной станции — от 0,1 до 0,5 *мг/л*.

По сравнению с хлором озон имеет ряд преимуществ: его получают непосредственно на станции из кислорода воздуха, а вода, обработанная озоном, не имеет привкусов и запахов. Однако стоимость обработки воды озоном для ее обеззараживания значительно выше стоимости обработки воды хлором, так как получение и введение в воду 1 *кг* озона обходится 80—90 коп., а 1 *кг* хлора — 10—12 коп.

Озон получают непосредственно на фильтровальных станциях путем тихого (коронного) электрического разряда в воздухе. Тихий разряд образуется в узком газовом пространстве между двумя электродами, к которым подведен ток высокого напряжения (5—25 тыс. *в*). Во избежание образования между электродами искрового или дугового разряда электроды помимо газовой прослойки должны быть разделены слоем диэлектрика с возможно бо́льшим значением удельного поверхностного сопротивления и диэлектрической постоянной. В промышленных генераторах озона — озонаторах — применяют трубчатые или пластинчатые электроды из стекла.

Чаще всего озонаторы выполняют в виде цилиндрических сосудов типа трубчатых теплообменников. При этом в одном аппарате располагают 30 и более отдельных параллельно работающих трубчатых озонирующих элементов, которые состоят из двух концентрически расположенных трубчатых электродов, разделенных цилиндром из диэлектрика (обычно стекла). Концы наружных трубчатых электродов каждого озонирующего элемента завальцовываются в трубные доски озонатора.

Воздух движется вдоль оси озонирующих элементов в кольцевом пространстве между наружным и внутренним электродами. Наружный электрод охлаждается водой, циркулирующей в межтрубном пространстве.

Ток высокого напряжения подводят к внутренним электродам озонирующих элементов. Корпус озонатора и наружные электроды озонирующих элементов заземляют.

Озон и его водные растворы чрезвычайно коррозионны. Они разрушают сталь, чугун, медь, резину, эбонит. Поэтому все элементы озонаторных установок и трубопроводы, контактирующие с озоном или с его водными растворами, должны изготовляться из устойчивых против коррозии материалов — нержавеющей стали или алюминия. При этом следует иметь в виду, что срок службы правильно подобранной нержавеющей стали в этих условиях не превышает 10—15 лет, а алюминия — 5—7 лет.

В зависимости от условий работы озонаторы питают током напряжением 5—25 тыс. *в* через трансформаторы либо непосредственно от сети с частотой 50 *гц*, либо через повышающие преобразователи частоты.

Повышение напряжения электрического тока увеличивает производительность озонатора, но одновременно увеличивает расход электроэнергии на получение озона. Озонатор ПО-2 при напряжении 5000 *в* дает 80 *г/ч* озона с расходом электроэнергии 11,6 *вт · ч/г*, при напряжении 10 000 *в* — 250 *г/ч* озона с расходом электроэнергии 14,7 *вт · ч/г*.

Повышение частоты тока увеличивает производительность озонатора, несколько снижая его экономичность.

Производительность озонатора и расход электроэнергии на получение 1 *кг* озона из кислорода воздуха в очень сильной сте-

пени зависят от влагосодержания поступающего в озонатор воздуха, его температуры, содержания кислорода, а также от конструкции озонатора.

На расход электроэнергии при получении озона из воздуха существенное влияние оказывают его влагосодержание, температура и давление (рис. X.26). Поэтому на современных установках воздух, подаваемый в озонаторы, обычно компремиру-

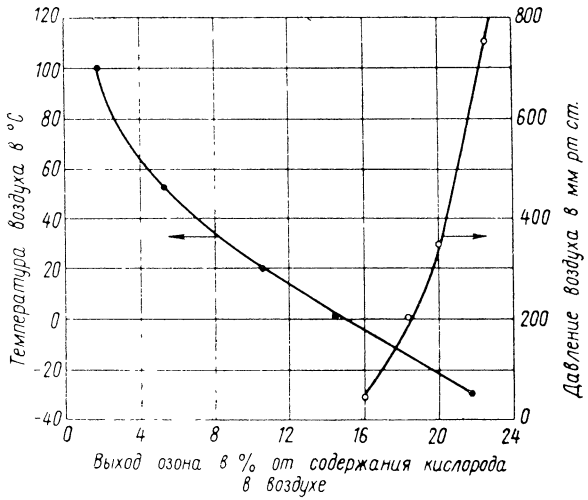


Рис. X.26. Влияние температуры и давления воздуха на выход озона

ется и осушается охлаждением до точки росы и абсорбцией с тем, чтобы снизить его влажность с 10—12 до 0,03—0,1 $г/м^3$.

Схема современной озонаторной установки с глубоким осушением воздуха охлаждением, вымораживанием и поглощением оставшейся влаги абсорбентами показана на рис. X.27.

Воздух забирается через жалюзийную решетку и проходит через кассетный воздушный фильтр *1*. Очищенный от пыли воздух сжимается компрессором *2* и направляется во второй кассетный фильтр *3*, в котором очищается от мельчайших капелек масла, попадающих в воздух в компрессоре. По выходе из фильтра часть воздуха направляется в смеситель *4* фильтровальной станции для интенсификации смешивания озона с водой; остальной воздух идет на осушку.

Первый этап осушки воздуха происходит в оросительном холодильнике *5* вследствие конденсации влаги. Компремированный воздух из компрессора имеет температуру 40—50° С. При его расширении и охлаждении в оросительном холодильнике выде-

ляется часть влаги. Вода, орошающая трубки холодильника, по которым движется воздух, отводит выделившееся тепло.

Охлажденный воздух поступает в кожухотрубный холодильник *6*, в котором воздух идет по трубам, охлаждаемым кипящим фреоном. Последний поступает от специальной установки *7*. Влага из воздуха осаждается в виде инея на поверхности труб и удаляется при остановке и отогревании холодильников. Затем воздух пропускается через абсорбер *8*, где остатки влаги сорбиру-

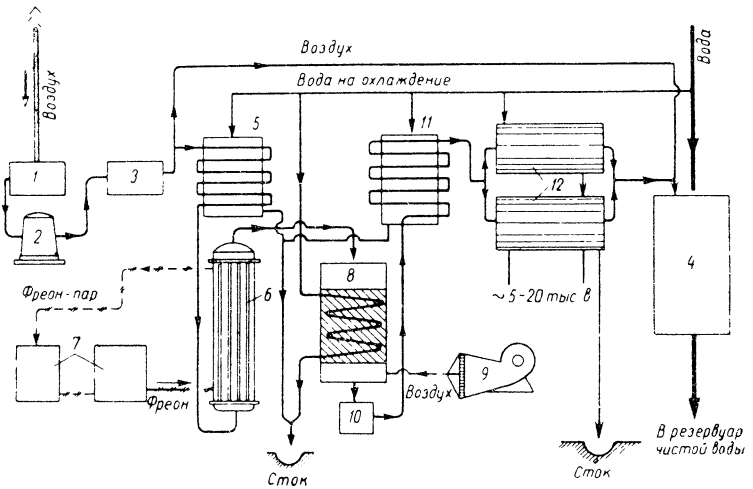


Рис. X 27. Схема озонаторной установки

ются силикагелем или активной окисью алюминия. Для предотвращения нагрева за счет тепла, выделяющегося при сорбции воды, сорбент в абсорберах охлаждается водой, протекающей по змеевику, который расположен в слое сорбента.

Регенерацию сорбента осуществляют продувкой его горячим воздухом (200—260° С), подаваемым от электрокалорифера *9*.

Обеспыливание осушенного воздуха после адсорберов достигается с помощью тканевых фильтров *10*, его окончательное охлаждение — в оросительных холодильниках *11*. Осушенный и охлажденный воздух поступает в озонаторы *12*, где часть кислорода воздуха под влиянием тихого электрического заряда превращается в озон. Из озонаторов смесь воздуха с озоном поступает в смеситель *4* для смешивания с обрабатываемой водой.

Расход электроэнергии на получение 1 *кг* озона из кислорода хорошо осушенного воздуха колеблется для озонаторов различных типов в пределах от 13 до 29 *квт · ч*, а при работе на неосушенном воздухе — от 43 до 57 *квт · ч*. Расход электроэнергии

на компремирование и глубокое осушение воздуха перед подачей его в озонаторы составляет около 6—10 *квт · ч* на 1 *кг* получаемого озона.

На установках небольшой производительности осушение воздуха достигается без его охлаждения абсорбцией паров воды алюмогелем или силикагелем. При этом расход энергии на осушение бывает больше, чем при осушении воздуха охлаждением, так как на замораживание 1 *кг* воды расходуется 80 *ккал*, на выпаривание того же количества воды из абсорбента при его регенерации — 539 *ккал/кг*. Поглощающая способность силикагеля по воде 8—10% веса силикагеля, алюмогеля 2—4%.

В смесителе не происходит полного использования озона для окисления содержащихся в воде веществ, способных окисляться озоном, часть озона выделяется из воды. Повышение экономичности озонаторных установок может быть достигнуто рекуперацией озона из воздуха, выделяющегося из воды в смесителе станции озонирования.

Как показал опыт эксплуатации станции Сен-Мор, снабжающей питьевой водой Париж, использование для подачи в озонаторы осушенного воздуха из смесителя станции озонирования снизило на 10% расход электроэнергии на получение озона.

Для экономичности работы озонаторных установок большое значение имеет полнота смешивания содержащего озон воздуха с обеззараживаемой водой.

Введение озона в обрабатываемую воду может осуществляться следующими способами: 1) барботированием содержащего озон воздуха через слой воды; распределение воздуха происходит через фильтросы; 2) противоточной абсорбцией озона водой в абсорберах с насадкой из колец Рашига или с хордовой насадкой; 3) смешиванием воды с озонированным воздухом в эжекторах или в специальных роторных механических смесителях.

Барботирование озонированного воздуха через воду осуществлено на очистной станции в Филадельфии. Глубина воды в барботерах принята 5,3 *м*; озонированный воздух предварительно смешивается с двойным количеством обеспыленного воздуха, не прошедшего озонаторы.

На станции Кенигсберг, снабжающей водой Берн (Швейцария), испытаны два типа устройств для введения озона в воду. Первое устройство представляет собой три параллельно работающих эжектора, через которые проходит от 15 до 50% всего количества обрабатываемой воды. Вода в эжекторы поступает под давлением 1,2 *ат* и засасывает в эжектор смесь озона с воздухом. Образовавшаяся водовоздушная эмульсия смешивается по принципу противотока с остальной обрабатываемой водой в специальных камерах реакции, рассчитанных на 10-минутный контакт воды с озоном.

Второе испытанное на этой станции устройство для смешивания воды с озонированным воздухом представляет собой механический роторный смеситель, погруженный в камеру реакции. Ротором смесителя является дырчатый полый цилиндр, вращающийся вокруг вертикальной оси (около 3000 *об/мин*). Внутри цилиндра создается вакуум и в него через введенную в цилиндр трубу поступает из озонатора озонированный воздух, который образует в воде камеры реакции тонкодисперсную эмульсию.

Распыление озоновоздушной смеси в воде трубами из пористой керамики осуществлено на установке Северной водопроводной станции [4]. Эти трубы диаметром 160×20 *мм* с размером пор 100 *мк* обеспечивали распыление озона с 85—90%-ным его использованием. Потери напора в порах труб составляли 90 *мм вод. ст.* при расходе озоновоздушной смеси 30 $м^3/мин$ и 300 *мм вод. ст.* при расходе воздуха 100 $м^3/мин$ на 1 $м^2$ поверхности трубы.

Расход электроэнергии на смешивание озона с водой и потери озона во время этого процесса приведены в табл. X.8.

Надежное обеззараживание воды озоном достигается при содержании в воде остаточного озона 0,1—0,2 *мг/л* через 20 *мин* после введения его в воду.

Таблица X.8

Расход электроэнергии на смешивание озона с водой и потери озона во время смешивания

Тип устройства для смешивания воды с озоном	Расход электроэнергии на смешивание с водой 1 *кг* озона в *квт·ч*	Потеря озона в %
Смеситель с подачей озона через фильтросы (высота слоя воды 5 *м*)	26—28	20—40
Противоточный скруббер	11—15	7,5—35
Эжекторный смеситель	20—25	14—16
Турбосмеситель	8,5—13	15—27
Напорный смеситель с давлением 2 *ат*	80—100	0—1

Расход озона на обеззараживание профильтрованной воды на различных очистных станциях составлял: на Петроградской — 2,75 *мг/л*, в Сен-Мор (район Парижа) — 0,6—1,5 *мг/л*, в Кеницберге — 0,3—0,75 *мг/л* и в Филадельфии — 0,6—4 *мг/л*.

Продолжительность контакта воды с озоном обычно принимают в пределах 5—20 *мин* (меньшая продолжительность относится к артезианским водам, бо́льшая — к водам поверхностных источников).

Вода, подаваемая в водопроводную сеть, не должна содержать озон во избежание повышенной коррозии стальных и чу-

гунных труб. Поэтому после введения в воду озона нужно обеспечить достаточно длительную выдержку воды в резервуаре.

Характеристики и габаритные размеры выпускаемых в СССР озонаторов приведены в табл. X.9 и X.10.

Более подробные сведения об обработке воды озоном приводятся в монографиях [3 и 5].

Таблица X.9

Характеристики озонаторов ПО при работе на воздухе с давлением 1,6 *кГ/см*² и напряжении электрического тока 10 000 *в*

Марка озонатора	Концентрация озона в озоновоздушной смеси в *мг/л*	Сила тока в *а*	Мощность разряда в *квт*	Кажущаяся мощность в *квт*	Расход воздуха в *м³/ч*	Выход озона в *г/ч*	Расход электроэнергии в *квт·ч* на 1 *кг* O_3	Расход охлаждающей воды в *м³/ч*
ПО-2	20	1	5	10	20	250	14,7	1
ПО-3	20	1,4	7	14	24	470	14,7	1
ПО-5	20	2,5	14	20	50	1000	14,1	2,5

Таблица X.10

Размеры и вес озонаторов ПО

Марка озонатора	Размеры в *мм*			Количество трубок в шт.	Вес в *кг*
	D	*L*	*H*		
ПО-2	606	1600	866	85	620
ПО-3	706	1585	885	121	740
ПО-5	1006	1825	1260	241	933

16. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ С ПОМОЩЬЮ БАКТЕРИЦИДНОГО ИЗЛУЧЕНИЯ

Специфичность биологического действия различных по длине волны участков спектра лучистой энергии была установлена А. М. Маклаковым в 1889 г. Дальнейшими исследованиями было показано, что высокой бактерицидностью обладает излучение с длиной волны от 2200 до 2800 Å. Этот участок ультрафиолетового спектра называется бактерицидным. Наиболее бактерицидно излучение с длиной волны около 2600 Å; излучение с длинами волн 2000 и 3100 Å обладает бактерицидностью, уже в 100 раз меньшей.

Отечественной промышленностью выпускаются ртутно-кварцевые бактерицидные лампы высокого давления (типа ПРК и РКС) и бактерицидные аргоно-ртутные лампы низкого давления

Таблица X.11

Характеристики некоторых бактерицидных ламп

Тип лампы	Номинальная мощность лампы в *вт*	Расчетный бактерицидный поток в *вт*	Длина лампы в *мм*	Диаметр трубки лампы в *мм*
БУВ-60П	60	3,9	910	25
ПРК-7	1000	35	380	
РКС-2,5	2500	60	1200	

Примечание. Номинальное напряжение в сети 220 *в*

(типа БУВ), которые используются для обеззараживания воды в практике водоснабжения.

Характеристики наиболее мощных бактерицидных ламп, выпускаемых в СССР, приведены в табл. X.11.

Во время работы температура поверхности ртутно-кварцевых ламп высокого давления (400—800 *мм рт. ст.*) достигает 250—300° С, поэтому они должны размещаться в чехлах из кварцевого стекла. Такими чехлами обычно служат кварцевые трубки диаметром 46—50 *мм*, выпускаемые промышленностью. Стенки кварцевых трубок пропускают около 80% бактерицидного излучения ртутно-кварцевых ламп.

Обеззараживание воды бактерицидным излучением может производиться только тогда, когда подлежащая обеззараживанию вода обладает малой цветностью и не содержит коллоидных и

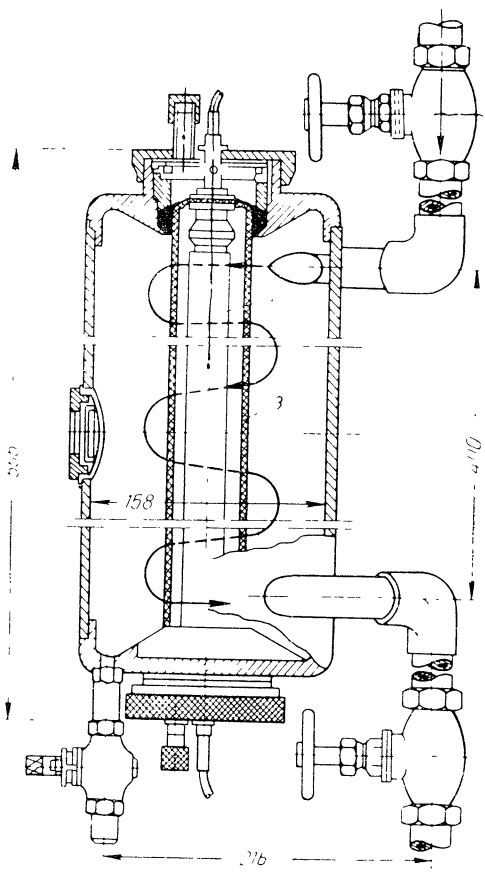


Рис. X.28. Схема бактерицидной установки ОВ-1-П

1 — корпус установки; *2* — бактерицидная лампа; *3* — кварцевый чехол

взвешенных веществ, поглощающих и рассеивающих ультрафиолетовые лучи.

В установках лоткового типа бактерицидные лампы располагаются над поверхностью воды, протекающей тонким слоем по дну лотка; в установках с погруженными лампами обеззараживаемая вода обтекает бактерицидную лампу, находящуюся в потоке воды.

На рис. X.28 представлена схема бактерицидной напорной установки типа ОВ-1-П с одной лампой, разработанной АКХ им. К. Д. Памфилова. Установка, оборудованная одной бактерицидной лампой БУВ-60П, рассчитана на обеззараживание расхода воды 3 *м*³/*ч* при максимальном давлении 5 *кГ*/*см*².

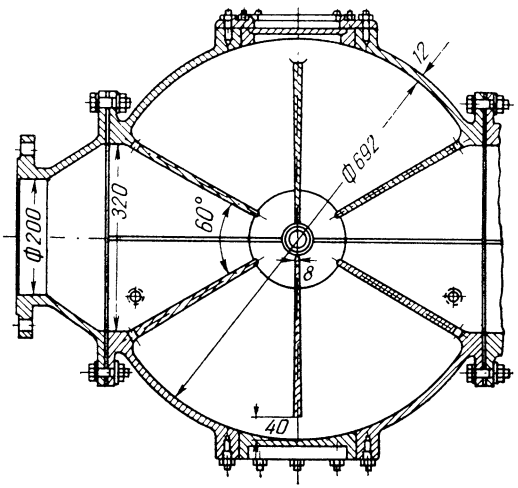


Рис. X.29. Схема одной секции бактерицидной установки ОВ-АКХ-1

Схема одной секции установки для обеззараживания воды ОВ-АКХ-1 приведена на рис. X.29. В этой установке вода обтекает ртутно-кварцевую лампу ПРК-7. Производительность установки из пяти последовательно соединенных таких камер 150 *м*³/*ч*, потеря напора в каждой камере около 0,5 *м вод. ст.*

Для обеззараживания больших количеств воды АКХ разработаны самотечные кассетные установки типа ОВ-ПК-РКС с ртутно-кварцевыми лампами высокого давления РКС-2,5 производительностью 3000 *м*³/*ч*. Обеззараживаемая вода протекает по каналу длиной около 7 *м*, глубиной около 1,05 *м* и шириной 1,35 *м*, в котором установлено на 10 вертикальных стеллажах-кассетах 72 рабочих и 8 резервных ламп РКС-2,5 в кварцевых чехлах. Наружная поверхность кварцевого чехла непрерывно очищается щеткой, вращаемой движущейся водой.

Расчет установок для обеззараживания воды бактерицидным излучением сводится к определению числа ламп, которые необходимы для создания потока бактерицидного излучения, достаточного для обеззараживания данной воды.

Требуемое количество ламп (камер) n в установке определяют по формуле

$$n = F_б/F_л, \qquad (X.6)$$

где $F_б$ — необходимый для обеззараживания бактерицидный поток в *вт*;

$F_л$ — расчетный бактерицидный поток, создаваемый одной бактерицидной лампой после 4000—5000 *ч* работы, в *вт*.

Необходимый для обеззараживания воды бактерицидный поток $F_б$ вычисляют по формуле

$$F_б = \frac{Q\alpha k \lg\left(\frac{P}{P_0}\right)}{1563{,}4\,\eta_п\eta_о}, \qquad (X.7)$$

здесь Q — расчетный расход воды в $м^3/ч$;

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, подрусловой и инфильтрационной воды 0,15 $см^{-1}$; для обработанной воды поверхностных источников водоснабжения 0,2—0,3 $см^{-1}$;

k — коэффициент сопротивляемости облучаемых бактерий в *мк вт · сек/см²*, принимаемый равным 2500;

P_0 — коли-индекс воды в единицах на 1 *л* до облучения;

P — то же, после облучения, принимаемый согласно ГОСТ 2874—54 не более 3;

$\eta_п$ — коэффициент использования бактерицидного потока, принимаемый в зависимости от типа установки (для установок ОВ-АКХ-1 можно принимать около 0,9);

$\eta_о$ — коэффициент использования бактерицидного облучения, принимаемый равным 0,9.

Опыт эксплуатации бактерицидных установок показал, что расход электроэнергии на обеззараживание 1 $м^3$ воды колеблется от 10 *вт · ч* для чистых артезианских вод до 120 *вт · ч* для речных вод после их очистки на обычной фильтровальной станции.

17. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ УЛЬТРАЗВУКОМ

Ультразвуковые волны (звуковые волны с малой длиной волны и с частотой больше 20 000 *гц*) ускоряют окислительные процессы и вызывают коагуляцию белков, в результате чего микроорганизмы, подвергающиеся воздействию ультразвуковых колебаний, гибнут.

Бактерицидное действие ультразвуковых колебаний возрастает с увеличением интенсивности ультразвукового поля и продолжительности воздействия его на обеззараживаемую воду.

На рис. X.30 приведены данные опытов по обеззараживанию

артезианской воды, в которую были предварительно введены кишечные палочки. Толщина слоя воды, протекавшей над пьезокварцевой излучающей пластинкой, 10 *см*; время воздействия ультразвуковых колебаний 3 *мин*; частота 722 *кгц*.

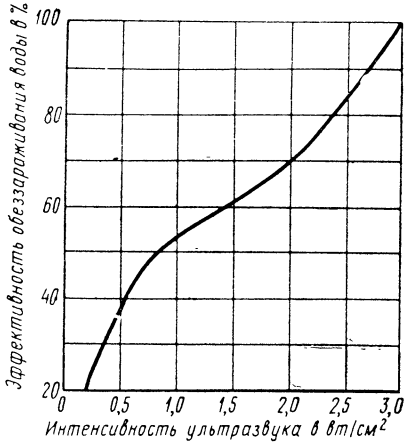


Рис. X.30. Зависимость обеззараживания воды ультразвуковыми колебаниями от их интенсивности

При неизменной интенсивности ультразвукового поля и заданной продолжительности его воздействия эффект обеззараживания зависит от частоты ультразвуковых колебаний. По-видимому, максимальной бактерицидностью обладают колебания с частотой 500—1000 *кгц*. Такие колебания могут создавать как пьезокварцевые излучатели, так и магнитострикционные вибраторы.

Несмотря на высокую действенность этого метода обеззараживания воды в отношении спорообразующих микроорганизмов он не нашел широкого применения из-за трудностей в создании достаточно мощных генераторов ультразвуковых колебаний.

18. ИНАКТИВАЦИЯ ВИРУСОВ В ВОДЕ

При попадании бытовых сточных вод в воду источника водоснабжения она может стать переносчиком вирусов полиомиелита, инфекционного гепатита, коксаки и др.

По-видимому, основная часть вирусов в воде источника водоснабжения содержится в абсорбированном на поверхности частиц взвеси и бактерий состоянии. Об этом свидетельствует резкое снижение частоты заболеваний вирусными инфекциями, передаваемыми водой, при снижении мутности и содержания в ней бактерий (рис. X.31).

Связанный в хлорамины хлор практически не инактивирует вирусы в воде. Свободный хлор в концентрации 0,3—0,5 *мг/л* инактивирует вирусы полиомиелита, коксаки и инфекционного гепатита при длительной экспозиции. Величина константы резистентности K [см. уравнение (X.2)] для вируса инфекционного гепатита равна 10—12, для полиомиелита — 30—35, в то время как константа резистентности для вегетативных форм микроорганизмов находится в пределах 3—6.

Коагулирование взвешенных и коллоидальных загрязнений речной воды и их удаление отстаиванием и фильтрованием сни-

жает общее содержание вирусов в воде на 97—98% при снижении мутности воды ниже 0,5 *мг/л* и содержании в ней бактерий до 2—10 в 1 *мл*.

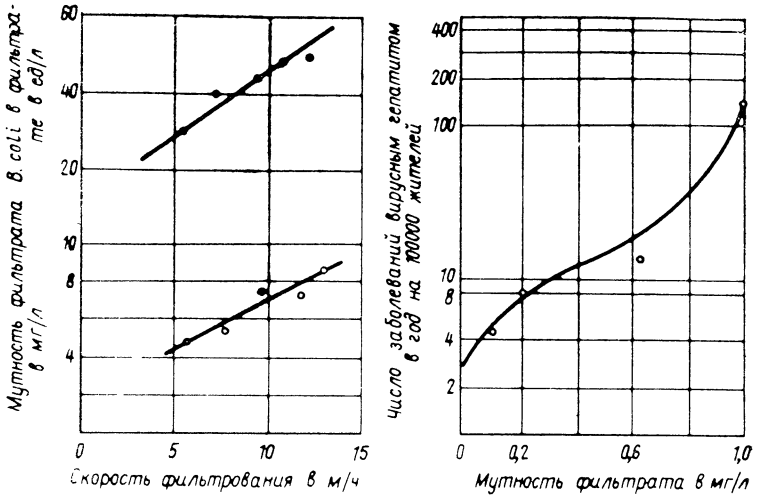


Рис. X.31. Корреляция числа заболеваний вирусным гепатитом с мутностью водопроводной воды

Весьма полно инактивация вирусов полиомиелита достигается в процессе реагентного умягчения воды [19].

ЛИТЕРАТУРА

1. Багоцкий Ю. Б. Смешение озоновоздушной смеси с водой. «Водоснабжение и санитарная техника», 1966, № 10.
2. Биккенин И. Х. Методы измерения концентрации озона. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXII, 1963.
3. Вахлер Б. Л. Озонирование воды канала Северный Донец — Донбасс для питьевых целей. Стройиздат, 1965.
4. Дмитриева Т. А., Кудряшов Г. П., Багоцкий Ю. Б. Опыт озонирования воды на Северной станции. «Городское хозяйство Москвы», 1962, № 8.
5. Кожинов В. Ф. Установки для озонирования воды. Стройиздат, 1968.
6. Кроткова Б. И. Применение амидосульфоновой кислоты при дезинфекции хлором воды плавательных бассейнов. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», № 30, 1964.
7. Кунина Л. А. Обеззараживание питьевой воды при электролизе. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXII, 1963.
8. Пискунов П. И., Соколова Н. В. Озонирование воды реки Оки. Волго-Вятское книжное изд-во, 1966.
9. Соколов В. Ф., Монастырская И. И. Обеззараживание питьевой воды бактерицидными лучами. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. 53, 1968

10. Черкинский С. Н., Трахтман Н. Н. Обеззараживание питьевой воды. Медгиз, 1962.
11. Шалашова Е. С. Применение озона для очистки воды. «Жилищно-коммунальное хозяйство», 1960, № 5,
12. Шимкович В. В. Автоматические дозаторы хлора. «Водоснабжение и санитарная техника», 1969, № 2.
13. Bauman E. R., Ludwig D. D. Free available chlorine residuals for small water supplies. JAWWA, 1962, 54, № 11.
14. Black A. P., Kinman W. C. et al. Use of iodine for disinfection. JAWWA, 1965, 57, № 11.
15. Fair G., Geyer J. Elements of water supply and waste water disposal. Wiley, 1958.
16. Frankova V., Symon K., Cervenka R. Pricpevek keshidin moznosti odstranenie virove koagulaci vody. Sb. Vysoke skoly chemicko-techn., 1964, 8, № 1.
17. Halluta J. Das Ozon in der Wasserchemie. «Gas, Wasser, Wärme», 1969, 18, № 2.
18. Robeck G., Clarke N., Dostal K. Effectiveness of water treatment processes in virus removal. JAWWA, 1962, 54, № 10.
19. Thayer S. E., Sproul O. J. Virus inactivation in water softening precipitation processes. JAWWA, 1966, 58, № 8.
20. Wentworth D. F., Thorup R. T., Sproul O. J. Poliovirus inactivation in water-softening precipitation processes. JAWWA, 1968, 60, № 8.
21. Woodward R. Review of the bactericidal effectivness of silver. JAWWA, 1963, 55, № 7.

ГЛАВА XI

РЕАГЕНТНЫЕ МЕТОДЫ УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ

1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

В практике водоподготовки применяется ряд методов обработки воды реагентами с целью связывания содержащихся в воде катионов жесткости — кальция и магния — в малорастворимые соединения, выделяемые затем из воды осаждением и фильтрованием.

Реагентное умягчение воды производят как без подогрева воды, так и с ее подогревом.

Применение различных вариантов реагентных методов умягчения воды обусловливается качеством исходной воды и необходимым эффектом умягчения. В отдельных случаях умягчение воды сочетают с устранением других компонентов, например железа, кремния, сульфатов и др.

Выбор реагентного метода умягчения воды в каждом конкретном случае должен базироваться на технико-экономическом его сопоставлении с другими возможными в данном случае способами и особенно с ионитовыми методами умягчения.

2. УСТРАНЕНИЕ КАРБОНАТНОЙ ЖЕСТКОСТИ ВОДЫ ИЗВЕСТКОВАНИЕМ (ДЕКАРБОНИЗАЦИЯ ВОДЫ)

Декарбонизация воды известкованием может применяться в тех случаях, когда требуется одновременное снижение жесткости и щелочности воды, при этом во многих случаях главной задачей является устранение щелочности воды. В частности, этот метод находит применение в сочетании с последующим Na-катионированием воды для получения глубоко умягченной воды с небольшой щелочностью.

Сущность метода заключается в обработке воды известью $Ca(OH)_2$.

При добавлении к воде гидрата окиси кальция в виде известкового раствора или известкового молока прежде всего происходит связывание растворенной в воде углекислоты с образованием бикарбонатных ионов:

$$CO_2 + OH^- \rightarrow HCO_3^-.$$

Дальнейшее добавление извести приводит к переводу бикарбонатных ионов в карбонатные:

$$HCO_3^- + OH^- \rightarrow CO_3^{2-} + H_2O.$$

Карбонатные ионы реагируют с присутствующими в растворе катионами кальция, и если при этом окажется превзойденным произведение растворимости $CaCO_3$, то из раствора выделяется осадок карбоната кальция:

$$Ca^{2+} + CO_3^{2-} \rightarrow \underset{\downarrow}{CaCO_3}.$$

Для устранения магниевой жесткости количество добавляемой извести должно обеспечивать получение малорастворимой гидроокиси магния:

$$Mg^{2+} + 2OH^- \rightarrow \underset{\downarrow}{Mg(OH)_2}.$$

Для выяснения побочных соединений, образующихся в приведенных реакциях, их целесообразно представить в молекулярной форме:

а) связывание растворенной в воде углекислоты

$$2CO_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow Ca(HCO_3)_2;$$

б) устранение кальциевой карбонатной жесткости

$$Ca(HCO_3)_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow \underset{\downarrow}{2CaCO_3} + 2H_2O;$$

в) устранение магниевой карбонатной жесткости

$$Mg(HCO_3)_2 + 2Ca(OH)_2 \rightarrow \underset{\downarrow}{Mg(OH)_2} + \underset{\downarrow}{2CaCO_3} + 2H_2O.$$

В случае наличия в воде бикарбоната натрия при обработке воды известью происходит образование осадка $CaCO_3$ и одновременно образуется карбонат натрия:

$$2NaHCO_3 + Ca(OH)_2 \rightarrow \underset{\downarrow}{CaCO_3} + Na_2CO_3 + 2H_2O.$$

При обработке воды известью происходит также перевод магниевых солей некарбонатной жесткости в малорастворимую гидроокись магния с образованием эквивалентного количества кальциевых солей сильных кислот:

$$MgSO_4 + Ca(OH)_2 \rightarrow \underset{\downarrow}{Mg(OH)_2} + CaSO_4;$$

$$MgCl_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow \underset{\downarrow}{Mg(OH)_2} + CaCl_2.$$

Теоретический предел умягчения воды известкованием без ее подогрева определяется растворимостью карбоната кальция и гидроокиси магния. Растворимость карбоната кальция в мо-

норастворе при температуре 0° С равна 0,15 *мг-экв/л*, а при температуре 80° С — 0,03 *мг-экв/л*, для гидроокиси магния — соответственно 0,4 и 0,2 *мг-экв/л*.

Следовательно, теоретический предел умягчения природных вод указанными методами без избытков ионов CO_3^{2-} и OH^- при 0° С составляет 0,55, а при 80° С — 0,23 *мг-экв/л*. Фактически в природных водах растворимость этих соединений зависит от ионного состава воды и избытка ионов CO_3^{2-} и OH^-.

Как $CaCO_3$, так и $Mg(OH)_2$ обладают способностью образовывать пересыщенные растворы, которые лишь весьма медленно приближаются к равновесному состоянию даже при контакте с твердой фазой образующегося осадка. На практике нецелесообразно длительно выдерживать воду в сооружениях до наступления равновесного состояния. Поэтому вода, умягченная известкованием (если жесткость вся карбонатная) или известково-содовым методом, обычно имеет остаточную жесткость не менее 0,5—1 *мг-экв/л*.

Необходимо учитывать, что для ускорения процесса умягчения воды приходится вводить известь в воду с некоторым избытком, вследствие чего в умягченной воде может содержаться некоторое количество $Ca(OH)_2$. Чрезмерный избыток извести повышает остаточную жесткость воды и одновременно обусловливает увеличение ее гидратной щелочности.

Результат обработки воды при осаждении в виде малорастворимых соединений карбоната кальция и гидроокиси магния зависит от условий равновесного насыщения воды этими соединениями в конце процесса.

Одним из возможных методов контроля правильности процесса обработки воды (дозирования реагентов) является наблюдение за величиной pH после введения в воду реагентов.

Для осуществления контроля за процессами обработки воды по значениям величины pH необходимо знать ту ее величину, при которой рассматриваемые процессы протекают с достаточной интенсивностью и полнотой. Эта величина зависит в первую очередь от значения pH равновесного насыщения воды соответственно карбонатом кальция или гидроокисью магния (pH_s), поскольку именно величина pH_s определяет минимальную концентрацию ионов OH^-, обеспечивающую необходимую глубину протекания реакции. Однако эта минимальная величина pH может обеспечить достижение требующейся конечной концентрации лишь после наступления состояния равновесного насыщения воды карбонатом кальция или гидроокисью магния, а для этого требуется значительное время. Для того же, чтобы обеспечить достижение этой конечной концентрации в течение практически приемлемого промежутка времени, нужно обеспечить некоторый избыток ионов OH^-, определяемый избыточной величиной ΔpH.

Таким образом, искомая величина pH, достаточная для протекания реакции с нужной скоростью ($pH_н$), определяется суммой двух величин:

$$pH_н = pH_s + \Delta pH. \qquad (XI.1)$$

Значения pH_s могут быть установлены для определенных, встречающихся на практике случаев в зависимости от температуры воды, ожидаемой конечной концентрации удаляемого катиона, общего солесодержания воды и других факторов теоретическим расчетом.

В частности, для определения pH равновесного насыщения воды карбонатом кальция к концу процесса умягчения воды можно воспользоваться графиком, приведенным на рис. I.8. Зная температуру и общее солесодержание воды и задаваясь требующимися конечными величинами содержания в воде кальция и общей щелочности воды, можно определить величину pH_s, при которой наступит состояние равновесного насыщения.

Для того чтобы ускорить получение требующейся степени умягчения воды, нужен некоторый избыток ионов OH^-, который должен быть тем больше, чем ниже температура воды и чем выше содержание в воде органических веществ, мешающих процессу умягчения воды.

Пример XI.1. Определить величину pH, которую нужно создать при обработке воды, имеющей температуру 7° С, если после обработки, заключающейся в удалении из раствора катионов Ca^{2+}, вода должна иметь следующие показатели: $Ca^{2+} = 16$ *мг/л*; щелочность воды 0,8 *мг-экв/л*; общее солесодержание 170 *мг/л*.

Решение. Пользуясь графиком, приведенным на рис. I.8, определяем:

$$pH_s = 2{,}43 - 1{,}21 - 0{,}9 + 8{,}76 \approx 9{,}1.$$

Необходимая величина $pH_н$ для умягчения воды в соответствии с формулой (XI.1), если принять $\Delta pH = 0{,}5$, равна:

$$pH_н = 9{,}1 + 0{,}5 = 9{,}6.$$

Для определения величины pH, необходимой для устранения осаждением магниевой жесткости воды, необходимо вывести формулу для определения pH равновесного насыщения воды гидроокисью магния [1].

Состояние равновесного насыщения воды гидроокисью магния наступает тогда, когда концентрации ионов Mg^{2+} и OH^- соответствуют произведению растворимости $Mg(OH)_2$:

$$f_{Mg}[Mg^{2+}]\, f_{OH}^2 [OH^-]^2 = ПР_{Mg(OH)_2}, \qquad (XI.2)$$

где f_{Mg} и f_{OH} — коэффициенты активности ионов соответственно Mg^{2+} и OH^-;

$[Mg^{2+}]$ и $[OH^-]$ — концентрации в растворе соответственно ионов Mg^{2+} и OH^- в момент наступления равновесного состояния в *г-ион/л*;

$ПР_{Mg(OH)_2}$ — произведение растворимости $Mg(OH)_2$ при данной температуре воды.

Из уравнения ионного произведения воды получим:

$$f_H[H^+]f_{OH}[OH^-] = K_w, \qquad (XI.3)$$

откуда следует

$$f_{OH}[OH^-] = \frac{K_w}{f_H[H^+]}. \qquad (XI.4)$$

Подставляя значение $f_{OH}[OH^-]$ из уравнения (XI.4) в уравнение (XI.2), получим:

$$f_{Mg}[Mg^{2+}]\frac{K_w^2}{f_H^2[H^+]^2} = ПР_{Mg(OH)_2}. \qquad (XI.5)$$

Логарифмируя уравнение (XI.5), получим следующее выражение:

$$\lg f_{Mg} + \lg[Mg^{2+}] + 2\lg K_w - 2\lg(f_H[H^+]) = \lg ПР_{Mg(OH)_2}. \qquad (XI.6)$$

Имея в виду, что $-\lg K_w = pK_w$, $-\lg(f_H[H^+]) = pH$, а $-\lg ПР_{Mg(OH)_2} = pПР_{Mg(OH)_2}$, и выражая в соответствии с формулой (I.4) $\lg f_{Mg}$ через ионную силу раствора μ ($\lg f_{Mg} = -0{,}5\,z^2\sqrt{\mu} = -0{,}5\cdot 2^2\sqrt{\mu} = -2\sqrt{\mu}$ (где z — валентность Mg^{2+}), получим окончательно формулу для определения pH равновесного насыщения раствора гидроокисью магния:

$$pH_s' = pK_w - \frac{1}{2}pПР_{Mg(OH)_2} - \frac{1}{2}\lg[Mg^{2+}] + \sqrt{\mu}, \qquad (XI.7)$$

где K_w и $ПР_{Mg(OH)_2}$ — термодинамические константы, численные значения которых зависят от температуры воды; значения pK_w приведены в табл. I.4, а значения $pПР_{Mg(OH)_2}$ — в табл. XI.1.

Таблица XI.1

Значения $pПР_{Mg(OH)_2}$

Температура воды в °С	0	10	20	25	30	40	50	60	70	80
$pПР_{Mg(OH)_2}$	10,61	10,64	10,67	10,71	10,75	10,84	10,96	11,08	11,22	11,36

Если выразить концентрацию магния в *мг/л*, как это принято в практике водоподготовки, то формула (XI.7) примет вид:

$$pH_s' = pK_w - \frac{1}{2}pПР_{Mg(OH)_2} - \frac{1}{2}\lg[Mg^{2+}] + \sqrt{\mu} + 2{,}19. \qquad (XI.8)$$

Символически последняя формула может быть представлена следующим образом:

$$pH_s' = f_1(t) + f_2(Mg^{2+}) + f_3(P), \qquad (XI.9)$$

где $f_1(t) = pK_w - \frac{1}{2} pПР_{Mg(OH)_2}$ — член, зависящий от температуры воды;

$f_2(Mg^{2+}) = \frac{1}{2} \lg Mg^{2+} + 2{,}19$ — член, зависящий от концентрации в растворе катионов Mg^{2+} в момент наступления равновесного состояния;

$f_3(P) = \sqrt{\mu}$ — член, зависящий от общего солесодержания воды.

Для облегчения расчетов по формуле (XI.9) составлен график (рис. XI.1), состоящий из трех шкал, на каждой из которых слева нанесены соответственно температура воды t, концентра-

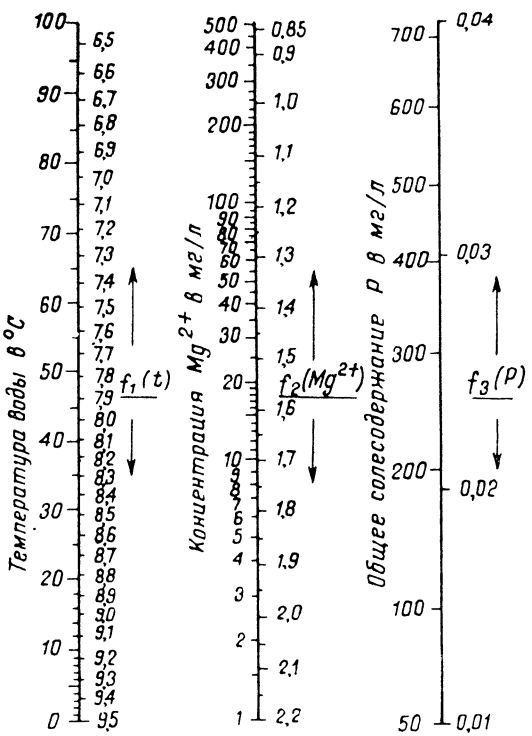


Рис. XI.1. График для определений значений pH равновесного насыщения воды гидратом окиси магния

ция катионов Mg^{2+} и общее солесодержание P, а справа — функции этих величин.

Определив по соответствующим шкалам их численные значения, по формуле (XI.9) можно вычислить величину pH'_s (pH равновесного насыщения воды гидроокисью магния).

Пример XI.2. Определить величину pH равновесного насыщения воды гидроокисью магния, при которой в процессе умягчения воды может быть достигнута остаточная концентрация Mg^{2+}, равная 4 *мг/л*. Температура воды 35° С, общее солесодержание 70 *мг/л*.

По графику, приведенному на рис. XI.1, находим:

$$pH'_s = f_1(t) + f_2(Mg^{2+}) + f_3(P) = 8{,}29 + 1{,}89 + 0{,}01 \approx 10{,}2.$$

Для обеспечения нужной для практики скорости протекания реакции удаления из воды магния в виде $Mg(OH)_2$ нужен избыток в растворе ионов OH^-. Принимаем $\Delta pH' = 0{,}7$ [см. формулу (XI.1)].

Соответственно величина $pH'_н$ к концу процесса удаления из воды магния в условиях рассмотренного выше примера должна равняться:

$$pH'_н = pH'_s + \Delta\, pH' = 10{,}2 + 0{,}7 = 10{,}9.$$

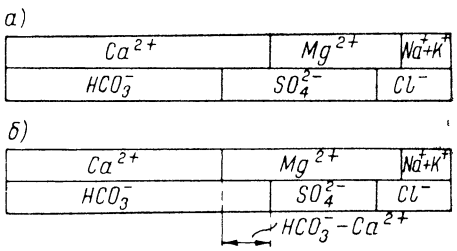


Рис. XI.2. Диаграммы гипотетических составов солей в различных водах

В приведенных выше примерах определения величин pH, при которых происходит устранение из воды кальция в виде $CaCO_3$ и магния в виде $Mg(OH)_2$ методами осаждения, рассмотрены условия, часто встречающиеся на практике. Полученная для удаления из воды кальция величина pH = 9,6 и для удаления магния величина pH = 10,9 являются обычными, требующимися для практического решения поставленной задачи.

Для интенсификации осаждения образующихся при обработке воды известью осадков карбоната кальция и гидроокиси магния в воду вводят коагулянт. В связи с тем что процесс умягчения происходит при значениях pH > 9, соли алюминия в качестве коагулянта применять нельзя, так как они будут в этих условиях образовывать растворимые алюминаты. В качестве коагулянта применяют соли железа.

Дозы извести для декарбонизации воды зависят от соотношения в воде концентраций кальция, магния и бикарбонатных ионов (выраженных в *мг-экв/л*). *Если концентрация в воде катионов кальция больше концентрации бикарбонатных ионов* (рис. XI.2, *а*), то необходимая доза извести может быть определена исходя из того, что для декарбонизации воды нужно перевести бикарбонатные ионы в карбонатные, которые затем про-

реагируют с имеющимися в избытке в воде катионами кальция с образованием выделяющегося из воды осадка $CaCO_3$. В этом случае предусматривать известь для перевода в осадок магния не требуется, известь будет расходоваться только на перевод CO_2 и HCO_3^- в CO_3^{2-}.

Формула для определения необходимой в данном случае дозы извести $\left(\text{при } \frac{Ca^{2+}}{20} > \frac{HCO_3^-}{61} \text{ в } мг/л\right)$ имеет следующий вид:

$$Д_и = 28\left[\frac{(CO_2)}{22} + \frac{(HCO_3^-)}{61} + \frac{Д_к}{e} + 0{,}5\right]\frac{100}{C_и}, \qquad (XI.10)$$

где $Д_и$ — доза технической извести в *мг/л*;

(CO_2) — содержание в исходной воде свободной углекислоты в *мг/л*;

(HCO_3^-) — концентрация в исходной воде бикарбонатных ионов в *мг/л*;

$Д_к$ — доза коагулянта ($FeCl_3$ или $FeSO_4$) в пересчете на безводное вещество в *мг/л*;

e — эквивалентный вес активного вещества коагулянта (для $FeCl_3$ — 54 *мг/мг-экв*, для $FeSO_4$ — 76 *мг/мг-экв*);

$C_и$ — содержание CaO в применяемой извести в %.

В связи с тем что процесс выделения осадка $CaCO_3$ происходит при величине pH порядка 9,5, достаточен небольшой избыток извести (около 0,5 *мг-экв/л*).

В том случае, *если концентрация в воде катионов кальция меньше концентрации бикарбонатных ионов* (в *мг-экв/л*), то декарбонизация воды произойдет, во-первых, за счет осаждения $CaCO_3$ и, во-вторых, вследствие осаждения части содержащегося в воде магния, эквивалентной гипотетическому содержанию в воде $Mg(HCO_3)_2$.

В соответствии с диаграммой гипотетического состава солей (рис. XI.2, *б*) концентрация $Mg(HCO_3)_2$ при

$$\frac{Ca^{2+}}{20} < \frac{HCO_3^-}{61} < \left(\frac{Ca^{2+}}{20} + \frac{Mg^{2+}}{12}\right) \text{ равна:}$$

$$\left(\frac{HCO_3^-}{61} - \frac{Ca^{2+}}{20}\right) мг\text{-}экв/л.$$

В этом случае расчетная формула для определения дозы извести имеет следующий вид:

$$Д_и = 28\left[\frac{CO_2}{22} + 2\,\frac{HCO_3^-}{61} - \frac{Ca^{2+}}{20} + \frac{Д_к}{e} + 1\right]\frac{100}{C_и}, \qquad (XI.11)$$

где Ca^{2+} — концентрация в исходной воде катионов кальция в *мг/л*.

Остальные обозначения приведены в пояснении к формуле (XI.10).

В рассматриваемом случае необходим больший избыток извести (около 1 *мг-экв/л*) в связи с тем, что частично переводится в осадок магний в виде гидроокиси, а для этого требуется более высокое значение pH, чем в предыдущем случае.

Доза коагулянта $FeCl_3$ или $FeSO_4$, необходимая для улучшения процесса осаждения получающихся при декарбонизации осадков $CaCO_3$ и $Mg(OH)_2$, может быть определена по следующей эмпирической формуле:

$$Д_к = 3\sqrt[3]{M}, \qquad (XI.12)$$

где $Д_к$ — доза коагулянта в пересчете на безводное вещество $FeCl_3$ или $FeSO_4$ в *мг/л*;

M — содержание в умягченной воде взвеси в *мг/л*.

Количество взвеси, образующейся при декарбонизации воды, на которое приходится рассчитывать дозу коагулянта, может быть определено по следующим формулам:

при $\frac{Ca^{2+}}{20} > \frac{HCO_3^-}{61}$ [случай, предусмотренный формулой (XI.10)]

$$M = M_{исх} + 50\frac{CO_2}{22} + 100\frac{HCO_3^-}{61} + Д_и\frac{100-C}{100}\ мг/л; \qquad (XI.13)$$

при $\frac{Ca^{2+}}{20} < \frac{HCO_3^-}{61} < \left(\frac{Ca^{2+}}{20} + \frac{Mg^{2+}}{12}\right)$ [случай, предусмотренный формулой (XI.11)]

$$M = M_{исх} + 50\frac{CO_2}{22} + 100\frac{HCO_3^-}{61} + 29\left(\frac{HCO_3^-}{61} - \frac{Ca^{2+}}{20}\right) + Д_и\frac{100-C}{100}. \qquad (XI.14)$$

Здесь $M_{исх}$ — содержание взвешенных веществ в исходной воде до обработки известью в *мг/л*;

CO_2 и HCO_3^- — содержание углекислоты и бикарбонатных ионов в исходной воде в *мг/л*;

$Д_и$ — доза технической извести, подсчитанная по формуле (XI.10) или (XI.11), в *мг/л*;

C — содержание CaO в извести в %.

3. УМЯГЧЕНИЕ ВОДЫ ИЗВЕСТЬЮ И СОДОЙ

Известково-содовый метод пригоден для умягчения воды с любым ионным составом.

Добавление к воде извести приводит к снижению жесткости

воды за счет перевода в осадок кальция и магния в количестве, эквивалентном содержанию в воде бикарбонатных ионов.

Добавление к воде извести после перевода всех бикарбонатных ионов в карбонатные и осаждения их в виде $CaCO_3$, хотя и вызывает осаждение магния в виде $Mg(OH)_2$, однако жесткость воды при этом не уменьшается, а происходит лишь замена магниевой жесткости кальциевой в соответствии с уравнением

$$MgCl_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow \underset{\downarrow}{Mg(OH)_2} + CaCl_2.$$

Для умягчения воды в тех случаях, когда кальций и магний содержатся в воде в сочетании с анионами сильных кислот, в воду кроме извести необходимо вводить реагент, содержащий анионы CO_3^{2-}, для перевода в осадок кальция. Обычно на практике для этого используют соду Na_2CO_3.

При этом кальций переводится в осадок в соответствии с уравнениями:

$$CaSO_4 + Na_2CO_3 \rightarrow \underset{\downarrow}{CaCO_3} + Na_2SO_4;$$

$$CaCl_2 + Na_2CO_3 \rightarrow \underset{\downarrow}{CaCO_3} + 2NaCl.$$

Магний переводится в осадок добавлением извести

$$MgSO_4 + Ca(OH)_2 \rightarrow Mg(OH)_2 + CaSO_4;$$

$$MgCl_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow Mg(OH)_2 + CaCl_2,$$

а остающийся после добавления извести в последних двух реакциях в растворе кальций переводится в осадок содой.

В соответствии с описанными реакциями дозы извести и соды при известково-содовом методе умягчения воды могут быть рассчитаны по следующим формулам:

$$Д_и = 28\left(\frac{CO_2}{22} + \frac{HCO_3^-}{61} + \frac{Mg^{2+}}{12} + \frac{Д_к}{e} + 0{,}5\right)\frac{100}{C_и}; \qquad (XI.15)$$

$$Д_с = 53\left(\frac{Ca^{2+}}{20} + \frac{Mg^{2+}}{12} - \frac{HCO_3^-}{61} + \frac{Д_к}{e} + 1\right)\frac{100}{C_с}, \qquad (XI.16)$$

где $Д_с$ — доза технической соды в *мг/л*;

$C_с$ — содержание Na_2CO_3 в технической соде в %.

Остальные обозначения приняты согласно формулам (XI.10) и (XI.11).

Имея в виду, что $\frac{Ca^{2+}}{20} + \frac{Mg^{2+}}{12} = Ж_о$ ($Ж_о$ — общая жесткость воды), а концентрация $\frac{HCO_3^-}{61}$ эквивалентна карбонатной жесткости, формулу (XI.16) можно представить в следующем виде:

$$Д_с = 53\left(Ж_{нк} + \frac{Д_к}{e} + 1\right)\frac{100}{C_с}, \qquad \text{(XI.16а)}$$

где $Ж_{нк}$ — некарбонатная жесткость воды в *мг-экв/л*.

4. ТЕХНОЛОГИЯ УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ С ПРИМЕНЕНИЕМ ИЗВЕСТИ И СОДЫ

Процесс образования осадка при умягчении воды реагентными методами проходит две фазы. Первая фаза заключается в собственно химической реакции взаимодействия ионов, образующих малорастворимые соединения $CaCO_3$ и $Mg(OH)_2$; эта фаза протекает практически мгновенно. Вторая фаза является процессом кристаллизации вещества образующегося осадка и агломерации вещества осадка в хлопья. Общая скорость умягчения определяется интенсивностью процессов второй фазы, и поэтому для ускорения умягчения воды надлежит интенсифицировать образование осадка для последующего его выделения в отстойниках или в осветлителях и на фильтрах.

Основные технические приемы для достижения более глубокого умягчения воды и ускорения процесса умягчения заключаются в подогреве воды, добавлении избытка реагента-осадителя и создании контакта умягчаемой воды с ранее образовавшимся осадком.

Влияние подогрева умягчаемой воды обусловлено уменьшением растворимости карбоната кальция и гидроокиси магния, а также ускорением и более полным завершением реакций умягчения.

На рис. XI.3 показано влияние подогрева воды на уменьшение остаточной жесткости по данным одного из экспериментов умягчения воды известково-содовым методом. Из графика следует, что остаточная жесткость, близкая к теоретически возможной, может быть получена только при высоком подогреве воды.

Заметного улучшения эффекта умягчения воды можно добиться при ее подогреве до температуры 35—40° С, дальнейший подогрев оказывается менее эффективным; если требуется глубокое умягчение воды, то процесс проводят при температуре более 100° С.

Конечный эффект при обработке воды одной только известью (декарбонизации) зависит от соотношения между общей жесткостью воды и ее щелочностью. Если общая жесткость воды больше ее щелочности, то остаточная жесткость обработанной воды будет на 1—1,5 *мг-экв/л* больше разности между общей жесткостью и щелочностью. При щелочности воды превышающей общую жесткость, остаточная жесткость получается несколько больше растворимости $CaCO_3$ и $Mg(OH)_2$ и зависит от температуры воды, избытка извести и т. д.

На рис. XI.4 показан характер зависимости остаточной жесткости воды от дозы извести. Кривая на графике имеет минимум при оптимальной дозе извести. Дальнейшее ее увеличение вызывает повышение остаточной жесткости из-за остающейся в воде непрореагировавшей извести или при наличии в воде магниевой некарбонатной жесткости вследствие ее перехода в кальциевую жесткость [$MgSO_4 + Ca(OH)_2 \rightarrow Mg(OH)_2 + CaSO_4$]. Избыток извести в связи с этим не рекомендуется принимать более 0,5 *мг-экв/л*.

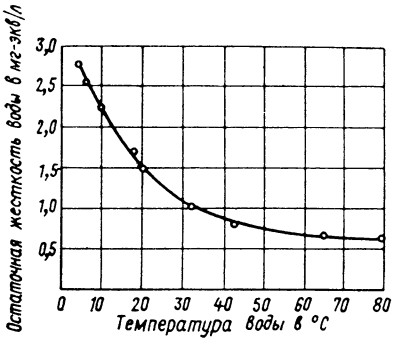


Рис. XI.3. Влияние температуры воды на эффект умягчения известково-содовым методом

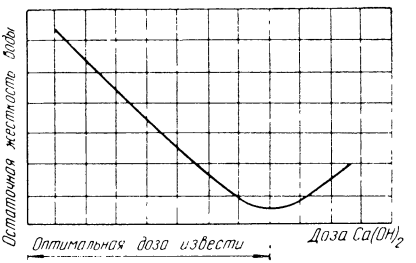


Рис. XI.4. Зависимость остаточной жесткости воды от дозы извести

При известково-содовом методе также не рекомендуется применять большие избытки извести, хотя в данном случае они не вызывают увеличения остаточной жесткости, так как снимаются содой [$Ca(OH)_2 + Na_2CO_3 \rightarrow CaCO_3 + 2NaOH$]. Однако избыточные дозы извести приводят к нерациональному перерасходованию соды и увеличению гидратной щелочности воды.

Эксплуатационный контроль процесса умягчения воды целесообразно осуществлять путем поддержания определенной величины pH умягченной воды, которая должна быть подобрана из условия обеспечения минимальной жесткости умягченной воды.

При отсутствии возможности контролировать процесс по величине pH можно осуществлять контроль, хотя и менее точно, по величине гидратной щелочности, рассчитываемой на основе титрования проб воды соляной кислотой в присутствии индикаторов фенолфталеина и метилоранжа.

При декарбонизации воды с осаждением только $CaCO_3$ $\left(\text{при } \frac{Ca^{2+}}{20} < \frac{HCO_3^-}{61}\right)$ гидратную щелочность следует поддерживать в пределах 0,1—0,2 *мг-экв/л*, а при известковании и известково-содовом умягчении с осаждением как $CaCO_3$, так и $Mg(OH)_2$ — в пределах 0,3—0,5 *мг-экв/л*.

Существенное влияние на глубину умягчения, ускорение процесса и стабилизацию воды оказывает ее контакт с ранее образовавшимся осадком. Частицы осадка способствуют ускорению кристаллизации и агломерации в крупные хлопья образующихся при умягчении воды карбоната кальция и гидроокиси магния. Лучший эффект достигается при пропуске воды через слой взвешенного осадка в осветлителях.

Благодаря контакту с осадком жесткость обработанной воды получается на 0,3—0,5 *мг-экв/л* ниже, чем при проведении процесса без контакта с осадком.

Удобным эксплуатационным показателем правильности подбора доз реагентов и завершения процесса умягчения в отстойниках или в осветлителях является степень стабильности воды, выходящей из этих сооружений.

Стабильность воды можно оценивать по изменению ее щелочности при прохождении после отстойников по трубопроводам и через фильтры. Показатель нестабильности может быть определен по формуле

$$\Delta Щ = Щ_1 - Щ_2,$$

где $\Delta Щ$ — снижение щелочности воды в результате отложения $CaCO_3$ в трубах и на зернах фильтрующего материала в *мг-экв/л*;

$Щ_1$ — щелочность воды, выходящей из отстойников или осветлителей, в *мг-экв/л* (щелочность определяется в пробах воды, отфильтрованных через бумажные фильтры);

$Щ_2$ — щелочность воды, выходящей из фильтров, в *мг-экв/л*.

При эксплуатации рекомендуется выдерживать величину $\Delta Щ$: при температуре воды ниже 10° С — не более 0,25 *мг-экв/л*, при температуре 10—20° С — не более 0,15 *мг-экв/л* и при температуре 30—40° С — не более 0,1 *мг-экв/л*.

При умягчении вод, содержащих органические загрязнения, процесс кристаллизации карбоната кальция и агломерации хлопьев крайне затрудняется. Многие органические коллоиды действуют как защитные в отношении зародышевых кристаллов карбоната кальция и коллоидных частиц гидроокиси магния. Например, при окисляемости воды 75—100 *мг* $O_2/л$ выделение осадка $CaCO_3$ и $Mg(OH)_2$ практически прекращается, а жесткость воды при известково-содовом умягчении снижается всего лишь на 15—20%. В подобных случаях перед обработкой воды известью и содой ее необходимо очистить от органических загрязнений, для чего в основном применяются предварительные хлорирование и обработка коагулянтом. При предварительной обработке воды коагулянтом следует учитывать, что эквивалентно дозе коагулянта карбонатная жесткость воды

переходит в некарбонатную и в связи с этим изменяется соотношение между дозами извести и соды при последующем умягчении воды.

При небольшом содержании в воде органических веществ иногда удается исключить их вредное влияние добавлением повышенных доз коагулянта вместе с известью и содой. Однако следует иметь в виду, что проведение коагуляции для очистки воды от органических веществ при высоких значениях pH, как правило, является менее эффективным, чем при низких.

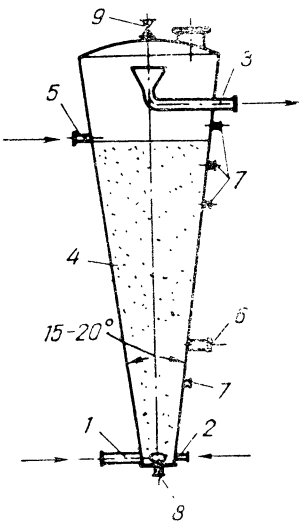


Рис. XI.5. Вихревой реактор

1 — подача умягчаемой воды; *2* — ввод реагентов; *3* — отвод умягченной воды; *4* — контактная масса; *5* — ввод свежей контактной массы с помощью эжектора; *6* — сброс излишка контактной массы; *7* — штуцера для отбора проб; *8* — штуцер для опорожнения; *9* — воздушник

Возможность совместной с известью и содой обработки воды коагулянтом для удаления органических загрязнений или необходимость двухступенчатой обработки должна решаться в каждом конкретном случае предварительными технологическими исследованиями.

Наиболее компактным аппаратом для умягчения воды известкованием или известково-содовым методом является вихревой реактор (в зарубежной практике называемый спиратором или вирбосом, рис. XI.5).

Вода поступает в нижнюю, суженную часть вихревого реактора через патрубок, приваренный по касательной к корпусу. Благодаря этому в вихревом реакторе получается винтовой восходящий поток жидкости. В вихревой реактор загружают контактную массу — дробленый мрамор или песок с крупностью зерен 0,2—0,3 *мм* из расчета около 10 *кг* на 1 $м^3$ объема реактора. Контактная масса взвешивается в восходящем потоке воды, отдельные песчинки сталкиваются и трутся друг о друга, благодаря чему на их поверхности происходит интенсивная кристаллизация карбоната кальция. Постепенно вокруг каждой песчинки, являющейся центром кристаллизации, равномерно нарастает слой карбоната кальция, а отдельные песчинки превращаются в шарики правильной формы.

Когда диаметр шариков увеличивается до 1,5—2 *мм*, крупную, наиболее тяжелую контактную массу выпускают из нижней части реактора и в него догружают свежую контактную массу. Вихревые реакторы практически не задерживают осадок гидроокиси магния, поэтому их следует применять в сочетании с установленными за ними фильтрами только в тех случаях, если коли-

чество образующегося осадка гидроокиси магния соответствует грязеемкости фильтров.

При обычной для песчаных фильтров грязеемкости, равной 1—1,5 *кг/м*², и промывке фильтров через 6 *ч* допустимое количество гидроокиси магния составляет 25—35 *г/м*³, или содержание магния в обрабатываемой воде не должно превышать 10—15 *г/м*³.

Вихревые реакторы можно также применять и при большем содержании в исходной воде магния, но при этом после них (до фильтров) целесообразно устанавливать осветлители для выделения гидроокиси магния.

Назначение вихревых реакторов в этом случае — выделение на контактной массе кристаллического карбоната кальция небольшой влажности в форме, удобной для обжига и получения чистой извести.

Скорость движения воды в нижней узкой части вихревого реактора равна 0,8—1 *м/сек*; угол конусности 15—20°; скорость восходящего потока в верхней части на уровне водоотводящих устройств 4—6 *мм/сек*. Вихревые реакторы можно выполнять как напорными, так и открытыми.

Конструкции осветлителей, применяемых при умягчении воды, и метод их расчета описаны в главе VI. Осветлители следует считать основными сооружениями для выделения осадка при реагентном умягчении воды.

В состав станций реагентного умягчения воды с вихревыми реакторами входят следующие сооружения и устройства: склад реагентов; устройства для приготовления известкового раствора или известкового молока, раствора соды (если он нужен); водоподогреватели (если умягчение производится с подогревом); дозаторы реагентов; вихревые реакторы; фильтры, загруженные песком, антрацитом или дробленым мрамором; резервуар умягченной воды и устройства для промывки фильтров (насосы, бак).

Аналогичные устройства входят в состав станций с осветлителями с той лишь разницей, что в общей схеме место вихревых реакторов занимают осветлители, а перед ними должны иметься смесители, лучше всего вертикальные (вихревые). В последней схеме следует отдавать предпочтение осветлителям в связи с тем, что они по сравнению с отстойниками обеспечивают поступление на фильтры более стабильной воды с более завершенным процессом умягчения.

Осветлители водоумягчительных установок хорошо работают только при поступлении в них воды с постоянной температурой. Резкое изменение температуры воды даже на 1—2° вызывает появление конвекционных токов, взмучивание слоя взвешенного осадка и вынос последнего на фильтры. Поэтому подогреватели желательно устанавливать с автоматическими терморегуляторами, обеспечивающими плавное регулирование

температуры с изменением ее в течение 1 *ч* не более чем на 1°.

Фильтры установок реагентного умягчения воды, как указано, можно загружать кварцевым песком, антрацитом или дробленым мрамором. При проведении процесса с подогревом при высоких значениях pH кварцевый песок является нежелательным материалом в связи с тем, что он может обогащать воду соединениями кремниевой кислоты. Хорошим фильтрующим материалом в этих условиях является дробленый антрацит.

В связи с нестабильностью воды, обработанной известью или известью и содой, на фильтрующей загрузке, особенно в верхнем слое, отлагается карбонат кальция, который способен в известной мере цементировать верхний слой. Во избежание этого фильтры водоумягчительных установок рекомендуется оборудовать устройствами для верхней промывки (см. главу VIII).

Метод декарбонизации воды, в соответствии со СНиП II-Г. 3-62, может применяться для умягчения воды, используемой для питьевых целей [6]. Это делают в тех относительно редких случаях, когда используется открытый источник водоснабжения (река, озеро) и жесткость воды превышает допускаемую стандартом на качество питьевой воды. В этом случае с помощью одних и тех же сооружений (осветлителей, фильтров и т. д.) решаются одновременно задачи очистки воды от взвешенных веществ и ее умягчения.

Как правило, через умягчительную установку пропускают только часть воды, остальную воду направляют на блок сооружений для осветления. После смешения умягченной и осветленной воды должна получиться вода с жесткостью, отвечающей ГОСТ на питьевую воду. При такой схеме подготовки воды должен быть рассмотрен вопрос о ее стабилизационной обработке с целью предотвращения зарастания труб карбонатом кальция.

5. ТЕРМОХИМИЧЕСКИЙ МЕТОД УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ

Термохимическое умягчение воды осуществляют обычно при температуре ее более 100° С; при этом процессы умягчения воды протекают интенсивней, чем без подогрева. Осадок, образующийся при умягчении с высоким подогревом, имеет более крупные и тяжелые хлопья, а вследствие того, что вязкость воды при нагревании снижается, он осаждается значительно быстрее. Поэтому некоторые авторы считают возможным при высокотемпературном умягчении не применять коагулянта. Отличием этого метода является также то, что отпадает надобность в извести для связывания свободной углекислоты, так как последняя удаляется при подогреве до введения в воду реагентов.

Высокотемпературное умягчение применяется почти исклю-

чительно при подготовке воды для питания паровых котлов в связи с тем, что именно в этом случае наиболее рационально используется тепло, затраченное на подогрев воды. Поэтому такой метод используют в основном для практически полного умягчения воды в отличие от низкотемпературного процесса, который применяют в различных вариантах для частичного умягчения.

Основными реагентами для термохимического умягчения являются известь и сода или реже едкий натр и сода. Известково-содовую обработку при термохимическом умягчении часто

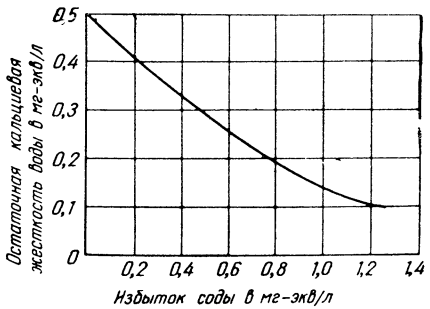


Рис. XI.6. Влияние избытка соды на остаточную кальциевую жесткость воды при термохимическом умягчении

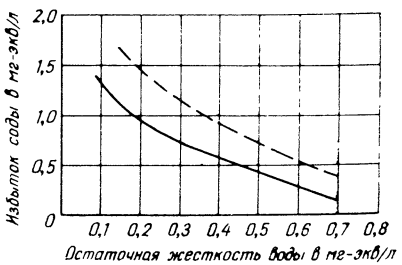


Рис. XI.7. Влияние избытка соды на остаточную общую жесткость воды при термохимическом умягчении

сочетают с фосфатным доумягчением или магнезиальным обескремниванием.

Установки для термохимического умягчения воды обычно более компактны, чем при умягчении воды без подогрева. Они состоят из следующих основных элементов: дозаторов реагентов, подогревателей, отстойников или осветлителей и фильтров.

Применение едкого натра взамен извести несколько упрощает установки для приготовления и дозирования реагентов, однако экономически такая замена не оправдана в связи с высокой стоимостью едкого натра.

При высокотемпературном умягчении соду добавляют к воде с некоторым избытком для обеспечения удаления некарбонатной жесткости воды.

При избытке соды около 0,8 *мг-экв/л* кальциевая жесткость может быть снижена до 0,2 *мг-экв/л*. При увеличении избытка соды остаточная кальциевая жесткость может быть еще более уменьшена (рис. XI.6).

Содержание в воде магния может быть снижено до 0,05—0,1 *мг-экв/л* при избытке извести (гидратной щелочности) в пределах до 0,1 *мг-экв/л*.

На рис. XI.7 приведен график изменения жесткости воды, умягченной термохимическим методом, в зависимости от избыт-

ка соды по данным Норделла [12]. Пунктирной линией показана степень умягчения, которую автор считает гарантированной, сплошной линией — степень умягчения, которой можно добиться на практике.

На рис. XI.8 показана разработанная Всесоюзным теплотехническим институтом им. Ф. Э. Дзержинского (ВТИ) схема

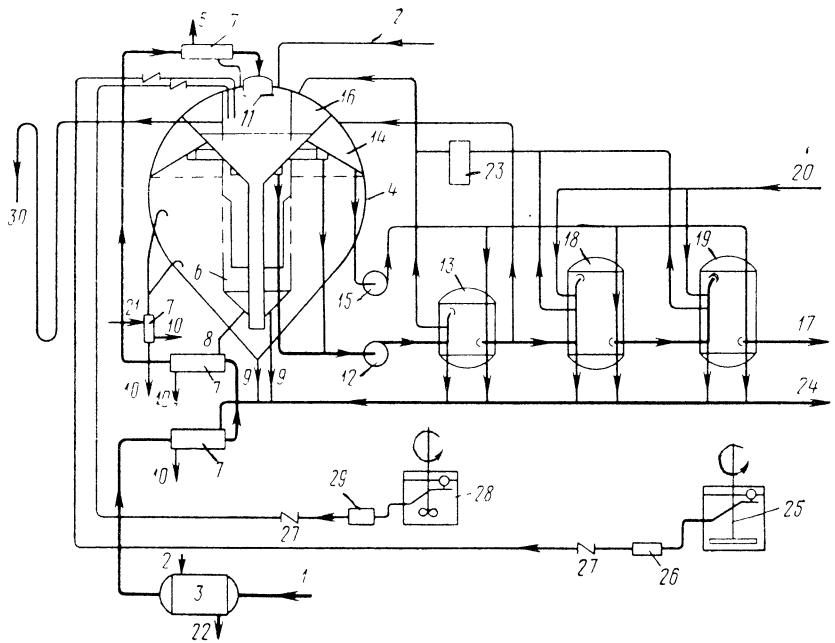


Рис. XI.8. Схема установки для известкования и обескремнивания воды при температуре 120° С

1 — исходная вода; *2* и *22* — греющий пар и его конденсат; *3* — поверхностный подогреватель; *4* — осветлитель; *5* — выпуск в атмосферу; *6* — шламоуплотнитель; *7* — поверхностный охладитель; *8* — непрерывная продувка; *9* — периодическая продувка; *10* — дренаж; *11* — разбрызгивающее устройство; *12* — промежуточный насос; *13* — антрацитовый фильтр; *14* и *15* — бак и насос для промывки фильтров; *16* — отсек для возврата промывной воды; *17* — обработанная вода (к потребителю); *18* и *19* — Na-катионитовые фильтры I и II ступени; *20* — подогретый раствор поваренной соли; *21* — исходная вода; *23* — ловушка сорбента; *24* — в теплосеть; *25* и *26* — мешалка и насос-дозатор известково-доломитового молока; *27* — обратный клапан; *28* и *29* — расходно-затворный бак и насос-дозатор раствора коагулянта; *30* — аварийный слив воды

установки для известкования и обескремнивания воды при температуре 120° С [4].

По этой схеме вода обрабатывается известково-доломитовым молоком и осветляется в напорном осветлителе, после чего проходит через напорные антрацитовые и Na-катионитовые фильтры I и II ступени. По результатам лабораторных исследований ВТИ, щелочность воды, обработанной известью или известью и содой (без избытка), может быть снижена до

0,3 *мг-экв/л* при остаточной концентрации кальция $[Ca]_{ост}=$ $=1,5$ *мг-экв/л* и до 0,5 *мг-экв/л* при $[Ca]_{ост}=0,4$ *мг-экв/л*.

Для получения минимальной щелочности воды нужно поддерживать гидратную щелочность в пределах 0,05—0,15 *мг-экв/л*.

При проектировании осветлителей высота зоны осветления должна быть не менее 1,5 *м*. Скорость восходящего движения воды в осветлителе при обескремнивании должна быть не более 1,7 *мм/сек*, при известковании — не более 2 *мм/сек*. Общая длительность пребывания воды в осветлителе для снижения щелочности рекомендуется 0,75—1 *ч*, а для обескремнивания 1—1,5 *ч*. На основе исследований ВТИ рекомендуется предусматривать добавление коагулянта — солей трехвалентного железа — в количестве 0,4 *мг-экв/л*.

6. ФОСФАТНЫЙ И БАРИЕВЫЙ МЕТОДЫ УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ

В связи с тем что известково-содовый метод умягчения воды дает сравнительно большую остаточную жесткость, его часто дополняют фосфатным доумягчением.

В качестве реагентов при этом методе применяют тринатрийфосфат или динатрийфосфат.

При добавлении этих реагентов к воде протекают реакции образования малорастворимых фосфорнокислых солей кальция и магния:

$$3Ca^{2+} + 2PO_4^{3-} \rightarrow \underset{\downarrow}{Ca_3(PO_4)_2};$$

$$3Mg^{2+} + 2PO_4^{3-} \rightarrow \underset{\downarrow}{Mg_3(PO_4)_2}$$

или в молекулярной форме:

$$3Ca(HCO_3)_2 + 2Na_3PO_4 \rightarrow \underset{\downarrow}{Ca_3(PO_4)_2} + 6NaHCO_3;$$

$$3Mg(HCO_3)_2 + 2Na_3PO_4 \rightarrow \underset{\downarrow}{Mg_3(PO_4)_2} + 6NaHCO_3;$$

$$3CaCl_2 + 2Na_3PO_4 \rightarrow \underset{\downarrow}{Ca_3(PO_4)_2} + 6NaCl;$$

$$3MgSO_4 + 2Na_3PO_4 \rightarrow \underset{\downarrow}{Mg_3(PO_4)_2} + 3Na_2SO_4.$$

Процесс фосфатного умягчения воды в целях получения малой остаточной жесткости обычно проводят при температуре воды выше 100° С. При этом величину остаточной жесткости воды можно получить около 0,04—0,05 *мг-экв/л*.

В связи с высокой стоимостью фосфатных реагентов умягчение воды с помощью одних только фосфатов обычно не производят. Фосфаты применяют для доумягчения воды после предва-

рительного умягчения ее другими, более дешевыми реагентами (например, известью и содой).

Для устранения сульфатной жесткости воды возможна ее обработка углекислым барием $BaCO_3$, гидроокисью бария $Ba(OH)_2$ или алюминатом бария $Ba(AlO_2)_2$.

При этом реакции умягчения протекают следующим образом:

$$CaSO_4 + BaCO_3 \rightarrow \underset{\downarrow}{BaSO_4} + \underset{\downarrow}{CaCO_3};$$

$$\left.\begin{array}{l} MgSO_4 + BaCO_3 \rightarrow \underset{\downarrow}{BaSO_4} + MgCO_3; \\ MgCO_3 + Ca(OH)_2 \rightarrow \underset{\downarrow}{Mg(OH)_2} + \underset{\downarrow}{CaCO_3}; \end{array}\right\}$$

$$\left.\begin{array}{l} CaSO_4 + Ba(OH)_2 \rightarrow \underset{\downarrow}{BaSO_4} + Ca(OH)_2; \\ Ca(OH)_2 + Ca(HCO_3)_2 \rightarrow 2\underset{\downarrow}{CaCO_3} + 2H_2O; \end{array}\right\}$$

$$MgSO_4 + Ba(OH)_2 \rightarrow \underset{\downarrow}{BaSO_4} + \underset{\downarrow}{Mg(OH)_2}.$$

В связи с высокой стоимостью бариевых реагентов этот метод может применяться лишь в исключительных случаях; для подготовки питьевой воды (из-за токсических свойств соединений бария) он непригоден.

Из перечисленных бариевых реагентов наиболее доступным является карбонат бария. Однако вследствие малой растворимости его приходится применять со значительными избытками. Дозировать его нужно в виде суспензии, желательно возможно более измельченной. Частицы суспензии при добавлении к воде, содержащей сульфаты, покрываются продуктами реакции и вследствие этого в значительной степени утрачивают свою реакционную способность.

Углекислый барий дает тяжелую быстроосаждающуюся суспензию, поэтому при использовании углекислого бария следует применять камеры хлопьеобразования с механическим перемешиванием.

Получающийся при бариевой обработке воды осадок сульфата бария осаждается весьма медленно, что требует отстойников больших размеров.

Клейн [11] рекомендует бариевое умягчение осуществлять по двухступенчатой схеме: сначала обрабатывать воду углекислым барием для выделения сульфатов и лишь после осветления воды обрабатывать ее для дальнейшего умягчения известью и содой.

ЛИТЕРАТУРА

1. Апельцин И. Э. Определение условий осаждения малорастворимых соединений, образующихся при умягчении и обезжелезивании воды. «Журнал прикладной химии», № 1, т. XXIII. Изд. АН СССР, 1950.
2. Белан Ф. И. Водоподготовка. Госэнергоиздат, 1958.
3. Мещерский Н. А. Эксплуатация водоподготовительных установок электростанций высокого давления. «Энергия», 1965.
4. Обработка воды на тепловых электростанциях. Под ред. Голубцова В. А. «Энергия», 1966.
5. СНиП II-Г.3-62. «Водоснабжение. Нормы проектирования». Госстройиздат, 1963.
6. Справочник химика-энергетика, т. I и II. Госэнергоиздат, 1958 и 1960.
7. Шапкин И. Ф. Водоподготовка на тепловых электростанциях. Госэнергоиздат, 1954.
8. Шкроб М. С., Вихрев В. Ф. Водоподготовка. «Энергия», 1966.
9. Шкроб М. С., Прохоров Ф. Г. Водоподготовка и водный режим паротурбинных электростанций. Госэнергоиздат, 1961.
10. Шплиттгербер А. Водоподготовка на стационарных паросиловых установках. Госэнергоиздат, 1957.
11. Klein R. Die Aufbereitung der Industrie- und Gebrauchs—Wässer. Vulkan-Verlag, 1948.
12. Nordell E. Water treatment for industrial and other uses. Reinhold Publ. Corp., 1961.
13. Powell S. T. Water conditioning for industry. McGraw-Hill, 1954.

ГЛАВА XII

УМЯГЧЕНИЕ ВОДЫ КАТИОНИТАМИ

1. КАТИОНИТЫ И СПОСОБЫ ИХ ПРИМЕНЕНИЯ

Катионитовый метод умягчения воды основан на способности некоторых практически нерастворимых в воде материалов — катионитов — вступать в ионный обмен с растворенными в воде солями, сорбируя из воды их катионы и отдавая в раствор эквивалентное количество катионов, которыми катионит периодически насыщается при регенерации.

Катиониты по составу разделяют на минеральные и органические. Оба типа катионитов могут быть естественного происхождения или приготовлены искусственно.

К природным минеральным катионитам относятся глауконит, волконскоит и другие алюмосиликаты натрия, кальция, магния, железа и хрома. К природным органическим катионитам относятся гумусовые и бурые угли, торф и другие вещества природного происхождения, содержащие малорастворимые органические кислоты и их соли.

Относительно малая обменная способность и недостаточная стойкость природных катионитов привели к постепенному вытеснению их искусственными катионитами.

Из катионитов естественного происхождения в практике умягчения воды иногда еще применяют глауконитовый песок и гумусовые угли.

Минеральные алюмосиликатные искусственные катиониты приготовляют путем смешения раствора сернокислого алюминия с растворами соды и жидкого стекла. Выпадающий в осадок алюмосиликагель $Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot n\,SiO_2 \cdot mH_2O$ обезвоживают на фильтрпрессе с последующим просушиванием отжатого геля током горячего воздуха. Высушенный гель дробят в крупку, из которой отсеивают годные для загрузки фильтров фракции 0,5—1,5 *мм*.

Наиболее дешевым органическим искусственным катионитом является сульфированный уголь, или сульфоуголь. Сульфоуголь представляет собой полифункциональный катионит, в его составе содержатся способные к обмену катионов сульфогруппы SO_3H, карбоксильные группы COOH и фенольные гидроксилы OH. Поскольку большая часть обменной способности сульфоугля обусловливается обменом на сильнодиссоцииро-

ванных сульфогруппах, сульфоуголь относится к сильнокислотным катионитам.

Катиониты на основе искусственных смол (пластических масс, высокополимеров) могут изготовляться путем полимеризации или поликонденсации мономерных соединений, содержащих активные ионогенные группы, или введением активных, способных к ионному обмену групп в готовые полимеры.

Продуктом конденсации фенолсульфокислот с формальдегидом является выпускаемый нашей промышленностью катионит Ку-1, продуктами сульфирования готовых сополимеров стирола с дивинилбензолом являются отечественный катионит Ку-2 и американский катионит эмберлайт IR-120.

По степени диссоциации активных, способных к обмену групп искусственные катиониты разделяют на сильнокислотные и слабокислотные.

В практике умягчения воды применяются сильнокислотные катиониты, содержащие активные сульфогруппы SO_3H (катиониты Ку-1, Ку-2, сульфоуголь, эмберлайт IR-100 и IR-120, вофатит П и др.), реже применяются слабокислотные катиониты, содержащие активные карбоксильные группы COOH (катиониты КБ-4, СГ-1, КБ-2, эмберлайт IRC-50 и др.).

Сильнокислотные катиониты мало изменяют обменную способность с понижением значения pH среды ниже 7; их обменная способность остается достаточно высокой при величине $pH \geqslant 1{,}5$.

Слабокислотные катиониты практически способны к обмену катионов только при $pH > 7$. При снижении $pH < 6$ диссоциация карбоксильных активных групп подавляется и обменная способность катионита резко снижается. Например, обменная способность карбоксильного катионита КБ-4 снижается с 4,3 *мг-экв/г* при $pH = 7$ до 1,08 *мг-экв/г* при $pH = 5$ и 0,15 *мг-экв/г* при $pH = 3$.

Характеристики наиболее распространенных из числа выпускаемых в СССР и США катионитов приведены в табл XII.1.

При фильтровании воды через слой зернистого катионита активные группы его вступают в реакцию обмена с катионами растворенных в воде солей.

Если катионит был предварительно переведен в Na-форму путем регенерации его раствором поваренной соли, то при фильтровании воды через слой такого катионита будут происходить следующие реакции обмена катионов:

$$2[\text{Кат}]\text{Na} + \text{Ca}(\text{HCO}_3)_2 \rightleftarrows [\text{Кат}]_2\text{Ca} + 2\text{NaHCO}_3;$$

$$2[\text{Кат}]\text{Na} + \text{Mg}(\text{HCO}_3)_2 \rightleftarrows [\text{Кат}]_2\text{Mg} + 2\text{NaHCO}_3;$$

$$2[\text{Кат}]\text{Na} + \text{CaCl}_2 \rightleftarrows [\text{Кат}]_2\text{Ca} + 2\text{NaCl};$$

$$2[\text{Кат}]\text{Na} + \text{CaSO}_4 \rightleftarrows [\text{Кат}]_2\text{Ca} + \text{Na}_2\text{SO}_4;$$

$$2[\text{Кат}]\text{Na} + \text{MgSO}_4 \rightleftarrows [\text{Кат}]_2\text{Mg} + \text{Na}_2\text{SO}_4.$$

Таблица XII.1

Технологические характеристики катионитов

Катионит	Активная группа	Насыпной вес в $т/м^3$		Размер зерен в *мм*	Полная обменная способность в $г\text{-}экв/м^3$ в рабочем состоянии
		воздушно-сухого	разбухшего в воде		
Сульфоуголь крупный, I сорт	SO_3H	0,55	0,42	0,4—1,8	570
Ку-1	SO_3H	0,6	0,47	0,3—2	650
Ку-2	SO_3H	0,73	0,65	0,3—1,2	1700
Эмберлайт IR-100 . .	SO_3H	0,6	0,5	0,3—1	800
» IR-120 . .	SO_3H	0,75	0,68	0,3—1	2000
КБ-4П-2	COOH	0,5	0,4	0,3—1	2800
Эмберлайт IRC-50 . .	COOH	0,5	0,42	0,3—1	2800

Символом [Кат] обозначена нерастворимая матрица полимера-катионита, условно считаемая одноосновной нерастворимой в воде кислотой. По мере фильтрования воды через слой катионита в фильтре все бóльшая часть его активных групп будет замещаться кальцием и магнием из воды. Наконец, обменная способность катионита будет полностью исчерпана, все его активные группы будут замещены ионами кальция и магния. Поскольку, как и всякая химическая реакция, реакция ионного обмена подчиняется закону действия масс, регенерация катионита (обратное замещение его активных групп натрием) может быть достигнута промывкой катионита раствором с высокой концентрацией натрия, например раствором поваренной соли:

$$[Кат]_2Ca + 2NaCl \rightleftarrows 2[Кат]Na + CaCl_2.$$

Так как при пропуске раствора поваренной соли через слой истощенного катионита в фильтре в него все время будут поступать новые порции раствора с высокой концентрацией натрия и малой концентрацией кальция, равновесие в последнем уравнении будет все время сдвигаться вправо. В результате этого кальций в катионите будет замещаться натрием, а вытесненный из катионита кальций будет током раствора выноситься за пределы фильтра. Регенерацию производят до тех пор, пока бóльшая часть активных групп катионита не будет замещена натрием. Тогда катионитовый фильтр снова может быть использован для умягчения воды.

В процессе умягчения воды Na-катионированием содержание кальция и магния в воде может быть снижено до весьма малых величин. Общая щелочность воды при этом не изменяется, сухой остаток несколько возрастает в результате замещения в растворе

одного иона кальция, имеющего атомный вес 40,08, на два иона натрия (атомный вес $2 \cdot 22{,}99 = 45{,}98$).

При регенерации катионита раствором кислоты активные (способные к обмену) катионы катионита замещаются Н-ионом кислоты

$$[Кат]_2Ca + H_2SO_4 \rightleftarrows 2[Кат]H + CaSO_4$$

и катионит переводится в Н-форму.

Если через такой катионит фильтровать умягчаемую воду, то все катионы растворенных в воде солей будут поглощаться катионитом; в воду будет переходить эквивалентное количество Н-ионов; растворенные в воде соли будут превращаться в соответствующие кислоты:

$$2[Кат]H + Ca(HCO_3)_2 \rightleftarrows [Кат]_2Ca + 2H_2CO_3;$$
$$2[Кат]H + CaCl_2 \rightleftarrows [Кат]_2Ca + 2HCl;$$
$$2[Кат]H + MgSO_4 \rightleftarrows [Кат]_2Mg + H_2SO_4;$$
$$[Кат]H + NaCl \rightleftarrows [Кат]Na + HCl;$$
$$2[Кат]H + Na_2SO_4 \rightleftarrows 2[Кат]Na + H_2SO_4.$$

Кислотность воды, прошедшей через Н-катионитовый фильтр, который загружен сильнокислотным катионитом, будет равна сумме концентраций в исходной воде солей сильных кислот.

При регенерации Н-катионитовых фильтров кислотой в количестве, недостаточном для полного вытеснения из катионита других катионов, катионит в фильтре будет находиться в двух формах: в верхней части — в Н-форме, в нижней — в Ca- и Mg-формах. При фильтровании через такой фильтр воды в верхней части фильтра все растворенные соли в результате обмена катионов на Н-ион будут превращаться в соответствующие кислоты:

$$2[Кат]H + CaCl_2 \rightleftarrows [Кат]_2Ca + HCl;$$
$$2[Кат]H + Ca(HCO_3)_2 \rightleftarrows [Кат]_2Ca + H_2CO_3.$$

При этом угольная кислота будет распадаться с образованием H_2O и CO_2 и уходить из сферы реакции. В нижних слоях фильтра будет иметь место реакция обмена между Ca—Mg-катионитом и кислотой:

$$[Кат]_2Ca + 2HCl \rightleftarrows 2[Кат]H + CaCl_2,$$

в результате чего все некарбонатные соли будут оставаться в воде, а карбонатные — удаляться из нее.

Регенерация Н-катионитовых фильтров кислотой в количестве, недостаточном для полного удаления из катионита катионов жесткости, называется «голодной» регенерацией. Фильтр, работающий в режиме «голодной» регенерации, удаляет из во-

ды только соли карбонатной жесткости, снижая щелочность воды до 0,4—0,5 *мг-экв/л*, но не снижая некарбонатной жесткости воды.

Выбор метода катионирования воды определяется требованиями, предъявляемыми к обработанной воде, и составом солей, растворенных в исходной воде. В тех случаях, когда лимитируется только жесткость умягченной воды, наиболее дешевым способом ее умягчения является Na-катионирование.

При высокой щелочности или магнезиальной жесткости исходной воды или при высоком содержании в ней железа бывает целесообразно применять комбинированный способ умягчения воды известкованием с последующим Na-катионированием. Этот же метод целесообразно применять для умягчения воды поверхностных водоисточников, если щелочность воды выше 3 *мг-экв/л*. В тех случаях когда недопустимо присутствие в умягченной воде бикарбоната натрия, сбразующегося при Na-катионировании солей карбонатной жесткости (т. е. когда лимитирована щелочность умягченной воды), применяют параллельное или последовательное H—Na-катионирование воды или умягчение воды известкованием с последующим Na-катионированием.

При параллельном H—Na-катионировании часть воды пропускают через H-катионитовый фильтр, остаток ее — через Na-катионитовый. Фильтрат первого фильтра содержит свободные кислоты в концентрации, равной содержанию в исходной воде солей сильных кислот; фильтрат второго фильтра — бикарбонат натрия в концентрации, эквивалентной щелочности исходной воды. При смешивании фильтратов H- и Na-катионитовых фильтров кислотность первого нейтрализуется щелочностью второго: смесь имеет малую жесткость и близкую к нулевой щелочность.

Аналогичные результаты могут быть получены последовательным H—Na-катионированием. При пропуске через H-катионитовый фильтр все имеющиеся в воде соли превратятся в соответствующие кислоты, угольная кислота распадается на CO_2 и H_2O. Фильтрат H-катионитового фильтра будет представлять собой раствор соляной и серной кислот. При пропуске этого раствора через Na-катионитовый фильтр кислоты превратятся в соответствующие натриевые соли и фильтрат Na-фильтра будет иметь малую щелочность и малую жесткость. С целью экономии кислоты H-катионитовый фильтр можно эксплуатировать в режиме «голодной» регенерации.

Если в умягченной воде не допускается наличия карбонатов натрия или калия, но в ней допустимо присутствие ионов аммония (например, в воде, используемой для питания котлов, пар которых не соприкасается с медью и латунью), вместо H- и Na-катионирования воды можно применять аммоний — натрий-катионирование воды.

При регенерации катионита раствором аммонийной соли его обменные катионы замещаются ионом аммония:

Таблица XII.2

Технологические показатели различных схем катионитовых умягчительных установок

Технологическая схема	Качество фильтрата		Показатели к применению
	общая жесткость в *мг-экв/л*	общая щелочность в *мг-экв/л*	
Одноступенчатое Na-катионирование	См. рис. XII. 6	Равна щелочности исходной воды	Для неглубокого умягчения воды, когда не требуется снижения ее щелочности
Двухступенчатое Na-катионирование	0,01	То же	Для глубокого умягчения воды, для умягчения воды жесткостью выше 6 *мг-экв/л*
То же, с промежуточным подкислением и удалением CO_2	0,01	0,35	—
H-катионирование с декарбонизацией и подщелачиванием	См. рис. XII. 6	0,35	Для умягчения воды с содержанием до 1 *мг-экв/л* $Cl^- + SO_4^{2-}$
Параллельное H—Na-катионирование с буферным Na-катионитовым фильтром II ступени	0,01	0,35	Для глубокого умягчения воды, содержащей не более 3—5 *мг-экв/л* $Cl^- + SO_4^{2-}$ и не более 2 *мг-экв/л* Na^+
Последовательное H—Na-катионирование с буферным Na-катионитовым фильтром II ступени	0,01	0,7	Для умягчения воды жесткостью более 6 *мг-экв/л* с общим солесодержанием более 700 *мг/л* и карбонатной жесткостью менее 50% общей жесткости
Совместное H—Na-катионирование с буферным Na-катионитовым фильтром II ступени	0,01	1—1,5	Для умягчения воды с общей жесткостью до 6 *мг-экв/л* и карбонатной жесткостью более 50% общей жесткости
Последовательное H — Na-катионирование с «голодной» регенерацией H-катионитовых фильтров	0,1	0,7—1,5	Для умягчения воды с карбонатной жесткостью более 1 *мг-экв/л* и общим солесодержанием до 1500 *мг/л*
Известкование — Na-катионирование	0,1	1—1,5 без подогрева; 0,3 с подогревом до 80—90° С	Для умягчения поверхностных вод и воды с высокой щелочностью
NH_4 — Na-катионирование	0,1	Равна щелочности исходной воды	Если в фильтрате допустимо наличие ионов NH_4^+

$$[Кат]_2Ca + (NH_4)_2SO_4 \rightleftarrows 2[Кат]NH_4 + CaSO_4.$$

При фильтровании через аммоний-катионит воды, содержащей соли жесткости, кальций и магний поглощаются катионитом, вытесняя в воду эквивалентное количество ионов аммония:

$$2[Кат]NH_4 + Ca(HCO_3)_2 \rightleftarrows [Кат]_2Ca + 2NH_4HCO_3;$$

$$2[Кат]NH_4 + MgCl_2 \rightleftarrows [Кат]_2Mg + 2NH_4Cl.$$

При нагревании и кипении аммоний-катионированной воды соли аммония разлагаются, аммиак и углекислота улетучиваются с паром:

$$NH_4HCO_3 \rightarrow \overset{\uparrow}{\overline{NH_3}} + \overset{\uparrow}{\overline{CO_2}} + H_2O;$$

$$NH_4Cl \rightarrow \overset{\uparrow}{\overline{NH_3}} + HCl.$$

Кислоты, образовавшиеся при разложении аммонийных солей сильных кислот, подкисляют воду в котле.

Во избежание этого вместе с NH_4-катионированием следует применять Na-катионирование части воды с тем, чтобы образующийся при термическом распаде бикарбоната натрия едкий натр нейтрализовывал кислоты, которые получаются при термическом распаде сульфата и хлорида аммония.

Аммоний — натрий-катионирование, так же как и H—Na-катионирование, можно осуществлять в одном фильтре. Для этого катионированный фильтр регенерируют либо раствором, содержащим хлористый аммоний и поваренную соль (NH_4—Na-катионирование), либо подкисленным серной кислотой раствором поваренной соли (совместное H—Na-катионирование). Вместо регенерации фильтра смесью растворов удобнее регенерацию фильтра для совместного NH_4—Na- или H—Na-катионирования осуществлять последовательным пропуском через фильтр сначала раствора соли, а затем раствора аммонийной соли или кислоты.

Технологические показатели различных схем умягчения воды катионированием приведены в табл. XII.2.

2. ЭЛЕМЕНТЫ ТЕОРИИ КАТИОННОГО ОБМЕНА

Катиониты представляют собой гранулированные полимерные нерастворимые в воде органические сульфо- или карбоксильные кислоты. Если катионит поместить в раствор какой-либо соли, то способные к обмену H-ионы активных групп катионита вступают в реакцию обмена с катионами растворенных солей; в результате этого часть H-ионов активных групп замещается катионами растворенных в воде солей.

Если раствор соли, в которой помещен катионит, периодически заменять, то процент замещения H-ионов катионами солей

будет увеличиваться с каждой новой порцией раствора; в результате многократных смен раствора все Н-ионы катионита будут замещены катионами раствора. Этот процесс называется регенерацией катионита.

Пусть в результате регенерации мы имеем Na-катионит, который используется для умягчения воды, содержащей только соли кальция и натрия. Тогда при равновесии в соответствии с законом действия масс

$$\frac{\gamma_{Ca}\dfrac{E_{Ca}}{V_{Ca}}}{\left(\gamma_{Na}\dfrac{E_{Na}}{V_{Na}}\right)^2} = K\frac{a_{Ca}}{a_{Na}^2}, \qquad \text{(XII.1)}$$

где E_{Ca} и E_{Na} — концентрация кальция и натрия в катионите в *мг-экв/л*;

γ_{Ca} и γ_{Na} — коэффициенты реакционной способности кальция и натрия в катионите;

V_{Ca} и V_{Na} — удельные объемы катионита, насыщенного кальцием и натрием, в *мл/г*;

a_{Ca} и a_{Na} — активные концентрации кальция и натрия в умягчаемой воде в *мг-экв/л*;

K — коэффициент распределения (или константа ионного обмена), зависящий от отношения Ca/Na.

Но сумма обменной способности катионита по всем сорбированным им катионам равна полной обменной способности этого катионита. Следовательно,

$$E_{Na} = E_{полн} - E_{Ca}, \qquad \text{(XII.2)}$$

и уравнение (XII.1) может принять вид:

$$\frac{\gamma_{Ca}}{\gamma_{Na}^2}\cdot\frac{V_{Na}^2}{V_{Ca}}\cdot\frac{E_{Ca}}{(E_{полн}-E_{Ca})^2} = K\frac{a_{Ca}}{a_{Na}^2}. \qquad \text{(XII.3)}$$

Величина $\gamma_{Ca}/\gamma_{Na}^2$ зависит от природы катионита и его обменной способности. Можно считать, что отношение коэффициентов реакционной способности кальция, магния и натрия в сильнокислотных катионитах может быть принято равным отношению коэффициентов активности этих катионов в растворах солей такой же ионной силы, как и катионит, который следует рассматривать как неидеальный твердый раствор.

Величина отношения V_{Na}^2/V_{Ca} для катионита Ку-1 оказалась равной 1,725, для сульфоугля — 1,27, для катионита Ку-2 — 1,75.

Величина коэффициента распределения K при обмене натрий-катионита на кальций и магний умягчаемой воды находится в

пределах от 1,96 (Ку-2) до 2,23 (сульфоуголь). Подставив в уравнение (XII.3) средние значения величин K, $\gamma_{Ca}/\gamma^2_{Na}$, V^2_{Na}/V_{Ca} и решив его относительно E_{Ca}, получим осредненную формулу для вычисления обменной способности катионита по кальцию при различном соотношении концентраций кальция и натрия в умягчаемой воде:

$$E_{Ca} = E_{полн}\left[1 + 0{,}5\,\frac{a^2_{Na}}{a_{Ca}}\left(1 - \sqrt{\frac{2a_{Ca}}{a^2_{Na}} + 1}\right)\right] = \beta E_{полн}, \qquad (XII.4)$$

где

$$\beta = 1 + 0{,}5\,\frac{a^2_{Na}}{a_{Ca}}\left(1 - \sqrt{\frac{2a_{Ca}}{a^2_{Na}} + 1}\right). \qquad (XII.5)$$

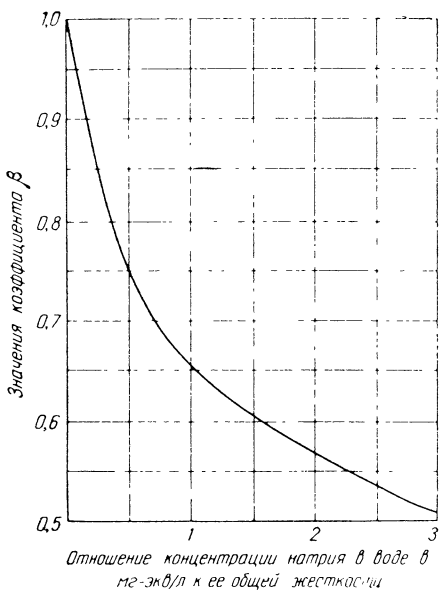


Рис. XII.1. Зависимость коэффициента β от отношения концентраций в воде натрия к общей жесткости

Значения β для различных соотношений концентраций натрия и общей жесткости даны на рис. XII.1.

При умягчении воды в катионитовом фильтре фактическая обменная способность катионита по кальцию будет меньше, чем вычисленная по формулам (XII.4) и (XII.5), так как при регенерации катионита в фильтре не весь кальций будет удаляться из катионита и часть обменной способности последнего будет бесполезно теряться при регенерации и отмывке его неумягченной водой. С учетом этого рабочая обменная способность катиона может быть вычислена по уравнению

$$E^{раб}_{Ca} = \alpha_э\,\beta E_{полн} - \varphi \mathcal{Ж}_{отм}\,q, \qquad (XII.6)$$

где $E^{раб}_{Ca}$ — рабочая обменная способность катионита в *г-экв/м*³;

$E_{полн}$ — полная динамическая обменная способность катионита, определяемая экспериментально по ГОСТ 10895—64 или принимаемая по паспортным данным (см. табл. XII.1);

$\alpha_э$ — коэффициент эффективности регенерации, зависящий от продолжительности регенерации, удельного

расхода, температуры и концентрации регенерационного раствора; при расчетах $\alpha_э$ принимают по графикам (подробнее см. стр. 373—377);

β — коэффициент, учитывающий снижение обменной способности катионита по кальцию и магнию вследствие сорбции им натрия;

$Ж_{отм}$ — жесткость отмывочной воды в *г-экв/м*^{3};

q — удельный расход отмывочной воды в *м*^{3} на 1 *м*^{3} катионита, принимаемый обычно равным 4—5 *м*^{3} на 1 *м*^{3} катионита;

φ — коэффициент неполноты умягчения отмывочной воды при Na-катионировании, принимаемый обычно равным 0,5.

При Н-катионировании воды, содержащей помимо солей жесткости также натриевые соли, рабочая обменная способность катионита будет такой же, как при Na-катионировании той же воды, так как в первый период работы фильтра после регенерации катионит в нем будет сорбировать из воды не только кальций и магний, но и натрий, который в последующем будет вытесняться кальцием.

Таким образом, при наличии в воде натрия при ее Н-катионировании будет в такой же мере снижаться обменная способность катионита по кальцию, как и при Na-катионировании этой воды.

3. ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТЬ МЕЖРЕГЕНЕРАЦИОННОГО ПЕРИОДА РАБОТЫ Na-КАТИОНИТОВЫХ ФИЛЬТРОВ

После регенерации и отмывки катионита в фильтре его зерна покрыты пленкой умягченной воды. Поэтому для того, чтобы катионы солей жесткости, растворенных в умягчаемой воде, могли вступить в реакцию с обменными катионами катионита, должны завершиться следующие процессы: а) диффузия солей жесткости через пленку воды на поверхности зерен катионита; б) диффузия солей жесткости внутрь зерна катионита; в) обмен продиффундировавших ионов на обменные катионы катионита; г) диффузия продуктов обмена из зерна катионита к его поверхности и затем через пленку воды в поток умягчаемой воды, движущейся через слой катионита в фильтре.

Скорость этих процессов и время, необходимое для их завершения, зависит от концентрации солей жесткости в умягчаемой воде, коэффициента диффузии этих солей в пленке воды на поверхности зерен катионита и в самих зернах, скорости диффузии продуктов обмена из зерна катионита.

Чем больше жесткость умягчаемой воды и чем меньше коэффициент диффузии солей жесткости в воде и зерне катионита, тем больше потребуется времени для завершения процесса умягчения движущейся через катионитовый фильтр воды, тем бо́ль-

шую толщину слоя катионита успеет за это время пройти в фильтре умягчаемая вода (рис. XII.2).

Толщина слоя катионита, при прохождении через которую жесткость воды снижается от исходной до заданной, называется толщиной защитного слоя катионита.

Толщину защитного слоя катионита в фильтре $H_{защ}$ можно определять по формуле

$$H_{защ} = 0{,}04vd^2 \ln Ж_0, \qquad \text{(XII.7)}$$

где v — скорость фильтрования в *м/ч*;
d — диаметр зерен катионита в *мм*;
$Ж_0$ — жесткость умягчаемой воды в *мг-экв/л*.

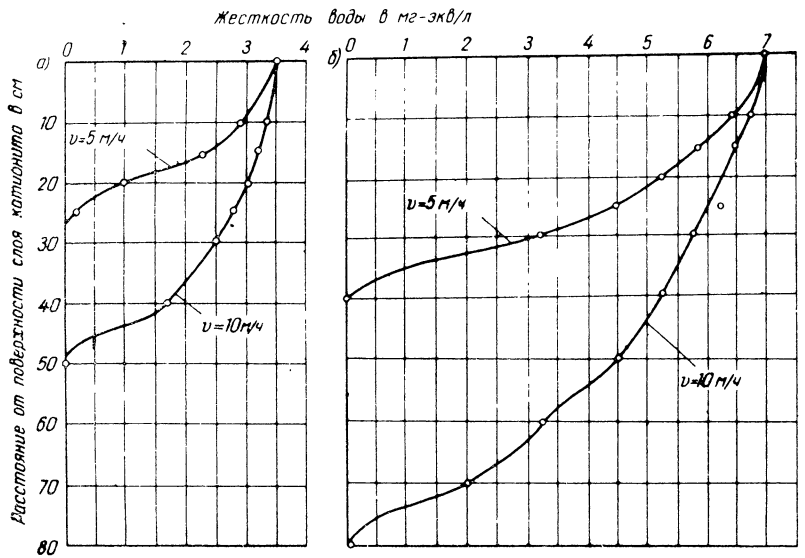


Рис. XII.2. Изменения жесткости воды при фильтровании ее через катионитовый фильтр

По мере работы фильтра верхние слои катионита в нем будут насыщаться катионами растворенных в воде солей до равновесного состояния, а защитный слой будет перемещаться вниз в более глубокие слои катионита. Когда низ защитного слоя переместится до нижней границы катионита, начнется увеличение жесткости фильтрата.

На рис. XII.3 приведены графики степени использования равновесной обменной способности катионита в фильтре в момент проскока солей жесткости в фильтрат, т. е. в момент, когда начинается постепенное возрастание жесткости фильтрата. Как видно из этих графиков, верхние слои катионита в фильтре в момент проскока солей жесткости в фильтрат насыщены катионами

растворенных в воде солей почти до равновесного состояния. Равновесная обменная способность катионита здесь использована почти полностью. В нижнем защитном слое катионита его равновесная способность использована лишь частично, всего на 50—60%.

Так как толщина защитного слоя возрастает с увеличением скорости фильтрования и жесткости умягчаемой воды, то степень использования емкости поглощения катионита в фильтре умень-

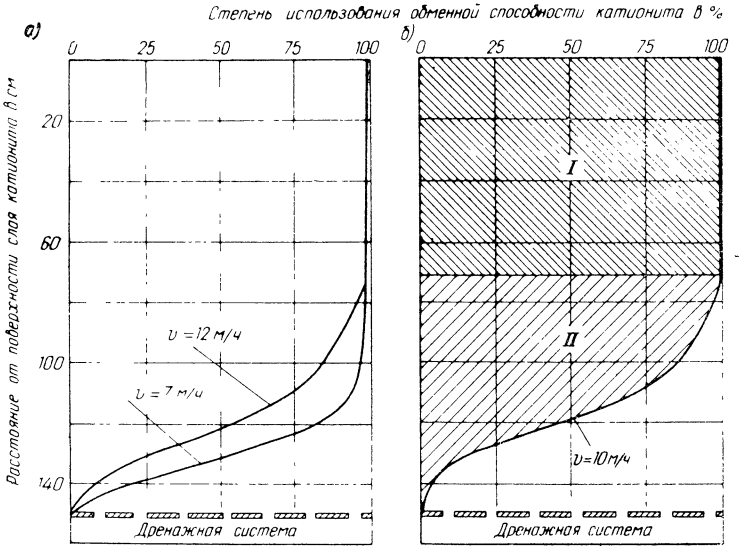


Рис. XII.3. Степень использования обменной способности катионита в фильтре в момент проскока катионов жесткости в фильтрат

а — жесткость исходной воды 5,2 *мг-экв/л*; *б* — то же, 7 *мг-экв/л*; *I* — зона полного использования равновесной обменной способности; *II* — защитный слой

шается с уменьшением общей толщины слоя катионита и увеличением жесткости умягчаемой воды, а также скорости ее фильтрования.

Поэтому для лучшего использования обменной способности катионита в фильтре толщину слоя следует принимать тем большей, чем больше жесткость умягчаемой воды и чем больше скорость фильтрования. При заданной (например, высотой выпускаемых катионитовых фильтров) высоте слоя катионита в фильтре принимаемая скорость фильтрования должна быть тем меньше, чем выше жесткость умягчаемой воды.

Определим необходимую толщину слоя катионита в фильтре для обеспечения заданной продолжительности его работы между регенерациями.

Количество *г-экв* солей жесткости W_1, которые фильтр дол-

жен сорбировать из воды за один межрегенерационный период, равно:

$$W_1 = Q(Ж_0 - Ж_ф)T = Fv(Ж_0 - Ж_ф)T, \qquad (XII.8)$$

где Q — расход умягчаемой воды в $м^3/ч$;

$Ж_0$ и $Ж_ф$ — начальная и конечная жесткость умягчаемой воды в $г\text{-}экв/м^3$;

T — продолжительность межрегенерационного периода работы фильтра в $ч$;

F — площадь фильтра в $м^2$;

v — скорость фильтрования в $м/ч$.

Количество солей жесткости W_2, которое может сорбировать катионитовый фильтр за один межрегенерационный период, равно:

$$W_2 = FHE_{равн} - FH_{защ}\delta E_{равн}$$

или

$$W_2 = FE_{равн}(H - \delta H_{защ}), \qquad (XII.9)$$

где H — общая толщина слоя катионита в фильтре в $м$;

$H_{защ}$ — толщина защитного слоя катионита, в которой его равновесная обменная способность используется частично, в $м$;

$E_{равн}$ — равновесная обменная способность катионита в $г\text{-}экв/м^3$;

δ — коэффициент, учитывающий неполноту использования равновесной обменной способности катионита в защитном слое.

В момент проскока солей жесткости в фильтрат (окончание межрегенерационного периода) $W_1 = W_2$, тогда

$$Fv(Ж_0 - Ж_ф)T = FE_{равн}(H - \delta H_{защ}). \qquad (XII.10)$$

Приняв с небольшим запасом $\delta = 0{,}5$ и обозначив $(Ж_0 - Ж_ф)$ через $Ж$, решим уравнение (XII.10) относительно T — искомой продолжительности межрегенерационного периода работы катионитового фильтра:

$$T = \frac{E_{равн}H}{vЖ} - \frac{0{,}5E_{равн}H_{защ}}{vЖ}. \qquad (XII.11)$$

Подставим в это уравнение значение $H_{защ}$ из формулы (XII.7), тогда:

$$T = \frac{E_{равн}H}{vЖ} - \frac{0{,}02E_{равн}d^2 \ln Ж}{Ж}. \qquad (XII.12)$$

Решив уравнение (XII.12) относительно H и v, получим формулы для вычисления необходимой толщины слоя катионита в фильтре и скорости фильтрования по заданным T, $E_{равн}$ и $Ж$:

$$v = \frac{E_{равн} H}{TЖ + 0{,}02\, E_{равн}\, d^2 \ln Ж}, \qquad \text{(XII.13)}$$

$$H = \frac{vTЖ + 0{,}02\, E_{равн}\, d^2\, v \ln Ж}{E_{равн}}. \qquad \text{(XII.14)}$$

4. ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТЬ МЕЖРЕГЕНЕРАЦИОННОГО ПЕРИОДА РАБОТЫ Н-КАТИОНИТОВЫХ ФИЛЬТРОВ

При регенерации Н-катионитового фильтра раствором кислоты бóльшая часть активных групп катионита замещается Н-ионами. При фильтровании через такой катионит сверху вниз воды, содержащей кальций, магний и натрий, Н-ионы верхних слоев катионита замещаются этими катионами.

Так как кальций и магний имеют бóльшую, чем натрий, энергию вхождения в катионит, то по мере работы фильтра кальций и магний будут замещать натрий, ранее поглощенный верхними слоями катионита. Двигаясь вместе с умягчаемой водой вниз, натрий будет поглощаться расположенными ниже слоями Н-катионита, к которым еще не доходят кальций и магний, задерживаемые верхними слоями.

Постепенно фронт поглощения кальция и магния перемещается вниз, одновременно вниз перемещается и фронт поглощения натрия.

Таким образом, через некоторое время после начала цикла умягчения воды в Н-катионитовом фильтре образуется пять зон: верхняя зона, катионит в которой равновесно насыщен кальцием и магнием; под ней находится защитный слой по кальцию и магнию, в котором происходит вытеснение кальцием и магнием натрия; ниже располагается слой, равновесно насыщенный натрием; под ним находится зона замещения Н-иона ионом натрия (защитный слой по натрию), а еще ниже — зона Н-катионита, еще не участвовавшего в процессе обмена ионов.

Верхний слой равновесно насыщенного кальцием и магнием катионита будет все время увеличиваться, нижняя его граница будет перемещаться вниз и одновременно будут перемещаться и остальные зоны.

Через некоторый промежуток времени защитный по натрию слой катионита сместится до нижней границы катионита в фильтре и начнется проскок натрия в фильтрат; при этом кислотность фильтрата Н-катионитового фильтра начнет снижаться. Если в начале цикла кислотность фильтрата была близка к сумме концентраций в исходной воде хлоридов и сульфатов, то после начала проскока в фильтрат натрия она начнет уменьшаться на величину, равную концентрации натрия в фильтрате в каждый данный момент времени (рис. XII.4).

Когда нижняя граница зоны равновесного насыщения натрием достигнет низа катионита в фильтре, все Н-ионы из него

окажутся вытесненными и кислотность фильтрата станет равной нулю. После этого в фильтрате появится щелочность, которая постепенно достигнет величины, равной щелочности исходной воды. Затем до низа слоя катионита опустится защитная зона кальция и начнется проскок в фильтрат солей жесткости.

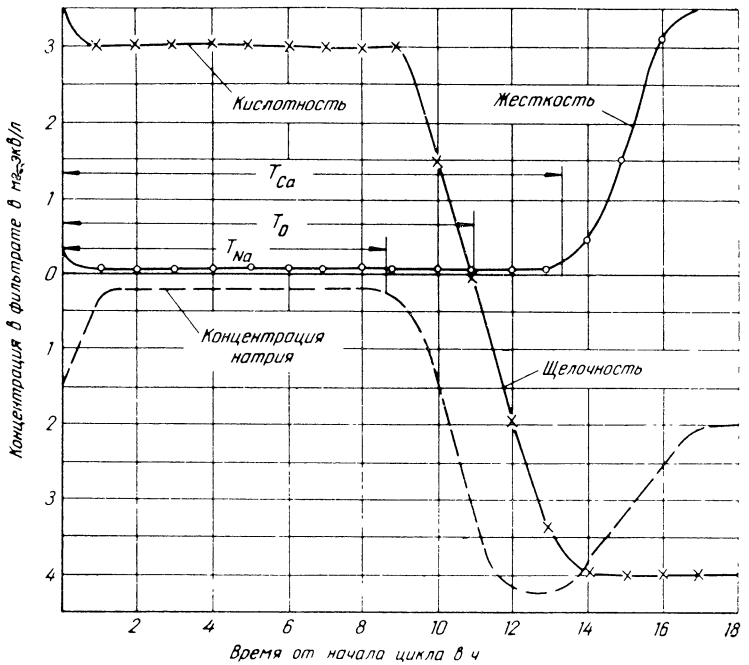


Рис. XII.4. Изменение кислотности фильтрата Н-катионитового фильтра

Время работы фильтра до проскока натрия в фильтрат может быть определено из уравнения баланса (см. п. XII.3)

$$T_{Na} = \frac{E^{Na}_{равн} H}{v(Ж + C_{Na})} - \frac{0{,}025\, d^2 \ln(Ж + C_{Na})}{Ж + C_{Na}}, \qquad (XII.15)$$

где $E^{Na}_{равн} = \alpha_э E_{полн} - 0{,}5\, q\,(Ж + C_{Na})$;

C_{Na} — концентрация натрия в умягчаемой воде в *г-экв/м*^{3};

$\alpha_э$ — коэффициент эффективности регенерации фильтра.

Продолжительность работы Н-катионитового фильтра до проскока в фильтрат солей жесткости можно определять по формуле (XII.12).

Обычно Н-катионитовые фильтры при умягчении воды включают параллельно с Na-катионитовым фильтром I ступени и ра-

ботают до определенного снижения кислотности фильтрата. Кислотность фильтрата Н-катионитового фильтра равна:

$$C_{\text{Н}} = C_{\text{Cl}} + C_{\text{SO}_4} - C_{\text{ф}} = Ж + C_{\text{Na}} - Щ - C_{\text{ф}}, \qquad \text{(XII.16)}$$

где C_{Cl} и C_{SO_4} — концентрация в умягчаемой воде хлоридов и сульфатов в *г-экв/м*^{3};

$Щ$ — общая щелочность умягчаемой воды в *г-экв/м*^{3};

$C_{\text{ф}}$ — концентрация катионов Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^{+} и K^{+} в фильтрате Н-катионитового фильтра в данный момент времени в *г-экв/м*^{3}.

Через T_{Na} часов после начала цикла концентрация натрия в фильтрате начнет повышаться в результате проскока в него натрия. К моменту проскока в фильтрат солей кальция концентрация натрия в нем станет эквивалентной сумме концентраций в исходной воде катионов жесткости и натрия.

Время работы Н-катионитового фильтра до снижения кислотности его фильтрата до нуля (T_0) можно вычислить по формуле

$$T_0 = \frac{0{,}8\,T_{\text{Ca}} C_{\text{Н}} + 1{,}2\,T_{\text{Na}}\,Щ}{Щ + C_{\text{Н}}}\ ч, \qquad \text{(XII.17)}$$

где T_{Ca} — продолжительность работы фильтра до проскока в фильтрат кальция в *ч*.

Кислотность фильтрата Н-катионитового фильтра в любой момент времени после начала проскока в фильтрат натрия можно определить по формуле

$$C_{\text{Н}}^{T} = C_{\text{Н}} - K_{\text{р}} \frac{T - 1{,}2\,T_{\text{Na}}}{T_0 - 1{,}2\,T_{\text{Na}}}\ г\text{-}экв/м^3, \qquad \text{(XII.18)}$$

где T — время с начала цикла в *ч*;

$K_{\text{р}}$ — коэффициент размерности, численно равный 1.

5. ГЛУБИНА УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ КАТИОНИРОВАНИЕМ

Под глубиной умягчения воды катионированием понимается величина остаточной жесткости фильтрата катионитового фильтра.

При толщине слоя катионита в Na-катионитовом фильтре, превышающей толщину защитного слоя при данной скорости фильтрования и данной жесткости умягчаемой воды, верхние слои катионита в фильтре работают в равновесных условиях — катионит находится в состоянии равновесного насыщения солями жесткости и натрием воды.

Равновесие при обмене ионов описывается уравнением (XII.1), из которого с учетом того, что

$$E_{\text{Na}} = \alpha_{\text{э}} E_{\text{поли}} \qquad \text{(XII.19)}$$

и

$$E_{Ca} = (1 - \alpha_э) E_{полн}, \qquad (XII.20)$$

следует:

$$\frac{\gamma_{Ca} V_{Na}^2}{\gamma_{Na}^2 V_{Ca}} \cdot \frac{1 - \alpha_э}{\alpha_э^2} = K \frac{a_{Ca}}{a_{Na}^2}. \qquad (XII.21)$$

Отсюда общая жесткость фильтрата катионитового фильтра будет равна:

$$a_{Ca} = \frac{V_{Na}^2 \gamma_{Ca}}{V_{Ca} \gamma_{Na}^2} \cdot \frac{1}{K} \cdot \frac{1 - \alpha_э}{\alpha_э^2} a_{Na}^2. \qquad (XII.22)$$

Концентрация натрия в воде, поступающей в нижние слои Na-катионитового фильтра, практически равна сумме концентраций катионов всех растворенных в воде солей.

Величина $\frac{V_{Na}^2 \gamma_{Ca}}{V_{Ca} \gamma_{Na}^2 K} = \varphi_{Na}$ является постоянной величиной для данной марки катионита.

Тогда уравнению (XII.22) может быть придан вид:

$$Ж_ф^{Na} = \varphi_{Na} \frac{1 - \alpha_э}{\alpha_э^2} P^2, \qquad (XII.23)$$

где $Ж_ф^{Na}$ — жесткость фильтрата Na-катионитового фильтра в *мг-экв/л*;

$\alpha_э$ — коэффициент эффективности регенерации нижних слоев катионита в фильтре;

P — общее солесодержание умягчаемой воды в *мг-экв/л*;

φ_{Na} — константа обмена, равная для сульфокатионитов (согласно опытам В. А. Клячко) около 0,00125 при обмене Ca^{2+} и Mg^{2+} на Na^{+}.

При умягчении воды жесткость фильтрата H-катионитового фильтра определяется уравнением, аналогичным уравнению (XII.23):

$$Ж_ф^{H} = \varphi_H \frac{1 - \alpha_э}{\alpha_э^2} A^2, \qquad (XII.24)$$

где A — сумма концентраций сульфатов и хлоридов в умягчаемой воде в *мг-экв/л*;

φ_H — константа обмена, равная для сульфокатионитов около 0,0014.

На рис. XII.5 и XII.6 представлены графики для определения жесткости фильтрата H- и Na-катионитовых фильтров при умягчении вод с различным солесодержанием.

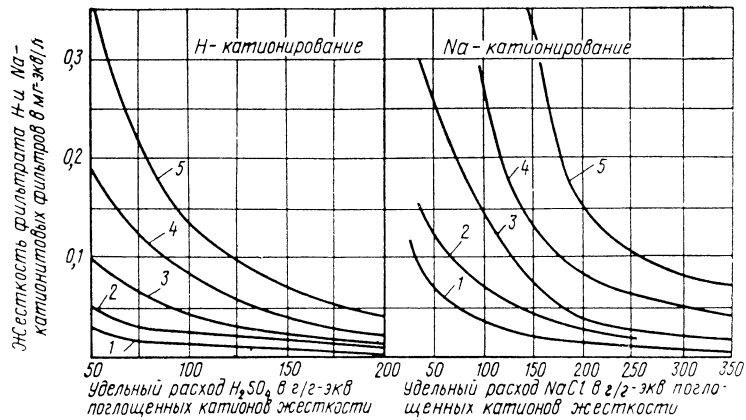


Рис. XII.5. Зависимости жесткости фильтрата Н- и Na-катионитовых фильтров от солесодержания исходной воды и удельного расхода H_2SO_4 и NaCl на регенерацию

Цифры на кривых — солесодержание воды в *мг-экв/л*

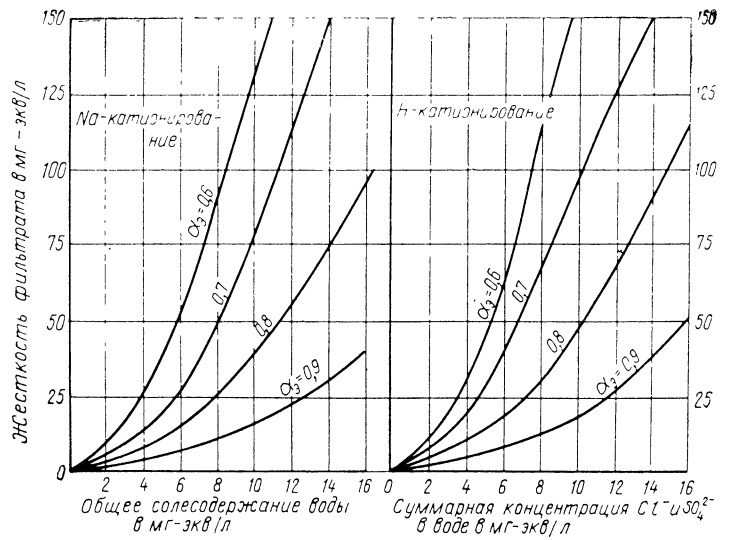


Рис. XII.6. Зависимости жесткости фильтрата (в *мкг-экв/л*) Na- и Н-катионитовых фильтров от коэффициента эффективности регенерации

6. РЕГЕНЕРАЦИЯ КАТИОНИТОВЫХ ФИЛЬТРОВ

Целью регенерации катионитового фильтра является восстановление его обменной способности путем вытеснения из катионита поглощенных им при умягчении воды кальция и магния

ионами натрия при Na-катионировании или кальция, магния и натрия ионами водорода при H-катионировании.

В практике умягчения воды обычно регенерационный раствор пропускают через слой катионита в фильтре.

Полнота регенерации катионита характеризуется коэффициентом эффективности регенерации $\alpha_э$, равным отношению количества замещенных регенерирующим агентом активных групп катионита к его полной обменной способности:

$$\alpha_э = \frac{E_{Na}}{E_{полн}}. \qquad (XII.25)$$

Если реакция регенерации Na-катионита идет по схеме

$$[Кат]_2Ca + 2NaCl \rightleftarrows 2[Кат]Na + CaCl_2,$$

то уравнение изотермы ионного обмена в конце регенерации будет иметь вид:

$$\frac{\gamma_{Ca}\dfrac{E_{полн}-E_{Na}}{V_{Ca}}E_{полн}}{\gamma_{Na}^2\dfrac{E_{Na}^2}{V_{Na}^2}} = K_1\left[\frac{a_{Ca}}{a_{Na}^2}\right]_{рег}. \qquad (XII.26)$$

Так как величина $\dfrac{\gamma_{Ca}V_{Na}^2}{\gamma_{Na}^2 V_{Ca}K_1}$ для отрегенерированного катионита будет величиной постоянной, то уравнению (XII.26) можно придать вид:

$$\frac{E_{полн}(E_{полн}-E_{Na})}{E_{Na}^2} = K_{рег}\left[\frac{a_{Ca}}{a_{Na}^2}\right]_{рег}. \qquad (XII.27)$$

Подставляя значение E_{Na} из уравнения (XII.25), получим:

$$\frac{E_{полн}^2(1-\alpha_э)}{\alpha_э^2 E_{полн}^2} = K_{рег}\left[\frac{a_{Ca}}{a_{Na}^2}\right]_{рег}$$

и

$$\alpha_э = \frac{a_{Na}^2}{2K_{рег}a_{Ca}}\left[1-\sqrt{\frac{a_{Na}^2}{2K_{рег}a_{Ca}}+1}\right], \qquad (XII.28)$$

где a_{Na} и a_{Ca} — концентрация натрия и катионов жесткости в регенерационном растворе в конце цикла регенерации.

Таким образом, коэффициент эффективности регенерации является функцией отношения концентрации натрия к концентра-

ции солей жесткости в регенерационном растворе в конце регенерации. Величина коэффициента $\alpha_э$ может быть приближена к единице либо увеличением концентрации натрия в свежем регенерационном растворе, либо снижением концентрации кальция в последних порциях регенерационного раствора, который контактирует с зернами катионита, находящимися вблизи патрубка фильтрата катионитового фильтра. Увеличение концентрации натрия в свежем регенерационном растворе обычно приводит к увеличению удельного расхода поваренной соли на регенерацию. Поэтому с целью повышения эффективности регенерации прибегают к увеличению концентрации поваренной соли только в конце регенерации. В этом случае регенерацию производят 1,5—2%-ным раствором NaCl и лишь в конце ее на фильтр подают 7—8%-ный раствор соли. Такой режим регенерации удобно осуществлять путем разбавления в 4—5 раз исходного 8%-ного раствора соли умягченной водой в начале регенерации и подачи неразбавленного раствора в конце ее.

При выборе режима регенерации следует иметь в виду, что для достаточно полного удаления из катионита кальция и магния при регенерации холодным раствором поваренной соли требуется не менее чем трехкратная смена регенерационного раствора в порах слоя катионита за период не менее 30 *мин*. Так как пористость слоя катионита обычно составляет 45—47%, объем регенерационного раствора должен быть не менее 1,5 $м^3$ на 1 $м^3$ объема катионита в фильтре. Повышение температуры регенерационного раствора до 35—40° С ускоряет диффузионные процессы и позволяет повысить эффективность регенерации.

При наличии на станции резервных фильтров для сокращения расхода соли можно применять регенерацию с выдерживанием катионита в рассоле. Для этого после взрыхления катионита отмывочными солеными водами на фильтр подается 0,6 $м^3$ 2%-ного раствора соли на каждый кубометр объема катионита в фильтре и после спуска первых порций отработанного регенерационного раствора фильтр оставляется в покое на 30—50 *мин*, по истечении которых продолжается обычная регенерация фильтра.

Выбор количества поваренной соли для регенерации фильтра при одноступенчатом Na-катионировании производят по графику, приведенному на рис. XII.7, задаваясь предварительно коэффициентом $\alpha_э$ в зависимости от требуемой остаточной жесткости фильтрата (см. рис. XII.6).

При двуступенчатом Na-катионировании фильтры I ступени регенерируют 2—3%-ным раствором поваренной соли с удельным расходом 125—150 *г* NaCl, а фильтры II ступени — 10%-ным раствором поваренной соли с удельным расходом 300—400 *г* NaCl на 1 *г-экв* рабочей обменной способности катионита (больший расход соли применяют при умягчении вод с более высоким солесодержанием).

Для регенерации Na-катионитовых фильтров, особенно фильтров II ступени, нужно применять поваренную соль, не загрязненную солями жесткости. Применение для регенерации катионитовых фильтров растворов соли с высокой жесткостью не по-

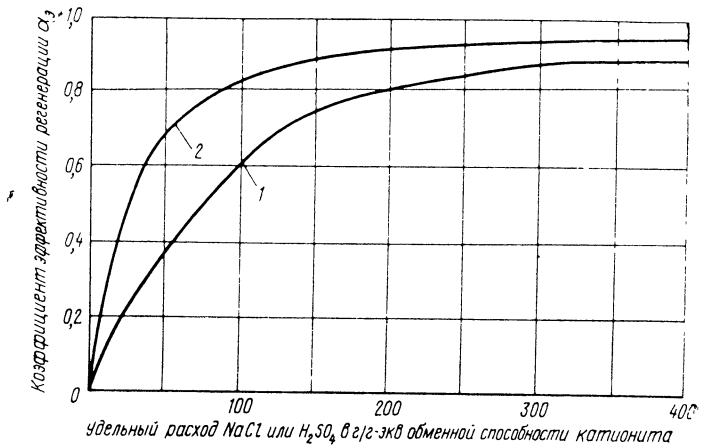


Рис. XII.7. Зависимости коэффициента эффективности регенерации от удельного расхода поваренной соли *1* и серной кислоты *2*

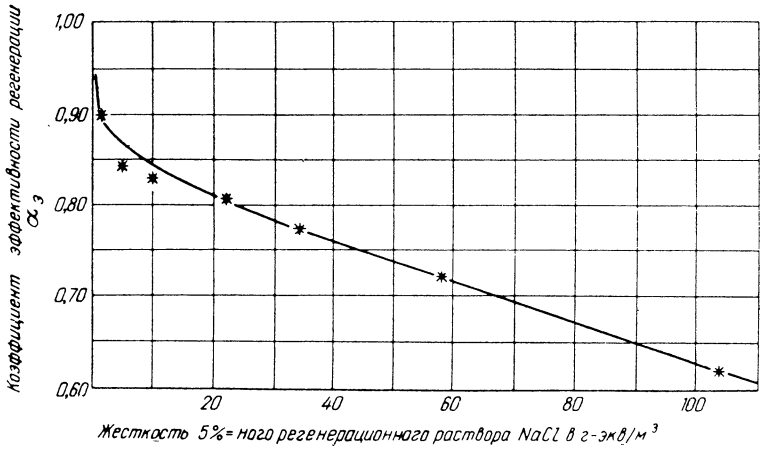


Рис. XII.8. Зависимость коэффициента эффективности регенерации от жесткости регенерационного раствора

зволяет получить достаточного эффекта регенерации и, следовательно, не обеспечивает нужной глубины умягчения воды.

На рис. XII.8 приведены результаты опытов по регенерации катионитового фильтра 5%-ным раствором поваренной соли с

различной жесткостью. Регенерация фильтра во всех опытах велась при удельном расходе соли 200 *г* на 1 *г-экв* рабочей обменной способности катионита. Эти опыты показывают, что применение для регенерации Na-катионитовых фильтров соли, содержащей более 1—2% солей кальция и магния, нежелательно. Растворы соли (в пересчете на 5%-ный раствор NaCl), имеющие жесткость выше 40—50 *г-экв/м*^{3}, необходимо умягчать содой и едким натром, отстаивать и фильтровать до подачи на Na-катионитовые фильтры.

При умягчении воды с высокой общей жесткостью (более 15 *мг-экв/л*) или высоким солесодержанием (более 350—400 *мг/л*) для получения в одноступенчатой схеме глубоко умягченного фильтрата при не слишком высоком удельном расходе поваренной соли или кислоты приходится применять противоточную регенерацию фильтра. При работе фильтра с противоточной регенерацией умягчаемая вода, как обычно, фильтруется через катионит сверху вниз, регенерационный же раствор и отмывочную воду подают снизу вверх.

Во избежание взвешивания катионита в фильтре во время регенерации интенсивность подачи в фильтр регенерационного раствора и отмывочной воды не должна превосходить 8—10 *м/ч*, что увеличивает продолжительность регенерации. Этот недостаток противоточной регенерации компенсируется лучшим использованием регенерирующего вещества и более глубокой регенерацией тех слоев катионита, которые последними контактируют с умягчаемой водой и, следовательно, определяют глубину ее умягчения. Для сохранения глубокой регенерации этих слоев катионита его отмывку после регенерации следует вести умягченной водой.

Регенерацию Н-катионитовых фильтров производят растворами серной или соляной (не ингибированной) кислот.

При применении для регенерации Н-катионитовых фильтров серной кислоты концентрация H_2SO_4 в регенерационном растворе не должна превышать 1,5%. При большей концентрации серной кислоты возможно выпадение на зернах катионита и в щелях дренажа фильтра кристаллов гипса вследствие того, что при вытеснении из катионита кальция концентрация Ca^{2+} и SO_4^{2-} в регенерационном растворе может превысить произведение растворимости $CaSO_4$, т. е.

$$[\text{Кат}]_2\text{Ca} + H_2SO_4 \rightleftarrows 2[\text{Кат}]\text{H} + \underset{\text{гипс}}{\underset{\downarrow}{CaSO_4}}.$$

Во избежание выпадения гипса в фильтре желательно раствор серной кислоты пропускать через слой катионита быстро и без остановок, а фильтр после регенерации нужно немедленно отмывать водой от продуктов регенерации. При использовании для регенерации растворов серной кислоты концентрацией более 1,5% предотвращение выпадения гипса на зернах катионита мо-

жет быть также достигнуто добавкой в регенерационный раствор 250—300 *г/м*^{3} гексаметафосфата натрия.

Регенерация Н-катионитовых фильтров 1,5%-ным раствором серной кислоты происходит с хорошим, близким к теоретическому использованием регенератора, однако малая концентрация кислоты в регенерационном растворе не всегда обеспечивает достаточно полную регенерацию катионитов, особенно высокоемких.

При необходимости глубокой регенерации Н-катионитовых фильтров, загруженных высокоемкими катионитами, приходится применять или соляную кислоту, более дорогую, чем серная, или двухступенчатую регенерацию — сначала фильтр регенерировать 1%-ным раствором H_2SO_4 или раствором NaCl для удаления большей части кальция и магния, а затем подавать 5—10%-ный раствор H_2SO_4, не образующий с удаляемым из катионита натрием нерастворимых соединений. Данные об эффективности регенерации катионитов типа Ку-2 1,5%-ным раствором H_2SO_4 приведены на рис. XII.7. Вместо раствора поваренной соли для регенерации Na-катионитовых фильтров могут использоваться растворы других натриевых солей, в том числе морская вода, рассолы, сбрасываемые из котлов и испарителей, питаемых умягченной морской водой, и т. п.

Аммоний-катионитовые фильтры регенерируются 2—3%-ным раствором сульфата или хлорида аммония. Удельный расход сульфата аммония на регенерацию аммоний-катионитовых фильтров при одноступенчатом аммоний-катионировании принимают 200 *г* на 1 *г-экв* обменной способности катионита. При двухступенчатом аммоний-катионировании удельный расход сульфата аммония принимают на фильтрах I ступени 140 *г/г-экв,* а на фильтрах II ступени 250—300 *г/г-экв.*

Катионит в фильтре перед регенерацией должен взрыхляться для отмывки от задержанной им взвеси и предотвращения его слеживания. Взрыхление катионита производится отмывочными водами от предыдущей регенерации фильтра. Так как отмывочные воды содержат регенерирующее вещество, их применение для взрыхления катионита сопровождается его частичной регенерацией, что позволяет повысить степень использования регенератора. Взрыхление ведут в течение 15 *мин* с интенсивностью, обеспечивающей взвешивание всего слоя катионита в фильтре. Объем бака для сбора отмывочных вод должен быть не менее 5 *м*^{3} на 1 *м*^{2} площади катионитового фильтра, что позволяет собрать и использовать для взрыхления около 50% отмывочных вод.

7. РАСЧЕТ Na-КАТИОНИТОВЫХ ФИЛЬТРОВ

Технологический расчет Na-катионитовых фильтров сводится к определению общей площади и числа фильтров, необходимых для умягчения расчетного расхода воды данной жесткости.

Суммарную площадь рабочих Na-катионитовых фильтров в установке определяют по формуле

$$F = \frac{Q_{\text{пол.сут}}}{v_{\text{расч}}\,[T - n\,(t_{\text{взр}} + t_{\text{рег}} + t_{\text{отм}})]}, \qquad \text{(XII.29)}$$

где $Q_{\text{пол.сут}}$ — полезная производительность Na-катионитовых фильтров в $м^3/сутки$;

$v_{\text{расч}}$ — расчетная скорость фильтрования в $м/ч$;

T — число часов работы установки в течение суток;

n — число регенераций в течение суток;

$t_{\text{взр}}$ — продолжительность взрыхления, обычно принимаемая равной 0,25 $ч$;

$t_{\text{рег}}$ — продолжительность регенерации в $ч$;

$t_{\text{отм}}$ — продолжительность отмывки катионита в $ч$.

Величину расчетной скорости фильтрования $v_{\text{расч}}$ определяют по уравнению

$$v_{\text{расч}} = \frac{E_{\text{раб}} H}{T_{\text{м}} Ж_{\text{о}} + 0{,}02\, E_{\text{раб}}\, d_{80}^2 \ln Ж_{\text{о}}}\ м/ч, \qquad \text{(XII.30)}$$

где $Ж_{\text{о}}$ — общая жесткость умягчаемой воды в $г\text{-}экв/м^3$;

$T_{\text{м}}$ — продолжительность межрегенерационного периода работы фильтра в $ч$, равная:

$$T_{\text{м}} = \frac{T}{n} - (t_{\text{взр}} + t_{\text{рег}} + t_{\text{отм}});$$

H — толщина слоя катионита в фильтре в $м$;

$E_{\text{раб}}$ — равновесная рабочая обменная способность катионита в $г\text{-}экв/м^3$;

d_{80} — 80%-ный калибр зерен катионита в $мм$ (для катионитов, обычно применяемых при умягчении воды, можно принимать $d_{80} = 0{,}8 \div 1{,}2$ $мм$).

Высоту слоя катионита в напорных Na-катионитовых фильтрах I ступени принимают по данным табл. XII.3.

В других типах Na-катионитовых фильтров высоту слоя загрузки принимают: в противоточных фильтрах 4,7 $м$, в открытых фильтрах 2,5—4 $м$ и в напорных фильтрах II ступени 1,5 $м$.

Рабочую обменную способность катионита можно определять по формуле (XII.6). Значения величин, входящих в эту формулу, принимают: $\alpha_э$ — по графику, приведенному на рис. XII.7; β — по графику, приведенному на рис. XII.1; $E_{\text{полн}}$ — по табл. XII.1; $q = 5$ $м^3$ воды на 1 $м^3$ катионита; $\varphi = 0{,}5$.

Величина скорости фильтрования, вычисленная по формуле (XII.30), должна быть не менее 3 $м/ч$, но не более величин, указанных в табл. XII.4. Нормальным считается режим, когда работают все фильтры установки, кроме резервных; форсированным — во время регенерации одного или двух фильтров.

Таблица XII.3

Основные параметры катионитовых фильтров

Завод-изготовитель	Диаметр в *мм*	Высота слоя загрузки в *мм*	Строительная высота в *мм*	Диаметр подводящего трубопровода в *мм*	Вес без арматуры в *кг*	Нагрузочный вес в *т*
			Na-катионитовые фильтры I ступени			
БиКЗ	700	2000	3200	40	535	1,7
СЗТМ	700	1800	3000	40	816	2,1
БиКЗ	1000	2000	3600	50	1400	5,3
	1500	2000	3950	80	1700	10
ТКЗ	2000	2500	4870	125	2590	15
	2600	2500	5195	150	4310	27
	3000	2500	5460	150	5260	36
	3400	2500	5724	200	7460	47
			Na-катионитовые фильтры II ступени			
БиКЗ	1000	1500	2920	80	1070	3,5
	1500	1500	3310	125	1815	7,5
ТКЗ	2000	1500	3620	150	2116	13
	2600	1500	4000	200	3757	20
	3000	1500	4370	250	4847	30
			H-катионитовые фильтры I ступени			
БиКЗ	1000	2000	3600	50	1050	5
	1500	2000	3950	80	1760	10
ТКЗ	2000	2500	4870	125	2625	15
	2600	2500	5200	150	4375	27
ТКЗ	3000	2500	5500	150	5345	36
	3400	2500	5750	200	7615	47
			H-катионитовые фильтры II ступени			
БиКЗ	1000	1500	2950	80	1050	3,5
	1500	1500	3310	125	1780	7,5
ТКЗ	2000	1500	3650	150	2115	13
	2600	1500	4000	200	3790	20
	3000	1500	4400	250	4960	30

Условные обозначения: БиКЗ — Бийский котельный завод; СЗТМ — Саратовский завод тяжелого машиностроения; ТКЗ — Таганрогский котельный завод.

Необходимое количество Na-катионитовых фильтров I ступени m вычисляют по формуле

$$m = \frac{4F}{\pi D^2} + r, \qquad \text{(XII.31)}$$

где F — суммарная площадь фильтров, определенная расчетом по формуле (XII.29), в $м^2$;

D — внутренний диаметр фильтров в $м^2$;

r — число резервных фильтров в установке, принимаемое равным: один резервный фильтр при общем числе рабочих фильтров менее шести и два резервных фильтра при большем числе рабочих фильтров.

Таблица XII.4

Рекомендуемые скорости фильтрования на катионитовых фильтрах

Жесткость умягчаемой воды в *мг-экв/л*	Скорость фильтрования в *м/ч* при режимах	
	нормальном	форсированном
0,5—1	30—25	45—35
1—3	25—20	35—30
3—6	20—15	30—25
6—10	15—10	25—20

При выборе диаметра фильтра исходят из того, чтобы общее число фильтров было минимальным, но число рабочих фильтров было бы не менее двух.

Если предполагается применение открытых или нестандартных напорных фильтров, то при их проектировании задаются расчетной скоростью $v_{расч}$ (по табл. XII.4) и числом регенераций в сутки или продолжительностью межрегенерационного периода фильтра $T_м$. Необходимую толщину слоя катионита в фильтре в этом случае можно определять по формуле

$$H = \frac{T_м v_{расч} Ж_о}{E_{раб}} + 0{,}025 v_{расч} d_{80}^2 \ln Ж_о. \qquad (XII.32)$$

Обозначения приняты те же, что и в уравнении (XII.30). Величину H принимают не менее 2,5 *м*.

Na-катионитовые фильтры II ступени рассчитывают на пропуск всего полезного расхода воды, требующегося потребителю.

Скорость фильтрования воды на Na-катионитовых фильтрах II ступени $v''_{расч}$ принимают в пределах 25—60 *м/ч*, толщину слоя катионита — 1,5 *м*. Продолжительность межрегенерационного периода работы фильтра II ступени T_2 можно определять по формуле

$$T_2 = \frac{E''_{раб} H''}{v''_{расч} Ж_ф} - 0{,}025 d_{80}^2 \ln Ж_ф. \qquad (XII.33)$$

Обозначения приняты те же, что и в формуле (XII.30). Индекс $''$ указывает, что данная величина относится к фильтрам II ступени.

Рабочая обменная способность катионита Na-катионитового фильтра II ступени равна [см. формулу (XII.6)]:

$$E''_{раб} = \alpha''_э \beta_{Na} E_{полн}. \qquad (XII.34)$$

При этом $\alpha''_э$ принимают по графику, приведенному на рис. XII.7, для удельного расхода соли 400 *г* на 1 *г-экв* удаленных из воды солей жесткости; при определении же коэффициента β_{Na} (см. рис. XII.1) концентрацию натрия в умягчаемой воде принимают равной сумме концентраций в исходной воде кальция, магния, натрия и калия. Отмывку катионита фильтров II ступени после их регенерации осуществляют водой, умягченной фильтрами I ступени, поэтому потерей части обменной способности катионита на умягчение отмывочной воды можно пренебречь.

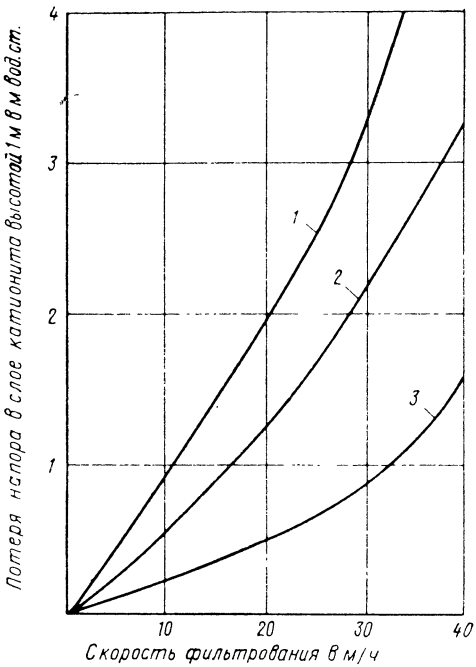


Рис. XII.9. Зависимости потери напора в слое катионита от скорости фильтрования

1 — для сульфоугля мелкого; *2* — для Ку-2; *3* — для сульфоугля крупного

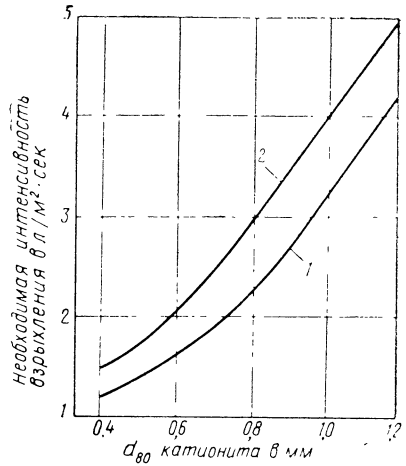


Рис. XII.10. График для определения расчетной интенсивности взрыхления катионита

1 — при t=5° С; *2* — при t=20° С

Жесткость воды, поступающей на фильтр II ступени, $Ж_ф$ принимают (из соображений запаса) равной двукратной величине жесткости фильтрата катионитовых фильтров I ступени. Остаточную жесткость фильтрата $Ж''_ф$ фильтров II ступени определяют по уравнению (XII.28) с подстановкой в него принятого выше значения $\alpha''_э$.

Гидравлический расчет Na-катионитовых фильтров сводится к определению диаметров подводящих и отводящих трубопроводов и расчету дренажной системы.

Потерю напора в слое катионита можно принимать по графикам, приведенным на рис. XII.9.

Интенсивность взрыхления слоя катионита принимают такой, чтобы весь катионит, включая нижние слои, состоящие из наиболее крупных его зерен, взвешивались в восходящем потоке воды. Для этого необходимо чтобы наиболее крупнозернистые нижние слои катионита расширялись бы на 5—10% (рис. XII.10).

Высоту расположения кромки водоотводной воронки или желобов над поверхностью катионита в фильтре принимают равной половине толщины слоя катионита в фильтре. Скорость движения воды в подводящих и отводящих трубопроводах принимают в пределах 1,5—2 *м/сек*. Расчет дренажа катионитового фильтра производят на 90%-ную равномерность распределения воды при взрыхлении катионита (см. главу IX).

8. РАСЧЕТ ФИЛЬТРОВ ДЛЯ Н- и Na-КАТИОНИТОВОГО УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ

Как указывалось ранее, Н- и Na-катионирование применяется для умягчения воды с одновременным снижением ее щелочности. Ниже приводятся пределы применимости различных схем Н- и Na-катионирования и расчет Н- и Na-катионитовых фильтров применительно к этим схемам.

Совместное Н- и Na-катионирование с удалением углекислоты после Н- и Na-катионитовых фильтров, доумягчением воды и корректировкой ее pH на Na-катионитовых фильтрах II ступени позволяет снизить щелочность воды до 1—1,5 *мг-экв/л* и жесткость до 0,01 *мг-экв/л*.

Необходимую площадь Н- и Na-катионитовых фильтров и площадь Na-катионитовых фильтров II ступени можно определить по формуле (XII.29), а расчетную скорость фильтрования $v_{\text{расч}}$ — по формуле (XII.30).

Расчет Na-катионитовых фильтров II ступени в этих схемах производят так же, как и для Na-катионитовых установок.

Параллельное Н- и Na-катионирование с удалением свободной углекислоты из смеси Н- и Na-катионированной воды и доумягчением и корректированием pH на Na-катионитовых фильтрах II ступени позволяет получить воду с остаточной жесткостью не выше 0,01 *мг-экв/л* и щелочностью не выше 0,35 *мг-экв/л*.

Для получения нейтральной воды соотношение расходов воды, подаваемой на Н- и Na-катионитовые фильтры, должно выбираться таким, чтобы щелочность воды, прошедшей Na-катионитовые фильтры, нейтрализовывали свободные сильные кислоты, содержащиеся в Н-катионированной воде.

В соответствии с этим расход воды, подаваемой на Н-катионитовые фильтры, составляет:

$$Q_{\text{Н}}=Q_{\text{пол}}\frac{Щ-a}{Щ+\Sigma SO_4\cdot Cl-a}, \qquad \text{(XII.35)}$$

а расход воды, подаваемой на Na-катионитовые фильтры, определяется по формуле

$$Q_{\text{Na}}=Q_{\text{по.т}}-Q_{\text{Н}}, \qquad \text{(XII.36)}$$

где $Q_{\text{пол}}$ — полезный расчетный расход умягченной воды в $м^3/ч$;

$Щ$ — общая щелочность умягчаемой воды в *мг-экв/л*;

$\Sigma SO_4\cdot Cl$ — суммарное содержание в умягчаемой воде солей сильных кислот в *мг-экв/л*;

a — желаемая щелочность умягченной воды в *мг-экв/л*.

Расчетную скорость фильтрования на Н-катионитовых фильтрах $v^{\text{Н}}_{\text{расч}}$ (для определения необходимой площади фильтров) принимают из расчета работы фильтра до снижения кислотности его фильтрата до нуля. В ряде случаев, например при высоком содержании натрия в воде, при большем числе фильтров на установке Н-катионитовые фильтры могут работать и после снижения кислотности фильтрата до проскока в него солей жесткости. Этот период в расчете не учитываем, считая его резервом установки, т. е.

$$v^{\text{Н}}_{\text{расч}}=\frac{E^{\text{Н}}_{\text{раб}}\,H}{T_0\left(Ж+C_{\text{Na}}\right)+0{,}025\,d^2_{80}\ln\left(Ж+C_{\text{Na}}\right)_{\text{исх}}},$$

где

$$E^{\text{Н}}_{\text{раб}}=\alpha_{\text{э}}\,E_{\text{полн}}-0{,}5\,q\left(Ж+C_{\text{Na}}\right)_{\text{исх}};$$

C_{Na} — концентрация натрия в воде в *мг-экв/л*;

$Ж$ — общая жесткость в *мг-экв/л*;

T_0 — продолжительность работы фильтра до снижения кислотности фильтрата до нуля в *ч*.

Индекс «исх» означает исходную воду.

Расчетную скорость фильтрования на Na-катионитовых фильтрах I ступени определяют по формуле (XII.30).

Число резервных фильтров на установке принимают таким же, как и на установке для умягчения воды Na-катионированием. Все резервные фильтры защищают от коррозии с тем, чтобы их можно было использовать как Н-, так и Na-катионитовые.

Na-катионитовые фильтры II ступени рассчитывают так же, как и фильтры II ступени Na-катионитовых водоумягчительных установок.

В процессе работы Н-катионитовых фильтров происходит изменение кислотности их фильтрата, поэтому для поддержания неизменной щелочности, умягченной параллельным Н- и Na-

катионированием воды, приходится изменять соотношение расходов воды, подаваемой на H- и Na-катионитовые фильтры.

Для получения минимальной щелочности умягченной воды целесообразно автоматизировать управление ее распределением между этими фильтрами. Наиболее точные результаты дает схема автоматизации, в которой датчиком служит прибор для измерения щелочности умягченной воды. Такой прибор представляет собой фотоэлектрический колориметр, измеряющий щелочность умягченной воды путем сравнения интенсивности окраски введенного в эту воду специального индикатора с окраской эталона. Однако сложность такого датчика и высокая стоимость индикатора не позволяют широко применять этот метод автоматизации H- и Na-катионитовых умягчительных установок.

Вместо прямого измерения щелочности умягченной воды прибегают к измерению ее pH.

Связь между величиной pH, умягченной H- и Na-катионированием воды, и ее щелочностью можно выразить формулой

$$\text{pH} = \text{p}K_1 - \lg\frac{Ф}{M},$$

где $\text{p}K_1$ — отрицательный логарифм константы первой ступени диссоциации угольной кислоты;
$Ф$ — щелочность воды по фенолфталеину;
M — то же, по метилоранжу.

Между pH воды и ее общей щелочностью зависимость не однозначная, так как $\text{p}K_1$ меняется с изменением температуры, а величина $\lg\frac{Ф}{M}$ зависит не только от интересующей нас щелочности воды M, но и от содержания в ней CO_2. Поэтому pH-метр, как датчик автоматической системы регулирования распределения воды между H- и Na-катионитовыми фильтрами, может применяться при условии относительного постоянства температуры воды и концентрации в ней углекислоты. Последнее обстоятельство вынуждает ставить датчик pH-метра после дегазатора, когда содержание CO_2 в воде мало и более постоянно, однако это увеличивает инерционность системы и приводит к запаздыванию регулирования.

Последовательное H- и Na-катионирование с удалением свободной углекислоты после H-катионитовых фильтров и пропуском воды через две ступени Na-катионитовых фильтров применяется при умягчении вод с повышенным солесодержанием (более 700—1000 *мг/л*). H-катионитовые фильтры выключают на регенерацию при повышении щелочности их фильтрата до 0,5—0,7 *мг-экв/л*. Фильтры таких установок рассчитывают так же, как и для предыдущей схемы.

Последовательное H- и Na-катионирование с «голодной» регенерацией H-катионитовых фильтров отличается от обычного

последовательного H- и Na-катионирования только применением при регенерации H-катионитовых фильтров уменьшенного удельного расхода кислоты.

9. УМЯГЧЕНИЕ ВОДЫ Na- и Cl-ИОНИРОВАНИЕМ

Умягчение воды с одновременным снижением ее щелочности можно осуществлять фильтрованием воды либо через слой смеси катионита и анионита, либо последовательно через два фильтра: первый, загруженный катионитом, и второй, загруженный анионитом.

Эти фильтры регенерируют раствором поваренной соли, в результате чего катионит переводится в Na-форму, а анионит — в Cl-форму. При фильтровании через отрегенерированные фильтры умягчаемой воды Na-катионит будет обменивать на натрий все катионы растворенных в воде солей; Cl-анионит поглотит SO_4^{2-} и HCO_3^-, отдав в воду эквивалентное количество хлор-иона.

Жесткость воды этим методом может быть снижена до 0,01 *мг-экв/л* при одновременном снижении щелочности воды до 0,2—0,6 *мг-экв/л*.

Л. С. Фашко, А. С. Лосевым и Ф. Г. Прохоровым показано, что применением для регенерации фильтров подогретого до 70° С раствора соли можно снизить остаточную щелочность фильтрата до 0,2 вместо 0,6 *мг-экв/л* при регенерации фильтра регенерационным раствором с температурой 18° С.

В качестве катионита для загрузки Na- и Cl-ионитовых фильтров можно использовать любой сильнокислотный катионит — сульфоуголь, Ку-1 или Ку-2. Анионитом могут служить как слабоосновные, так и сильноосновные аниониты — Ан-2ф, Ав-17 и др.

Рабочую обменную способность катионита можно определять так же, как для обычных Na-катионитовых фильтров.

Обменная способность анионита зависит от удельного расхода соли. При регенерации анионитового фильтра (загруженного анионитом Ан-2ф) 5%-ным раствором NaCl с температурой 70° С и удельным расходом соли 150 *г* на 1 *г-экв* поглощенных анионов рабочая обменная способность анионита по сумме HCO_3^- и SO_4^{2-} близка к 1000—1100 *г-экв/м*^{3}. При расчете на HCO_3^- удельный расход NaCl возрастет до 500—600 *г* на 1 *г-экв*, рабочая обменная способность анионита по HCO_3^- при этом не превосходит 300—350 *г-экв/м*^{3}.

По сравнению с H- и Na-катионитовым методом умягчения воды рассмотренный метод имеет в некоторых случаях (умягчение воды для котлов низкого давления, испарителей и т. д.) ряд преимуществ: отпадает необходимость в кислотном хозяйстве и в защите от коррозии аппаратуры, упрощаются контроль

за работой и эксплуатация умягчительной установки. Недостатками этого метода умягчения воды являются повышение содержания в воде хлоридов (на величину, эквивалентную щелочности умягчаемой воды) и углекислоты.

10. КОНСТРУКЦИИ КАТИОНИТОВЫХ ФИЛЬТРОВ

Катионитовые фильтры состоят из корпуса, дренажной системы для отвода из фильтра умягченной воды и подачи в него воды для взрыхления слоя катионита, распределительной системы для подачи в фильтр регенерационного раствора и сборной системы для отвода из фильтра воды при взрыхлении катионита и распределения по площади фильтра подлежащей умягчению воды.

Катионитовые фильтры могут иметь напорные (вертикальные или горизонтальные) или открытые корпуса. Наиболее широкое применение получили напорные катионитовые фильтры, главным образом вертикальные. Открытые катионитовые фильтры применяют только на станциях с одноступенчатым катионированием и большой производительностью (более 500 $м^3/ч$).

Управление работой фильтров осуществляется открытием и закрытием шести задвижек или клапанов. Вместо задвижек и клапанов для управления работой катионитового фильтра может применяться шестиканальный многоходовой кран. Схема Na-катионитового вертикального фильтра I ступени, выпускаемого промышленностью, представлена на рис. XII.11, схема H-катионитового фильтра II ступени — на рис. XII.12. Размеры и веса этих фильтров приведены в табл. XII.3.

Схема открытого Na-катионитового фильтра конструкции ГПИ Союзводоканалпроект представлена на рис. XII.13. Такие фильтры в количестве 12 шт. успешно эксплуатируются на водоумягчительной станции Балаковского комбината искусственного волокна. Каждый фильтр имеет размер в плане 4,8×5,8 *м* при высоте слоя катионита 1,5 *м*. Эта установка умягчает 82 500 $м^3/сутки$ воды Волги до остаточной жесткости 0,03 *мг-экв/л* при расходе соли **160** ***г/г-экв.***

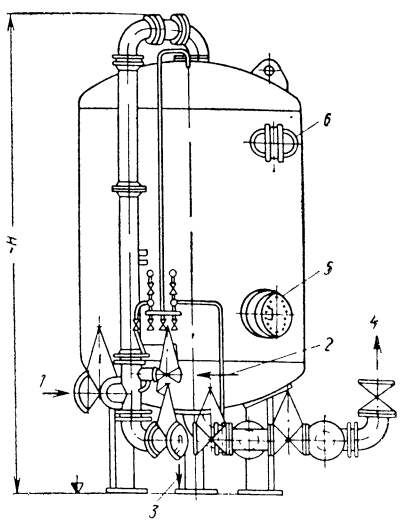


Рис. XII.11. Na-катионитовый фильтр I ступени (ТКЗ) диаметром от 2000 до 3400 *мм*

1 — подача исходной воды; *2* — подача регенерационного раствора; *3* — спуск отмывочной воды; *4* — выход умягченной воды; *5* — лаз; *6* — люк

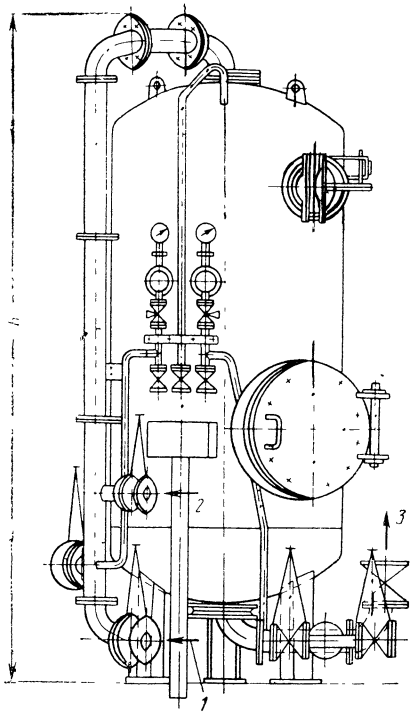


Рис. XII.12. Н-катионитовый фильтр II ступени (БиКЗ) диаметром 1000 и 1500 *мм*

1 — подача исходной воды; *2* — подача регенерационного раствора; *3* — выход умягченной воды

Скорость фильтрования в открытых фильтрах принимают в пределах 7—15 *м/ч*.

В катионитовых фильтрах обычно поддерживающих слоев не устраивают, применяя щелевые дренажи колпачкового или желобчатого типа, не требующие поддерживающих слоев.

В практике умягчения воды начинают применять катионитовые фильтры непрерывного действия (рис. XII.14). Для непрерывности протекания процесса необходимо постоянно выводить из фильтра истощенный катионит и заменять его новым, а также иметь непрерывными процессы регенерации и отмывки.

Этот метод был применен в Японии фирмой «Асахи» для Na-катионитового умягчения воды.

Такая установка (см. рис. XII.14) состоит из трех колонн *1*, *2* и *3*, в каждой из которых последовательно происходят процессы умягчения, регенерации и отмывки катионита. Две первые колонны имеют компактный слой, третья — псевдоожиженный.

Исходная вода насосом *4* подается в нижнюю часть фильтра *1*, движется через слой катионита снизу вверх и отводится через верхний дренаж *5*.

В фильтре *1* должно установиться давление, достаточное для подачи катионита с водой в бункер *6*. Весь катионит, который в начале цикла умягчения находится между вводом исходной воды и дном конуса, транспортируется с водой в бункер *6*.

Одновременно под действием падения давления, возникающего при разгрузке, катионит из бункера *7* перепускается в колонну *1*, компенсируя количество удаленного катионита. На период перемещения катионита подача исходной воды прекращается , а после завершения перемещения исходная вода вновь подается.

Регенерация осуществляется в колонне *2*, куда снизу насосом *8* подается раствор соли. Циркуляция катионита осуществ-

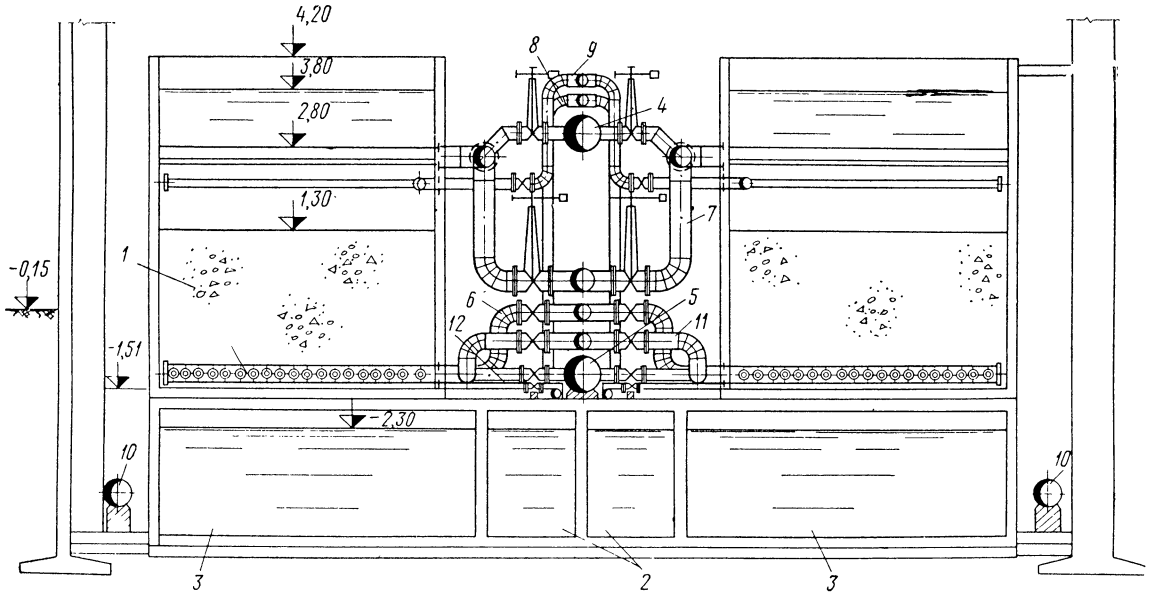


Рис. XII.13. Схема открытого катионитового фильтра

1 — Na-катионит; *2* — резервуар для 7%-ного раствора соли; *3* — резервуар для 2%-ного раствора соли; *4* — подача умягчаемой воды; *5*—отвод умягченной воды; *6* — подача воды для взрыхления катионита; *7* — отвод воды после взрыхления катионита; *8* — подача 2%-ного раствора соли; *9* — подача 7%-ного раствора соли; *10* — всасывающие линии отмывочных вод; *11* — отвод отработанных отмывочных вод; *12* — трубопровод для опорожнения фильтра

ляется таким же образом, как в фильтре *1*. Отрегенерированный катионит поступает в бункер *9*, из него попадает в колонну промывки *3*, в которую насосом *10* непрерывно подается вода.

Промывная вода отводится через клапан *11*, тогда как катионит по трубопроводу попадает в бункер *7*.

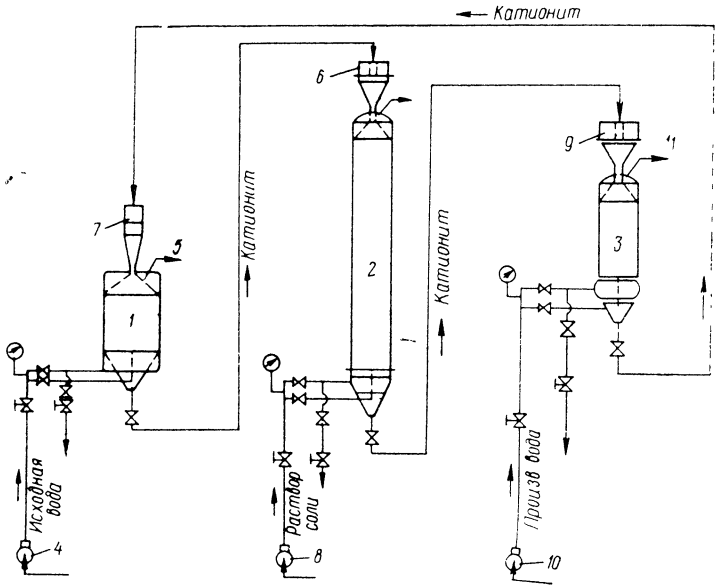


Рис. XII.14. Схема фильтра с непрерывной регенерацией катионита

В настоящее время такие установки применяются для обессоливания воды, при этом они состоят из двух описанных выше агрегатов — Н-катионитового и анионитового.

11. ВСПОМОГАТЕЛЬНЫЕ УСТРОЙСТВА КАТИОНИТОВЫХ ВОДОУМЯГЧИТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Катионитовые водоумягчительные установки помимо фильтров должны иметь вспомогательные устройства для регенерации и отмывки фильтров в процессе их эксплуатации.

При суточном расходе поваренной соли менее 500 *кг* ее хранят в сухом виде в неотапливаемых складах и растворяют в проточных солерастворителях непосредственно перед регенерацией Na-катионитового фильтра.

Проточный напорный солерастворитель (рис. XII.15) представляет собой стальной цилиндрический сосуд с горловиной для загрузки соли и герметической крышкой, расположенной в центре верхнего сферического днища. В нижней части соле-

растворителя имеется дренажная система, на которой уложен 200-*мм* слой гравия с размером зерен 5—10 *мм*, затем 100-*мм* слой песка с размером зерен 2,5—5 *мм* и поверх 200-*мм* слой песка с размером зерен 1—2,5 *мм*. Этот песок служит для освет-

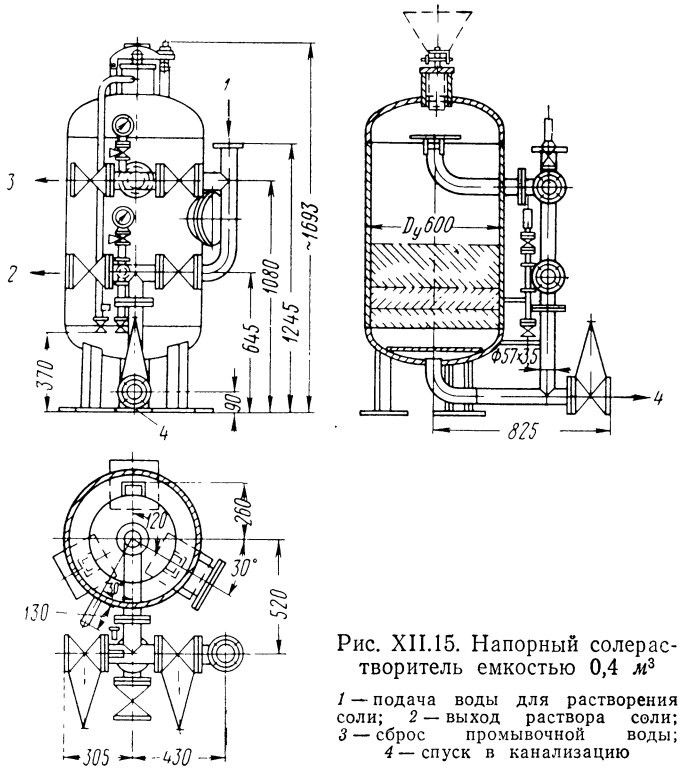


Рис. XII.15. Напорный солерастворитель емкостью 0,4 $м^3$

1 — подача воды для растворения соли; *2* — выход раствора соли; *3* — сброс промывочной воды; *4* — спуск в канализацию

ления раствора соли, которая для растворения загружается в солерастворитель через верхнюю горловину.

Характеристики выпускаемых в СССР напорных солерастворителей, рассчитанных на давление 6 $кГ/см^2$, приведены в табл. XII.5.

Так как концентрация соли в выходящем из солерастворителя растворе изменяется от близкой к 20% в начале растворения до 0,5% в конце его, до использования рассола для регенерации Na-катионитовых фильтров желательно усреднить его концентрацию. Для этого рассол из солерастворителя собирают в промежуточный бак и из него подают на регенерируемый фильтр самотеком или с помощью насоса. Объем промежуточного бака должен быть равен объему катионита в регенерируемом фильтре.

Таблица XII.5

Характеристики напорных солерастворителей

Объем в $м^3$	0,2	0,4	0,9
Диаметр в *мм*	450	600	1000
Полезная емкость в *кг*	100	200	450

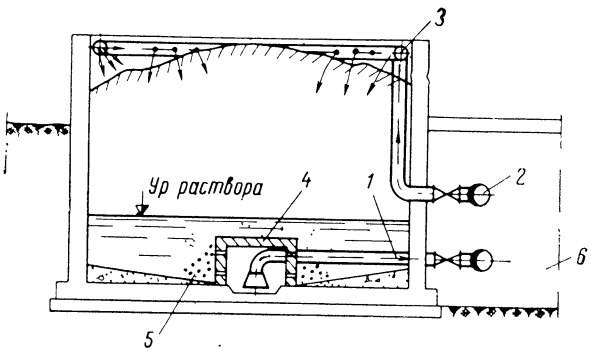


Рис. XII.16. Схема бака для мокрого хранения поваренной соли

1 — всасывающий трубопровод насоса; *2* — напорный трубопровод; *3* — дырчатые трубы; *4* — дренаж; *5* — гравийный фильтр; *6* — галерея

При суточном расходе поваренной соли более 500 *кг* рекомендуется ее хранение в рассоле (так называемое мокрое хранение соли).

Баки для мокрого хранения поваренной соли (рис. XII.16) располагаются вне здания или в неотапливаемых складах. Объем баков должен позволять принимать соль из автосамосвалов или вагонов и быть кратным объему соли, доставляемой этими видами транспорта. На 1 *т* хранимой соли требуется около 1 $м^3$ объема бака.

Перед подачей на катионитовые фильтры раствор соли должен быть профильтрован через 600-*мм* слой песка с размером зерен 0,8—1 *мм* со скоростью 5—7 *м/ч*. Фильтрованный рассол разбавляется до подачи на фильтр до желаемой концентрации исходной водой.

Размеры солерастворителя, баков-мерников для насыщенного раствора соли при мокром ее хранении, баков для разбавленно-

го раствора соли и другого оборудования принимают из расчета на одну регенерацию одного фильтра I ступени. Расход поваренной соли P_{NaCl} на регенерацию Na-катионитового фильтра вычисляют по формуле

$$P_{NaCl} = \frac{F_{Na} H E^{Na}_{раб} \gamma_{NaCl}}{1000} \text{ кг}, \qquad \text{(XII.37)}$$

где F_{Na} — площадь Na-катионитового фильтра в $м^2$;
H — толщина слоя катионита в фильтре в $м$;
$E^{Na}_{раб}$ — равновесная обменная способность Na-катионита в фильтре в $г\text{-}экв/м^3$;
γ_{NaCl} — удельный расход поваренной соли на регенерацию в $г/г\text{-}экв$.

Серная кислота доставляется на станции умягчения воды железнодорожными цистернами или автоцистернами, а хранится в стационарных цистернах станции. Отечественной промышленностью выпускаются цистерны для хранения кислоты емкостью 15 $м^3$ (28 $т$ H_2SO_4). Цистерна имеет диаметр 2000 $мм$ и длину 5764 $мм$ (вес металла 4 $т$, нагрузочный вес 32 $т$).

На рис. XII.17 представлена схема кислотного хозяйства станции умягчения воды Н-катионированием. Кислота из железнодорожной цистерны *1* сифоном сливается в стационарную цистерну *2*, вакуум в которой создается вакуум-насосом, подсоединенным к патрубку *3*. При приготовлении регенерационного раствора кислота из цистерны *2*

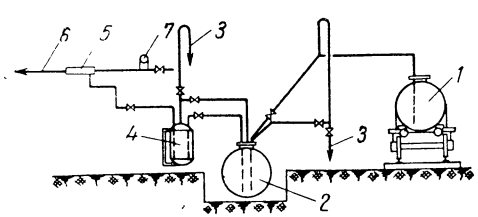


Рис. XII.17. Схема кислотного хозяйства станции умягчения воды Н- и Na-катионированием

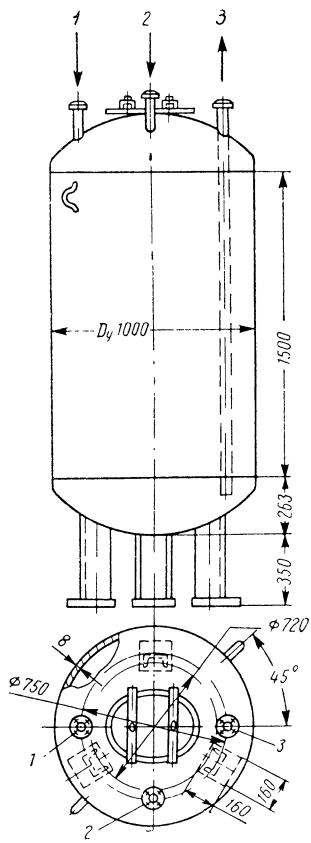


Рис. XII.18. Схема вытеснителя серной кислоты объемом 1,5 $м^3$

1 — подвод сжатого воздуха; *2*—залив кислоты; *3* — отвод кислоты

передавливается в мерник кислоты *4*, который предварительно вакуумируется. Из мерника кислота засасывается кислотостойким эжектором *5*, в котором происходит ее разбавление до концентрации 1—1,5%. Разбавленный раствор по трубопроводу *6* направляется на Н-катионитовый фильтр. Количество разбавляющей воды устанавливается по показаниям расходомера *7*.

В СССР выпускаются баки-вытеснители объемом 0,3; 0,5; 1,5 и 3,5 $м^3$. На рис. XII.18 приведена схема бака-вытеснителя для концентрированной серной кислоты объемом 1,5 $м^3$.

Под всеми емкостями с серной кислотой должны быть устроены поддоны, облицованные кислотостойким материалом; объем поддона должен быть не менее 75% объема емкости с кислотой.

Вместо передавливания кислоты воздухом и засасывания ее эжектором для транспортирования кислоты и ее растворов могут применяться кислотостойкие насосы. Однако эта схема менее надежна, чем предыдущая.

Расход кислоты для регенерации Н-катионитового фильтра при определении размеров баков-вытеснителей, баков-мерников и баков для регенерационных растворов можно подсчитать по формуле

$$P_{H_2SO_4} = \frac{F_H H E^H_{раб} \gamma_H}{1000} \text{ кг}. \qquad \text{(XII.38)}$$

Обозначения приняты те же, что и в формуле (XII.37), а величину γ_H принимают по графику, приведенному на рис. XII.5.

В баках для приготовления регенерационных растворов предусматривают устройства для барботирования раствора сжатым воздухом. Интенсивность подачи воздуха должна быть не менее 6 $л/м^2 \cdot сек$, а продолжительность барботирования — 3—5 *мин*.

Емкость баков с водой для взрыхления катионитовых фильтров $W_в$, которая должна обеспечивать возможность последовательного взрыхления двух фильтров, определяют по формуле

$$W_в = 2\frac{wFt_в \cdot 60}{1000} = 0{,}12wFt_в \, м^3, \qquad \text{(XII.39)}$$

где w — интенсивность взрыхления катионита в $л/м^2 \cdot сек$ (см. рис. XII.10);

F — площадь фильтра в $м^2$;

$t_в$ — продолжительность взрыхления в *мин*, принимаемая обычно равной 12—15 *мин*.

Дно бака с водой для взрыхления должно быть расположено на 4 *м* выше сборной воронки фильтра. Следует предусматривать подвод в этот бак отмывочной воды катионитовых фильтров и последних порций регенерационного раствора, отходящего из фильтра при его регенерации.

Нейтрализацию кислых стоков, образующихся при регенерации Н-катионитовых фильтров, можно производить известковым молоком, доломитовой или магнезитовой крошкой.

При нейтрализации кислых стоков известковое молоко дозируют в бак-нейтрализатор с помощью дозатора, получающего импульс от pH-метра, датчик которого устанавливают в лотке, отводящем воду из бака-нейтрализатора.

Упрощение нейтрализационной установки может быть достигнуто применением вместо известкового молока доломитовой или магнезитовой крошки. Такую крошку с размером зерен 0,5—2 *мм* загружают слоем толщиной не менее 0,7 *м* в бак-нейтрализатор, на дне которого расположена дренажная система из щелевых винипластовых труб. Нейтрализуемая кислая вода поступает в дренажную систему, распределяется по площади бака-нейтрализатора и затем просачивается вверх через слой доломитовой крошки в сборный лоток.

Во избежание выноса доломитовой крошки скорость восходящего потока воды в баке над крошкой не должна превышать 20 *м/ч*. Замена доломитовой крошки известняковой или мраморной нежелательна из-за быстрого их загипсовывания.

12. ЗАЩИТА Н-КАТИОНИТОВЫХ ФИЛЬТРОВ ОТ КОРРОЗИИ

Для предотвращения коррозии внутреннюю поверхность корпуса и все детали Н-катионитовых фильтров, соприкасающиеся с кислой водой, необходимо либо изготовлять из материалов, стойких против коррозии в разбавленных кислотах, либо надежно защищать специальными покрытиями.

В настоящее время ряд заводов изготовляет корпуса Н-катионитовых фильтров из биметаллического двухслойного стального листа, сторона которого, обращенная внутрь корпуса, сделана из кислотоупорной стали.

При использовании для изготовления корпусов Н-катионитовых фильтров обычной листовой стали внутреннюю поверхность корпуса фильтра при его монтаже необходимо защищать от коррозии гуммированием (оклейкой листовой невулканизированной резиной с последующей вулканизацией), оклейкой винипластовой фольгой или пластикатом, окраской перхлорвиниловым или бакелитовым лаком за несколько раз с промежуточной горячей сушкой каждого слоя, во время которой происходит полимеризация бакелитового лака.

Н-катионитовые фильтры гуммируют резинами или эбонитами, которые выпускаются в виде листов шириной 0,8—1 *м*, толщиной 1,5—3 *мм* и длиной по указанию заказчика. Практический температурный предел стойкости мягкой резины после вулканизации от —30 до +70° С. Эбонит стоек при температуре до 60° С, но выдерживает кратковременное нагревание до 80° С.

Гуммирование Н-катионитовых фильтров следует произво-

дить мягкой резиной № 1976 по подслою из эбонита № 1814. Вместо резины № 1976 может быть применена мягкая резина № 829, которая вулканизируется без давления в кипящей воде, или мягкая резина № 2566, которая вулканизируется в кипящем растворе хлористого кальция.

Применяемые для защиты от коррозии перхлорвиниловые лаки и эмали наносят пульверизатором или кистью по грунту ХСГ-26.

Перхлорвиниловые лаки, эмали и грунты (ГОСТ 7313—55) представляют собой композиции перхлорвиниловых смол с другими смолами и пластификаторами, растворенные в смеси органических растворителей. Пленка перхлорвинилового лака или эмали не воспламеняется, морозостойка (до —40° С) и теплоустойчива (до +60° С).

Перед нанесением грунта ХСГ-26 поверхность стали должна быть тщательно очищена до металлического блеска. Очистка может производиться пескоструйным аппаратом или травлением кислотой. В первом случае поверхность металла после очистки песком тщательно очищается от пыли волосяными щетками и протирается чистой тряпкой, смоченной в бензоле, ацетоне или бензине Б-70.

После травления металла кислотой его поверхность промывают горячим раствором соды и затем чистой горячей водой. После просыхания поверхность металла протирают чистой тряпкой, смоченной бензолом, подсушивают и покрывают грунтом ХГС-26, представляющим собой смесь 60—70% перхлорвинилового лака с 30—40% наполнителя — диабазовой, андезитовой или кварцевой муки, графита или каолина. Швы, раковины и т. п. после просушки грунта шпаклюют, для чего используется смесь из 55% перхлорвинилового лака ХСЛ с 35% диабазовой или андезитовой муки и 10% асбестового пуха. Шпаклевку после просушки зачищают наждачной бумагой и грунтуют.

Поверхность металла грунтуют пульверизатором или кистью. Грунт просушивают в течение 4—5 *ч* при температуре 20—25° С, после чего на него таким же образом наносят последовательно 10—12 слоев перхлорвиниловых эмалей ХСЭ-26 или ХСЭ-23 с просушкой каждого слоя в течение 4—5 *ч* при температуре 20—25° С. Поверх этих слоев эмали таким же способом наносят три — пять слоев лака ХСЛ или ОНИЛХ-3.

В случае применения Н-катионитовых фильтров для опреснения солоноватых вод, предназначенных для питьевых целей, следует наносить покрытия на основе смолы СВХ-40 (ГОСТ 9355—60). Сначала по очищенной и обезжиренной поверхности наносят грунт ХС-010, а затем эмаль ХС-710 и лак ХС-7в. Вместо грунта ХС-010 можно применять грунт ХС-04 (в три слоя) и затем в три слоя лак ПХЛ-4000.

Вместо перхлорвиниловых лаков для защитных покрытий можно применять бакелитовые лаки, представляющие собой рас-

твор обезвоженной резольной феноло-формальдегидной смолы в этиловом спирте с наполнителем или без него. Для покрытий корпусов Н-катионитовых фильтров лучше всего применять бакелитовый лак № 86, допустимо применение бакелитовых лаков марок А, Б и ЭФ. Прочность сцепления бакелитового лака с металлом значительно увеличивается при введении в лак наполнителя — графита, андезитовой муки или каолина в количестве до 40% веса лака.

Перед нанесением бакелитового покрытия поверхность металла подготовляется так же, как и при нанесении покрытия из перхлорвинилового лака.

Хорошее качество покрытия достигается нанесением не менее четырех слоев лака с сушкой и полимеризацией каждого слоя перед нанесением следующего. При полимеризации первого слоя лака температуру в фильтре повышают на 3—4° в 1 *ч* в течение суток, к концу суток температуру доводят до 95° С. Затем поверхности дают медленно, в течение 8 *ч*, остыть, а потом наносят второй слой лака и за 24 *ч* доводят температуру до 100° С. Третий слой полимеризуют, доводя температуру до 110° С, а четвертый — до 130° С.

Создание нужной температуры полимеризации достигается с помощью электрогорелок, подвешиваемых внутри фильтра. На время нанесения бакелитового покрытия внешнюю поверхность фильтра покрывают теплоизоляцией.

Хорошее, но неморозостойкое покрытие Н-катионитовых фильтров достигается оклейкой внутренней поверхности корпуса листовым полихлорвиниловым пластиком внахлестку с пропайкой швов электрическим паяльникатом. Для оклейки фильтров применяют пластикат толщиной 0,5—1 *мм*.

ЛИТЕРАТУРА

1. Авдеев В. А., Богословский П. Н. Опыт эксплуатации автоматизированной водоподготовительной установки. Изд. Мосэнерго, 1956.
2. Апельцин И. Э., Клячко В. А., Лурье Ю. Ю., Смирнов А. С. Иониты и их применение. Стандартгиз, 1949.
3. Богословский П. Н. Работа винипластовых дренажей. «Электрические станции», 1952, № 12.
4. Варнелло В. А. Усовершенствование подвода соли у катионитовых фильтров. «Электрические станции», 1948, № 11.
5. Гурвич С. М. Автоматизация катионитовых фильтров, скоростное противоточное катионирование воды. Труды ЦКТИ, кн. 25. Машгиз, 1957.
6. Гурвич С. М., Константинов Б. А., Семенов В. С. Автоматизация управления осветлительными и ионитовыми фильтрами. «Электрические станции», 1954, № 9.
7. Гурвич С. М., Кунина Е. М., Чиркин М. И. Работа противоточного фильтра. «Электрические станции», 1951, № 7.
8. Гурвич С. М., Семенов В. С. Автоматизация напорных фильтров для обработки воды. «Теплоэнергетика», 1958, № 1.
9. Зильберман Р. Г. Опыт эксплуатации Na-катионитовой установки. «Электрические станции», 1950, № 8.
10. Кастальский А. А., Клячко В. А. Фильтры водоподготовительных установок. Госэнергоиздат, 1953.

11. Клячко В. А. Анионитовый метод снижения щелочности воды при ее умягчении. В сб.: «Исследования по водоподготовке». Госстройиздат, 1955.
12. Клячко В. А. Глауконитовый фильтр малого сопротивления. «Бюллетень строительной техники», 1947, № 15.
13. Клячко В. А. Глубина умягчения воды катионированием и режим регенерации. Исследования по водоподготовке. Госстройиздат, 1955.
14. Клячко В. А. Домашний катионитовый водоумягчитель. «Водоснабжение и санитарная техника», 1959, № 6.
15. Клячко В. А. О расчете ионитового фильтра при умягчении воды. В сб.: «Внутрикотловые физико-химические процессы». Изд. АН СССР, 1957.
16. Клячко В. А. Указания по проектированию Н- и Na-катионитовых водоумягчительных установок. Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1955.
17. Калмон С. Ионный обмен в процессах обработки воды. В кн.: «Ионный обмен». Под ред. Ф. Находа. ИЛ, 1951.
18. Кострикин Ю. М., Прохоров Ф. Г., Гурвич С. М. Пермутитовый способ очистки воды. ГОНТИ, 1939.
19. Кострикин Ю. М., Федорова Г. В. О факторах, определяющих нарастание жесткости воды при катионировании. «Известия ВТИ», 1960, № 6.
20. Кунин Р., Маерс Р. Ионообменные смолы. ИЛ., 1952.
21. Лапотышкина Н. П. Обменная емкость товарного сульфоугля. «Известия ВТИ», 1953, № 4.
22. Манькина Н. Н. Контролирование щелочности Н-катионированной воды по величине pH. «Известия ВТИ», 1950, № 8.
23. Меерзон З. И. Мокрое хранение соли. «Электрические станции», 1947, № 8.
24. Михайленко П. С. Эксплуатация Н- и Na-катионитовых водоочисток. «Электрические станции», 1949, № 7.
25. Морозов С. Г., Прохоров Ф. Г. Дренажные щелевые колпачки ВТИ-5 и ВТИ-К. «Электрические станции», 1952, № 6.
26. Наседкин В. В. Использование воды непрерывной продувки котлов для регенерации катионитовых фильтров. «Электрические станции», 1950, № 7.
27. Наседкин В. В. Эксплуатация водоподготовительной установки по схеме совместного Н- и Na-катионирования. «Электрические станции», 1949, № 3.
28. Павлов Г. Д. Станция умягчения воды с открытыми железобетонными фильтрами. «Водоснабжение и санитарная техника», 1966, № 9.
29. Прохоров Ф. Г. Н-катионитовый способ обработки воды. «Тепловое хозяйство», 1939, № 4 и 5.
30. Прохоров Ф. Г., Субботина Н. П. Повышение экономичности работы Н- и Na-катионитовых установок. «Теплоэнергетика», 1955, № 3.
31. Прохоров Ф. Г., Корнеева М. Г. Характеристика основных технологических качеств органических катионитов. «Известия ВТИ», 1957, № 6.
32. Прохоров Ф. Г., Курская Г. А. Области применения различных катионитов. «Теплоэнергетика», 1960, № 9.
33. Прохоров Ф. Г., Курская Г. А. Оптимальные условия регенерации Н-катионитовых фильтров. «Теплоэнергетика», 1958, № 10.
34. Прохоров Ф. Г., Янковский К. А. Противоточный способ катионирования воды. «Известия ВТИ», 1946, № 3.
35. Прохоров Ф. Г., Янковский К. А. Умягчение морской воды органическими катионитами. «Электрические станции», 1946, № 3.
36. Фашко Л. С., Лосев А. С., Прохоров Ф. Г. Натрий-хлорионирование воды. «Теплоэнергетика», 1959, № 1.
37. Шкроб М. С., Прохоров Ф. Г. Водоподготовка и водный режим паротурбинных электростанций. Госэнергоиздат, 1961.
38. Чернявский В. М. Эксплуатация Н- и Na-катионитовых водоочисток. «Электрические станции», 1949, № 7.
39. Янковский К. А., Иванова С. С. Опыт промышленного применения морской воды для регенерации Na-катионитовых фильтров. «Известия ВТИ», 1950, № 3.

ГЛАВА XIII

ОБЕССОЛИВАНИЕ ВОДЫ

1. МЕТОДЫ ОБЕССОЛИВАНИЯ И ОПРЕСНЕНИЯ ВОДЫ

Снижение солесодержания воды до степени, делающей ее пригодной для питья, называется опреснением воды; снижение солесодержания воды до нескольких миллиграммов или долей миллиграмма на 1 *л* называется обессоливанием воды.

Опреснение воды может быть достигнуто ее дистилляцией, замораживанием, электродиализом растворенных солей, гиперфильтрацией, экстракцией, удалением растворенных солей ионным обменом. Методы опреснения воды и конструкции опреснительных установок описаны в [1] и в настоящей книге не рассматриваются.

Обессоливание воды может быть достигнуто ее дистилляцией в испарителях, ионным обменом и электродиализом в многокамерных аппаратах с камерами, заполненными ионитами. Данные о солесодержании обессоленной этими методами воды и ее удельном сопротивлении приведены в табл. XIII.1.

Таблица XIII.1

Солесодержание и удельное сопротивление воды

Характеристика	Солесодержание в *мг/л*	Удельное сопротивление в *ом·см*
Теоретически чистая вода . . .	0,0000	$26 \cdot 10^6$
Вода, 28 раз перегнанная в кварцевой посуде	0,0001	$23 \cdot 10^6$
Вода, обессоленная ионным обменом на установках:		
одноступенчатой	2—10	$(0{,}5 \div 0{,}8)10^6$
двухступенчатой	0,1—0,3	$(1 \div 5)10^6$
трехступенчатой	0,05—0,1	$(6 \div 10)10^6$
Вода, дистиллированная в испарителях	1—3	$(0{,}1 \div 0{,}5)10^6$
Вода, обессоленная электродиализом (с заполнением камер ионитом)	0,01—0,05	$(12 \div 15)10^6$
Вода московского водопровода . .	200—400	$(0{,}2 \div 6)10^3$

Выбор метода обессоливания воды обусловлен требованиями к качеству обессоленной воды и экономическими соображениями. При этом следует иметь в виду, что солесодержание дистиллята испарителей колеблется в пределах от $^1/_{2000}$ до $^1/_{10\,000}$ солесодержания концентрата воды в испарителе, которое в зависимости от процента продувки в 5—12 раз выше солесодержания исходной воды. Поэтому при обессоливании дистилляцией в испарителях вод с высоким солесодержанием для получения глубокообессоленной воды может потребоваться умягчение или частичное обессоливание питательной воды испарителей или дообессоливание их конденсата ионным обменом.

Стоимость обессоливания воды ионным обменом сильно возрастает с увеличением солесодержания воды; одновременно снижается глубина обессоливания воды. Поэтому обессоливание ионным обменом предпочтительно для воды с солесодержанием менее 800—1000 *мг/л*. Выбор метода обессоливания для воды с солесодержанием более 1000 *мг/л* должен производиться путем экономического сравнения ионитового и испарительного методов с учетом местных условий (стоимость тепла, реагентов, возможность сброса отработанных регенерационных растворов и др.).

Химические методы опреснения и обессоливания воды (например, осаждением хлоридов в виде хлорида серебра, сульфатов в виде сульфата бария с поглощением натрия, кальция, магния и калия Н-катионитом) нашли применение только в практике полевого водоснабжения и для создания опреснительных брикетов, которыми снабжаются самолеты морской авиации, а также спасательные плоты и лодки морских судов.

2. ОБЕССОЛИВАНИЕ ВОДЫ ИОННЫМ ОБМЕНОМ

Обессоливание воды ионным обменом достигается путем фильтрования ее через гранулированные Н-катиониты и аниониты, представляющие собой полимерные нерастворимые в воде соответственно органические кислоты и основания.

При контакте воды с Н-катионитом или при ее фильтровании через слой гранулированного Н-катионита в результате обмена катионов растворенных в воде солей на Н-ионы растворенные в воде соли превращаются в соответствующие кислоты:

$$[\text{Кат}]\text{H} + \text{NaCl} \rightarrow [\text{Кат}]\text{Na} + \text{HCl};$$

$$2[\text{Кат}]\text{H} + \text{Na}_2\text{SO}_4 \rightarrow 2[\text{Кат}]\text{Na} + \text{H}_2\text{SO}_4;$$

$$2[\text{Кат}]\text{H} + \text{Ca}(\text{HCO}_3)_2 \rightarrow [\text{Кат}]_2\text{Ca} + 2\overset{\uparrow}{\text{CO}}_2 + 2\text{H}_2\text{O}.$$

При контакте или фильтровании через гранулированный анионит (в частности, через ОН-катионит) воды, прошедшей через Н-катионитовый фильтр, происходит сорбция сильных

кислот анионитом, углекислота предварительно удаляется из воды аэрацией:

$$[Ан]OH + HCl \rightarrow [Ан]Cl + H_2O;$$
$$2[Ан]OH + H_2SO_4 \rightarrow [Ан]_2SO_4 + 2H_2O.$$

Слабые кислоты (кремниевая и угольная) сорбируются только теми анионитами, которые имеют сильноосно́вные активные группы. Но и на этих анионитах сорбция слабых кислот происходит только при предварительном удалении сильных кислот. Этот процесс осуществляют на I ступени обессоливания: на Н-катионитовых фильтрах I ступени удаляют бо́льшую часть катионов, а на анионитовых фильтрах I ступени, загруженных слабоосновным анионитом, — анионы сильных кислот. На катионитовых и анионитовых фильтрах II ступени осуществляют дообессоливание воды. При этом анионитовые фильтры II ступени загружают сильноосно́вным анионитом, задерживающим анионы слабых кислот.

После истощения емкости поглощения Н-катионитовые фильтры регенерируют 1—1,5%-ным раствором кислоты:

$$2[Кат]Na + H_2SO_4 \rightarrow 2[Кат]H + Na_2SO_4,$$

а анионитовые фильтры — 2—4%-ным раствором щелочи или кальцинированной соды:

$$[Ан]_2SO_4 + 2NaOH \rightarrow 2[Ан]OH + Na_2SO_4;$$
$$[Ан]_2SO_4 + Na_2CO_3 \rightarrow [Ан]_2CO_3 + Na_2SO_4.$$

Отмытые от продуктов регенерации ионитовые фильтры снова включают в работу для обессоливания следующих порций воды.

В ионитовых обессоливающих установках применяют обычно сильнокислотные органические катиониты.

Аниониты, применяемые при обессоливании воды, разделяют на слабоосно́вные и сильноосно̀вные.

Слабоосно̀вные аниониты способны к обмену ионов их активных групп на анионы сильных кислот только в растворах кислот и неспособны к обмену ОН-ионов анионита на анионы солей, а также на анионы слабых кислот (кремниевой, угольной и др.).

Сильноосно̀вные аниониты способны обменивать ОН-ион своей активной группы на анионы растворенных в воде солей сильных кислот. Эти аниониты поглощают из воды кремниевую, угольную и другие слабые кислоты при отсутствии в воде сильных кислот и их солей.

В сильноосно̀вных анионитах, получаемых обычно нитрованием стиролдивенилбензольных сополимеров с последующим восстановлением нитрогрупп, ионогенной или активной группой является четвертичное аммониевое или сульфониевое основание. В слабоосно̀вных анионитах, получаемых обычно поликонден-

сацией различных аминов с альдегидами или эпихлоргидрином, активные группы состоят из первичных, вторичных или третичных аминов.

Технологические характеристики различных марок катионитов приведены в главе XII, а анионитов — в табл. XIII.2.

Таблица XIII.2

Технологические характеристики некоторых марок анионитов

Аниониты	Размер зерен в *мм*	Объемный вес в рабочем состоянии в *кг/м*³	Обменная способность при ОН-анионировании по SO_4^{2-} в *г-экв/м*³	Кремнеемкость по SiO_3 до проскока 0,1 *мг/л* в *г-экв/л*
Слабоосновные				
АН-2ФГ	0,3—1,6	0,4	700	—
АН-18	0,3—1,6	0,49	1000	—
АН-31	0,4—2	0,35	1500	—
Эмберлайт IR-4B	0,3—0,85	0,4	1500	—
Сильно- и среднеосновные				
ЭДЭ-10П	0,4—1,6	0,45	1100	50
АВ-16Г	0,4—1,6	0,25	250	200
АВ-17	0,2—0,85	0,39	800	400
АВ-27	0,4—1,6	0,6	1000	350
Эмберлайт:				
IRA-401	0,3—0,85	0,71	800	400
IRA-410	0,3—0,85	0,76	1100	350

Схема одноступенчатой ионитовой установки для частичного обессоливания воды показана на рис. XIII.1. Она рассчитана на удаление основной массы растворенных солей из осветленной воды поверхностных водоисточников или из воды подземного водозабора.

Если Н-катионитовый фильтр этой установки загружен сульфоуглем, а анионитовый фильтр — слабоосновным анионитом, одноступенчатая ионитовая обессоливающая установка снижает содержание солей в воде со 100—300 до 2—10 *мг/л*, при этом содержание растворенной кремниевой кислоты в воде практически не снижается.

Обессоливание воды по описанной выше одноступенчатой схеме неэкономично из-за необходимости отключения Н-катионитовых фильтров на регенерацию по проскоку натрия и большого расхода воды на отмывку катионитовых и анионитовых фильтров. Получение же высокого эффекта обессоливания воды может быть достигнуто на одноступенчатой установке лишь при высоких удельных расходах кислоты и щелочи на регенерацию фильтров.

Более экономична установка для частичного обессоливания воды с двухступенчатым Н-катионированием ее (рис. XIII.2). В установке этого типа фильтр I ступени выключают на регенерацию при снижении кислотности фильтрата на 20% максимальной. Регенерируют фильтр серной кислотой с расходом 70—75 *г/г-экв* поглощенных за цикл катионов. Н-катионитовый фильтр

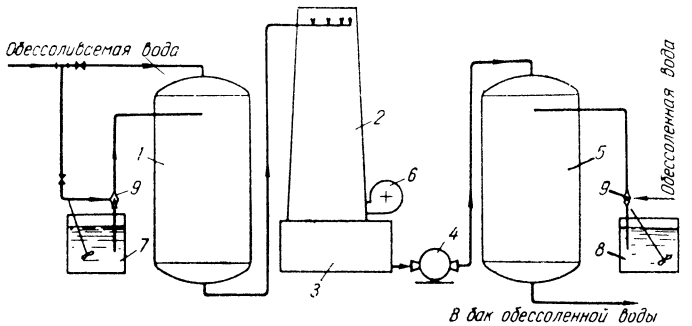


Рис. XIII.1. Схема одноступенчатой ионитовой установки для частичного обессоливания воды

1 — Н-катионитовый фильтр; *2* — удалитель CO_2; *3* — сборный бак; *4* — насос; *5* — анионитовый фильтр; *6* — вентилятор; *7* — бак для регенерационного раствора кислоты; *8* — бак для регенерационного раствора соды; *9* — эжекторы

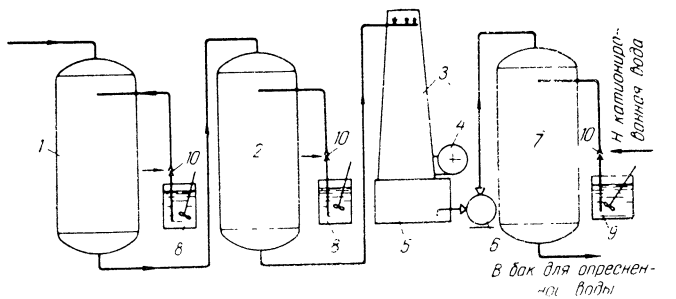


Рис. XIII.2. Схема установки для обессоливания воды ионитами с двухступенчатым Н-катионированием

1 — Н-катионитовый фильтр I ступени; *2* — то же, II — ступени; *3*—удалитель CO_2; *4* — вентилятор; *5* — сборный бак; *6* — насос; *7* — анионитовый фильтр; *8* — баки для кислоты; *9* — бак для щелочи; *10* — эжекторы

II ступени работает до проскока натрия в фильтрат и регенерируется с большим избытком кислоты. Последние порции отходящего из фильтра регенерационного раствора используют вместе с отмывочными водами для взрыхления Н-катионитового фильтра I ступени, что позволяет на 15—20% уменьшить расход кислоты на его регенерацию.

При загрузке анионитового фильтра сильноосновным анионитом эта установка может снижать общее солесодержание воды

до 1—3 *мг/л*, в том числе содержание кремниевой кислоты до 0,05—0,15 *мг/л* SiO_3^{2-}.

Более глубокое обессоливание воды может быть достигнуто на двухступенчатой установке. При наличии на установке двух ступеней Н-катионирования, а также слабо- и сильноосно́вного анионитовых фильтров солесодержание воды может быть снижено со 100—400 до 0,1—0,2 *мг/л*, в том числе содержание кремниевой кислоты до 0,02—0,1 *мг/л*.

Полное обессоливание воды может быть достигнуто на трехступенчатой ионитовой установке (рис. XIII.3).

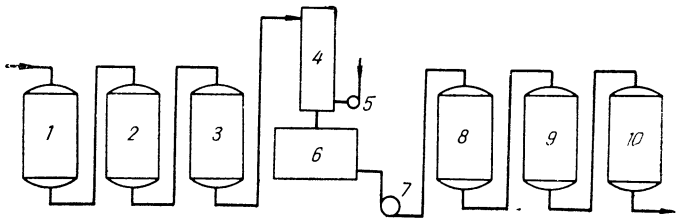


Рис. XIII.3. Схема установки для полного обессоливания воды

Осветленная вода, поступающая на обессоливание, проходит Н-катионитовый фильтр I ступени *1* и поступает на анионитовый фильтр I ступени *2*, загруженный слабоосно́вным анионитом.

Фильтрат анионитового фильтра проходит Н-катионитовый фильтр II ступени *3* и поступает в удалитель углекислоты *4*, снабженный вентилятором *5*. Вода, освобожденная от растворенной углекислоты, собирается в бак *6* и из него насосом *7* подается на анионитовый фильтр II ступени *8*, загруженный сильноосно́вным анионитом. Этот фильтр предназначен для удаления из частично обессоленной на I ступени воды растворенной кремниевой кислоты:

$$[Ан]OH + H_2SiO_3 \rightarrow [Ан]HSiO_3 + H_2O.$$

Сильноосно́вный анионит в фильтре II ступени регенерируют раствором едкого натра — сначала 2—3%-ным, а затем 0,2—0,3%-ным.

Регенерационный раствор после пропуска через анионитовый фильтр II ступени содержит помимо едкого натра силикат и карбонат натрия. Этот раствор используют для регенерации анионитовых фильтров I ступени, загруженных слабоосно́вным анионитом, не поглощающим кремниевую кислоту.

Фильтр III ступени Н-катионирования *9* служит для удаления из воды небольших количеств натрия, который может попасть в воду при недостаточно полной отмывке сильноосно́вного анионита после регенерации.

Наличие в схеме обессоливающей установки Н-катионитовых фильтров III ступени, помимо снижения остаточного солесодержания обессоленной воды, позволяет уменьшить расход этой воды на отмывку анионитового фильтра II ступени и тем самым повысить экономичность работы всей установки. Н-катионитовый фильтр III ступени регенерируют 1—2%-ным раствором серной кислоты.

Фильтр III ступени анионирования *10* предназначен для удаления из воды продуктов растворения и разрушения катионитов, а также для повышения степени использования анионита фильтров II ступени, которые при наличии анионитовых фильтров III ступени можно выключать на регенерацию не по проскоку в фильтрат кремниевой кислоты, а позднее, после достижения ее концентрации в фильтрате 0,1—0,2 *мг/л*.

Регенерацию анионитовых фильтров III ступени производят водным раствором аммиака (2—4%), так как при регенерации их раствором едкого натра существует опасность попадания натрия в обессоленную воду в первый после регенерации период работы этих фильтров.

Трехступенчатая ионитовая обессоливающая установка позволяет снизить общее солесодержание воды со 100—500 до 0,05—0,1 *мг/л*, в том числе содержание кремниевой кислоты до 0,02—0,05 *мг/л*. Вместо двух фильтров (Н- и ОН-фильтры) III ступени в установке для полного обессоливания может быть применен фильтр со смешанной катионитово-анионитовой загрузкой (рис. XIII.4). Дополнение этим фильтром одно- или двухступенчатой установки позволяет значительно увеличить глубину обессоливания воды.

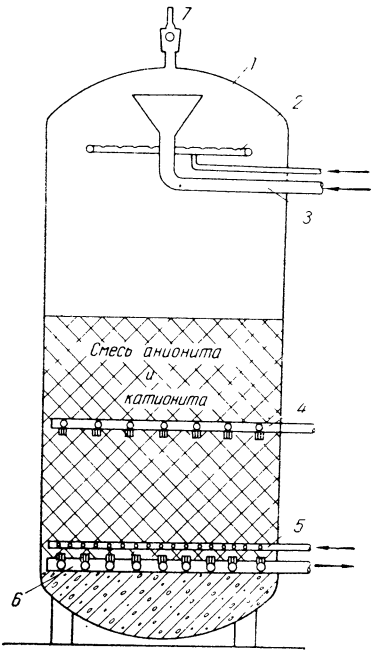


Рис. XIII.4. Схема фильтра со смешанной катионитово-анионитовой загрузкой

1 — корпус фильтра; *2* — распределительная система раствора щелочи; *3* — трубопровод обессоливаемой воды; *4* — распределительная система раствора кислоты; *5* — распределительная система сжатого воздуха; *6* — дренажная система; *7* — вантуз

Применяемые при глубоком обессоливании воды сильноосновные аниониты сорбируют из воды органические вещества, в результате чего емкость поглощения анионита по анионам растворенных в воде солей снижается. Сорбция эта носит практически необратимый характер — при регенерации раствором

щелочи лишь небольшая часть сорбированных органических веществ удаляется из анионита. Несколько больший процент органических веществ удаляется из анионита при обработке его 10%-ным раствором поваренной соли, подщелоченным едким натром до pH = 10 ÷ 10,5.

Поэтому для защиты сильноосно́вных анионитов от загрязнения органическими веществами вода перед обессоливанием должна тщательно очищаться от них. Обычно это достигается коагуляцией органических загрязнений сернокислым алюминием, отделением взвеси в отстойниках или осветлителях и на фильтрах. Во многих случаях такая обработка воды не снижает содержания органических веществ в желаемых пределах, окисляемость воды остается высокой — 5—10 вместо 2—3 *мг/л* O_2, допустимой по условиям надежной работы сильноосно́вного анионита.

Дальнейшее снижение содержания органических веществ в воде может быть достигнуто их каталитическим окислением и сорбцией на фильтрах с активным углем или специальным сорбентом.

Из отечественных марок гранулированных активных углей наиболее эффективны для удаления из воды органических веществ угли АГ-Н и АГ-5. Их сорбционная емкость до регенерации составляет около 2500 *г* органических веществ на 1 $м^3$ в пересчете на снижение окисляемости воды.

Регенерация истощенных активных углей достигается промывкой их горячим 1%-ным раствором щелочи или слабым (0,01%) раствором гипохлорита натрия. Эта регенерация восстанавливает сорбционную емкость активного угля лишь частично. После нескольких регенераций приходится либо заменять уголь, либо подвергать его реактивации прокаливанием (см. стр. 555).

Перехлорирование воды перед ее подачей на фильтры с активным углем приводит к окислению хлором сорбированных углем органических веществ и значительно увеличивает межрегенерационный период работы активного угля. Вместо активного угля для сорбции из воды органических веществ могут применяться специальные полимерные сорбенты (ИА-1П, выпускаемый в СССР, вофатиты EW и ES, выпускаемые в ГДР). Эти сорбенты регенерируются подщелоченным 10%-ным раствором поваренной соли.

В последнее время промышленностью начат выпуск макропористых и изопористых ионитов, способных как к ионному обмену, так и к обратимой сорбции органических веществ. К таким ионитам, не нуждающимся в защите от загрязнения органическими веществами, относятся выпускаемый в СССР стиролдивинилбензольный сульфокатионит Ку-23, макропористый сильноосно́вный анионит АВ-17-10П и выпускаемые в США аниониты эмберлайт.

Периодическая промывка анионитов водно-метанольными или водно-этанольными смесями позволяет снизить скорость нарастания остаточного загрязнения анионита органическими веществами.

Анионитовые фильтры специально промышленностью не изготовляются. В установках для ионитового обессоливания воды в качестве анионитовых фильтров применяют Н-катионитовые фильтры, выпускаемые промышленностью.

Ионитовый фильтр со смешанной загрузкой из катионита и анионита (см. рис. XIII.4) отличается от обычного катионитового фильтра наличием на дне системы для распределения сжатого воздуха и дополнительной распределительной системы для подачи в фильтр регенерационного раствора кислоты внутрь слоя ионита на границе раздела катионита и анионита.

При наладке фильтра со смешанной загрузкой в него сначала загружают слой катионита, предварительно замоченного в растворе соли. Толщину слоя катионита принимают такой, чтобы распределительная система регенерационного раствора, располагаемая в загрузке, была покрыта тонким слоем катионита. Поверх катионита загружают слой анионита. Для загрузки фильтра со смешанной загрузкой применяют гранульные иониты и аниониты со сферическими частицами (например, из отечественных ионитов — сильноосновный анионит АВ-17 и сульфокислотный катионит Ку-2). Зерна ионита должны быть примерно одинакового размера. При этом зерна катионита должны иметь несколько больший размер, чем зерна анионита, для удобства их разделения при регенерации.

Эксплуатацию фильтра со смешанной загрузкой производят следующим образом. Перед пуском в работу фильтр регенерируют. Для этого сначала через верхнюю распределительную систему подают раствор едкого натра (70—90 *г/г-экв* рабочей обменной способности анионита). Раствор этот проходит вниз через слой анионита, затем через слой катионита и сбрасывается в бак для регенерационного раствора фильтров I ступени. Немедленно после пропуска раствора щелочи производят отмывку анионита частично обессоленной водой с подачей ее сверху вниз через оба ионитовых слоя фильтра. После пропуска 6—8 $м^3$ отмывочной воды на 1 $м^3$ анионита интенсивность отмывки уменьшают до 3—5 *м/ч* и начинают подачу в фильтр через распределительную систему, расположенную над слоем катионита, 3%-ного раствора серной или 5%-ного раствора соляной кислоты. Объем раствора кислоты принимают с таким расчетом, чтобы с ним было подано в фильтр 200—250 *г* серной кислоты на 1 *г-экв* рабочей обменной способности катионита. После пропуска всего раствора кислоты продолжают отмывку фильтра до исчезновения реакции на сульфат-ион в промывной воде, а затем перемешивают катионит и анионит в фильтре с помощью сжатого воздуха. Дообессоливание воды в фильтре со смешан-

ной загрузкой осуществляют фильтрованием ее сверху вниз. При толщине слоя ионита в фильтре 2—2,5 *м* скорость фильтрования может достигать 30—50 *м/ч*. Разделение катионита и анионита для регенерации достигается взрыхлением всего слоя ионита с интенсивностью 6—8 $л/м^2 \cdot сек$ и медленным выключением подаваемой для взрыхления воды с тем, чтобы вначале осели более тяжелые и крупные зерна катионита, а затем — более легкие зерна анионита.

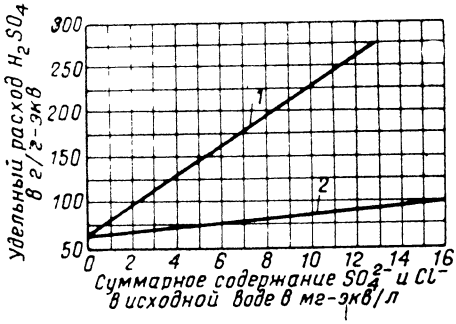


Рис. XIII.5. Зависимость удельного расхода серной кислоты на регенерацию Н-катионитовых фильтров I ступени от солесодержания обессоливаемой воды

1 — при обычной регенерации; *2* — при противоточной регенерации

Фильтр со смешанной загрузкой позволяет получить более глубоко обессоленную воду, однако расходы реагентов на его регенерацию на 50 — 60% превосходят расходы их при регенерации раздельных катионитовых и анионитовых фильтров.

Обессоливание конденсатов можно производить по упрощенной одноступенчатой схеме (Н-катионитовый фильтр — ОН-анионитовый фильтр или на тех же фильтрах, расположенных в обратном порядке) или путем пропуска конденсата через один фильтр со смешанной загрузкой.

При использовании для загрузки фильтров нетермостойких ионитов (сульфоуголь, Ку-1, ЭДЭ-10п, АН-2ф) конденсат до подачи на фильтры нужно охлаждать до 35° С. Конденсаты, загрязненные маслом или окислами железа, необходимо очищать до подачи на обессоливание.

При обессоливании конденсата катионитовые фильтры регенерируют 1—2%-ным раствором серной кислоты; анионитовые фильтры, если они расположены после катионитовых, регенерируют водным раствором аммиака, а если они расположены до катионитовых фильтров — раствором едкого натра; в последнем случае при использовании для загрузки анионитовых фильтров сильноосно́вного анионита происходит более глубокое удаление из конденсата кремниевой кислоты.

Расчет Н-катионитовых фильтров I ступени обессоливающих установок производят для условий работы фильтра до проскока в фильтрат натрия в соответствии с указаниями, приведенными в главе XII.

Для экономии серной кислоты на регенерацию Н-катионитовых фильтров раствор ее следует подогревать до 25—30° С.

При суммарном содержании в обессоливаемой воде сульфатов и хлоридов, превышающем 2—2,5 *мг-экв/л*, следует применять противоточную регенерацию.

Удельный расход серной кислоты для регенерации Н-катионитовых фильтров I ступени можно принимать по графику (рис. XIII.5). Удельный расход воды на отмывку этих фильтров принимают в размере 5 $м^3$ на 1 $м^3$ катионита в фильтре.

Принимаемые по этому графику удельные расходы кислоты обеспечивают 90—93%-ную регенерацию катионита ($\alpha_э = 0{,}9 \div 0{,}93$). При этом остаточная концентрация натрия в воде, прошедшей Н-катионитовые фильтры I ступени, будет соответствовать величине, вычисленной по формуле

$$C_{Na} = \frac{1 - \alpha_э}{\alpha_э^2} \cdot \frac{(\Sigma Ca,\ Mg,\ Na)^2}{600}\ мг\text{-}экв/л \qquad (XIII.1)$$

или

$$C_{Na} \approx \frac{(\Sigma Ca,\ Mg,\ Na)^2}{5000}\ мг\text{-}экв/л, \qquad (XIII.2)$$

где $\alpha_э$ — коэффициент эффективности регенерации (см. главу XII);

ΣCa, Mg, Na — сумма концентраций кальция, магния и натрия в обессоливаемой воде в *мг-экв/л*.

Катионитовые фильтры II и III ступеней на продолжительность межрегенерационного периода не рассчитывают, так как она заведомо достаточно велика. Площадь сечения этих фильтров принимают по скорости фильтрования 40—50 *м/ч*, причем подводящие и отводящие трубопроводы, распределительные и дренажные системы рассчитывают на возможность кратковременной работы фильтров со скоростью фильтрования 100 *м/ч*.

Для уменьшения гидравлического сопротивления этих катионитовых фильтров их следует загружать катионитами с размером наиболее мелких зерен не менее 0,5—0,7 *мм* при толщине слоя катионита не более 1,5 *м*.

Удельный расход серной кислоты на регенерацию фильтров II и III ступени принимают равным 100 *г* на 1 *г-экв* рабочей обменной способности катионита, а расход промывной воды — 8—10 $м^3$ на 1 $м^3$ катионита в фильтре.

Отработанный регенерационный раствор и промывные воды этих фильтров в сток не сбрасывают, а используют для взрыхления и регенерации Н-катионитовых фильтров I ступени.

При расчете анионитовых фильтров I ступени продолжительность цикла от конца одной регенерации до начала следующей принимают 20—22 *ч* на установках с ручным управлением и 9—10 *ч* на автоматизированных установках.

Продолжительность простоя анионитовых фильтров на регенерацию и отмывку принимают 2—2,5 *ч* на одноступенчатой установке и 4 *ч* на двух- и трехступенчатой установках, на которых

для экономии щелочи и отмывочной воды производят последовательную регенерацию фильтров II или III ступени и фильтра I ступени.

Рабочую обменную способность анионита в фильтре I ступени можно определять по формуле

$$E^{а}_{раб} = \alpha^{а}_{э} E_{а} - 0{,}8qC_{к}, \qquad (XIII.3)$$

где $\alpha^{а}_{э}$ — коэффициент эффективности регенерации анионита, зависящий от удельного расхода щелочи; при удельном расходе щелочи 60 *г* на 1 *г-экв* поглощенных сульфатов и хлоридов $\alpha^{а}_{э}$ можно принимать равным 0,8—0,9;

$E_{а}$ — полная обменная способность анионита в *г-экв/м*^{3} анионита в рабочем состоянии (см. табл. XIII.2);

q — удельный расход воды на отмывку анионита в *м*^{3} на 1 *м*^{3} анионита, принимаемый 7,5 *м*^{3}/*м*^{3} при повторном использовании промывных вод и 10 *м*^{3}/*м*^{3} без их использования;

$C_{к}$ — концентрация сульфатов и хлоридов в обессоливаемой воде в *г-экв/м*^{3}.

Расчетную скорость фильтрования на анионитовых фильтрах I ступени можно определить по уравнению

$$v_{расч} = \frac{E^{а}_{раб} H}{TC_{к} + 0{,}03E^{а}_{раб} d^{2} \left(\ln C_{к} - \ln C_{ф}\right)} \text{ м/ч}, \qquad (XIII.4)$$

где H — толщина слоя анионита в фильтре в *м*;

T — продолжительность работы фильтра между регенерациями в *ч*;

d — средний диаметр зерен анионита в *мм*;

$C_{ф}$ — концентрация сульфатов и хлоридов в обессоленной воде в *мг-экв/л*, ориентировочно принимаемая равной 0,01 *мг-экв/л*.

Анионитовые фильтры II и III ступени, если они не предназначены для удаления кремниевой кислоты, на продолжительность фильтроцикла не рассчитывают. Их площадь принимают по скорости фильтрования, равной 30—40 *м/ч*, а толщину слоя анионита — 1,5 *м*.

Как уже отмечалось выше, анионитовые фильтры II ступени, служащие для удаления из воды кремниевой кислоты, загружают сильноосно́вным анионитом. Его расчетная кремнеемкость зависит от содержания кремнекислых соединений в обессоливаемой воде, требуемой степени удаления кремниевой кислоты и удельного расхода едкого натра на регенерацию анионита. Приблизительные данные о кремнеемкости некоторых анионитов приведены в табл. XIII.2.

Расчетную скорость фильтрования на обескремнивающих

анионитовых фильтрах II ступени можно определить по формуле

$$v_{\text{расч}} = \frac{E_{SiO_3} H}{TC_{SiO_3} + 0{,}04 E_{SiO_3} d^2 (\ln C_{SiO_3} - \ln C^{\text{ф}}_{SiO_3})}, \qquad \text{(XIII.5)}$$

где E_{SiO_3} — расчетная кремнеемкость анионита в *г-экв/м*^{3};
H — толщина слоя анионита в фильтре в *м*;
C_{SiO_3} — концентрация кремниевой кислоты в поступающей на фильтр воде в *мг-экв/л*;
$C^{\text{ф}}_{SiO_3}$ — то же, в фильтрате в *мг-экв/л*;
T — продолжительность работы фильтра между регенерациями в *ч*;
d — средний размер зерен анионита в *мм*.

Глубина обескремнивания воды в сильной степени зависит от удельного расхода щелочи на регенерацию анионита. Поэтому для получения глубокообескремненной воды (ниже 0,05 *мг/л* SiO_3^{2-}) следует удельный расход едкого натра принимать равным 2000 *г* на каждый 1 *г-экв* поглощенной фильтром кремниевой кислоты (около 50 *мг* NaOH на 1 *мг* удаленной из воды кремниевой кислоты).

Поскольку отработанный регенерационный раствор и промывные воды от ОН-анионитовых фильтров II ступени используют для регенерации анионитовых фильтров I ступени, при проектировании установок для глубокого обессоливания воды следует предусматривать коммуникации и баки, позволяющие собирать, хранить и подавать на фильтры I ступени отработанные регенерационные растворы и промывные воды фильтров II ступени.

Эжекторы или другие устройства должны допускать возможность подачи на ионитовые фильтры регенерационных растворов с концентрацией регенерирующего вещества, равной 0.2—0,3 и 1,5—4%.

В тех случаях когда едкого натра, содержащегося в отработанных регенерационных растворах анионитовых фильтров II ступени, не хватает на регенерацию анионитовых фильтров I ступени, следует предусматривать дополнительную подачу в них регенерационных растворов соды или аммиака, значительно более дешевых, чем едкий натр.

Все регенерационные растворы следует приготовлять на умягченной или частично обессоленной воде. При использовании для регенерации и отмывки анионитовых фильтров жесткой воды имеет место загрязнение анионита карбонатом кальция, который затем, растворяясь в обессоливаемой воде, сильно ухудшает ее качество.

Во избежание растрескивания ионитов желательно регенерацию и отмывку фильтров вести растворами и водой с температурой, близкой к температуре обессоливаемой воды.

3. ПОЛУЧЕНИЕ УЛЬТРАЧИСТОЙ ВОДЫ

В ряде производств (электровакуумная промышленность, производство полупроводников и т. п.) требуется ультрачистая вода, содержащая не более 0,02 *мг/л* растворенных солей. Удельное сопротивление такой воды должно быть около $(10 \div 15) \times \times 10^6$ *ом · см*, перманганатная окисляемость—не более 1 *мг/л* O_2.

Получать воду такого качества трудно из-за необходимости очистки вод поверхностных водоисточников от коллоидных и растворенных органических загрязнений.

Глубокое удаление растворенных в воде солей не представляет значительных трудностей. При химическом обессоливании артезианских вод, не содержащих органических загрязнений, по схеме «Н-катионирование I ступени — удаление анионов сильных кислот на анионитовом фильтре со слабоосновным анионитом — удаление углекислоты на дегазаторе — Н-катионирование II ступени — удаление анионов слабых кислот на анионитовом фильтре с сильноосновным анионитом в ОН-форме — дообессоливание воды на фильтре со смешанным катионито-анионитовым слоем ионита» удается получить воду с общим солесодержанием менее 0,03 *мг/л* (удельное сопротивление $10 \cdot 10^6$ *ом · см*).

При обработке воды коагулированием, отстаиванием и фильтрованием окисляемость воды снижается на 30—50%. Очищенная по этой схеме вода рек и озер средней полосы СССР имеет окисляемость 5—20 *мг/л* O_2 и удельное сопротивление 0,1—0,3 *ом · см*.

Как показали исследования Н. С. Лебедевой (ВНИИ ВОДГЕО), из воды поверхностного водоисточника, очищенной до норм ГОСТ 2874—54, может быть получена ультрачистая вода (окисляемость перманганатная в пересчете на O_2—0,5—1 *мг/л*, удельное сопротивление — не менее $10 \cdot 10^6$ *ом · см*) по схеме, приведенной на рис. XIII.6. Исходная вода перехлорируется дозой хлора 6—10 *мг/л* и обрабатывается сернокислым алюминием [доза $Al_2(SO_4)_3$ 20—40 *мг/л*] при оптимальных для сорбции органических веществ значениях pH. В опытах Н. С. Лебедевой на воде Восточной станции (Москва) оптимальное значение pH лежало в пределах 6,2—6,3. Корректирование величины pH может быть достигнуто подкислением воды путем смешивания исходной воды с частью воды, прошедшей Н-катионитовые фильтры, или подщелачиванием воды раствором едкого натра. Хлопьеобразование проходит в реакторе *1*. Хлопья коагулянта задерживаются на песчаном фильтре *2*. Осветленная вода со свободным хлором поступает на сорбционный фильтр *3*, где из воды удаляются свободный хлор и органические вещества. Для загрузки сорбционного фильтра лучше всего применять активные гранулированные угли марки АГ-5 или АГ-Н. Пригодны также макропористые аниониты вофатит EW (ГДР) или ИА-1П (СССР), однако следует иметь в виду, что активные

угли удаляют органические вещества из воды несколько лучше, чем макропористые аниониты.

Прошедшая сорбционный фильтр вода поступает на Н-катионитовые фильтры I ступени *4*, затем на анионитовые фильтры I ступени *5*, загруженные слабоосно́вным анионитом, после чего из воды на дегазаторе *6* удаляются растворенные газы. Дообессоливание воды осуществляется на Н-катионитовом фильтре II ступени *7*, ОН-анионитовом фильтре с сильноосно́вным анионитом *8* и фильтре со смешанной загрузкой *9*. Обессоленная во-

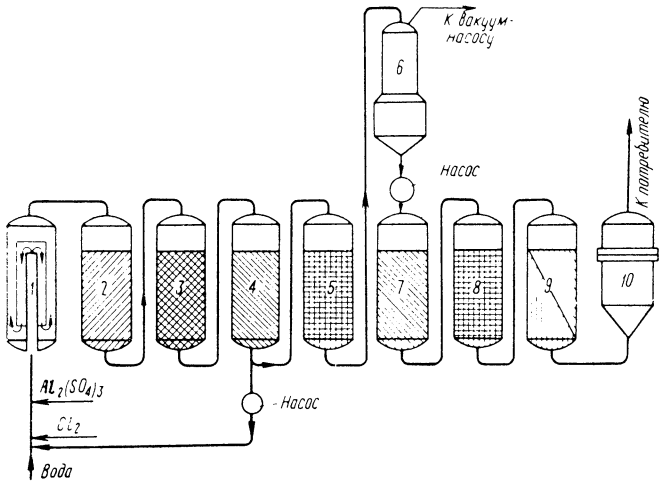


Рис. XIII.6. Схема установки для получения ультрачистой воды

да освобождается от продуктов пептизации ионитов и другой случайной взвеси на намывном фильтре *10*.

Н-катионитовые фильтры регенерируются раствором серной кислоты, анионитовые — раствором едкого натра. Если в качестве сорбента органических веществ применен макропористый анионит, его регенерируют подщелоченным 10%-ным раствором поваренной соли. Активный уголь регенерируют прокаливанием при 800° С без доступа кислорода. Регенерацию угля приходится производить относительно редко — сорбируемый углем активный хлор окисляет органические вещества на поверхности угля. Емкость поглощения макропористых анионитов постепенно снижается. При снижении емкости анионита на 50—60% его заменяют свежим.

Электродиализ растворенных в воде солей является перспективным методом получения ультрачистой воды.

В последнее время ведутся исследования по глубокому обессоливанию воды в многокамерных электродиализных опреснительных аппаратах с камерами, заполненными смесью сульфо-

катионита с сильноосно́вным анионитом [15]. В этих аппаратах обессоливаемая вода движется через смешанный слой ионитов, расположенный между анионитовой и катионитовой мембранами в электрическом поле, ось которого перпендикулярна направлению движения обессоливаемой воды.

Ионы растворенных в воде солей поглощаются зернами катионита и анионита смешанной загрузки четных камер многокамерного электродиализатора, в результате чего вода обессоливается.

Поглощенные ионитами ионы непрерывно переносятся электрическим током — катионы в направлении к катоду, анионы к аноду, благодаря чему иониты непрерывно регенерируются, растворенные в воде соли концентрируются в рассоле, циркулирующем в нечетных рассольных камерах, откуда при продувке рассола удаляются в сток.

По экспериментальным данным, на электродиализной установке с камерами, заполненными смесью катионита с анионитом, за один проход солесодержание воды снижается в 100—150 раз при расходе электроэнергии 0,4—0,5 *квт·ч* на удаление 1 *кг* растворенных солей.

ЛИТЕРАТУРА

1. Апельцин И. Э., Клячко В. А. Опреснение воды. Стройиздат, 1968.
2. Астратов Н. А. Опреснение и деаэрация воды на судах. Судпромгиз, 1966.
3. Кастальский А. А. Проектирование установок для химического обессоливания воды. Стройиздат, 1964.
4. Коваленко В. Ф. Термическое опреснение морской воды. «Транспорт», 1966.
5. Коваленко В. Ф., Лукин Г. Л., Рогалев Б. М. Водоопреснительные установки морских судов. «Транспорт», 1964.
6. Колодин М. В., Дыхно А. Ю., Гельдыев А., Рутгайзер Е. М. Современные методы опреснения воды. «Ылым», 1967.
7. Ласкорин Б. Н., Смирнова Н. М., Гантман М. Н. Ионообменные мембраны и их применение. Госатомиздат, 1961.
8. Обработка воды на тепловых электростанциях. Под ред. В. А. Голубцова. «Энергия», 1966.
9. Руководящие указания по химическому обессоливанию воды ионитами. Госэнергоиздат, 1957.
10. Салдадзе К. М., Пашков А. Б., Титов В. С. Ионнообменные высокомолекулярные соединения. Госхимиздат, 1960.
11. Справочник химика энергетика. Водоподготовка, т. II. Госэнергоиздат, 1958.
12. Стерман Л. С. Испарители. Машгиз, 1956.
13. Шкроб М. С., Вихрев В. Ф. Водоподготовка. «Энергия», 1966.
14. Шкроб М. С., Прохоров Ф. Г. Водоподготовка и водный режим паротурбинных электростанций. Госэнергоиздат, 1961.
15. Spiegler K. S. Principles of desalination. Academic Press, 1966.

ГЛАВА XIV

УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ ЖЕЛЕЗА И МАРГАНЦА

1. УДАЛЕНИЕ ЖЕЛЕЗА ИЗ ПОДЗЕМНЫХ ВОД

Железо в подземных водах обычно находится в виде бикарбоната закисного железа. В случаях подпитки водоносного горизонта водами реки или болот железо в подземных водах может находиться в виде комплексных органических соединений.

Диаграмма состояния железа в воде, не содержащей комплексообразователей, представлена на рис. XIV.1. Как видно из этой диаграммы, при значениях pH<4,5 железо в воде может находиться в растворе в виде ионов Fe^{3+}, Fe^{2+} и $Fe(OH)^{2+}$. В восстановительной среде при величине окислительно-восстановительного потенциала менее 0,2 *в* и наличии в воде сульфидов при значениях pH>>4,5 может выпадать осадок сернистого железа FeS. При значениях pH>4,5 двухвалентное железо окисляется до трехвалентного и выпадает в осадок в виде гидроокиси, при этом полнота окисления повышается с увеличением pH.

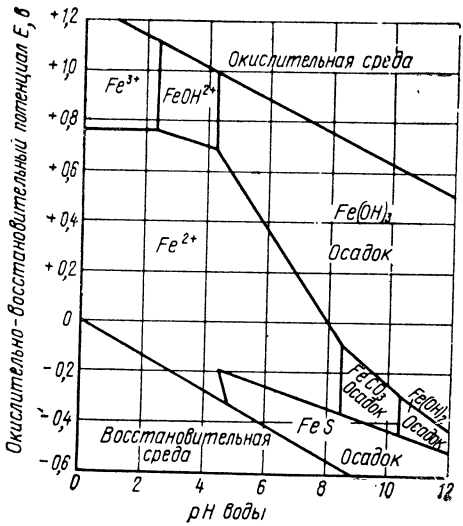


Рис. XIV.1. Диаграмма состояния железа в воде (содержание железа — 0,2 *мг/л*, HCO_3^- — 2 *мг-экв/л*)

В восстановительной среде при наличии в воде карбонатов, т. е. при pH>8,4 из воды может выпадать карбонат железа, а при pH>10,3 — гидрат закиси железа. Обычно подземные воды

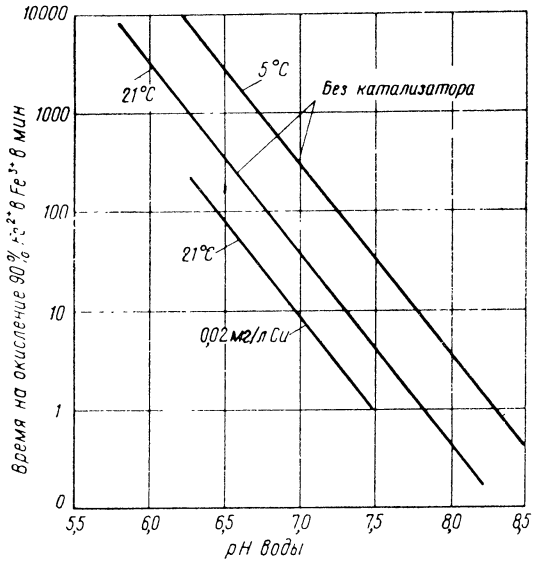


Рис. XIV.2. Зависимость скорости окисления Fe^{2+} кислородом воздуха от величины pH воды

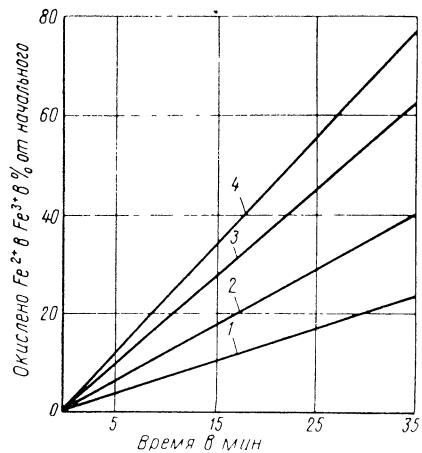


Рис. XIV.3. Влияние катализаторов на скорость окисления закисного железа в воде (pH=6,9, t=25° C) кислородом воздуха

1 — дистиллированная вода; *2* — 0,02 *мг/л* Cu^{2+}; *3* — 0,02 *мг/л* MnO_2; *4* — 2 *мг/л* $(NaPO_3)_6$

характеризуются окислительным потенциалом, близким к нулю, и значениями pH<7,5. В этих условиях двухвалентное железо в воде находится в растворенном состоянии, не выпадает в осадок. Оно может быть удалено из воды катионированием, однако этот процесс неэкономичен и сложен. При контакте с воздухом вода обогащается кислородом и окислительный потенциал системы повышается. Если при этом в результате удаления части углекислоты pH воды возрастает до величины, при которой при данном окислительном потенциале выпадает гидроокись железа, начинается процесс обезжелезивания воды. Если окислители отсутствуют, этот процесс может происходить при величине pH выше величины pH равновесного насыщения воды карбонатом железа [3] при достаточно высокой карбонатной жесткости воды или при значениях pH>10, когда выпадает гидрозакись железа.

Скорость окисления закисного железа в окисное сильно возрастает с повышением значения pH воды (рис. XIV.2) и увеличением концентрации в ней растворенного кислорода:

$$-\frac{d[Fe^{2+}]}{dt} = K\frac{[O_2][Fe^{2+}]}{[H^+]^2}. \qquad \text{(XIV.1)}$$

Наличие в воде растворенных солей меди, марганца или фосфатов, а также контакт воды после введения в воду кислорода с ранее выпавшим осадком железа или окислами марганца каталитически ускоряют процесс окисления Fe^{2+} в Fe^{3+}. В этом случае величина константы катализа K в уравнении (XIV.1) возрастает (рис. XIV.3). В буферных растворах, каковыми являются обычно подземные воды, концентрация H-иона мало изменяется в процессе окисления и гидролиза содержащегося в воде железа. В этом случае процесс окисления закисного железа в окисное может быть описан интегралом уравнения (XIV.1):

$$[Fe^{2+}] = [Fe^{2+}_{нач}]\, e^{-\frac{K[O_2]t}{[H^+]^2}}, \qquad \text{(XIV.2)}$$

где $[Fe^{2+}]$ и $[Fe^{2+}_{нач}]$ — концентрации двухвалентного железа в воде через время t и в начале процесса;
$[O_2]$ и $[H^+]$ — концентрации растворенного в воде кислорода и H-ионов.

Более точное уравнение кинетики окисления двухвалентного железа в воде с учетом изменения концентрации H-ионов в процессе гидролиза железа дано Хиртьесом и Лерком [18].

При содержании в воде бикарбонатных ионов процесс окисления двухвалентного железа в трехвалентное и гидролиз последнего могут быть представлены следующим образом:

$$4Fe^{2+} + 8HCO_3^- + O_2 + 2H_2O \rightarrow \underset{\downarrow}{4Fe(OH)_3} + 8\overset{\uparrow}{CO_2}.$$

В зависимости от условий (величина pH, наличие окислителей и восстановителей, их концентрация и т. п.) окисление может предшествовать гидролизу, идти параллельно с ним или окислению могут подвергаться продукты гидролиза двухвалентного железа. Независимо от последовательности процессов окисления и гидролиза их конечным результатом является образование хлопьевидной взвеси гидрата окиси железа.

Процессы окисления и гидролиза бикарбоната железа, обычно содержащегося в подземных водах, замедляются выделением свободной углекислоты, которая, образуя в воде угольную кислоту, снижает величину pH воды.

Если в воде содержится много железа, то для ускорения процесса окисления и гидролиза железа приходится удалять из воды CO_2 аэрацией или введением в воду извести.

Из исходной воды, содержащей небольшое количество железа (до 10 *мг/л*) и имеющей pH воды выше 6,8, углекислоту можно не удалять, а обезжелезивать воду можно методом упрощенной аэрации с задержанием гидроокиси железа непосредственно на фильтрах [9]. Этот метод может применяться тогда, когда окислительно-восстановительный потенциал среды после упрощенной аэрации, которая проводится для введения в воду кислорода, будет не менее $+0{,}1$ *в* и индекс стабильности воды не менее $+0{,}05$.

Если вода после гидролиза железа имеет отрицательный индекс стабильности, ее pH должно быть повышено до положительного индекса стабильности.

Повышение pH воды может быть обеспечено для вод с высоким содержанием CO_2 ее удалением при аэрации. Для мягких вод с низким содержанием свободной углекислоты может потребоваться подщелачивание воды известью после аэрации.

Необходимость подщелачивания воды известью после аэрации можно проверить по номограмме (см. рис. I.4). При расчете pH воды после аэрации можно принимать, что контактная градирня с естественной циркуляцией воздуха снижает концентрацию свободной CO_2 в воде на 50%, а вентиляторная градирня — на 75—80%.

Расчет величины pH воды после аэрации и гидролиза железа производят следующим образом. По известной щелочности воды и ее pH определяют по номограмме (см. рис. I.4) содержание свободной углекислоты в воде до аэрации. К определенному таким образом содержанию углекислоты добавляют свободную углекислоту, выделившуюся в результате гидролиза бикарбоната железа, учитывая, что 1 *мг/л* гидролизовавшегося железа увеличивает содержание свободной углекислоты на 1,6 *мг/л*. При этом щелочность воды снижается на 0,036 *мг-экв/л*. Вычислив новое содержание CO_2 и щелочность воды, определяют снова по номограмме величину pH воды после гидролиза железа.

Если pH воды при гидролизе железа не снижается ниже pH_s

карбоната кальция, то удаление из воды CO_2 или подщелачивание воды необязательно, достаточно ввести в воду необходимое количество воздуха для окисления железа.

На окисление 1 *мг* Fe^{2+} расходуется 0,143 *мг* O_2. Процесс обогащения воды кислородом при разбрызгивании ее в воздухе происходит весьма интенсивно. При падении капель воды, не содержащей растворенного кислорода, даже с высоты 0,5 *м* содержание кислорода в воде достигает 5 *мг/л*, что достаточно для окисления 5 : 0,143 = 35 *мг/л* Fe^{2+} в Fe^{3+}.

Окисление Fe^{2+} в Fe^{3+} при обезжелезивании воды можно производить вместо кислорода воздуха другими окислителями — хлором, перманганатом калия и т. п. На окисление 1 *мг* железа расходуется 0,64 *мг* Cl_2, щелочность воды при этом снижается на 0,018 *мг-экв/л* на каждый *мг/л* удаленного из воды железа.

Окисление закисного железа хлором идет достаточно быстро при значениях pH > >5; в присутствии аммонийных солей, связывающих хлор в хлорамины, окислительный потенциал которых почти в 2 раза ниже, чем потенциал хлора (0,76 *в* вместо 1,36 *в* при pH = 5), скорость окисления железа резко снижается (рис. XIV.4). Весьма быстро завершается процесс окисления закисного железа перманганатом калия, так как образующийся при введении в воду последнего осадок гидроокиси марганца каталитически ускоряет окисление железа. Доза $KMnO_4$ принимается такой, чтобы после ее введения окислительный потенциал среды был +0,35 *в* при pH = 6, +0,14 *в* при pH = 7 или +0,05 *в* при pH = 8.

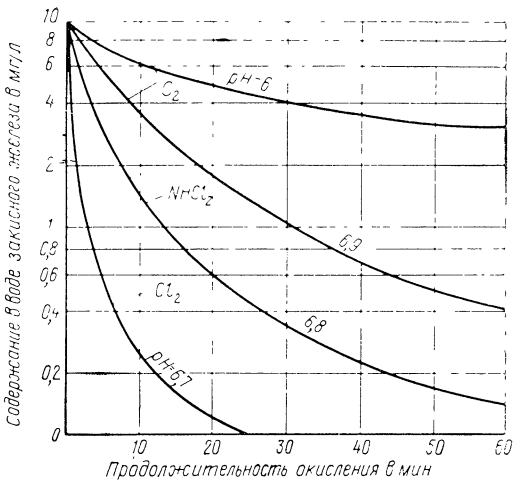


Рис. XIV.4. Окисление закисного железа в воде кислородом воздуха, хлором и хлорамином

Установка для обезжелезивания подземных вод состоит из устройств для введения в воду окислителя (кислорода воздуха, хлора или $KMnO_4$), контактного резервуара или контактного фильтра и фильтров для удаления из воды осадка гидроокиси железа. При небольшом (до 10 *мг/л*) содержании в воде железа устройство специального контактного резервуара не требуется. В этом случае окисление железа заканчивается в водяной подушке над песком в фильтре и в толще фильтрующего слоя, зер-

на песка которого, покрытые осадком гидроокиси железа и марганца (если он имеется в обезжелезиваемой воде), каталитически ускоряют процесс окисления Fe^{2+}. Аэрация воды при этом может достигаться введением воздуха компрессором в смеситель на подающем трубопроводе при применении напорных фильтров или разбрызгиванием воды в воздухе при изливе ее в карман открытого фильтра. Высота падения струй и капель воды в этом случае должна быть не менее 0,5—0,6 *м*, скорость истечения воды из направленной вверх трубы — 1,5—2 *м/сек*.

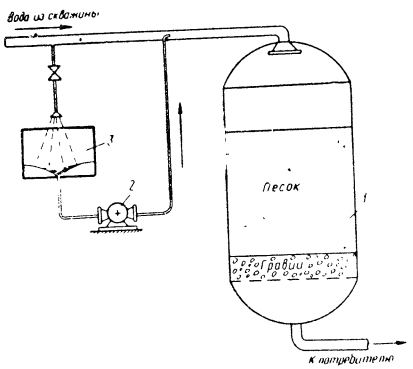


Рис. XIV.5. Схема установки для обезжелезивания подземных вод с введением воздуха центробежным или вихревым насосом

1 — напорный фильтр; *2* — насос; *3*—бачок

Для окисления Fe^{2+} в Fe^{3+} кислородом воздуха на 1 *г* удаляемого из воды железа нужно вводить в воду 2 *л* воздуха. На небольших установках с напорными фильтрами воздух в напорный трубопровод можно вводить с помощью вспомогательного центробежного или вихревого насоса (рис. XIV.5). Насос этот забирает водовоздушную эмульсию из бачка, расположенного на 1—1,5 *м* выше оси насоса, и подает в напорный трубопровод. Водовоздушная эмульсия образуется при засасывании насосом исходной воды из бачка, в который она поступает через душевую насадку. Расход воды должен быть меньше производительности насоса. При этом количество засасываемого насосом воздуха должно составлять около 4 $м^3/ч$ на каждый килограмм железа, удаляемого из воды.

Процесс насыщения воды воздухом при ее обезжелезивании непосредственно на фильтрах следует вести таким образом, чтобы в воде не было большого избытка растворенного кислорода (не более 0,6 *мг/л* O_2 на 1 *мг* Fe^{2+}) и не все закисное железо успевало бы окислиться в водяной подушке фильтра. Для увеличения продолжительности фильтроцикла желательно, чтобы в фильтрующую загрузку поступали не хлопья гидроокиси железа, а ее положительно заряженный золь, хорошо адсорбируемый отрицательно заряженной поверхностью зерен песка.

Толщина слоя песка в фильтре должна обеспечивать завершение процесса окисления Fe^{2+} в Fe^{3+} и адсорбцию золя $Fe(OH)_3$. Она может вычисляться по формуле

$$L = \frac{a d_{ср} v^{0,6} [Fe]^p}{T^{0,4}}, \qquad \text{(XIV.3)}$$

где L — толщина слоя песка в фильтре в *см*;
$d_{ср}$ — средний диаметр зерен фильтрующего слоя в *мм*;
v — скорость фильтрования в *м/ч*;
T — температура воды в °С;
[Fe] — общее содержание железа в воде в *мг/л*;
a и p — параметры, зависящие от соотношения концентраций в поступающей на фильтр воде Fe^{2+} и Fe^{3+} (табл. XIV.1).

Температура подземных вод обычно бывает близка к 5—7° С, а степень окисления двухвалентного железа при упрощенной аэрации составляет 60—70%. Для этого случая формула (XIV.3) может быть упрощена и аппроксимирована формулой

$$L = 20d_{ср}\sqrt{v[Fe]}. \quad (XIV.4)$$

Таблица XIV.1

Значения параметров a и p в уравнении (XIV.3)

$Fe^{2+}/Fe_{общ}$	1	0,75	0,50	0,25
a	53	48	43	38
p	0,5	0,47	0,44	0,41

Скорость фильтрования при обезжелезивании принимается в пределах 5—20 *м/ч* с учетом того, что грязеемкость фильтрующего слоя со средним размером зерен 0,9—1,3 *мм* при упрощенной аэрации по железу составляет около 3,5 *кг* на 1 $м^3$ объема фильтрующего слоя, железо задерживается по всей глубине фильтрующего слоя. Рекомендуемые расчетные параметры фильтров для станций обезжелезивания воды с упрощенной аэрацией приведены в табл. XIV.2.

Таблица XIV.2

Расчетные параметры фильтров станций обезжелезивания воды с упрощенной аэрацией

Размеры частиц фильтрующего слоя в *мм*			Высота фильтрующего слоя в *м*	Скорость фильтрования в *м/ч*	Интенсивность промывки в $л/м^2 \cdot сек$
$d_{мин}$	$d_{макс}$	$d_{ср}$			
0,8	1,8	0,9—1	1	5—7	14—16
1	2	1,2—1,3	1,2	8—10	16—18

При отрицательном индексе стабильности по карбонату кальция воды, вычисленном с учетом снижения ее pH в результате гидролиза железа, вода может быть стабилизирована удалением углекислоты до подачи на фильтры на вентиляторной градирне или введением в воду извести. Нагрузку на вентиляторную градирню по воде принимают 60—90 и 40—50 $м^3/ч$ на 1 $м^2$ площади оросителя градирни, загруженной соответственно кольцами Рашига и деревянной хордовой насадкой. Рекомендуемые высоты насадки оросителя указаны в табл. XIV.3.

Таблица XIV.3

Рекомендуемая высота насадки вентиляторной градирни для аэрации воды при ее обезжелезивании

Насадка	Рекомендуемая высота 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 досок . .	2	2,5	3	3,5	4	5

Объем резервуара градирни, служащей контактным резервуаром, в котором завершается процесс окисления закисного железа, должен обеспечивать пребывание в нем воды после аэрации в течение 30—40 *мин.* Если аэрация производится для стабилизации воды, контактный резервуар не нужен.

Производительность вентилятора должна обеспечивать подачу 4—7 $м^3$ воздуха на 1 $м^3$ воды. Напор, развиваемый вентилятором, должен быть 30 *мм вод. ст.* на 1 *м* высоты насадки из колец Рашига или 10 *мм вод. ст.* на 1 *м* высоты деревянной хордовой насадки плюс 15—20 *мм вод. ст.* на преодоление местных сопротивлений в распределительной системе градирни.

При содержании в воде более 15 *мг/л* железа воду после аэрации следует до подачи на фильтры осветлять в осветлителях или отстойниках, предусматривая возможность коагулирования хлопьев гидроокиси железа сернокислым алюминием с подщелачиванием известью. Дозу сернокислого алюминия следует принимать 10—20 *мг/л* по $Al_2(SO_4)_3$, а дозу извести — 10—15 *мг/л* в пересчете на CaO.

2. УДАЛЕНИЕ ЖЕЛЕЗА ИЗ ПОВЕРХНОСТНЫХ ВОД

Железо в поверхностных водах может находиться в виде тонкодисперсной взвеси гидроокиси или комплексных органических соединений. В первом случае оно хорошо удаляется при осветлении воды коагуляцией, во втором случае иногда может потребоваться разрушение органического комплексного соединения железа хлором, озоном или $KMnO_4$.

В обоих случаях повышение величины pH воды (аэрацией или введением извести) способствует более глубокому удалению железа. Установки для удаления железа из поверхностных вод не отличаются от обычных станций осветления маломутных вод.

Скорость восходящего потока воды в осветлителе при обезжелезивании цветных вод поверхностных источников принимают равной 0,8—0,9 *мм/сек;* количество воды, отсасываемой в осадкоуплотнитель, составляет 20—30%.

После осветлителя вода поступает на фильтры — обычные скорые или двухслойные. Скорость фильтрования на скорых фильтрах принимают равной 5—7 *м/ч*, а на двухслойных — до 10 *м/ч*. Так как в фильтре может продолжаться процесс флокуляции микрохлопьев железа, толщину фильтрующего слоя следует принимать большей, чем обычно, —1000—1500 *мм* при размере зерен песка 0,5—1,2 *мм*. Для улучшения отмывки верхнего слоя песка от задержанных железистых загрязнений следует предусматривать устройство для поверхностной промывки или продувки фильтрующего слоя сжатым воздухом.

Выбор метода обезжелезивания воды должен базироваться на результатах пробного обезжелезивания, проведенного непосредственно у водоисточника.

Двухвалентное железо из подземных вод, не содержащих органических веществ, аммонийных солей и сероводорода, обычно удаляется при аэрации воды.

Из поверхностных вод железо аэрацией не удаляется. Если железо в поверхностных водах находится в виде коллоида, то оно может быть удалено коагуляцией с последующим задержанием скоагулированных хлопьев железа в отстойниках, осветлителях и на фильтрах.

Если железо в поверхностных водах находится в виде растворенных органических комплексных соединений, то оно не всегда может быть удалено коагуляцией. Часто приходится прибегать к разрушению железосодержащих соединений окислением хлором, озоном или другими сильными окислителями с последующим удалением железа коагуляцией или известкованием.

В большинстве случаев железо из воды может быть удалено известкованием. При введении в воду извести или едкого натра в количестве, большем, чем нужно для связывания CO_2, происходит повышение концентрации в воде OH-ионов, что приводит к резкому ускорению окисления и гидролиза двухвалентного железа. Известкование является наиболее универсальным, но в то же время и наиболее дорогим методом обезжелезивания воды.

Воды поверхностных водоисточников следует обезжелезивать по схеме: коагуляция (с подщелачиванием известью и предварительным хлорированием) — осветление в осветлителях и на фильтрах.

Весьма эффективно удаляется железо при введении в воду $KMnO_4$ или при фильтровании воды через фильтр, периодически после промывки обрабатываемый перманганатом калия.

3. ПРОБНОЕ ОБЕЗЖЕЛЕЗИВАНИЕ ВОДЫ

Задачей пробного обезжелезивания воды является установление наиболее рационального метода удаления железа из данной воды.

Пробное обезжелезивание воды должно производиться не-

посредственно у источника водоснабжения немедленно после взятия пробы воды.

Пробное обезжелезивание воды производят последовательно следующими методами (к последующему методу переходят, если предыдущий не дал результата): а) упрощенной аэрацией

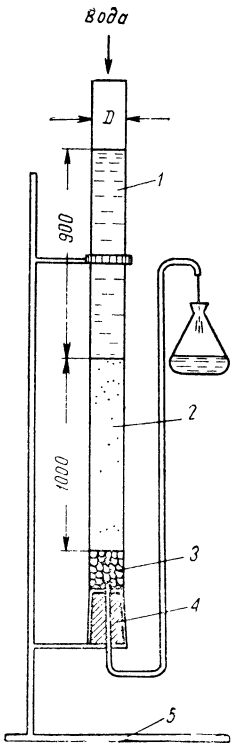


Рис. XIV.6. Схема лабораторного фильтра диаметром $D=50$ *мм* для пробного обезжелезивания воды

1 — корпус фильтра (стеклянная трубка); *2* — песок; *3* — гравий; *4* — пробка; *5* — штатив

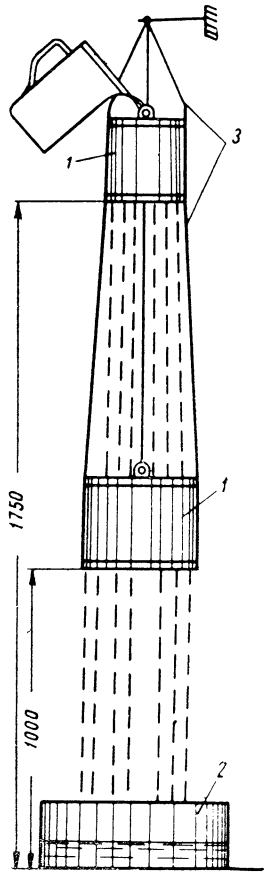


Рис. XIV.7. Схема аэрационного прибора для пробного обезжелезивания воды

1 — аэрационный сосуд; *2*—стеклянный сосуд; *3* — капроновые нити

и фильтрованием; б) аэрацией и фильтрованием после окисления закисного железа в окисное; в) коагуляцией, отстаиванием и фильтрованием; г) известкованием, отстаиванием и фильтрованием; д) хлорированием и коагуляцией или хлорированием и известкованием с последующим фильтрованием.

Пробное обезжелезивание упрощенной аэрацией и фильтро-

ванием производится следующим образом: лабораторный фильтр (рис. XIV.6), загруженный 1000-*мм* слоем кварцевого песка с размером зерен 0,8—1,8 *мм*, устанавливается у скважины. По резиновому шлангу, конец которого укрепляется на высоте 40 *см* над верхом фильтра, подается и фильтруется вода со скоростью 6—8 *м/ч* в течение 10 суток со сбросом фильтрата в сток. За это время поверхность зерен песка в фильтре покрывается слоем осадка гидроокиси железа. Через 10 суток скорость фильтрования снижают до 5 *м/ч* и продолжают фильтрование с этой скоростью в течение 7 *ч*, ежечасно отбирая пробы фильтрата и определяя в них содержание закисного и окисного железа, щелочность, величину pH и содержание кальция. Если содержание железа в 5, 6 и 7-й пробах будет соответствовать требованиям потребителя и индекс стабильности воды по $CaCO_3$ (характеризующий коррозионные свойства воды) будет положительным, следует считать, что данную воду можно обезжелезивать упрощенной аэрацией и фильтрованием. В течение первых 10 суток опыта следует 1 раз в сутки отбирать пробы фильтрата. Если необходимое снижение содержания железа будет достигнуто ранее 10 суток, опыт можно прекратить. Если при обезжелезивании с упрощенной аэрацией содержание железа в фильтрате превосходит допустимую величину или индекс стабильности получается отрицательным, производят пробное обезжелезивание воды аэрацией и фильтрованием.

При этом пробу воды объемом 5 *л* пропускают 2 раза через лабораторный аэрационный прибор (рис. XIV.7), собирают в стеклянный сосуд и выдерживают в нем в течение 45 *мин*. Аэрационный прибор состоит из двух медных или стальных луженых сосудов с дырчатыми днищами и приемного стеклянного сосуда объемом 6 *л*. Диаметр верхнего разбрызгивающего сосуда 100 *мм*, а нижнего 150 *мм*. В дне верхнего и нижнего сосудов просверлено соответственно 100 и 225 отверстий диаметром 0,5 *мм*.

Аэрируемую воду наливают небольшой струей в верхний разбрызгивающий сосуд, она проходит через отверстия в дне его и стекает каплями в нижний разбрызгивающий и далее в сборный стеклянный сосуд.

Когда испытуемая вода объемом 5 *л* пройдет через оба разбрызгивающих сосуда, ее снова пропускают через эти сосуды для более полного насыщения кислородом и оставляют в состоянии покоя на 45 *мин* для завершения процесса окисления Fe^{2+} в Fe^{3+} и его гидролиза. Через 45 *мин* эту воду фильтруют через лабораторный песчаный фильтр (см. рис. XIV.6) со скоростью 5 *м/ч*.

Если окажется, что содержание железа в фильтрате и его индекс стабильности удовлетворяют требованиям потребителя, пробное обезжелезивание воды другими способами не производится, так как аэрация и фильтрование являются наиболее де-

шевым методом обезжелезивания воды. Если же концентрация железа в воде после аэрации и фильтрования превосходит допустимую величину, продолжают пробное обезжелезивание воды другими методами.

Пробное обезжелезивание воды коагуляцией производят следующим образом. В пять стеклянных сосудов объемом 1—3 *л* наливают испытуемую воду и вводят в первый цилиндр 20 *мл/л*, во второй 40 *мл/л*, в третий 60 *мл/л* и т. д. насыщенного раствора извести. Содержимое сосудов перемешивают, отстаивают в течение 2 *ч* и фильтруют через лабораторный песчаный фильтр. Первые порции фильтрата (300—500 *мл*) отбрасывают, а в следующих определяют общее содержание железа и величину pH. Если pH фильтрата в пробе, в которую была введена наибольшая доза извести, будет ниже 8,35, то опыты повторяют с бóльшими дозами извести, обеспечивающими повышение pH фильтрата до 8,35.

Пробное обезжелезивание воды хлорированием производят следующим образом. В пять стеклянных сосудов объемом 1—3 *л* наливают испытуемую воду и затем вносят в нее хлорную воду с таким расчетом, чтобы доза хлора была 3 *мг/л* в первом сосуде, 5 *мг/л* во втором сосуде и т. д. Содержимое сосудов перемешивают, затем оставляют в состоянии покоя на 45 *мин* и после этого фильтруют через лабораторный песчаный фильтр. Первые порции фильтрата из каждого цилиндра отбрасывают, последующие 100 *мл* кипятят в течение 20 *мин* и определяют в них общее содержание железа. Если содержание железа в фильтрате из того цилиндра, в который была введена наибольшая доза хлора, все же превышает допустимую величину, опытное обезжелезивание повторяют с бóльшими дозами хлора.

В результате проведения пробного обезжелезивания воды выбирают тот метод, при котором достигается наибольшая степень удаления из воды железа. Если нужная степень обезжелезивания достигается несколькими методами из трех рассмотренных выше (коагуляция, известкование, хлорирование), то выбор метода обезжелезивания данной воды производят технико-экономическим сравнением.

4. УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ МАРГАНЦА

В подземных водах марганец обычно содержится в виде солей двухвалентного марганца, хорошо растворимых в воде. Двухвалентный марганец медленно окисляется в трех- и четырехвалентный растворенным в воде кислородом воздуха или другими окислителями.

Трех- и четырехвалентный марганец гидролизуется и выпадает в осадок в виде гидратов окиси марганца $Mn(OH)_3$ и $Mn(OH)_4$, растворимость которых в воде при pH>7 менее 0,01 *мг/л*.

В поверхностных водах марганец может содержаться в виде комплексных органических или коллоидных соединений.

Из подземных вод марганец обычно удаляют окислением с последующим отстаиванием $Mn(OH)_3$ или $Mn(OH)_4$ и фильтрованием, а из поверхностных вод — коагуляцией, которой часто предшествует разрушение органических соединений воды сильными окислителями — хлором, двуокисью хлора или озоном.

Скорость окисления двухвалентного марганца растворенным в воде кислородом в очень сильной степени зависит от значений pH воды. При pH<8 без катализаторов окисление Mn^{2+} практически не происходит. Достаточно быстрое окисление Mn^{2+} в Mn^{3-} и Mn^{4+} растворенным в воде кислородом происходит только при ее pH>9,5.

Катализаторами процесса окисления Mn^{2+} являются высшие окислы марганца. Процесс окисления двухвалентного марганца в трех- и четырехвалентный резко ускоряется при контакте аэрированной воды, содержащей марганец, с дробленым пиролюзитом, черным песком, марганцевым катионитом или осадком гидроокиси марганца, предварительно окисленного аэрацией.

При фильтровании содержащей марганец аэрированной и подщелоченной воды через песчаный фильтр на поверхности зерен песка выпадает отрицательно заряженный осадок $Mn(OH)_4$, который адсорбирует положительно заряженные ионы Mn^{2+}. Эти ионы гидролизуются и реагируют с ранее выпавшим осадком, образуя постепенно Mn_2O_3:

$$Mn(OH)_4 + Mn(OH)_2 \rightarrow Mn_2O_3 + 3H_2O.$$

Последний легко окисляется растворенным в воде кислородом $2Mn_2O_3 + O_2 + 8H_2O \rightarrow 4Mn(OH)_4$; образующийся гидрат окиси четырехвалентного марганца снова участвует в процессе, являясь катализатором окисления марганца. Для ускорения процесса образования пленки $Mn(OH)_4$ на поверхности зерен песка нового фильтра в период пуска установки целесообразно вводить в подаваемую на фильтр воду 1—3 *мг/л* перманганата калия.

Как видно из графика, приведенного на рис. XIV.8, контакт аэрированной воды с катализатором окисления марганца $Mn(OH)_4$ позволяет вести процесс удаления из воды марганца при pH=8,5 (вместо pH=9,5 при окислении марганца в отсутствии катализатора).

При pH<7,5 даже в присутствии катализаторов марганец растворенным в воде кислородом воздуха не окисляется. Поэтому, если подщелачивание воды нежелательно или дорого, окисление Mn^{2+} в Mn^{3+} может быть осуществлено хлорированием, озонированием, обработкой воды двуокисью хлора или $KMnO_4$.

Хлор окисляет Mn^{2+} при pH=7 за 60—90 *мин* при отсутствии в воде аммонийных солей. В присутствии последних окисление

Mn^{2+} начинается только после связывания всех содержащихся в воде аммонийных солей в хлорамины и появления в воде свободного хлора.

Расход хлора на окисление 1 *мг* марганца в отсутствие NH_4^+ составляет 1,3 *мг*; при наличии в воде аммонийных солей расход хлора увеличивается на величину, необходимую для их связывания в хлорамины.

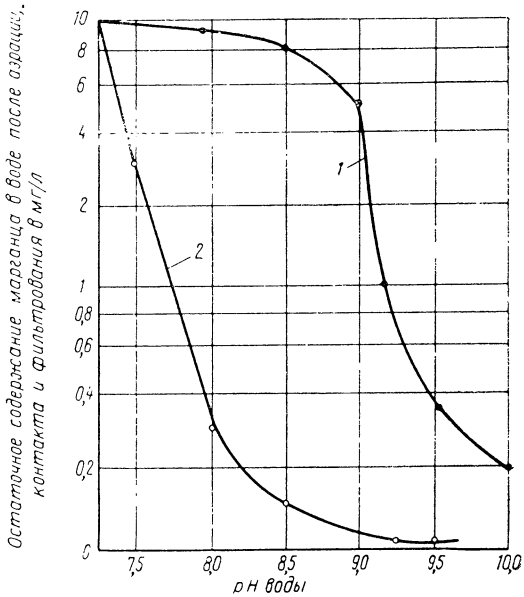


Рис. XIV.8. Влияние контакта воды с окислами марганца на скорость его окисления кислородом воздуха (выдержка после аэрации 60 *мин*)

1 — без применения катализатора; *2* — после контакта с $Mn(OH)_4$

Двуокись хлора ClO_2 и озон O_3 окисляют Mn^{2+} при pH = = 6,5 ÷ 7 за 10—15 *мин*. На окисление 1 *мг* Mn^{2+} расходуется 1,35 *мг* ClO_2 или 1,45 *мг* O_3.

Весьма эффективным способом перевода Mn^{2+} в малорастворимое соединение $Mn(OH)_4$ даже в том случае, когда Mn^{2+} входит в трудноокисляемые комплексные органические соединения, является обработка воды перманганатом калия.

При умягчении воды реагентными методами марганец удаляется одновременно с солями жесткости. В умягченной известкованием воде содержание марганца не превосходит 0,02 *мг/л*.

Марганец, находящийся в воде в ионной форме, может быть удален катионированием воды.

Из поверхностных вод марганец обычно удаляют осаждением коагуляцией сернокислым железом и подщелачиванием воды до высоких значений pH (9,5—10) либо обработкой перманганатом калия в дополнение к обычным коагулянтам. При этом бóльшая часть выделившегося марганца задерживается в отстойниках или осветлителях, остальная его часть — на фильтрах.

Как показал один из опытов, при скорости фильтрования 4 *м/ч* марганец проникал в песок (диаметр зерен 1—1,4 *мм*, коэффициент неоднородности 1,25) фильтров на 600 *мм*; при скорости фильтрования 10 *м/ч* глубина проникания марганца возросла до 1000 *мм*. Поэтому в фильтрах для удаления из воды марганца толщину слоя песка следует принимать не менее 1500 *мм*.

В ГДР был удачно применен биохимический способ удаления из воды марганца. При подаче в водопроводную сеть Дрездена воды, содержавшей марганец, наблюдалось интенсивное обрастание стенок водопроводных труб марганцепотребляющими бактериями. Для удаления из воды марганца ее пропускали через напорные фильтры, которые были загружены 1,5-*м* слоем грубозернистого песка ($d_{ср} \approx 3$ *мм*), засеянного небольшим количеством марганцепотребляющих бактерий. При скорости фильтрования до 30 *м/ч* эти фильтры уже в течение нескольких лет полностью удаляют из воды марганец; развитие биообрастаний в трубопроводах прекратилось.

ЛИТЕРАТУРА

1. Алекин О. А. Основы гидрохимии. Госметиздат, 1953.
2. Апельцин И. Э. Определение условий осаждения малорастворимых соединений, образующихся при умягчении и обезжелезивании воды. «Журнал прикладной химии», № 1, т. XXIII, 1950.
3. Асс Г. Ю. Определение необходимого pH воды при обезжелезивании без обогащения кислородом. Труды ВНИИ ВОДГЕО (Водоснабжение), вып. 17, 1967.
4. Вехотко Т. И. Удаление железа и марганца из водных растворов. «Журнал прикладной химии», № 12, т. XXI, 1948.
5. Вехотко Т. И., Корыстин П. В., Моисеев А. С. Глубокая очистка природных гуминовых вод. «Химическая промышленность», 1953, № 7.
6. Клячко В. А. О выборе метода обезжелезивания воды. В сб. ВНИИ ВОДГЕО: «Исследования по водоподготовке». Госстройиздат, 1956.
7. Мамонтов К. А. Обезжелезивание воды в напорных установках. Изд-во МКХ РСФСР, 1952.
8. Перлина А. М., Балашова Г. В., Горяинова Г. С., Михайлова Э. М. Окисление двухвалентного железа при обезжелезивании подземных вод. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXX, 1964.
9. Перлина А. М., Городищер З. Я., Балашова Г. В., Горяинова Г. С., Шварте Л. Н. Обезжелезивание подземных вод методом фильтрования. В сб.: «Научные труды № 53. (Водоснабжение)». Изд. АКХ РСФСР, 1968.
10. Станкявичюс В. И. Высокопроизводительные установки для обезжелезивания воды. В сб.: «Научные труды АКХ РСФСР», т. XXX, 1964.
11. Технические указания на проектирование и эксплуатацию станций

обезжелезивания воды фильтрованием с упрощенной системой аэрации. Изд. АКХ РСФСР, 1966.
12. Указания по проектированию установок для обезжелезивания воды. Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1959.
13. Conneley E. I. Removal of iron and manganese. JAWWA, 1958, 50, № 5.
14. Griffin A. Manganese removal with chlorine and chlorine dioxide. Journ. New Engl. WWA, 1958, 72, № 3.
15. Holluta I., Eberhardt, M. Über geschlossene Enteisenung durch Schnellfiltration. Vom. Wasser, 1957, 24.
16. Halle K. Beitrag zur Filtration eisenhaltiger Grundwässer. Wasserwirtschaft—Wassertechnik. 1964, 14, № 12.
17. Hem J. D. Stability field diagrams as aids in iron chemistry studies. JAWWA, 1961, 53, № 2.
18. Heertjes P. M., Lerk C. F. The removal of iron from groundwater. Aqua, 1963, № 2.
19. Ientsch O. Aufbereitung des Wassers. Verl Technic, 1956.
20. Nordell E. Water treatment for industrial and other uses. Reinhold Publ. Corp., 1960.
21. Powell Sh. Water conditioning for industry. McGraw-Hill, 1954.

ГЛАВА XV

УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ КРЕМНИЕВОЙ КИСЛОТЫ

1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Содержание кремниевой кислоты и ее солей — силикатов — в природных водах колеблется в широких пределах: от 1—2 *мг/л* в водах северных рек до 50—60 *мг/л* в подземных водах Армении.

Высокое содержание кремниевой кислоты и ее солей недопустимо в воде, используемой для питания паровых котлов высокого давления, а также в производстве некоторых сортов целлюлозы, искусственного волокна, продукции химико-фармацевтической промышленности и др. Растворимость в воде солей кремниевой кислоты настолько велика, что ее осаждение в виде наименее растворимых солей (цинка, кадмия, марганца или кальция) требует больших избытков осадителя.

Кремниевая кислота и ее соли сорбируются хлопьями гидроокиси магния, железа и алюминия.

Слабоосно́вные аниониты кремниевую кислоту в силу ее малой диссоциации практически из воды не удаляют. Сильноосно́вные аниониты сорбируют кремниевую кислоту в том случае, если из воды при ее обессоливании были предварительно удалены все анионы сильных кислот и угольная кислота, а также все катионы.

Выбор метода обескремнивания воды определяется необходимой глубиной удаления кремниевой кислоты. Наибольшая глубина обескремнивания воды достигается при ее обессоливании ионитами — содержание кремниевой кислоты при этом может быть снижено до 0,05—0,01 *мг/л* SiO_3^{2-}.

Содержание SiO_3^{2-} в воде может быть также снижено: фильтрованием через магнезиальный сорбент или окись магния до 0,1—0,3 *мг/л*; сорбцией гидроокисью магния или каустическим магнезитом в осветлителях со взвешенным осадком — до 0,8—1,2 *мг/л* при подогреве воды до 40° С и до 0,2—0,3 *мг/л* при подогреве воды до 120° С; осаждением известью при подогреве воды до 98° С и избытке осадителя — до 0,5 *мг/л*; сорбцией осадками гидроокиси железа или алюминия без подогрева воды — до 1,5—2 *мг/л*.

2. ОБЕСКРЕМНИВАНИЕ ВОДЫ РЕАГЕНТАМИ

Обескремнивание воды известью. Удаление из воды части растворенной в ней кремниевой кислоты достигается осаждением ее в виде $CaSiO_3$ при умягчении воды известью. Глубина обескремнивания воды возрастает при избытке извести и повышении температуры.

В ЧССР распространен метод обескремнивания воды известью Копецкого — Вондрушки. Подлежащая декарбонизации и обескремниванию вода нагревается в каскадном подогревателе до 80—90° С. При этом из воды удаляется углекислота и происходит частичный распад бикарбонатов. Затем нагретая вода проходит сатуратор, где насыщается известью. В сатураторе происходит выпадение гидроокиси магния, карбоната и силиката кальция — декарбонизация воды и ее обескремнивание. Удаление из воды избытка $Ca(OH)_2$ происходит при декарбонизации воды дымовыми газами. Выпадающий тонкодисперсный осадок чистого карбоната кальция высушивается и используется в парфюмерной и других отраслях промышленности. В обработанной таким образом воде содержится 0,3—0,5 *мг/л* SiO_3^{2-}.

Обескремнивание воды солями железа. При введении в воду солей железа образуется коллоид гидроокиси железа, частицы которого имеют обычно положительный заряд. При взаимной коагуляции коллоида гидроокиси железа и коллоидной кремниевой кислоты, имеющей отрицательный заряд, достигается удаление последней из воды. Расход солей железа при этом составляет около 2 *мг* Fe^{3+} на 1 *мг* удаляемой коллоидной кремниевой кислоты. Растворенная кремниевая кислота сорбируется хлопьями гидроокиси железа. На снижение содержания кремниевой кислоты с 12—14 до 2 *мг/л* расходуется 300—350 *мг* сульфата железа. Оптимальные значения pH (8,5—9,5) поддерживаются введением в воду извести.

Обескремнивание воды солями алюминия. Коллоидная кремниевая кислота коагулируется положительно заряженным коллоидом гидроокиси алюминия и задерживается в осветлителе.

Хлопья гидроокиси алюминия сорбируют из воды растворенную кремниевую кислоту. Процесс этот идет лучше при введении в воду алюмината натрия (10—15 *мг* $NaAlO_2$ на 1 *мг* SiO_3^{2-}), чем сульфата алюминия, так как при введении в воду последнего частично образуются основные сульфаты алюминия, не сорбирующие кремниевую кислоту. Высокой сорбционной способностью по SiO_3^{2-} обладают хлопья алюмината магния, образующиеся при введении в воду солей магния и алюмината натрия или сернокислого алюминия при значениях pH>8,5.

Обескремнивание воды гидроокисью магния. Гидроокись магния сорбирует из воды ионную, молекулярно-дисперсную и коллоидную кремниевую кислоту. Скорость образования и прочность сорбционных соединений возрастает с повышением темпе-

ратуры и pH воды, поэтому глубина обескремнивания также возрастает с повышением температуры.

При введении в воду 5—10 *мг* MgO на 1 *мг* содержащейся в воде SiO_3^{2-} или осаждении такого же количества гидроокиси магния в воде из растворенных в ней солей магния с помощью извести или едкого натра удается снизить содержание кремниевой кислоты в воде до 1 *мг/л* при температуре 40° С и до 0,25 *мг/л* при температуре 100—105° С. Процесс следует вести при pH = = 10,2 ÷ 10,3, так как при более низких pH образуются растворимые соединения магния.

Обескремнивание воды обожженным доломитом. При обжиге природных доломитов (содержание CaO 27—36%, MgO 13—23%) при температуре около 750° С получается доломитизированная известь, содержащая до 40% MgO. При введении ее в воду происходит декарбонизация воды в результате взаимодействия CaO извести и бикарбонатов воды, а также ее обескремнивание в результате сорбции SiO_3^{2-} окисью магния доломитизированной извести.

Расход доломитизированной извести на 1 *мг* SiO_3^{2-} при обескремнивании воды [2 и 3] составляет: 10—15 *мг* MgO при температуре 40° С, 4—6 *мг* при температуре 75° С и 2,5—3,5 *мг* при температуре 98° С. Остаточное содержание SiO_3^{2-} составляет при этом 0,2 *мг/л* при 98° С и 2 *мг/л* при 40° С.

Обескремнивание воды каустическим магнезитом. Используемый для обескремнивания воды каустический магнезит представляет собой пыль, улавливаемую из отходящих газов печей для обжига магнезита. Каустический магнезит Саткинского магнезитового завода содержит 70—85% MgO, до 4,5% CaO, около 4% SiO_2, столько же полуторных окислов алюминия и железа. По ГОСТ 1216—41 95% зерен его должно проходить через сито с размером ячейки 0,14 *мм*. В воде каустический магнезит гидролизуется; образовавшаяся на поверхности его частичек гидроокись магния сорбирует из воды кремниевую кислоту. Процесс этот идет при значениях pH > 10, так как при наличии в воде CO_2, бикарбонатов и карбонатов гидроокись магния растворяется.

Доза каустического магнезита для обескремнивания воды зависит от содержания в ней SiO_3^{2-}, температуры, при которой производится обескремнивание, времени контакта воды с каустическим магнезитом.

При температуре 40° С и расходе каустического магнезита 10—15 *мг* на 1 *мг* удаляемой SiO_3^{2-} остаточное содержание кремниевой кислоты в воде не превосходит 1—1,5 *мг/л*, если время контакта воды со взвешенным слоем магнезита составляет 80—90 *мин*.

Для получения хорошего эффекта обескремнивания процесс следует вести в осветлителях с большой высотой слоя взвешен-

ного осадка (4—5 *м*). Повышение температуры воды выше 50° С лишь незначительно увеличивает эффект обескремнивания воды [2 и 3].

3. ФИЛЬТРАЦИОННОЕ ОБЕСКРЕМНИВАНИЕ ВОДЫ

Недостатком описанных выше реагентных методов обескремнивания воды является необходимость устройства громоздких осветлителей и трудность автоматизации процесса. От этих недостатков свободны фильтрационные методы обескремнивания, в которых обескремниваемая вода фильтруется через слой гранулированного сорбента, способного сорбировать из воды SiO_3^{2-}.

В опытах ВНИИ ВОДГЕО гранулированная активированная окись алюминия и дробленый малокремнистый боксит снижали содержание SiO_3^{2-} в фильтруемой через них воде на 90—95%. Кремнеемкость этих сорбентов составляла около 10 *кг/т*. При этом получается большой расход едкого натра на регенерацию сорбентов — около 80 *мг* на 1 *мг* удаленной из воды SiO_3^{2-}.

Значительно более высокую кремнеемкость имеет магнезиальный сорбент, рецептура изготовления которого разработана во ВНИИ ВОДГЕО О. Н. Шемякиной и В. А. Клячко. Этот сорбент приготовляют затворением пылевидного каустического магнезита, содержащего около 90% окиси магния, раствором хлористого магния или соляной кислоты до получения тестообразной массы. Весовое отношение Mg : Cl в этой массе должно быть близким к 1,5 : 1. В процессе высушивания при температуре 80—100° С эта масса затвердевает. Образовавшийся твердый камень дробят в крупку с размером зерен 0,5—1,5 *мм*, которую и загружают в фильтры для сорбции из воды кремниевой кислоты.

До включения в работу фильтра загруженный в него сорбент отмывают током воды сверху вниз со скоростью 5—7 *м/ч*, при этом вследствие выщелачивания из сорбента $MgCl_2$ и $CaCl_2$ пористость сорбента сильно возрастает, одновременно возрастает и его кремнеемкость.

Глубина обескремнивания зависит от скорости фильтрования и возрастает с увеличением толщины слоя сорбента и температуры обескремниваемой воды.

По данным лабораторных опытов во ВНИИ ВОДГЕО, при температуре воды 45° С и толщине слоя сорбента 2,5 *м* фильтр снижал содержание SiO_3^{2-} в Н- и Na-катионированной воде с 12,5 до 0,05 *мг/л* при скорости фильтрования 5 *м/ч* и до 0,1—0,12 *мг/л* при скорости фильтрования 10 *м/ч*. Кремнеемкость 1 *т* сорбента до полного его истощения составляла 90 *кг* [6].

По данным двухгодичных испытаний производственных фильтров обескремнивающей установки ТЭЦ Череповецкого металлургического завода, фильтры, загруженные сорбентом ВНИИ ВОДГЕО, снижают содержание SiO_3^{2-} в воде с 2—4 до

0,3—1.5 *мг/л* при скорости фильтрования 7—10 *м/ч*, температуре воды 42° С и толщине слоя сорбента 1 *м*.

Сорбент не регенерируется, и по исчерпании сорбционной способности его заменяют новым.

Сорбент не разрушается в известкованной (pH>10), а также в H- и Na-катионированной воде, если из нее удалена углекислота и ее pH доведено до 8,5—9. В воде, содержащей CO_2 и HCO_3^-, сорбент постепенно растворяется, обогащая воду солями жесткости.

4. ОБЕСКРЕМНИВАНИЕ ВОДЫ АНИОНИТАМИ

Сильно- и среднеоснóвные аниониты в OH-форме способны сорбировать кремниевую кислоту из растворов, не содержащих анионов сильных кислот и углекислоты. Эту способность указанных анионитов используют для обескремнивания воды в процессе ее обессоливания.

Слабооснóвные аниониты кремниевую кислоту не сорбируют. Поэтому при необходимости удаления SiO_3^{2-} из воды в процессе ее обессоливания приходится применять многоступенчатые схемы с удалением анионов сильных кислот на слабооснóвном анионитовом фильтре I ступени и кремниевой кислоты на сильнооснóвном анионитовом фильтре II ступени, регенерируемом едким натром. Этот метод дорог из-за высокой стоимости сильнооснóвного анионита и едкого натра, а также необходимости частой замены сильнооснóвного анионита, кремнеемкость которого снижается за 2—3 года эксплуатации до 50% первоначальной.

Поэтому представляет интерес фторидный метод, с помощью которого вода обескремнивается слабооснóвным анионитом, регенерируемым дешевой содой [5].

В обессоливаемую воду для ее обескремнивания на слабооснóвном аниоките перед H-катионитовым фильтром вводят фтористый натрий или часть предварительно H-катионированной воды пропускают через фильтр-обогатитель, загруженный дробленым криолитом AlF_3 или фтористым кальцием CaF_2. При этом вода обогащается фтористоводородной кислотой, которая в кислой среде реагирует с кремниевой кислотой, превращая ее в сильную кремнефтористоводородную кислоту:

$$H_2SiO_3 + 6HF \rightarrow H_2SiF_6 + 3H_2O,$$

сорбируемую слабооснóвным анионитом:

$$2[Ан]CO_3 + H_2SiF_6 \rightarrow [Ан]_2SiF_6 + H_2CO_3.$$

Отработанный регенерационный раствор содержит кремнефтористый натрий, фтор которого может быть использован повторно.

Для этого в раствор вводят аммиак или углекислый аммо-

ний, благодаря чему создаются условия для гидролиза Na_2SiF_6. Кремниевая кислота выпадает в осадок и отфильтровывается, раствор фтористого аммония-натрия дозируется в воду перед Н-катионитовыми фильтрами.

ЛИТЕРАТУРА

1. Брянский Б. Д. Обескремнивание воды обожженным доломитом. В сб.: «Вопросы проектирования и эксплуатации водоподготовительных установок». Госэнергоиздат, 1955.

2. Квятковский В. М., Живилова Л. М. Исследования процесса магнезиального обескремнивания воды при высокой температуре. «Теплоэнергетика», 1959, № 5.

3. Квятковский В. М., Живилова Л. М. Магнезиальное обескремнивание воды. «Теплоэнергетика», 1958, № 4.

4. Клячко В. А. Обескремнивание воды. В сб.: «Внутрикотловые физико-химические процессы». Госэнергоиздат, 1951.

5. Лурье Ю. Ю., Клячко В. А. Фторидный метод декремнизации воды. Доклады АН СССР, т. 49, № 1, 1945.

6. Шемякина О. Н. Обескремнивание воды магнезиальным сорбентом. В сб.: «Исследования по водоподготовке». Госстройиздат, 1959.

7. Lindsay R., Rizpar J. Silica removal by precipitation methods. Ind. and Engng Chem., 1939, № 7.

8. Schwartz W. Silica removal by ferric hydroxide. JAWWA, 1938, 30, № 4.

ГЛАВА XVI

ОБЕСФТОРИВАНИЕ И ФТОРИРОВАНИЕ ВОДЫ

1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Вопросу содержания фтора в питьевой воде гигиенисты придают важное значение. Рядом исследований установлено, что существуют оптимальные концентрации фтора в воде, которые обеспечивают наиболее благоприятное влияние на людей, постоянно пользующихся водой в данном населенном пункте.

Согласно требованиям ГОСТ 2874—54 содержание фтора в питьевой воде не должно превышать 1,5 *мг/л*. Изменение № 2 к СНиП II-Г.3-62 «Водоснабжение. Нормы проектирования» предусматривает добавление к воде фтора (фторирование воды) в тех случаях, когда его содержание в воде источника водоснабжения менее 0,5 *мг/л*. Необходимость фторирования воды в каждом отдельном случае устанавливается органами Государственного санитарного надзора.

Как малые, так и большие концентрации фтора оказывают неблагоприятное влияние на организм человека. При недостатке фтора в рационе людей наблюдается распространение кариеса зубов среди населения, нередко приводящего к потере зубов и, как следствие этого, к хроническим заболеваниям желудка. Известно, что кариесом зубов в отдельных странах поражено 80—95% населения.

Многочисленными исследованиями гигиенистов установлено противокариесное действие фтора при его достаточном содержании в рационе людей. В настоящее время признано, что одним из наиболее надежных способов снабжения населения нужным количеством фтора является фторирование питьевой воды, т. е. добавление к ней реагентов, содержащих фтор.

Фторирование питьевой воды было применено в США в 1945 г. и с тех пор получило большое распространение как в США (включая Нью-Йорк), так и в Канаде, некоторых странах Латинской Америки, Азии и Европы (например, в ГДР, ЧССР).

Впервые в СССР фторирование воды было применено в Норильске, а в настоящее время воду фторируют в ряде населенных пунктов.

Гигиеническими исследованиями установлено, что повышен-

ное содержание в воде фтора, сверх допустимой концентрации, также приводит к заболеваниям — флюорозу зубов и флюорозу скелета. Флюороз зубов («пятнистая эмаль») заключается в том, что на зубах появляются мелкие меловидные пятна; последовательное усиление болезни характеризуется увеличением площади меловидных пятен на зубах, появлением пятен коричневого цвета, нарушением эмалевого покрова и в наиболее тяжелых случаях разрушением зубов.

При длительном пользовании в течение ряда лет водой с повышенным содержанием фтора (более 5 *мг/л*) в некоторых случаях, в частности в условиях жаркого климата, наблюдается флюороз скелета людей (обызвествление сухожилий и связок, ограничение подвижности туловища, боли).

Р. Д. Габовичем [3] предложена следующая классификация качества питьевой воды по содержанию фтора:

1) очень низкая концентрация фтора (до 0,3 *мг/л*); кариес зубов в 3—4 раза больше, чем при оптимальной концентрации фтора; важнейшее профилактическое мероприятие — фторирование воды;

2) низкая концентрация фтора (от 0,3 до 0,7 *мг/л*); кариес зубов в 1—3 раза больше, чем при оптимальной концентрации фтора; желательно фторирование воды;

3) оптимальная концентрация фтора (от 0,7 до 1,1 *мг/л*); поражение населения кариесом минимальное; для местностей с жарким климатом или в жаркое время года оптимальная концентрация фтора 0,7—0,8 *мг/л*, для местностей с умеренным климатом 0,9—1,1 *мг/л*;

4) повышенная, но еще допустимая концентрация фтора при отсутствии других источников водоснабжения (от 1,1 до 1,5 *мг/л*); заболеваемость кариесом минимальная, возрастает заболеваемость флюорозом зубов (у 15—20% населения весьма слабая форма флюороза зубов);

5) концентрация выше предельно допустимой (от 1,5 до 2 *мг/л*); до 30—40% населения поражено флюорозом зубов, подавляющее большинство — в легкой форме; воду следует обесфторивать;

6) высокая концентрация фтора (от 2 до 6 *мг/л*); пораженность населения кариесом зубов больше минимальной; от 30 до 100% населения поражено флюорозом зубов, у многих в тяжелой форме; у детей учащаются случаи отставания в развитии и минерализации костей; воду обязательно обесфторивать;

7) очень высокая концентрация фтора (от 6 до 15 *мг/л*); пораженность кариесом значительно больше минимальной; до 80—100% населения поражено флюорозом зубов, превалируют тяжелые формы; наблюдается угнетение функций щитовидной железы; в условиях жаркого климата и нерационального питания наблюдаются тяжелые формы флюороза скелета; воду обязательно обесфторивать.

2. МЕТОДЫ ОБЕСФТОРИВАНИЯ ВОДЫ

Обесфторивание воды является одним из относительно сложных и дорогих методов водоподготовки. Поэтому, несмотря на то что природные воды с повышенным содержанием фтора имеют значительное распространение, число действующих установок по обесфториванию воды относительно невелико. В известной мере это объясняется тем, что гигиенисты лишь недавно стали предъявлять жесткие требования к содержанию фтора в питьевой воде.

В последние годы проводятся исследования различных методов обесфторивания воды. В настоящее время практическое значение имеют следующие методы: а) ионный обмен на селективных в отношении фтора анионитах — на активированной окиси алюминия и гидроксилапатите; б) сорбция свежевыделенными осадками — гидроокисью алюминия и гидроокисью магния.

Обесфторивание воды с помощью зернистой активированной окиси алюминия. Данный метод исследовали за рубежом Боруф [7], Своп и Гесс [12], Савинелли и Блэк [11], а в СССР И. Э. Апельцин и Е. Ф. Золотова [2].

Работы [11 и 2] показали, что активированная окись алюминия действует как анионит, избирательно обменивающий ионы SO_4^{2-} или OH^-, которыми он заряжен при регенерации, на ионы F^- очищаемой воды. Одновременно в ионном обмене участвуют ионы HCO_3^- и в незначительной степени хлоридные ионы.

Реакции ионного обмена, если активированная окись алюминия при регенерации заряжена сульфатными ионами, содержащимися в растворе сульфата алюминия, могут быть представлены следующими уравнениями:

$$[Ан]_2SO_4 + 2F^- \rightarrow 2[Ан]F + SO_4^{2-};$$

$$[Ан]_2SO_4 + 2HCO_3^- \rightarrow 2[Ан]HCO_3 + SO_4^{2-}.$$

Благодаря селективным свойствам активированной окиси алюминия поглощение фтор-ионов происходит гораздо интенсивней, чем бикарбонат-ионов, несмотря на то, что концентрации в растворе ионов HCO_3^- обычно намного больше, чем концентрации ионов F^-.

Экспериментами, выполненными во ВНИИ ВОДГЕО, доказана эквивалентность обмена $F^- + HCO_3^-$ на ионы SO_4^{2-} анионита; следовательно, в данном случае имеет место ионный обмен (рис. XVI.1).

Степень обогащения воды сульфатами в процессе обесфторивания воды может быть проиллюстрирована данными следующего эксперимента: при содержании в воде 5 *мг/л* фтора и бикарбонатной щелочности воды 4 *мг-экв/л* содержание ионов SO_4^{2-} в фильтрате увеличивалось на 1,7—2 *мг-экв/л*.

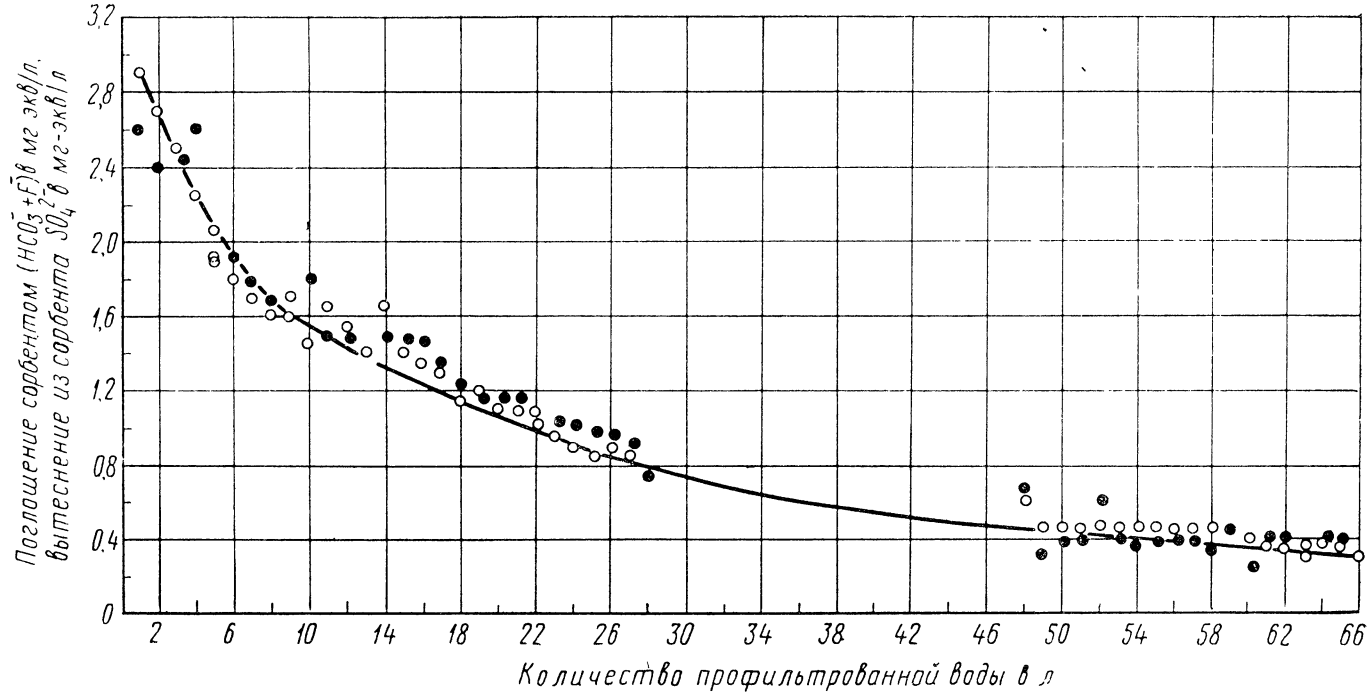


Рис. XVI.1. График эквивалентности обмена $F^- + HCO_3^-$ на SO_4^{2-} при фильтровании воды через активированную окись алюминия [кривая показывает поглощение $F^- + HCO_3^-$ (точки) и вытеснение SO_4^{2-} (кружки)]

Изменение показателей качества воды в течение фильтроцикла одного из экспериментов показано на рис. XVI.2.

Из этого графика следует, что щелочность в начале фильтроцикла снизилась с 4 до 2 *мг-экв/л* и постепенно нарастала до первоначальной величины. Соответственно концентрация SO_4^{2-} в начале цикла повысилась в среднем на 2—2,4 *мг-экв/л* и постепенно уменьшалась соответственно нарастанию концентрации бикарбонатных ионов. Величина pH исходной воды составляла 8,

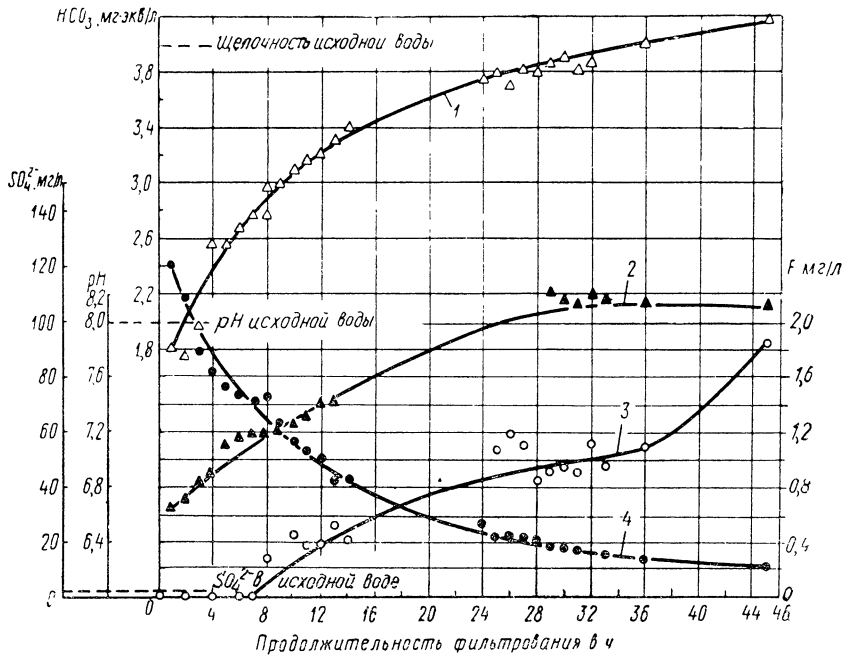


Рис. XVI.2. Изменение pH и концентраций F^-, HCO_3^- (щелочности) и SO_4^{2-} в течение фильтроцикла

1 — щелочность фильтрата; *2* — pH фильтрата; *3* — содержание фтора; *4* — содержание SO_4^{2-}

но в начале цикла снизилась до 6,7 и к середине фильтроцикла достигла первоначальной величины.

Продолжительность фильтроцикла определялась снижением концентрации ионов F^- в фильтрате до величины менее 1,5 *мг/л* и в данном опыте составляла 44 *ч*.

Как показали контрольные химические анализы, содержание в воде хлоридных ионов, кальция и магния не изменялось.

Таким образом, качество воды, получаемой в результате фильтрования через активированную окись алюминия, отвечает требованиям ГОСТ на питьевую воду.

В процессе эксплуатации установки нужно контролировать повышение концентрации в воде ионов SO_4^{2-}, имея в виду, что согласно ГОСТ 2761—57 содержание сульфат-ионов в питьевой воде не должно превышать 500 *мг/л*.

В отечественной практике для обесфторивания воды применяется активированная окись алюминия, изготовленная по техническим условиям МХП. Материал этот готовится не для целей обесфторивания воды, компоненты его проходят стадии обработки, не требующиеся для обесфторивания воды, поэтому получающаяся активированная окись алюминия отличается относительно высокой стоимостью. Выпускаемая заводом активированная окись алюминия имеет зерна более крупные, чем это требуется для загрузки в фильтры обесфторивающих установок. Поэтому получаемую с завода активированную окись алюминия приходится дробить, а затем отсеивать нужную фракцию. Эта операция является трудоемкой и нежелательной, так как она сопровождается значительной потерей сорбента вследствие его измельчения.

Для загрузки в фильтры рекомендуется активированная окись алюминия с размером фракции 1—3 *мм*. Насыпной объемный вес такой фракции в среднем равен 0,5 *т/м*^{3}.

Обесфторивание воды можно производить в напорных или открытых фильтрах. В обоих случаях желательно, чтобы фильтры были оборудованы дренажами из щелевых колпачков.

Непосредственно на колпачки следует уложить слой кварцевого песка крупностью 2—4 *мм* (толщина слоя 100—150 *мм*) для более равномерной работы дренажа, а затем активированную окись алюминия.

Толщина слоя активированной окиси алюминия в напорных фильтрах составляет 2 *м* (при содержании в воде до 5 *мг/л* фтора) и 3 *м* (при содержании 8—10 *мг/л* фтора). В открытых фильтрах высоту слоя сорбента принимают соответственно 2 и 2,5 *м*.

Для возможности расширения сорбента при взрыхлении над его слоем в фильтре должна быть предусмотрена водяная подушка. Высота последней от верха сорбента до кромки промывных желобов (или сборной воронки в напорном фильтре) должна обеспечивать расширение слоя сорбента на 50% его рабочей высоты и, кроме того, должен оставаться запас высоты, равный 200 *мм*.

В связи с тем что сорбент регенерируют кислым раствором сернокислого алюминия, внутренняя поверхность фильтров должна иметь защитное покрытие из материала, допущенного органами Государственного санитарного надзора для устройств и сооружений питьевого водоснабжения (например, для напорных металлических фильтров — покрытие лаком ВХЛ-4000, для открытых железобетонных фильтров — штукатурка кислотоупорным цементом или облицовка метлахской плиткой с заделкой швов кислотоупорным материалом).

Скорость фильтрования воды через сорбент при работе всех фильтров установки должна быть не более 6 *м/ч*, при выключении одного из фильтров на регенерацию — не более 8 *м/ч*. В составе установки должно быть не менее двух фильтров.

Потери напора на 1 *пог. м* фильтрующей загрузки составляют 0,7 и 1 *м* при скорости фильтрования соответственно 6 и 8 *м/ч*. Как это видно из рис. XVI.2, фильтрат в течение первых 15—20% фильтроцикла имеет содержание фтора, близкое к нулю, а затем его концентрация постепенно повышается. Целесообразно проводить цикл до тех пор, пока фильтр дает воду с допустимым содержанием фтора, т. е. до 1 *мг/л* (оптимальная концентрация) или до 1,5 *мг/л* (предельно допустимая концентрация). В течение той части фильтроцикла, когда содержание фтора в фильтрате менее оптимальной концентрации, следует подмешивать к фильтрату необесфторенную исходную воду.

Продолжительность фильтроцикла может быть определена по формуле

$$T = \frac{fHE}{q\,(C_{\text{исх}} - C_{\text{ср}})}, \qquad \text{(XVI.1)}$$

где T — продолжительность фильтроцикла в *ч*;

f — площадь одного фильтра в $м^2$;

H — высота слоя сорбента в фильтре в *м*;

E — рабочая емкость поглощения фтора сорбентом, принимаемая равной 900—1000 *г* фтора на 1 $м^3$ находящегося в фильтре сорбента (в разбухшем и гидравлически рассортированном состоянии);

q — расход воды, поступающей на фильтр, в $м^3/ч$;

$C_{\text{исх}}$ — содержание фтора в исходной воде в $г/м^3$;

$C_{\text{ср}}$ — среднее содержание фтора в фильтрате в $г/м^3$ (по экспериментальным данным $C_{\text{ср}} \approx 0{,}4\ C_{\text{пред}}$, где $C_{\text{пред}}$ — предельно допустимая концентрация фтора в фильтрате в конце фильтроцикла).

По окончании каждого фильтроцикла, перед пропуском регенерационного раствора загрузку фильтра нужно подвергать взрыхлению током воды снизу вверх для предупреждения слеживания и удаления пылевидного измельчившегося сорбента. Интенсивность взрыхления составляет 4—5 $л/м^2 \cdot сек$; продолжительность взрыхления — порядка 15 *мин*. Для взрыхления можно использовать накопленную в специальном баке последнюю четверть объема воды от отмывки сорбента после регенерации.

Регенерацию сорбента по окончании фильтроцикла рекомендуется проводить 1—1,5%-ным раствором сернокислого глинозема в пересчете на безводный $Al_2(SO_4)_3$. Во избежание устройства громоздких баков для разбавленного раствора можно готовить 10—17%-ный раствор сернокислого глинозема [по $Al_2(SO_4)_3$] и подавать его в фильтр через эжектор, в котором этот раствор будет разбавляться эжектирующей водой до 1—

1,5%-ной концентрации. Расход сернокислого глинозема составляет 40—50 *г* $Al_2(SO_4)_3$ на 1 *г* задержанного сорбентом фтора.

Расход сернокислого глинозема на одну регенерацию определяется по формуле

$$G = \frac{qT\,(C_{\text{исх}} - C_{\text{ср}})\,Д}{10b}\ кг, \qquad \text{(XVI.2)}$$

где $Д$ — доза $Al_2(SO_4)_3$ в *г* на 1 *г* задержанного сорбентом фтора, принимаемая равной 40—50 *г/г*;

b — содержание $Al_2(SO_4)_3$ в техническом сернокислом глиноземе в %.

Сорбент регенерируют путем пропуска раствора сернокислого глинозема сверху вниз со скоростью 2—2,5 *м/ч*.

По окончании регенерации производят отмывку сорбента от регенерационного раствора и продуктов регенерации (вытесненного из сорбента фтора). Отмывку ведут путем подачи воды снизу вверх с интенсивностью 4—5 $л/м^2 \cdot сек$. Контролировать полноту отмывки лучше всего по содержанию алюминия в отмывочной воде, а заканчивать отмывку следует при определении качественной реакцией следов алюминия.

В связи с тем что из каждого фильтра установки в процессе фильтрования выходит вода с переменным содержанием фтора, приходится в общую линию фильтрата постоянно добавлять исходную воду для подачи в резервуар воды с требующейся концентрацией фтора (желательно 0,7—1 *мг/л*).

Количество добавляемой исходной воды следует определять в соответствии с периодическими анализами на содержание фтора в общем фильтрате установки.

Количество добавляемой воды в % от общего расхода очищенной воды определяется по формуле

$$n = \frac{C_{\text{р}} - C_{\text{ф}}}{C_{\text{исх}} - C_{\text{ф}}}\,100, \qquad \text{(XVI.3)}$$

где $C_{\text{р}}$ — рекомендуемое содержание фтора в воде, направляемой потребителям, в *мг/л*;

$C_{\text{ф}}$ — концентрация фтора в общем фильтрате обесфторивающей установки в *мг/л*;

$C_{\text{исх}}$ — содержание фтора в исходной воде в *мг/л*.

Установки для обесфторивания воды можно автоматизировать по принципу последовательного осуществления операций взрыхления, регенерации, отмывки и фильтрования по времени, необходимому для каждой из этих операций. Время для каждой операции устанавливается путем предварительного проведения контрольных фильтроциклов.

Специальным конструкторским бюро аналитического приборостроения в Тбилиси заканчивается подготовка к серийному выпуску прибора для автоматического определения и записи содержания фтора в воде. Применение этого прибора позволит

автоматизировать станции обесфторивания воды на основе ее качественных показателей.

Союзводоканалпроектом разработаны два типовых проекта станций обесфторивания воды производительностью до 3200 *м³/сутки* с напорными фильтрами (рис. XVI.3) и производительностью 5000—8000 *м³/сутки* с открытыми фильтрами.

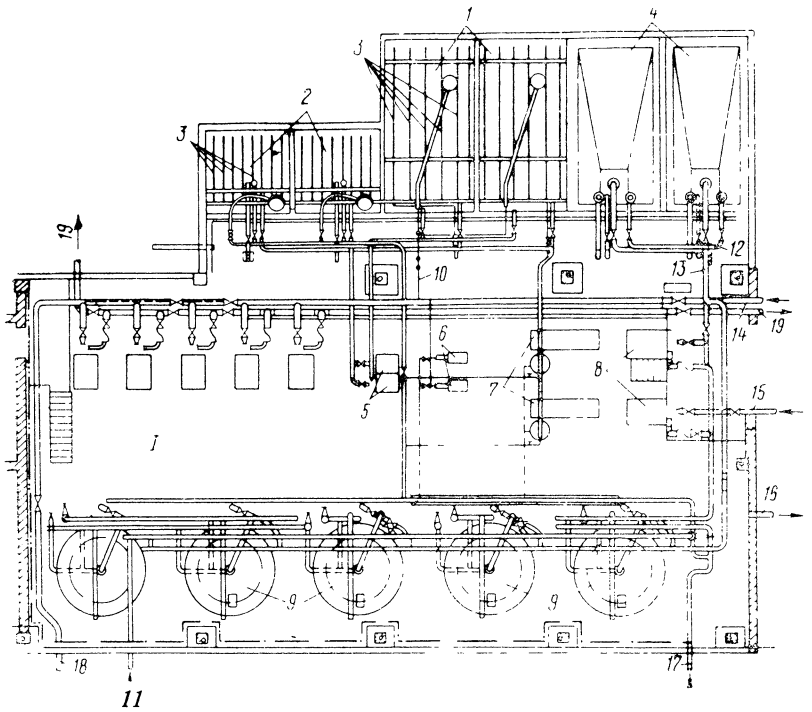


Рис. XVI.3. План станции обесфторивания подземной воды производительностью до 3200 *м³/сутки* (ГПИ Союзводоканалпроект)

I — насосная станция II подъема; *1* — баки мокрого хранения 17%-ного раствора сернокислого глинозема; *2* — растворные баки; *3* — воздушно-распределительная система; *4* — резервуары взрыхления; *5* — насосы для перекачки раствора коагулянта; *6* — насосы-дозаторы; *7* — воздуходувки; *8* — насосы для взрыхления сорбента; *9* — напорные фильтры, загруженные сорбентом; *10* — подача из баков 17%-ного раствора $Al_2(SO_4)_3$; *11* — подача исходной воды; *12* — из резервуаров взрыхления; *13* — сброс второй порции отмывочной воды в резервуар взрыхления; *14* — из резервуара обесфторенной воды; *15* — из отмывочных резервуаров; *16* — в канализацию; *17* — в резервуар обесфторенной воды; *18* — из резервуара обесфторенной воды; *19* — к потребителю

Станция производительностью 3200 *м³/сутки* с напорными фильтрами предназначена для обесфторивания подземных вод, не содержащих взвешенных веществ.

Исходная вода проходит через напорные фильтры, загруженные активированной окисью алюминия, фильтрат направляется в резервуары очищенной воды.

Поступающий на станцию сернокислый глинозем из автомашин разгружается в растворные баки, заливается водой и барботируется сжатым воздухом. Раствор с концентрацией $Al_2(SO_4)_3$ около 17% перекачивается в баки для мокрого хранения, откуда насосами-дозаторами подается для регенерации сорбента. В напорную линию регенерационного раствора подается вода для разбавления 17%-ного раствора до его концентрации 1—1,5%.

Последняя четверть объема воды от отмывки фильтров направляется в баки и используется для взрыхления сорбента. По подсчетам Союзводоканалпроекта, обесфторивание 1 $м^3$ воды с содержанием фтора 5 *мг/л* обходится около 4 коп.

Обесфторивание воды гидроксилапатитом. Возможность очистки воды от фтора сорбцией его малорастворимыми фосфатами (трикальцийфосфатом, гидроксилапатитом) была установлена рядом исследователей [8 и 9].

Во ВНИИ ВОДГЕО были проведены исследования по обесфторированию воды фильтрованием через зернистый гидроксилапатит [2], полученный путем обработки отфильтрованного раствора технического суперфосфата аммиаком или едким натром. Образующийся осадок отмывали, сушили при температуре 110° С, дробили и отсеивали нужную фракцию крупностью 1—3 *мм* для загрузки в фильтры. Таким образом, получали гидроксилапатит состава $Ca_9(PO_4)_6 \cdot Ca(OH)_2$.

Гидроксилапатит при обесфторивании воды действует, по-видимому, как селективный в отношении фтор-ионов анионит, избирательное действие которого обусловлено образованием малорастворимого фторапатита по реакции

$$[Ca_9(PO_4)_6Ca](OH)_2 + 2F^- \rightarrow [Ca_9(PO_4)_6Ca]F_2 + 2OH^-. \quad (XVI.4)$$

Для регенерации сорбента через загрузку фильтра пропускают 1%-ный раствор едкого натра и переводят фторапатит в гидроксилапатит:

$$[Ca_9(PO_4)_6Ca]F_2 + 2OH^- \rightarrow [Ca_9(PO_4)_6Ca](OH)_2 + 2F^-. \quad (XVI.5)$$

Апатит может быть также заряжен обменным карбонатным ионом путем пропуска через гидроксилапатит воды, насыщенной углекислотой:

$$[Ca_9(PO_4)_6Ca](OH)_2 + CO_2 \rightarrow [Ca_9(PO_4)_6Ca]CO_3 + H_2O. \quad (XVI.6)$$

Апатит в карбонатной форме обладает более высокой обменной способностью по сравнению с гидроксилапатитом, по-видимому, вследствие того, что при переходе в фильтрат ионов CO_3^{2-} значение pH фильтрата повышается меньше, чем при поступлении в фильтрат ОН-ионов. Экспериментами установлено, что реакция ионного обмена с поглощением апатитом ионов фтора идет лучше при низких значениях pH, при которых противоионы в фильтрате (OH^-) связываются в воду.

По экспериментальным данным ВНИИ ВОДГЕО, рабочая емкость поглощения фтора гидроксилапатитом при скорости фильтрования 5 *м/ч* колеблется в пределах 4—6 *кг* фтора на 1 *т* сорбента. Насыпной вес гидроксилапатита с крупностью зерен 1—3 *мм* около 0,8 *т/м*^{3}. Расход едкого натра на регенерацию гидроксилапатита составляет 100 *кг* на 1 *кг* поглощенного сорбентом фтора.

Отмывку сорбента после регенерации предпочтительно проводить током воды снизу вверх с интенсивностью 7—8 *л/м*$^2 \cdot$ *сек.* Продолжительность отмывки составляет 30—45 *мин.*

Сорбция фтора осадком гидроокиси алюминия. Удаление фтора из воды может быть достигнуто сорбцией его осадком гидроокиси алюминия, образующимся при обработке воды сернокислым глиноземом.

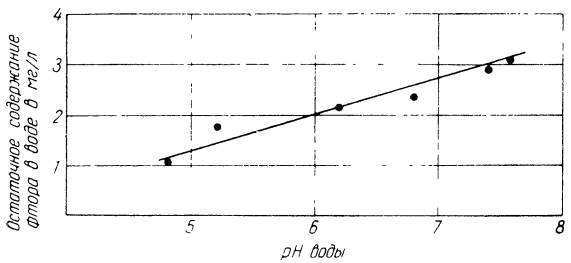


Рис. XVI.4. Зависимость остаточной концентрации фтора от pH воды [начальное содержание фтора в воде — 5,6 *мг/л*, доза $Al_2(SO_4)_3$ — 200 *мг/л*]

Исследования, проведенные во ВНИИ ВОДГЕО, показали, что сорбция фтора из воды осадком, образующимся при введении в воду сернокислого алюминия, в большой степени зависит от величины pH воды (рис. XVI.4). По мере снижения значений pH в интервале от 8 до 5 при одинаковой дозе введенного в воду сернокислого алюминия эффективность обесфторивания возрастает. Это объясняется, вероятно, тем, что состав осадков, образующихся при гидролизе сернокислого алюминия, различен при различных величинах pH. По мере снижения значения pH увеличивается удельное содержание в осадке основных сульфатов алюминия и уменьшается содержание в нем гидроокиси $Al(OH)_3$; последняя, по-видимому, сорбирует фтор хуже, чем основной сульфат алюминия.

Результаты опытов показали, что обесфторивание воды целесообразно вести в зоне значений pH = 5 ÷ 5,5, т. е. с предварительным ее подкислением и с последующим подщелачиванием обесфторенной воды перед фильтрами для снижения ее коррозионности. При обесфторивании воды при значении pH = 5 ÷ 5,5 расход сернокислого алюминия на снижение содержания фтора

с 5 до 1 *мг/л* составляет 40—50 *мг* $Al_2(SO_4)_3$ на 1 *мг* удаленного из воды фтора (рис. XVI.5). Эти данные подтверждаются опытом работы установки для обесфторивания воды, введенной в эксплуатацию в г. Ла-Кроссе (США) в 1956 г.

В связи с большим расходом сернокислого глинозема [например, 200 *мг/л* $Al_2(SO_4)_3$ при содержании фтора в исходной воде 5 *мг/л*] нужно, чтобы вода имела большую щелочность, при недостатке же щелочности придется воду дополнительно подщелачивать.

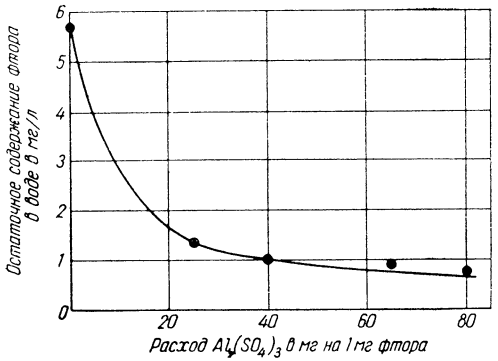


Рис. XVI.5. Зависимость остаточной концентрации фтора в воде от удельного расхода сернокислого алюминия

Данный метод следует рассматривать как конкурирующий с методом обесфторивания воды фильтрованием через активированную окись алюминия в тех случаях, когда осветлители и песчаные фильтры необходимы также для очистки воды от взвешенных веществ и соединений, вызывающих ее цветность.

Таким образом, метод обесфторивания воды сорбцией осадком гидроокиси алюминия (или осадками основных солей алюминия) может применяться для очистки воды из поверхностных источников водоснабжения.

Сорбция фтора осадком гидроокиси магния. Очистку воды от фтора путем его сорбции свежеосажденной гидроокисью магния можно применять при необходимости одновременного умягчения воды.

Снижение содержания фтора в воде при ее умягчении известкованием наблюдается на ряде водоумягчительных станций. Так, на водоумягчительной станции г. Балтиморы содержание фтора в воде снижается с 2,1 до 1,6 *мг/л*, при этом в осадок выпадает 1,15 *мг-экв/л* гидроокиси магния, сорбирующей из воды фтор. На водоумягчительной станции г. Стерлинг в осадок выпадает 2,2 *мг-экв/л* $Mg(OH)_2$, сорбируя из воды 0,8 *мг/л* фтора.

Проведенные во ВНИИ ВОДГЕО исследования показали, что процесс сорбции фтора $Mg(OH)_2$ идет достаточно быстро, практически не зависит от температуры и при концентрации фтора в воде 4—5 *мг/л* заканчивается через 8—10 *мин*.

Наилучшим образом сорбционная способность гидроокиси магния используется при пропуске обесфториваемой воды через осветлитель, во взвешенном слое которого накапливается гидроокись магния.

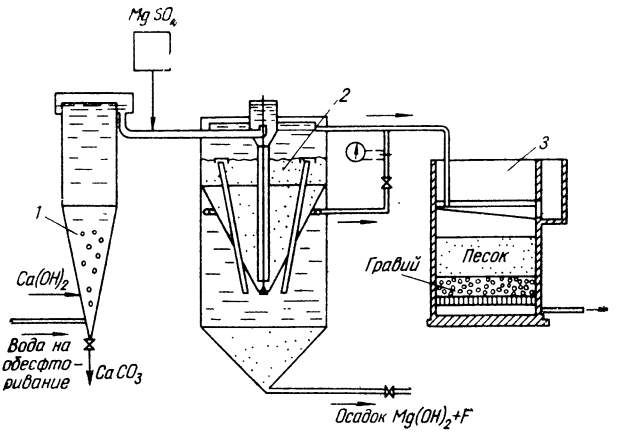


Рис. XVI.6. Схема установки для обесфторивания воды сорбцией гидроокисью магния

Расход магнезиальных солей для получения достаточного количества свежеосажденной в осветлителе гидроокиси магния составляет около 2 *мг-экв* на 1 *мг* удаляемого из воды фтора.

Поскольку в воде, в которой содержится фтор, может оказаться лишь небольшое количество магния, то при удалении фтора из воды рассматриваемым способом придется в нее вместе с известью вводить сернокислый или хлористый магний. Количество соли магния $Д_{Mg}$, которое нужно добавлять к воде, можно определить по формуле

$$Д_{Mg} = e\{2[(F) - 1] - (Mg)\}\ мг/л, \qquad (XVI.7)$$

где (F) — концентрация фтора в обрабатываемой воде в *мг/л*;
(Mg) — содержание магния в воде в *мг-экв/л*;
2 — расход солей магния в *мг-экв* на удаление 1 *мг* фтора;
e — эквивалентный вес вводимой в воду соли магния; величина *e* равна: для $MgCl_2$ — 47,7, для $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ — 101,65, для $MgSO_4$ — 60,2, для $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ — 123,25 *мг/мг-экв*.

Необходимое для осаждения гидроокиси магния количество извести может быть определено по формулам, приведенным в главе XI.

Схема установки для обесфторивания воды сорбцией свежеосажденной гидроокисью магния приведена на рис. XVI.6.

Обрабатываемая вода проходит через вихревой реактор *1*, в котором при смешивании воды с известковым молоком выделяется основная масса карбоната кальция. В прошедшую реактор воду вводится раствор хлористого или сернокислого магния и вода поступает в осветлитель *2*. Находящаяся во взвешенном слое осветлителя гидроокись магния сорбирует из воды фтор. После осветлителя вода поступает на фильтры *3*.

При проектировании установок этого типа следует применять осветлители с распределением воды опускными трубами, которые в процессе эксплуатации можно прочищать от отложений карбоната кальция. Расчетную скорость восходящего потока воды в зоне осветления следует принимать 0,2—0,3 *мм/сек*.

3. ФТОРИРОВАНИЕ ВОДЫ

При фторировании воды доза фтора в каждом отдельном случае назначается органами Государственного санитарного надзора в зависимости от его содержания в воде источника водоснабжения и климатических условий данного населенного пункта.

Обычно требуемое содержание фтора в питьевой воде в условиях умеренного климата составляет 0,9—1 *мг/л*, в условиях жаркого климата — 0,7—0,8 *мг/л*. Обработка воды должна производиться таким образом, чтобы фактические концентрации фтора в питьевой воде, определяемые контрольными анализами, отличались от заданной концентрации не более чем на 0,1 *мг/л*.

Для фторирования воды может быть применен целый ряд реагентов, выпускаемых отечественной промышленностью, — кремнефтористые натрий и аммоний, фтористый натрий, кремнефтористоводородная кислота (табл. XVI.1), фтористый кальций.

Согласно исследованиям Г. А. Степаненко [3], все приведенные в табл. XVI.1 реагенты с гигиенической точки зрения равноценны, если их дозировать в воду в количествах, дающих равные концентрации фтора в воде.

Кремнефтористый натрий — мелкий порошок белого цвета, иногда с желтоватым оттенком. При хранении в закрытой таре не слеживается, влагу не поглощает. Поставляется в фанерных барабанах или деревянных бочках емкостью 40—50 *л*.

Кремнефтористый аммоний — порошок белого цвета с розовым или желтым оттенком. При хранении поглощает влагу и слеживается. Поставляется в фанерных барабанах или деревянных бочках емкостью 40—50 *л*. При перевозке вагонами без пе-

Таблица XVI.1

Характеристика фторсодержащих реагентов

Показатели	Кремнефтористый натрий Na_2SiF_6 (ГОСТ 87—66)			Кремнефтористый аммоний $(NH_4)_2SiF_6$ (ГОСТ 10129—62)	Фтористый натрий NaF (ГОСТ 2871—67)			Кремнефтористоводородная кислота H_2SiF_6
	высший сорт	I сорт	II сорт		высший сорт	I сорт	II сорт	
Молекулярный вес . .	188			178	42			144
Содержание чистого вещества в техническом продукте в %	98	95	93	93	94	84	80	8—11
Содержание фтора в чистом веществе в % . .	60,6			64	45,2			79,2
То же, в техническом продукте в %	59,4	57,6	56,4	59,6	42,4	38	36,2	6,3—8,7
Количество технического продукта, соответствующее 1 *г* фтора, в *г*	1,68	1,74	1,78	1,71	2,36	2,63	2,76	15,9—11,5
Растворимость в воде в *г* на 100 *г* воды при температуре в °С:								
0	4,3			109,5	35,3			—
20	7,3			186	41,7			—
40	10,3			231	44			—
pH раствора	3,5—4 (насыщенного)			—	7 (насыщенного)			1,2 (1%-ного)

регрузки в пути допускается упаковка в многослойные мешки из крафт-бумаги.

При применении для фторирования воды кремнефтористого аммония увеличивается концентрация в воде ионов NH_4^+, и это отражается на хлорировании воды в связи с образованием хлораминов.

Фтористый натрий — порошок белого или светло-серого цвета. Поставляется в стальных барабанах весом 50—150 *кг*, деревянных бочках весом 130—150 *кг* или фанерных барабанах весом до 50 *кг*.

Фтористый натрий отличается значительно большей растворимостью по сравнению с растворимостью кремнефтористого натрия, что позволяет уменьшать емкость затворных и растворных баков. При приготовлении концентрированных растворов на жесткой воде образуются осадки фтористых кальция и магния, выпадающие в растворных баках. Чтобы избежать потери реагента на образование осадков, растворы фтористого натрия рекомендуется готовить на воде, умягченной Na-катионированием.

Кремнефтористоводородная кислота — бесцветная жидкость

с резким запахом — может быть получена для целей фторирования воды с заводов в виде промежуточного продукта производства фторсодержащих солей (концентрация 8—11%). Кремнефтористоводородная кислота отличается коррозионной активностью в отношении металлов, транспортировать и хранить ее нужно в защищенных от коррозии (например, гуммированием) баках и цистернах.

Фтористый кальций — дешевый реагент, но отличается крайне малой растворимостью в воде. Он хорошо растворяется в кислых средах, в том числе в растворе обычно применяемого на водоочистных станциях коагулянта сернокислого глинозема. В 1 *л* 10%-ного раствора $Al_2(SO_4)_3$ растворяется 20 *г* фтористого кальция, такой раствор содержит 10 *г/л* фтора.

При фторировании воды следует иметь в виду, что фтор сорбируется осадками гидроокиси алюминия и гидроокиси магния, поэтому вводить фтор на водоочистных станциях нужно после полного удаления из воды хлопьев гидроокиси алюминия, т. е. после фильтров, но перед введением хлора в фильтрованную воду.

Если фторируется вода, умягченная известью или известью и содой, то вводить фтор следует также в фильтрованную воду.

В тех случаях когда фторирование производится с применением кремнефтористого аммония и аммонизации воды (например, для предотвращения хлорфенольного запаха) не требуется, лучше вводить раствор кремнефтористого аммония во всасывающую трубу насосов II подъема, т. е. после резервуаров чистой воды, в которых осуществляется в течение необходимого времени контакт воды с хлором. При такой последовательности обработки воды достигается более эффективное ее обеззараживание хлором, а не хлораминами.

Если же для борьбы с хлорфенольным запахом требуется аммонизация, то кремнефтористый аммоний можно вводить в воду перед первичным хлорированием, но в этом случае нужно учитывать потерю части фтора, сорбируемого коагулянтом. Эта потеря составляет около 0,02 *мг* фтора на 1 *мг* $Al_2(SO_4)_3$. При введении кремнефтористого аммония в воду перед вторичным хлорированием контакт хлора с водой в резервуарах чистой воды и водоводах до поступления воды к ближайшим потребителям должен быть не менее 1 *ч*.

Фторирование воды может производиться дозированием как растворов фторсодержащих реагентов, так и сухих порошкообразных реагентов.

Необходимая доза фторсодержащего реагента $Д_ф$ может быть рассчитана по формуле

$$Д_ф = [na - (F^-)] \frac{100}{K} \cdot \frac{100}{C_ф} \text{ мг/л}, \qquad \text{(XVI.8)}$$

где n — коэффициент, зависящий от места ввода фторсодержа-

щего реагента в воду; при вводе в очищенную воду $n=1$, а перед фильтрами или контактными осветлителями $n=1{,}1$;

a — нужная концентрация фтора в питьевой воде в *мг/л* (см. выше);

(F^-) — содержание фтора в исходной воде в *мг/л*;

K — содержание фтора в чистом веществе применяемого реагента в % (см. табл. XVI.1);

$C_ф$ — содержание чистого фторсодержащего вещества в техническом продукте в % (см. табл. XVI.1).

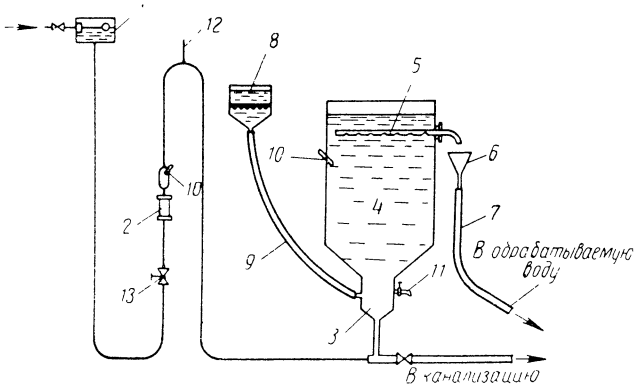


Рис. XVI.7. Схема установки для фторирования воды с сатуратором

На рис. XVI.7 показана схема установки для фторирования воды, действующей в Норильске [1 и 6]. С помощью этой установки обрабатывается 1500 *м³/ч* речной воды. Эта вода проходит через бачок с шаровым краном *1*, с помощью которого поддерживается постоянный напор, и далее, пройдя ротаметр *2*, поступает в нижнюю часть сатуратора *3*. Здесь постоянно должно находиться около 10 *кг* кремнефтористого натрия. Проходя снизу вверх через слой кремнефтористого натрия, вода его растворяет и в виде раствора с концентрацией фтора, близкой к состоянию насыщения, проходит через отстойную часть сатуратора *4*. Расчетная скорость восходящего движения воды в отстойной части сатуратора принята 0,1 *мм/сек*.

Раствор кремнефтористого натрия собирается на выходе из сатуратора дырчатой трубой *5* и поступает через воронку *6* и шланг *7* в обрабатываемую воду. По мере израсходования кремнефтористого натрия запас его в сатураторе пополняется через воронку *8* и шланг *9*. Для измерения температуры исходной воды, поступающей в сатуратор, и раствора кремнефтористого натрия имеются термометры *10*. Для контроля за наличием крем-

нефтористого натрия в сатураторе служит пробоотборный кран *11*. Во избежание сифонирования воды по трубе, на которой установлен ротаметр, имеется воздушник *12*. Расход воды через сатуратор регулируется вентилем *13*.

По данным эксплуатационного контроля, концентрация фтора в питьевой воде Норильска составляет 0,6—1 *мг/л*.

Недостатками данной установки являются громоздкость сатуратора, обусловленная малой восходящей скоростью движения в нем жидкости, колебания степени насыщения раствора фтора в зависимости от колебаний температуры воды, а также необходимость ручной загрузки через воронку предварительно смоченного в воде кремнефтористого натрия. Последнее обстоятельство нарушает требования техники безопасности о проведении всех операций таким образом, чтобы обслуживающий персонал был защищен от пыли ядовитых фторсодержащих реагентов. Большее распространение получили установки для фторирования воды, в которых используется раствор фторсодержащего реагента, приготовленный в растворных баках.

На рис. XVI.8 представлена установка, запроектированная Ленинградским отделением института Гипрокоммунводоканал по рекомендациям ВНИИ ВОДГЕО. Эта установка построена при водоочистной станции с контактными осветлителями в Мурманске.

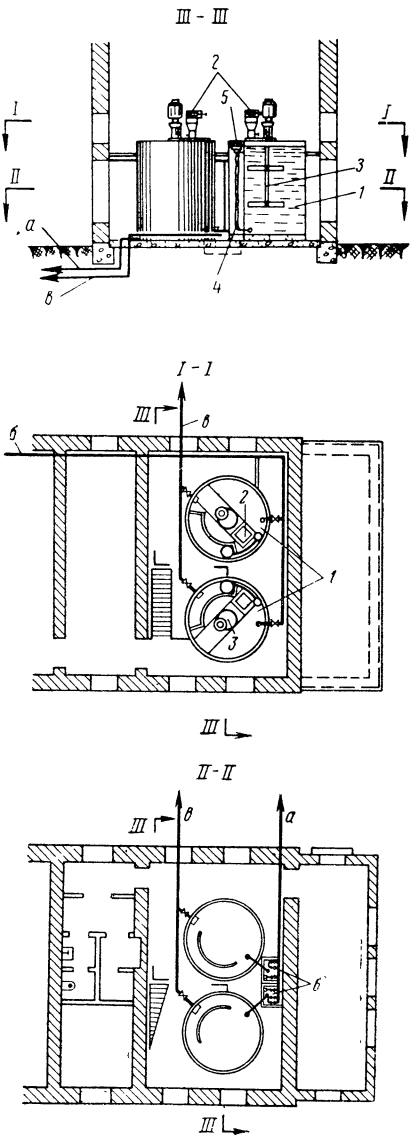


Рис. XVI.8. Установка для фторирования воды с растворными баками

а — трубопровод для раствора кремнефтористого натрия; *б* — водопровод; *в* — канализация

Установка предназначена для фторирования воды в количестве 70 000 *м³/сутки* и рассчитана на использование в качестве фторсодержащего реагента кремнефтористого натрия.

Раствор кремнефтористого натрия готовится в двух растворных баках *1*, в которые кремнефтористый натрий из бункеров поступает через дозаторы *2*. Последние обеспечивают подачу для каждого растворения определенной порции реагента. В баках имеются лопастные мешалки *3* ($n=60$ *об/мин*). После растворения реагента, продолжающегося 2 *ч*, раствор отстаивается. Осветленная жидкость из каждого растворного бака отбирается сверху с помощью шланга *4*, прикрепленного к поплавку *5*. Раствор кремнефтористого натрия дозируется через дозировочные бачки *6*.

В зарубежной практике фторирования воды большое распространение получили дозаторы сухих порошкообразных реагентов как объемного, так и весового типа.

В СССР установка с объемным дозатором ДУ-1 для дозирования сухого порошкообразного кремнефтористого натрия смонтирована на одной из водопроводных станций в Ленинграде.

Поступающий на эту установку в бочках порошкообразный кремнефтористый натрий с помощью пневмотранспорта перемещается в вакуум-бункер и из него пересыпается в бункер дозатора ДУ-1. Отмеренный дозатором порошок ленточным транспортером передается в нижнюю часть растворной камеры, куда непрерывно подается вода через сопла, расположенные так, что вода в камере приобретает вращательное движение. Готовый раствор отбирается в верхней части камеры насосом и перекачивается к месту введения в обрабатываемую воду.

Дозирование растворов фторсодержащих реагентов или сухих порошкообразных реагентов желательно автоматизировать с тем, чтобы количество подаваемого раствора или реагента было пропорционально изменению расхода обрабатываемой воды.

Более совершенным является принцип автоматизации, обеспечивающий поддержание заданной концентрации фтора в питьевой воде, несмотря на колебания расхода обрабатываемой воды, содержание фтора в исходной воде и изменение его концентрации в приготовленном растворе фторсодержащего реагента. Такая система автоматизации может быть осуществлена на основе разрабатываемого СКБ аналитического приборостроения (Тбилиси) автоматического анализатора фтора.

ЛИТЕРАТУРА

1. Аксюк А. Ф., Вершинин А. А., Лютов А. В., Ахмадулина М. С. Опыт фторирования водопроводной воды в СССР. «Гигиена и санитария», 1963, № 1.

2. Апельцин И. Э., Золотова Е. Ф. Фильтрационный метод очистки питьевой воды от фтора. В сб.: «Научные сообщения. (Водоснабжение)». Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1960.

3. Габович Р. Д., Николадзе Г. И., Савельева Н. П. Фторирование и обесфторивание питьевой воды. «Медицина», 1968.
4. Золотова Е. Ф. Рекомендации по проектированию и эксплуатации установок по обесфториванию питьевой воды фильтрационным методом. Труды ВНИИ ВОДГЕО, вып. 3, 1963.
5. Лурье Ю. Ю., Рыбникова А. И., Николаева З. В. Очистка воды от фтора. Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1952.
6. Лютов А. В. Установка для фторирования воды. «Водоснабжение и санитарная техника», 1962, № 11.
7. Boruff C. S. Removal of fluorides from drinking waters. Ind. Eng. Chem., 1934, 26, № 1.
8. Cillie G. G., Hart O. O., Stander G. J. Defluoridation of water supplies. Journ. of the Institution of Water Engineers, 1958, 12, № 3.
9. Maier F. J. Defluoridation of municipal water supplies. JAWWA, 1953, 45, № 8.
10. Maier F. J. Manuel of water fluoridation practice. N. Y., 1963.
11. Savinelli E. A., Black A. P. Defluoridation of water with activated alumina. JAWWA, 1958, 50, № 1.
12. Swope H. G., Hess R. H. Removal of fluorides from natural waters by defluoride. Ind. Eng. Chem., 1937, 29, p. 424.

ГЛАВА XVII

УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ РАСТВОРЕННЫХ ГАЗОВ

1. РАСТВОРИМОСТЬ ГАЗОВ В ВОДЕ. ФИЗИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ УДАЛЕНИЯ ИЗ ВОДЫ РАСТВОРЕННЫХ ГАЗОВ

Природные воды, как правило, содержат значительные количества растворенных газов — кислорода, азота, углекислоты. Реже в них содержится сероводород, метан и другие газы.

В связи с тем что растворенные в воде кислород, углекислота и сероводород повышают коррозионность воды, а сероводород и метан придают ей неприятные привкусы и запахи, в ряде случаев возникает необходимость удаления из воды растворенных газов.

Растворимость разных газов в воде, следовательно, и предельные их концентрации весьма различны (см. главу I).

Зависимость коэффициента абсорбции кислорода, сероводорода и углекислоты от температуры приведена на рис. XVII.1.

В практике применяются физические и химические методы удаления из воды растворенных газов.

Физические методы удаления из воды растворенных газов основаны на контакте воды, содержащей растворенный газ с воздухом (аэрация) или другим газом, парциальное давление в котором удаляемого газа очень мало, и на создании таких условий, при которых резко снижается растворимость в воде удаляемого газа.

С помощью аэрации обычно удаляют из воды растворенные углекислоту, метан и сероводород.

Растворенный кислород аэрацией из воды удалить нельзя, так как парциальное давление его в воздухе достаточно высоко — вода при длительном контакте с воздухом содержит при температуре 15° С около 10 *мг/л* растворенного кислорода. Поэтому растворенный кислород удаляют из воды либо кипячением (при атмосферном давлении или в вакууме), либо химическими методами.

При нагреве воды до температуры кипения растворимость газов в ней снижается до нуля. Поэтому кипячением воды при атмосферном давлении или в вакууме, когда температура кипе-

ния снижается, можно удалить из воды все растворенные газы, в том числе и кислород.

Удаление из воды растворенных газов физическими методами осуществляют: а) в брызгальных бассейнах, в которых обрабатываемая вода разбрызгивается в воздухе с помощью специальных разбрызгивающих насадок; б) в пленочных дегазаторах, в которых обрабатываемая вода стекает сверху вниз тонкой пленкой по поверхности насадки из деревянных реек, кокса или колец Рашига, омываемых потоком движущегося снизу вверх воздуха; в) в барботажных дегазаторах, в которых вода продувается сжатым воздухом, подаваемым в нижнюю часть дегазатора через тонкопористые фильтросные плиты или трубы; г) в пенных дегазаторах, в которых вода, двигающаяся горизонтально по дырчатым листам, продувается воздухом, подаваемым вентилятором под эти листы; д) в вакуумных дегазаторах, в которых с помощью вакуум-насосов или эжекторов создается пониженное давление, соответствующее точке кипения воды при данной температуре; вода стекает тонкой пленкой по поверхности насадки дегазатора.

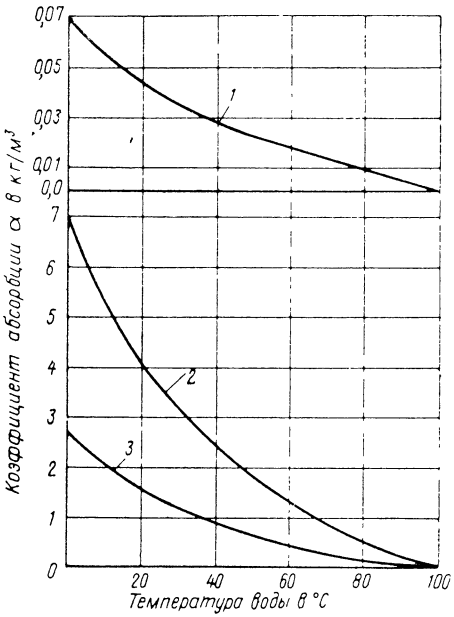


Рис. XVII.1. Зависимости коэффициентов абсорбции кислорода *1*, сероводорода *2* и углекислоты *3* от температуры воды

Брызгальные бассейны применяют обычно для удаления из воды углекислоты только на установках большой производительности в южных районах СССР, где отсутствует опасность образования в них льда. Барботажные дегазаторы неэкономичны из-за высокой стоимости компремирования воздуха. Наиболее часто применяют пленочные вентиляторные дегазаторы, которые представляют собой цилиндрические резервуары, заполненные насадкой из колец Рашига или деревянной хордовой насадкой.

Так как парциальное давление удаляемого из воды газа над водой больше, чем в воздухе, происходит диффузия растворен-

ных в воде газов к поверхности воды, а затем из нее диффузия газов в воздух.

Для перехода газа из воды в воздух ему нужно преодолеть сопротивление жидкостного пограничного слоя R_1 и сопротивление газового пограничного слоя R_2.

Величины этих сопротивлений могут быть выражены через частичные коэффициенты десорбции в жидкостной пленке $K_ж$ и газовой пленке $K_г$:

$$K_ж = \frac{1}{R_1} \text{ и } K_г = \frac{1}{R_2}. \qquad \text{(XVII.1)}$$

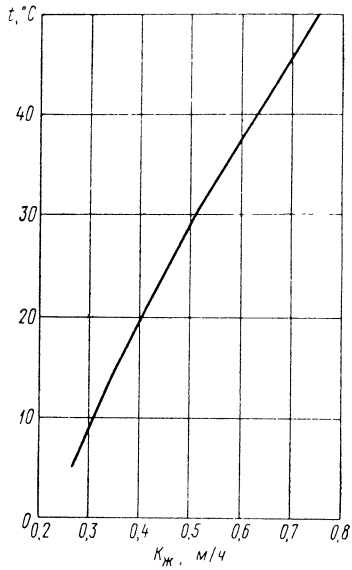


Рис. XVII.2. График для определения коэффициента $K_ж$ при удалении углекислоты из воды на дегазаторах, загруженных кольцами Рашига размером 25×25×3 *мм*. Плотность орошения насадки 60 $м^3/м^2 \cdot ч$ (по А. А. Кастальскому)

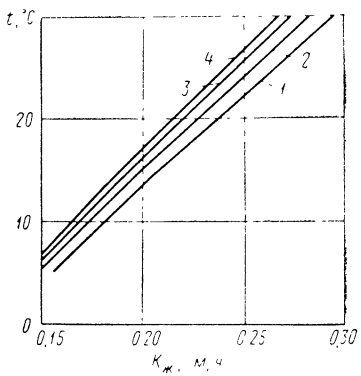


Рис. XVII.3. График для определения коэффициента $K_ж$ при удалении углекислоты в процессе обезжелезивания воды аэрацией. Плотность орошения насадки 90 $м^3/м^2 \cdot ч$ (по А. А. Кастальскому)

1 — кольца Рашига размером 25×25×3 *мм*; *2* — гравий средним размером 12 *мм*; *3* — кокс средним размером 43 *мм*; *4* — то же, 41 *мм*

Скорость процесса десорбции v растворенного в воде газа в воздух выражается количеством газа, удаляемого из воды за единицу времени через единицу площади соприкосновения воды и воздуха, т. е.

$$v = \frac{dG}{tdF}, \qquad \text{(XVII.2)}$$

где G — количество газа, десорбируемого через площадь dF за время t.

Скорость процесса десорбции газа при малой его концентрации в воде определяется движущей силой ΔC и сопротивлением процессу диффузии в пленке жидкости $K_ж$:

$$\frac{dG}{tdF} = \frac{\Delta C}{R} = K_{ж}\Delta C. \qquad \text{(XVII.3)}$$

Движущая сила процесса десорбции зависит от разности концентраций удаляемого газа в воде и воздухе. Так как концентрация удаляемого газа в воздухе определяет равновесную концентрацию удаляемого газа в воде, величину движущей силы

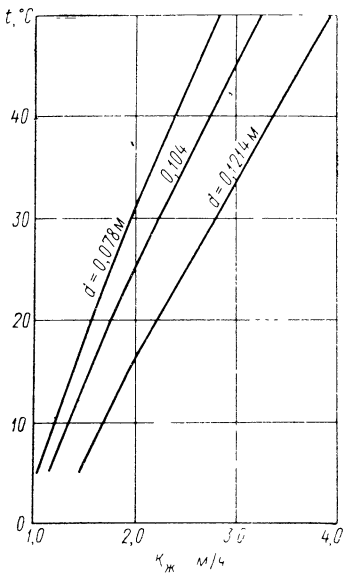


Рис. XVII.4. График для определения коэффициента $K_ж$ при расчете дегазаторов с деревянной хордовой насадкой. Плотность орошения насадки 40 $м^3/м^2 \cdot ч$

Примечание. Цифры на кривых — средний эквивалентный диаметр насадки (см. табл. XVII.2).

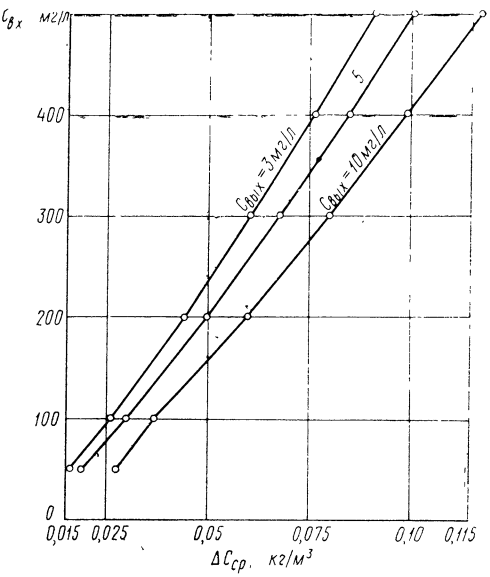


Рис. XVII.5. График для определения $\Delta C_{ср}$ в зависимости от $C_{вх}$ и $C_{вых}$ при дегазации углекислоты

процесса десорбции можно выразить через концентрации удаляемого газа в воде на входе и выходе дегазатора:

$$\Delta C_{ср} = \frac{(C_{вх} - C_{р.вх}) - (C_{вых} - C_{р.вых})}{2{,}3\,1g\,\dfrac{C_{вх} - C_{р.вх}}{C_{вых} - C_{р.вых}}}, \qquad \text{(XVII.4)}$$

где $C_{вх}$ и $C_{вых}$ — концентрации удаляемого газа в воде на входе в дегазатор и на выходе из него;

$C_{р.вх}$ и $C_{р.вых}$ — равновесные концентрации удаляемого газа в воде на входе в аппарат и выходе из него.

Отнеся количество десорбированного из воды газа к единице времени, из уравнения (XVII.3) получим основное расчетное

уравнение аппаратов для удаления из воды растворенных газов десорбцией:

$$F = \frac{G}{K_{ж}\Delta C_{ср}}, \qquad \text{(XVII.5)}$$

где F — площадь поверхности насадки в дегазаторе в $м^2$;
G — количество удаляемого газа из воды в $кг/ч$;
$\Delta C_{ср}$ — средняя движущая сила десорбции в $кг/м^3$;
$K_{ж}$ — коэффициент десорбции в $м/ч$.

Величина коэффициента десорбции $K_{ж}$ возрастает с увеличением относительной скорости движения воды и воздуха в десорбере, с повышением температуры и увеличением коэффициента диффузии удаляемого газа.

Величина $K_{ж}$ при расчете удалителей углекислоты пленочного типа может приниматься по графикам, приведенным на рис. XVII.2 — XVII.4 [6].

Величину движущей силы десорбции $\Delta C_{ср}$ можно принимать по графику, приведенному на рис. XVII.5.

2. УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ РАСТВОРЕННОЙ УГЛЕКИСЛОТЫ

Растворенную углекислоту из воды можно удалять химическими методами (см. далее главу XVIII) или аэрацией.

Как было указано ранее, вода, равновесно насыщенная углекислотой, при контакте с воздухом и температуре 5° С содержит 2,77 *мг/л* углекислоты, а при температуре 20° С — 1,69 *мг/л* углекислоты. Эти величины, следовательно, являются пределом, до которого при соответствующей температуре может быть снижено содержание CO_2 в воде аэрацией. В практике эти предельные значения достигаются не всегда. Остаточное содержание углекислоты после аэрации воды с температурой 5—8° С на вентиляторной градирне обычно составляет 3—4 *мг/л,* на контактной градирне — 5—6 *мг/л*, в брызгальном бассейне — 30—35% начального ее содержания в воде.

Брызгальные бассейны можно применять в тех случаях, когда не требуется глубокого удаления из воды углекислоты.

Брызгальный бассейн представляет собой открытый резервуар глубиной 1,5—2 *м*, над поверхностью воды в котором на высоте 1—2 *м* на специальных козлах или столбиках расположены водораспределительные трубы с разбрызгивающими соплами.

Вода поступает в распределительные трубы под напором 4—6 *м вод. ст.* и разбрызгивается соплами в воздух над поверхностью воды в бассейне. Во время падения мелкие капли воды омываются воздухом, в результате чего углекислота десорбируется из воды.

Для диспергирования воды в воздухе служат различные сопла — винтовые, тангенциальные, щелевые. Вода к соплам, уста-

навливаемым пучками по 3—5 шт., подводится трубопроводами с патрубками диаметром 50 *мм*.

При напоре 5 *м вод. ст.* одно щелевое сопло П-16 диспергирует в воздухе 35 $м^3/ч$, винтовое сопло — 15—17 $м^3/ч$, тангенциальное сопло — около 10 $м^3/ч$ воды. Расстояние между соплами и число сопел в пучке подбирается таким образом, чтобы нагрузка на 1 $м^2$ площади брызгального бассейна была в пределах 1,2—1,5 $м^3/ч$.

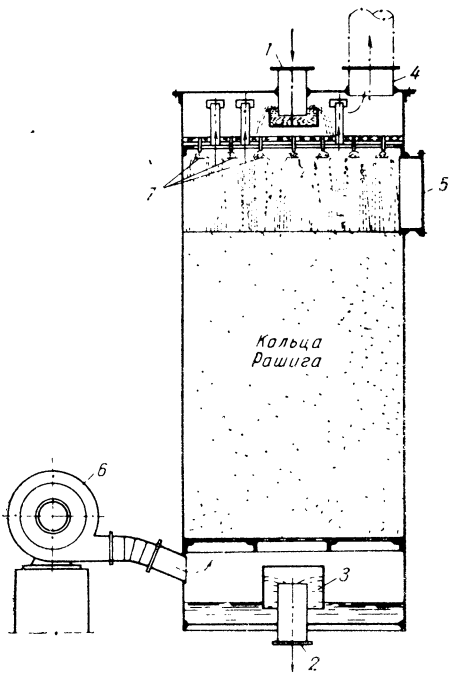


Рис. XVII.6. Схема вентиляторной градирни с насадкой из колец Рашига

1 — ввод обрабатываемой воды; *2* — отвод воды, прошедшей дегазатор; *3* — гидравлический затвор; *4* — отвод воздуха; *5* — люк; *6* — вентилятор; *7* — распределительные патрубки

Вентиляторные градирни или дегазаторы представляют собой круглые или прямоугольные в плане резервуары (рис. XVII.6) с поддоном и дырчатым дном, поддерживающим насадку из колец Рашига или деревянных реек (так называемая хордовая насадка).

Подлежащая обработке вода с помощью распределительной системы разбрызгивается сверху по поверхности насадки и стекает по ней вниз в поддон. Воздух нагнетается вентилятором в нижнюю часть градирни под дырчатое дно и поднимается через слой насадки вверх, омывая воду, стекающую по насадке тонкой пленкой. Для предотвращения потерь воздуха вместе с прошедшей градирню водой выпуск ее из поддона осуществляется через гидравлический затвор.

Площадь поперечного сечения и диаметр дегазатора следует определять исходя из допускаемой плотности орошения насадки (т. е. расхода воды, приходящегося на единицу площади поперечного сечения дегазатора), которую рекомендуется принимать при глубоком удалении из воды свободной углекислоты или свободного сероводорода 60 $м^3/м^2 \cdot ч$ при насадке из колец Рашига размером 25×25×3 *мм* (по ГОСТ 748—67) и 40 $м^3/м^2 \cdot ч$ при деревянной хордовой насадке из реек размером 50×13 *мм*. Для частичного удаления углекислоты при обезжелезивании воды на-

грузка на вентиляторный дегазатор может быть увеличена до 90 $м^3/м^2 \cdot ч$.

Необходимый расход воздуха составляет: при глубоком удалении из воды свободной углекислоты около 15—20 $м^3$, а при частичном удалении из воды свободной углекислоты (в процессе обезжелезивания воды аэрацией) около 4—5 $м^3$ на 1 $м^3$ воды.

Необходимую поверхность насадки в дегазаторах определяют по уравнению (XVII.5).

Величину G определяют по формуле

$$G = 0{,}001q(C_{вх} - C_{вых}), \qquad \text{(XVII.6)}$$

где q — расход воды, поступающей на дегазатор, в $м^3/ч$;

$C_{вх}$ — концентрация удаляемого газа в воде, поступающей на дегазатор, в $г/м^3$;

$C_{вых}$ — заданное остаточное содержание удаляемого газа в воде в $г/м^3$.

Величину $C_{вх}$ при обработке природных вод определяют по данным анализа или по номограмме, приведенной на рис. I.4.

При удалении углекислоты в процессе Н-катионирования или ионитового обессоливания воды

$$C_{вх} = 44Щ_к + C_{исх}, \qquad \text{(XVII.7)}$$

где $Щ_к$ — общая щелочность воды в $мг\text{-}экв/л$;

$C_{исх}$ — содержание углекислоты в исходной воде (перед Н-катионированием) в $мг/л$.

Необходимый напор, развиваемый вентилятором, следует подсчитывать исходя из суммы потерь напора в насадке, распределительной плите, а также на преодоление местных сопротивлений.

Потери напора в кольцах Рашига размером 25×25×3 *мм* на 1 *м* высоты слоя насадки можно принимать: при глубоком удалении из воды свободной углекислоты или сероводорода — 30 *мм вод. ст.*, а при частичном удалении из воды свободной углекислоты (в цикле обезжелезивания воды) — 15 *мм вод. ст.* Потери напора в деревянной хордовой насадке на 1 *м* ее высоты можно принимать равными 10 *мм вод. ст.*

Потери напора в распределительной плите можно принимать 10 *мм вод. ст.*, а суммарные потери напора на местные сопротивления — около 15—20 *мм вод. ст.*

Насадку из колец Рашига следует размещать на промежуточном днище, которое в зависимости от производительности дегазатора можно выполнять либо в виде дырчатого круглого листа, либо в виде сварной решетки из уголковой стали или винипласта. Диаметр отверстий (или величину прозоров) в решетке принимают равным 20 *мм*. Отверстия в круглом листе нужно размещать равномерно по всей его площади. Расстояние от дна дегазатора до низа промежуточного днища принимают 600 *мм* независимо от производительности и назначения дегазатора.

Вода, подлежащая дегазации, распределяется по площади дегазатора с помощью распределительной плиты, расположенной над насадкой. Расстояние от верха насадки до низа распределительной плиты следует принимать равным 150 *мм* независимо от назначения и производительности дегазатора.

На распределительной плите находится 48 патрубков для подачи воды в дегазатор и 8 патрубков для выхода воздуха (табл. XVII.1). Патрубки для распределения воды размещают равномерно по площади плиты, так, чтобы верхний их конец был выведен на 100 *мм* выше плиты. Патрубки для сбора воздуха с отражательными колпаками устанавливают равномерно по сторонам квадрата с возвышением над верхом плиты на 400 *мм*.

Таблица XVII.1

Диаметры патрубков $d_{усл}$ для распределения воды и сбора воздуха для дегазаторов различной производительности

Производительность дегазатора в $м^3/ч$	$d_{усл}$ в *мм*		Производительность дегазатора в $м^3/ч$	$d_{усл}$ в *мм*	
	для распределения воды	для сбора воздуха		для распределения воды	для сбора воздуха
10	19	50	100	50	100
20	25	63	150	63	100
30	32	63	200	75	100
40	38	75	250	75	150
50	38	75	300	100	150
75	50	100	400	100	200

Расстояние от верха распределительной плиты до низа крышки дегазатора можно принимать равным 500 *мм*.

Диаметр воздухоотводящей трубы или короба нужно подбирать по скорости движения воздуха в нем порядка 5—6 *м/сек*. Воздухоотводящая труба должна выходить наружу через стенку здания водоочистной установки.

Вычислив по формуле (XVII.5) необходимую площадь поверхности насадки, определяют ее высоту. При применении насадки из колец Рашига размером 25×25×3 *мм* высоту ее слоя определяют делением величины F на площадь дегазатора и на поверхность 1 $м^3$ насадки, которая равна 204 $м^2$ при весе 1 $м^3$ насадки 0,5 *т*. Площади поверхности круглых в плане щитов из досок даны в табл. XVII.2.

Щиты деревянной хордовой насадки укладывают с прокладкой между ними колец или рамок из досок толщиной 50 *мм*. Схема дегазатора с деревянной хордовой насадкой дана на рис. XVII.7.

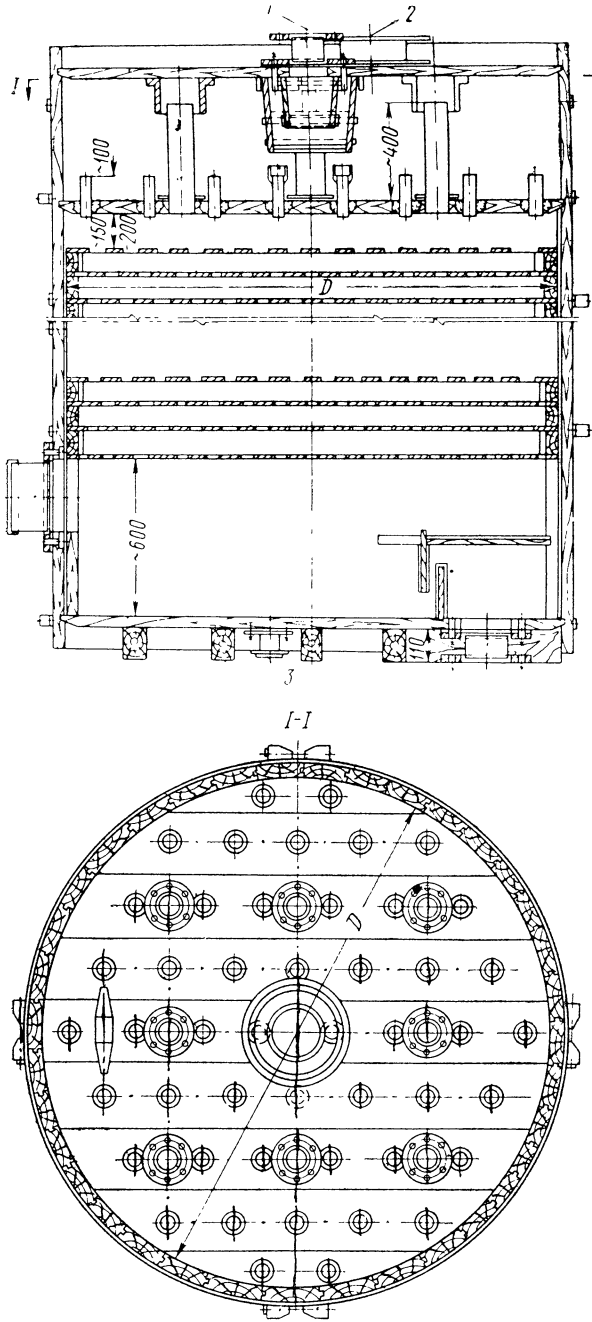


Рис. XVII.7. Схема дегазатора с деревянной хордовой насадкой

1 — подвод воды; *2* — отвод воздуха $d=800$ *мм*; *3* — спуск $d=50$ *мм*

Таблица XVII.2

Площади поверхности круглых щитов из досок

Диаметр щита в *м*	Размер досок в *мм*	Величина прозора между досками в *мм*	Площадь поверхности насадки в одном щите в $м^2$	Эквивалентный диаметр насадки
0,6 0,7 0,8 1	50×13	20	1,1 1,5 2 3	0,078
1,2 1,5 1,8 2,2	80×13	40	4 6 8 12	0,104

Примечание. Один щит — два ряда досок, скрепленных ребрами жесткости.

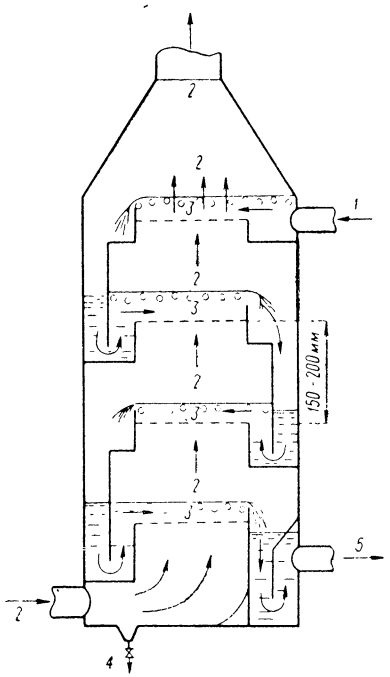


Рис. XVII.8. Схема пенного дегазатора

1 — исходная вода; *2* — воздух; *3* — пена; *4* — сток; *5* — вода потребителю

Пенные дегазаторы (рис. XVII.8) начали применять для удаления из воды углекислоты лишь совсем недавно. Вода в пенном дегазаторе движется в горизонтальном направлении по решеткам, перетекая через пороги с одной решетки на другую. Воздух подается вентилятором под нижнюю решетку и проходит последовательно снизу вверх через все решетки и движущуюся по ним воду, вспенивая ее.

Для предотвращения «проваливания» воды через отверстия или щели решетки интенсивность подачи воздуха принимается не менее 0,35 $м^3/м^2 \times$ $\times сек$, диаметр отверстий решетки или расстояние между кромками щелей — не более 6 *мм*, а общая скважность решетки — 5—15%.

При нагрузке по воде 15 $м^3/м^2 \cdot ч$ одной решетки на ней удаляется 35—40% содержащейся в воде углекислоты, при нагрузке 9 $м^3/м^2 \cdot ч$ — до 50%. Поэтому в пенных дегазаторах, работающих с нагрузками 15 и 9 $м^3/м^2 \cdot ч$, приходится устанавли-

вать решетки в количестве соответственно 5—7 и 3—4 шт. Гидравлическое сопротивление проходу воздуха одной решетки со 100-*мм* слоем вспененной воды при интенсивности продувки воздухом 0,35 $м^3/м^2 \cdot сек$ составляет около 35 *мм вод. ст.*, что позволяет применять для подачи воздуха вентиляторы среднего давления (150—200 *мм вод. ст.*).

3. ОБЕСКИСЛОРОЖИВАНИЕ ВОДЫ

Кислород из воды можно удалять: а) химическими методами — введением в воду восстановителей, связывающих растворенный в воде кислород; фильтрованием воды через электронообменные смолы и другие нерастворимые в воде гранулированные вещества, способные окисляться растворенным в воде кислородом; б) физическими методами, основанными на уменьшении растворимости кислорода в воде при ее нагреве или снижении парциального давления кислорода у поверхности воды.

При введении в воду веществ, способных достаточно быстро окисляться растворенным кислородом, последний расходуется на их окисление, и концентрация его в воде снижается. При введении в воду избытка восстановителя содержание растворенного кислорода может быть снижено практически до нуля.

Чаще всего для химического обескислороживания воды применяются сульфит натрия, сернистый газ, тиосульфат натрия, гидразин.

При введении в воду сульфит натрия окисляется растворенным кислородом до сульфата натрия:

$$2Na_2SO_3 + O_2 \rightarrow 2Na_2SO_4. \qquad \text{(XVII.8)}$$

При добавлении в воду сернистый газ вступает в реакцию с бикарбонатом кальция с образованием сернистокислого кальция, который затем растворенным в воде кислородом окисляется в сульфат кальция:

$$\left.\begin{aligned} SO_2 + Ca(HCO_3)_2 &\rightarrow CaSO_3 + 2\overset{\uparrow}{\underline{CO_2}} + H_2O; \\ 2CaSO_3 + O_2 &\rightarrow 2CaSO_4. \end{aligned}\right\} \qquad \text{(XVII.9)}$$

Если добавить в воду гидросульфит $Na_2S_2O_4$ или тиосульфат натрия $Na_2S_2O_3$, они окисляются растворенным в воде кислородом до сульфата натрия, при этом плотный остаток воды повышается на меньшую величину, чем при введении в воду сульфита натрия.

Реакция окисления сульфитов и тиосульфатов растворенным в воде кислородом при обычных температурах идет медленно (рис. XVII.9) и при температуре воды ниже 5° С и 10%-ном избытке восстановителя заканчивается лишь через 3—4 *ч*.

Скорость этого процесса может быть значительно увеличена подогревом воды и введением избытка восстановителя или катализатора.

Повышение температуры воды на 10° увеличивает почти в 2 раза скорость реакции. При введении сульфитов в воду, нагретую до температуры 95—100° С, процесс обескислороживания

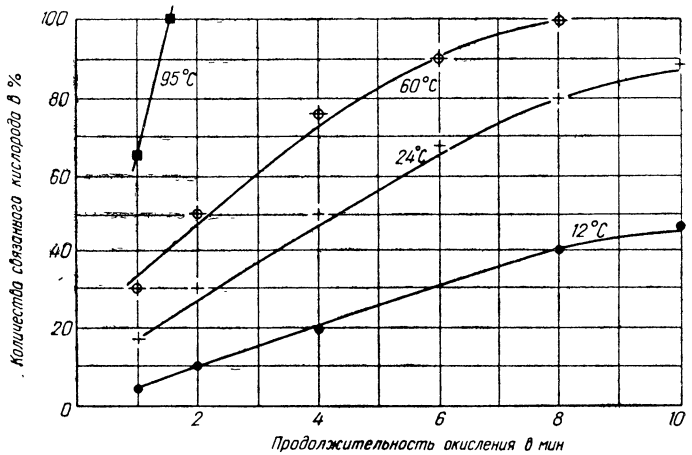


Рис. XVII.9. Обескислороживание воды сульфитом натрия при различных температурах

воды заканчивается через 1—2 *мин* даже при минимальном против стехиометрического избытке (5%) сульфита. Увеличение дозы сульфита вдвое против стехиометрической увеличивает скорость процесса обескислороживания воды в 4 раза.

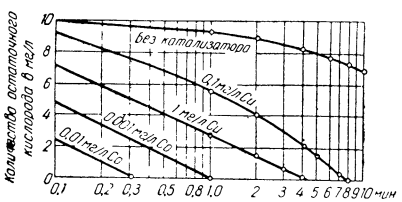


Рис. XVII.10. Обескислороживание воды сульфитом натрия при 8° С в присутствии катализаторов

Хорошими катализаторами процесса обескислороживания воды сульфитом натрия, сернистым газом, гидросульфитом и тиосульфатом натрия являются соли меди и кобальта, а также окислы марганца.

На рис. XVII.10 показаны результаты опытов, проведенных во ВНИИ ВОДГЕО, по обескислороживанию воды Московского водопровода сульфитом натрия в присутствии катализаторов — сернокислой меди или сернокислого кобальта. Во всех опытах сульфит натрия вводился в воду в количестве, на 10% большем, чем нужно для связывания всего растворенного в воде кислорода.

Как видно из рис. XVII.10, введение в воду вместе с сульфитом натрия очень небольших количеств кобальта (0,001 *мг/л* Co) или меди (1 *мг/л* Cu) в десятки раз увеличивает скорость обескислороживания воды и позволяет закончить весь процесс за 3—5 *мин* без подогрева воды и введения больших излишков сульфита натрия.

При обескислороживании воды сульфитом натрия или сернистым газом необходимую дозу реагента a можно подсчитывать по формуле

$$a = 1{,}1\beta[O_2] \ мг/л, \qquad (XVII.10)$$

где β — теоретический расход реагента на связывание 1 *мг* растворенного кислорода, принимаемый для безводного сульфита натрия 7,9, для кристаллического сульфита натрия ($Na_2SO_3 \cdot 7H_2O$) 16, для сернистого газа 4;

$[O_2]$ — концентрация в воде растворенного кислорода в *мг/л*.

Медный купорос (2,5 *мг/л* в пересчете по безводному продукту) или сернокислый кобальт (0,003 *мг/л* в пересчете по безводному продукту) следует добавлять в воду вместе с введением в нее раствора сульфита натрия или сернистого газа или до введения их.

Последнее время для обескислороживания воды начали применять гидразин N_2H_4.

При введении в воду гидразин окисляется растворенным в ней кислородом с образованием инертного газа (азота) и воды:

$$N_2H_4 + O_2 \rightarrow 2H_2O + N_2.$$

На связывание 1 *мг* O_2 теоретически расходуется 1 *мг* гидразина, однако обычно его дозируют в полуторном избытке.

На станции гидразин доставляют в виде 35%-ного водного раствора гидразингидрата (раствор более высокой концентрации огнеопасен). Дозируют гидразин в обрабатываемую воду в виде 0,5—1%-ного раствора, имеющего щелочную реакцию (pH>9). По сравнению с сульфитом натрия гидразин имеет следующие преимущества: он не увеличивает плотного остатка и его расход в 8 раз меньше по весу.

Реакция связывания гидразином растворенного в воде кислорода идет очень быстро при температуре воды 80—100° С. Поэтому гидразин особенно хорошо зарекомендовал себя при дообескислороживании воды, подвергнутой предварительно термической деаэрации.

При температуре воды ниже 50° С процесс обескислороживания идет медленно. Для ускорения процесса применяются катализаторы — окислы марганца, медь, кобальт.

Удаление растворенного кислорода может быть также достигнуто фильтрованием воды через электронообменные и электроноионообменные смолы, а также стальные стружки.

Электронообменные смолы (ЭО) представляют собой про-

дукты поликонденсации таких восстановителей, как пирогаллола, гидрохинона, пирокатехина или гидразина с фенолом и формальдегидом. Электроноионообменные смолы (ЭИ) наряду с окислительными и восстановительными обладают и ионообменными свойствами.

При использовании ЭО для обескислороживания воды их регенерация по исчерпании восстановительной способности производится 1—2%-ным раствором тиосульфата или сульфита натрия. Восстановительная способность электронообменных смол, выпускаемых отечественной промышленностью, равна: ЭО-6 — 450 *мг-экв/л*, ЭО-7 — 600—800 *мг-экв/л*, ЭО-11 — 5000 *мг-экв/л*. Последний представляет собой медную форму сульфокатионита, содержащего координационно связанный гидразин.

Электроноионообменные смолы представляют собой катиониты с введенным в них железом или медью. Электроноионообменная смола ЭИ-12 имеет обменную способность по кальцию 500 *мг-экв/л*, восстановительную способность по кислороду 45 *кг* O_2 на 1 $м^3$ смолы в рабочем состоянии.

Аниониты, образующие комплексные соединения с медью, после обработки раствором сульфита или аммиаката меди обладают высокой поглотительной способностью по отношению к кислороду (до 5 *кг* O_2 на 1 $м^3$ объема анионита). Такой анионит регенерируют пропуском через него раствора гидросульфита натрия.

Аналогичным образом иониты, способные сорбировать кислород, могут быть приготовлены из обычных товарных катионитов. Для этого катионит в фильтре сначала обрабатывают раствором соли двухвалентного железа или меди. При этом ионы Fe^{2+} или Cu^{2+} сорбируются катионитом. При дальнейшей обработке катионита подщелоченным раствором сульфита или гидросульфита натрия на его зернах выпадают гидрозакиси железа или меди. При фильтровании через такой катионит воды гидрозакиси железа или меди поглощают из нее растворенный кислород, окисляясь до соответствующих гидроокисей.

Обескислороживающая способность катионита восстанавливается воздействием на него раствора сульфита или гидросульфита натрия.

Обескислороживание горячей умягченной воды может быть достигнуто фильтрованием ее через слой стальных стружек. При этом растворенный в воде кислород расходуется на окисление гидрозакиси железа, образующейся на поверхности стружек.

Мелкую стружку из обычной нелегированной углеродистой стали очищают от грязи и обезжиривают промывкой горячим раствором щелочи и горячей водой, затем активируют в течение 15—30 *мин* 2%-ным раствором серной или соляной кислоты, вновь промывают горячей водой и загружают в фильтр (1200 *кг* на 1 $м^3$ фильтрующего слоя).

Фильтрование через такую стружку обеспечивает практиче-

ски полное удаление кислорода из горячей воды, если она предварительно умягчена и ее жесткость не превышает 0,05 *мг-экв/л*. При температуре 100° С должна быть обеспечена 1,5—2-*мин*, а при температуре 75° С — 4—5-*мин* продолжительность контакта воды со стружкой.

При обескислороживании этим методом холодной или неумягченной воды поверхность стружки быстро пассивируется и обескислороживание воды прекращается.

Во избежание загрязнения воды железом ее после сталестружечного фильтра желательно фильтровать через слой песка.

Электрохимический метод обескислороживания воды, разработанный А. И. Красильщиковым и Л. И. Волчковой, а также О. М. Фаянсом, сводится к пропуску всей или части обескислороживаемой воды через электролизер со стальными биполярными электродами.

В таком электролизере одновременно происходят три процесса:

1) анодное растворение железа на анодах

$$Fe \rightarrow Fe^{2+} + 2e$$

и окисление образовавшейся затем гидрозакиси железа растворенным в воде кислородом в гидроокись

$$4Fe(OH)_2 + O_2 + 2H_2O \rightarrow 4Fe(OH)_3;$$

2) катодное восстановление кислорода на катоде

$$4e + O_2 + 2H_2O \rightarrow 4OH^-;$$

3) окисление растворенным в воде кислородом водорода, выделившегося на катоде электролизера,

$$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O.$$

Последний процесс при отсутствии катализаторов идет медленно. Поэтому для его реализации желательно либо вводить катализатор (активный уголь, дробленый пиролюзит) непосредственно в рабочие камеры электролизера, либо пропускать воду с растворенным водородом через фильтр, загруженный гранулированным катализатором.

Расход электроэнергии на обескислороживание воды, содержащей около 8 *мг/л* растворенного кислорода, составляет 0,2 *квт · ч/м*^{3}.

Для удаления хлопьевидной гидроокиси железа воду после электролизера следует пропускать через фильтры, загруженные песком или мраморной крошкой.

К физическим методам обескислороживания воды относят термическое и вакуумное ее деаэрирование. В обоих случаях удаление из воды кислорода достигается разбрызгиванием ее в условиях, при которых вода кипит. В термических дегазаторах вода разбрызгивается при температуре выше 100° С и давлении,

большем атмосферного. В вакуумных деаэраторах поддерживают вакуум, при котором вода кипит при данной ее температуре.

Вакуумные дегазаторы (рис. XVII.11) представляют собой стальные цилиндрические резервуары, заполненные насадкой из колец Рашига или из деревянных реек.

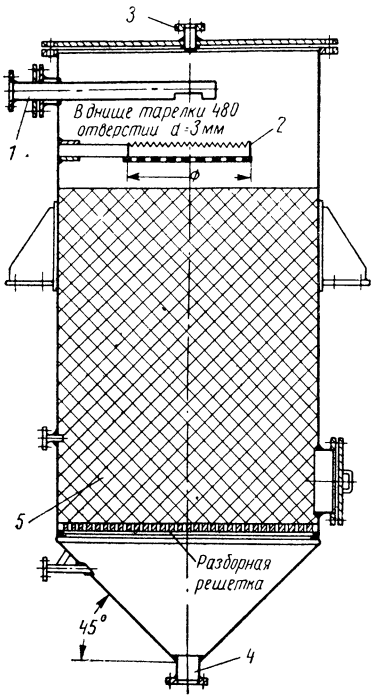


Рис. XVII.11. Схема вакуумного дегазатора

1 — подвод воды; *2* — распределительная тарелка; *3* — отсос парогазовой смеси; *4* — отвод дегазированной воды; *5* — насадка

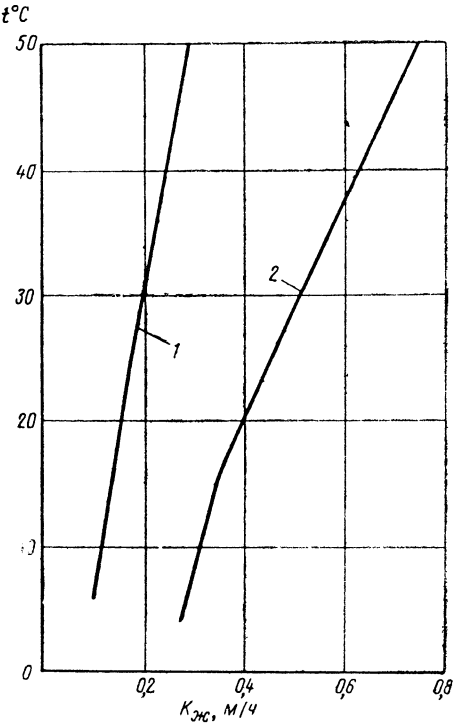


Рис. XVII.12. График для определения коэффициента $K_ж$ при расчете вакуумного дегазатора

1 — удаление O_2 и CO_2; *2* — удаление O_2

Дегазируемую воду подают в верхнюю часть дегазатора, где она разбрызгивается с помощью распределительного устройства по всей его площади. Капли воды стекают тонкой пленкой по поверхности насадки. Внутри дегазатора вакуум-насосом или пароструйными (или водоструйными) эжекторами создается вакуум, при котором стекающая по поверхности насадки вода кипит.

Так как растворимость газа в воде при ее кипении близка нулю, то в вакуумном дегазаторе из воды выделяются все растворенные газы, в том числе кислород и углекислота. Выделившиеся газы и образовавшиеся пары воды отсасываются из дегазатора вакуум-насосом или эжектором.

Для того чтобы вода из вакуумного дегазатора стекала в приемный бак, низ дегазатора должен быть расположен примерно на $10—p+1$ *м* выше поверхности воды в приемном баке. Для уменьшения высоты расположения дегазатора целесообразно отсасывать из него обескислороженную воду насосом. При этом высота расположения низа дегазатора над осью насоса должна быть равна $10—p—H+1$ *м* (где p — давление в дегазаторе в *м вод. ст.*; H — высота всасывания насоса в *м*).

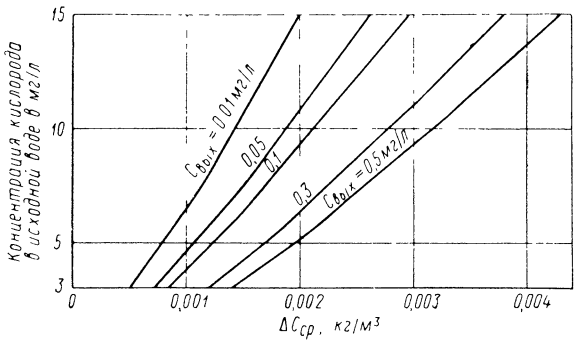


Рис. XVII.13. График для определения $\Delta C_{ср}$ при расчете вакуумного дегазатора на удаление кислорода

Площадь поперечного сечения дегазатора принимают по плотности орошения насадки равной 50 $м^3/м^2 \cdot ч$. Площадь поверхности насадки дегазатора F определяют по формуле (XVII.5). Величину $K_ж$ принимают по графику, приведенному на рис. XVII.12. Величину $\Delta C_{ср}$ при расчете на удаление из воды только кислорода принимают по графику, приведенному на рис. XVII.13, а при расчете на совместное удаление свободной углекислоты и кислорода — по графику, приведенному на рис. XVII.5.

Входящую в формулу (XVII.5) величину G вычисляют по уравнению

$$G = 0{,}001\, q([O_2]_{нач} - [O_2]_{кон})\ кг/ч, \qquad (XVII.11)$$

где q — расход поступающей на дегазатор воды в $м^3/ч$;

$[O_2]_{нач}$ и $[O_2]_{кон}$ — соответственно начальная и конечная концентрации кислорода в воде в $г/м^3$.

Зная необходимую поверхность насадки дегазатора и ее удельную поверхность, определяют объем насадки и высоту ее слоя в дегазаторе.

Производительность вакуум-насоса или эжектора для отсоса

из дегазатора парогазовой смеси и поддержания необходимого вакуума (рис. XVII.14) определяют по следующим формулам:

а) при удалении из воды только кислорода

$$W = \frac{G_к (273 + t)}{360 p_к} \text{ м}^3/\text{ч}; \qquad \text{(XVII.12)}$$

б) при удалении из воды углекислоты и кислорода

$$W = \frac{G_у (273 + t)}{500 p_у} \text{ м}^3/\text{ч}, \qquad \text{(XVII.13)}$$

где $G_к$ и $G_у$ — количество кислорода и углекислоты, удаляемых из воды, в *кг/ч*;

t — температура воды в °С;

$p_к$ и $p_у$ — парциальные давления кислорода и углекислоты над водой на выходе ее из дегазатора.

Обычно величины парциальных давлений $p_к$ и $p_у$ находят по формуле

$$p = \frac{C_{вых}}{S} am, \qquad \text{(XVII.14)}$$

где $C_{вых}$ — необходимая концентрация кислорода или углекислоты в воде, выходящей из дегазатора, в *г/м*^{3};

S — растворимость кислорода или углекислоты в воде при их парциальном давлении, равном 1 *кГ/см*^{2}, в *г/м*^{3}.

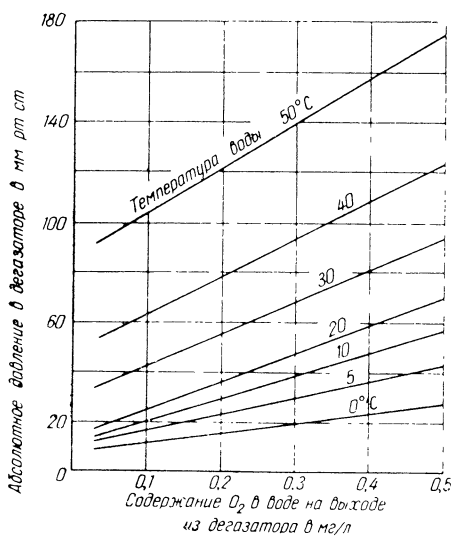


Рис. XVII.14. Зависимость расчетного абсолютного давления в вакуумном дегазаторе от температуры воды и содержания кислорода в ней на выходе из дегазатора

Вакуумные дегазаторы были впервые применены для обескислороживания холодной воды с целью защиты от коррозии водовода диаметром 750 *мм* и длиной 560 *км* водопровода Кулгарди в Западной Австралии. Позднее вакуумные дегазаторы производительностью 15 000 *м*^{3}/*сутки* были установлены на одном из водопроводов в штате Луизиана (США) также для защиты от коррозии водоводов.

4. УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ СЕРОВОДОРОДА

Удаление сероводорода аэрацией. Применение аэрации в качестве самостоятельного метода для очистки воды от сероводорода возможно только при малых его концентрациях и является наиболее эффективным при низких значениях pH воды.

Как указано в главе I, в природных водах, содержащих сероводород, наряду с молекулярно растворенным газом H_2S при значениях pH воды более 5 содержатся также гидросульфидные ионы HS^-. Если величина $pH>10$, то H_2S в воде практически отсутствует, но наряду с ионами HS^- в воде содержатся также сульфидные ионы S^{2-}. Обычно сероводородные воды, используемые для питьевого и технического водоснабжения, имеют значение $pH<9$. Поэтому рассматриваемые в данном пункте методы очистки относятся к этому типу вод.

Различные методы аэрации осуществляют раздроблением воды на мелкие капли в целях увеличения ее удельной поверхности и создания контакта с воздухом, не содержащим сероводород. При этом происходит десорбция H_2S из воды. Сероводород, находящийся в воде в виде гидросульфидных ионов HS^-, аэрацией непосредственно не удаляется. Однако при удалении из воды H_2S нарушается равновесие между H_2S и HS^- и происходит частичный переход HS^- в H_2S, что также способствует удалению сероводорода из воды аэрацией. Метод аэрации оказывается тем эффективнее, чем больше относительное содержание в воде сероводорода в форме H_2S. Процентное соотношение H_2S и HS^- (см. табл. I.9) зависит от pH воды, и при $pH \leqslant 5$ практически весь сероводород содержится в форме H_2S. Поэтому очистка воды от сероводорода аэрацией наилучшим образом происходит при значениях pH воды ниже 5.

Величина pH природных вод зависит от содержания в них растворенных газов CO_2 и H_2S, при этом она тем ниже, чем больше содержание этих газов в воде. В процессе аэрации воды наряду с H_2S происходит также десорбция из воды CO_2, вследствие чего величина pH воды повышается. Это приводит к переходу H_2S в HS^-, вследствие чего эффект удаления сероводорода ухудшается. Поэтому величину pH воды до конца процесса аэрации следует поддерживать около 5.

При аэрации воды наряду с десорбцией H_2S обычно происходит также окисление части сероводорода до серы:

$$2H_2S + O_2 \rightarrow 2S + 2H_2O.$$

Процесс окисления сероводорода может в небольшой степени идти и дальше до образования тиосульфатов $S_2O_3^{2-}$. Дальнейшее окисление его (до сульфитов и сульфатов) аэрацией при отсутствии серных бактерий обычно не идет.

Аэрацию воды без обработки для снижения pH целесообразно применять при содержании сероводорода в очищаемой воде

до 2—3 *мг/л* и pH $\leqslant$ 6,5 ÷ 7. В этом случае содержание сероводорода в воде после аэрации обычно не превышает 0,3—0,5 *мг/л*. Окончательную очистку воды можно осуществить хлорированием для окисления оставшегося в воде сероводорода до сульфатов:

$$H_2S + 4Cl_2 + 4H_2O \rightarrow H_2SO_4 + 8HCl;$$

$$HS^- + 4Cl_2 + 4H_2O \rightarrow SO_4^{2-} + 8Cl^- + 9H^+.$$

Расход хлора при этом составляет 8,4 *мг* на 1 *мг* оставшегося после аэрации в воде сероводорода (в виде H_2S или HS^-).

Окисление части сероводорода до серы при исходном содержании в воде сероводорода 2—3 *мг/л* H_2S дает содержание взвеси (коллоидной серы) в очищенной воде не более 0,5—1 *мг/л*, т. е. содержание взвеси в очищенной воде не превышает требований стандарта на питьевую воду.

Сероводород может быть окислен хлором и при меньшем его расходе, но только до серы:

$$H_2S + Cl_2 \rightarrow S + 2HCl.$$

Расход хлора в этом случае составляет 2,1 *мг* на 1 *мг* сероводорода.

Для аэрации воды могут быть применены барботирование воздуха через слой воды, разбрызгивание с помощью брызгал (дождевание), а также открытые градирни и дегазаторы с подачей воздуха вентиляторами.

Наиболее эффективным и компактным устройством для аэрации воды при ее очистке от сероводорода является дегазатор с подачей в него воздуха вентилятором. К числу преимуществ такого дегазатора следует отнести возможность организованного отвода воздуха, загрязненного сероводородом, с выбросом его в атмосферу через высокую трубу или с подачей к специальному поглотителю сероводорода. Другие указанные выше аэрационные устройства не дают такой возможности, и воздух вокруг них загрязняется сероводородом, что создает опасность для эксплуатационного персонала.

Нагрузку на дегазатор с принудительной подачей воздуха вентилятором при насадке из колец Рашига размером 25×25×3 *мм* можно принимать около 40 $м^3/м^2 \cdot ч$, а при хордовой насадке — 30 $м^3/м^2 \cdot ч$. Следует иметь в виду, что на насадке может постепенно скапливаться осадок серы, являющийся результатом развития серных бактерий, которые способствуют окислению сероводорода до серы. Кроме того, вследствие удаления части растворенной в воде углекислоты на насадке может выпадать $CaCO_3$. Поэтому предпочтение следует отдавать тем видам насадки, которые легче отмываются от отложений серы и карбоната кальция. В этом отношении хордовая насадка из деревянных реек имеет некоторое преимущество перед насадкой из колец Рашига.

Расход воздуха для дегазаторов, загруженных кольцами Рашига, можно принимать 12—15 $м^3$, а для дегазаторов с хордовой насадкой — 20 $м^3$ на 1 $м^3$ очищаемой воды.

Высоту слоя колец Рашига при содержании сероводорода в воде до 10 *мг/л* можно принимать равной 1,5—2 *м*, а при содержании сероводорода в воде 20—30 *мг/л* — 2,5 *м*. Высоту хордовой насадки следует принимать в 2—2,5 раза большей, чем слой колец Рашига.

На небольших установках для аэрации воды можно применять открытые градирни с расходом воды на них 10—15 $м^3/м^2 \cdot ч$.

Открытые градирни загружают насадкой из кусков кокса или шлака крупностью 30—50 *мм*. Толщину каждого слоя принимают 300—400 *мм*, а расстояние между слоями — 600 *мм*. При содержании в воде сероводорода до 5 *мг/л* градирни можно устраивать с тремя слоями насадки, а при содержании сероводорода до 10 *мг/л* — с пятью слоями. При большем содержании сероводорода лучше применять дегазаторы с подачей воздуха вентилятором.

В помещении, где расположена открытая градирня, следует устраивать приточно-вытяжную вентиляцию с 12—15-кратным обменом воздуха.

При значительном содержании сероводорода в воде описанный способ очистки воды (аэрация и хлорирование) становится неэкономичным, так как после аэрации в воде остается несколько миллиграммов сероводорода, и доокисление его хлором обходится дорого. Кроме того, вода обогащается коллоидной серой, образующейся при аэрации, в связи с этим необходимо дополнительное ее осветление.

Для более полного удаления сероводорода аэрацией при значительном его содержании в воде целесообразно понизить pH воды до 5. Это может быть осуществлено продувкой воды дымовыми газами, содержащими CO_2, либо подкислением серной или соляной кислотой.

Для очистки воды от сероводорода с применением дымовых газов Норделл [9] рекомендует применение двухэтажного дегазатора. В верхней секции дымовые газы пропускают снизу вверх, а раздробленную на капли воду — сверху вниз.

Концентрация CO_2 в дымовых газах обычно составляет 5—10% (в воздухе 0,03—0,04%). Благодаря большему парциальному давлению CO_2 происходит интенсивное ее растворение в воде, pH воды понижается и поддерживается низким в течение всего времени прохождения воды через верхнюю секцию дегазатора. Благодаря этому создаются условия для перехода HS^- в H_2S и удаления сероводорода из воды.

Сероводород отводится из верхней секции дегазатора вместе с уходящими дымовыми газами. Затем вода переливается в нижнюю секцию, где подвергается продувке воздухом, также пода-

ваемым навстречу воде. Это приводит к удалению из воды CO_2 и восстановлению величины pH воды, близкой к начальной.

Остающийся после такой обработки в воде сероводород, обычно в количестве не более 0,3 *мг/л*, окисляется последующим хлорированием.

Снижение величины pH воды может быть также достигнуто путем добавления к ней серной или соляной кислоты.

Доза технической кислоты для понижения величины pH до 4,3—4,5 может быть определена по формуле

$$Д = eЩ\frac{100}{C_к}\ мг\ л, \qquad \text{(XVII.15)}$$

где e — эквивалентный вес кислоты в *мг/мг-экв*, равный для H_2SO_4 49 *мг/мг-экв* и для HCl 36,5 *мг/мг-экв*;

$Щ$ — общая щелочность воды в *мг-экв/л*;

$C_к$ — содержание H_2SO_4 или HCl в технической кислоте в %.

Формула (XVII.15) дает несколько завышенную дозу кислоты, поскольку требуется понизить величину pH только до 5. Фактически необходимая доза кислоты должна быть уточнена в процессе эксплуатации установки.

Подкисленная вода должна быть пропущена через дегазатор с принудительной подачей воздуха для удаления сероводорода. При этом сероводород в основном удаляется из дегазатора вместе с воздухом, но часть его окисляется до серы, вследствие чего вода становится слегка мутной. Для завершения очистки к воде следует добавить хлор для окисления небольшого количества сероводорода, оставшегося в ней после аэрации, затем ввести коагулянт [20—30 *мг/л* $Al_2(SO_4)_3$ или $FeCl_3$] для связывания в хлопья коллоидной серы и направить на фильтры. Отстойники или осветлители в данном случае обычно не нужны, так как образуется относительно небольшое количество взвеси, которую можно удалить с помощью одних фильтров.

Дозу хлора нужно определять экспериментально с тем, чтобы в окончательно очищенной воде, выходящей из фильтра, содержание активного хлора было не менее 0,5 *мг/л*. Это необходимо, в частности, и для того, чтобы в самом фильтре не создавалось условий для восстановления до сероводорода содержащих серу соединений, образовавшихся в результате аэрации.

В связи с тем что в результате подкисления воды до pH=5 почти вся щелочность воды ликвидируется и последняя лишается вследствие этого буферных свойств, хлорирование ее приводит к дальнейшему понижению pH и вода становится коррозионной. Для ликвидации ее коррозионной активности необходима стабилизационная обработка воды (см. главу XVIII).

Схема установки для очистки воды от сероводорода аэрацией с подкислением и последующим фильтрованием показана на рис. XVII.15.

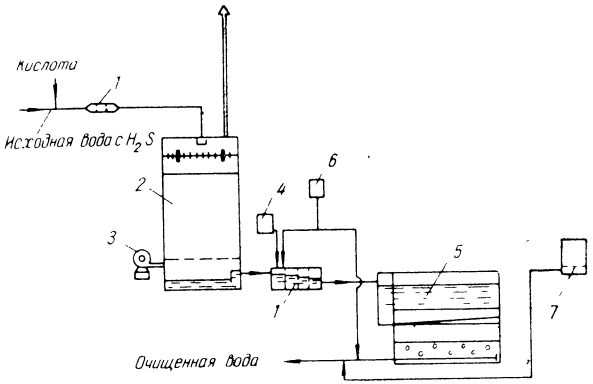


Рис. XVII.15. Схема установки для очистки воды от сероводорода аэрацией с подкислением

1 — смеситель; *2* — дегазатор; *3* — вентилятор; *4* — раствор коагулянта; *5* — фильтр; *6* — хлоратор; *7* — раствор соды

Очистка воды от сероводорода с применением гидрата окиси железа. Д. Андерсоном был предложен, а Д. П. Козыревым и П. Г. Купцовым экспериментально проверен метод очистки воды от сероводорода с использованием гидрата окиси железа.

При добавлении к сероводородной воде суспензии гидрата окиси железа происходит связывание сероводорода и гидросульфидных ионов с образованием сульфида железа:

$$3H_2S + 2Fe(OH)_3 \rightarrow \underset{\downarrow}{2FeS} + S + 6H_2O;$$

$$3HS^- + 2Fe(OH)_3 + 3H^+ \rightarrow \underset{\downarrow}{2FeS} + S + 6H_2O.$$

Осадок сульфида железа отделяют от воды отстаиванием, после чего он может быть регенерирован продувкой воздухом

$$4FeS + 3O_2 + 6H_2O \rightarrow \underset{\downarrow}{4Fe(OH)_3} + 4S.$$

Может быть осуществлен замкнутый процесс с многократным использованием одной и той же гидроокиси железа путем попеременного ее перевода то в сернистое железо, то в гидроокись.

Использование одной и той же порции гидроокиси железа лимитируется ее постепенным обогащением серой, образующейся в каждом цикле. Поэтому необходимо выводить из каждого цикла часть загрязненной серой гидроокиси железа и заменять ее свежей. Для получения свежей гидроокиси железа к сероводородной воде можно в дополнение к рециркулирующей гидроокиси добавлять какую-либо соль железа, например $FeCl_3$ или $FeSO_4$.

В процессе продувки воздухом суспензии FeS могут образовываться также тиосульфаты, однако, как показали эксперименты, выполненные во ВНИИ ВОДГЕО (Л. А. Алферова, Г. А. Титова, О. Л. Левентон), при pH среды не выше 7—7,2 образуется в основном элементарная сера. При этих же значениях pH процесс регенерации гидрата окиси железа из сульфида железа происходит с приемлемой для практики скоростью — в течение нескольких минут.

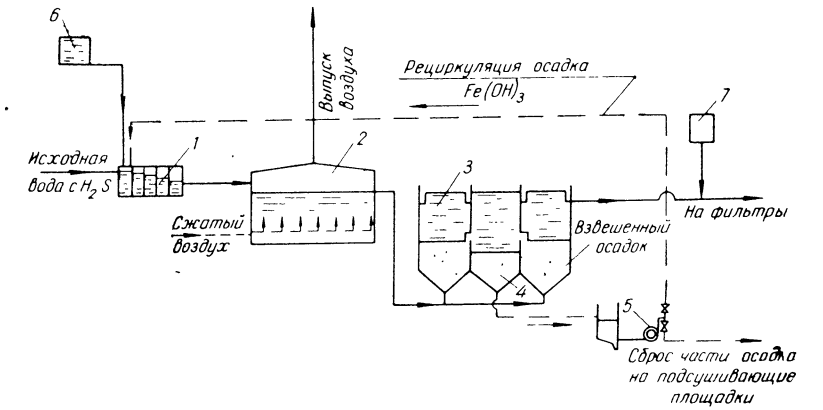


Рис. XVII.16. Схема установки для очистки воды от сероводорода гидратом окиси железа

1 — смеситель; *2* — аэрационный бассейн; *3* — осветлитель; *4* — осадкоуплотнитель; *5* — насос для перекачки осадка; *6* — бак для приготовления раствора $FeCl_3$ или $FeSO_4$; *7* — хлоратор

Опытами было установлено, что нет надобности сначала отделять отстаиванием от воды осадок сульфида железа, а затем его регенерировать (изолированно от воды) продувкой воздухом. Можно после добавления к сероводородной воде суспензии гидрата окиси железа и получения сульфида железа всю воду подвергать аэрации в специальном закрытом бассейне типа аэротенка. При этом сера частично всплывает на поверхность воды (флотируется) и может быть удалена из бассейна. Преимущество такой схемы заключается в том, что получающийся после аэрации осадок гидрата окиси железа осаждается значительно лучше, чем сульфид железа.

Схема установки для очистки воды от сероводорода с использованием суспензии гидрата окиси железа показана на рис. XVII.16.

Данный метод испытан в лабораторных условиях. Для уточнения расчетных параметров необходима его проверка в полупроизводственных и производственных условиях.

На основе лабораторных исследований могут быть рекомендованы следующие расчетные данные:

а) концентрация гидроокиси железа в воде должна быть трехкратной по сравнению со стехиометрическим количеством, необходимым для связывания сероводорода в сульфид железа (3,3 *г* Fe на 1 *г* H_2S); количество свежей добавляемой в цикл соли железа в пересчете на Fe должно составлять 0,2—0,3 *г* на 1 *г* удаляемого из воды сероводорода (6—9 *г* $FeSO_4$ или $FeCl_3$ в пересчете на безводные продукты);

б) емкость камеры хлопьеобразования, которая используется и в качестве аэрационного бассейна для регенерации сульфида железа, должна обеспечивать продолжительность пребывания в ней воды в течение 20—30 *мин*; интенсивность аэрации можно принимать равной 3—5 *л/сек* на 1 $м^2$ площади аэрационного бассейна;

в) скорость восходящего движения воды в защитной зоне осветлителя можно принимать 0,8—0,9 *мм/сек*; целесообразно предусматривать принудительный отвод жидкости в осадкоуплотнитель в размере 20—25% расхода осветляемой воды.

Если вода используется для питьевых целей, то из осветлителей ее следует направлять на фильтры, а перед фильтрами производить хлорирование воды дозой, обеспечивающей поддержание в фильтрате остаточной концентрации активного хлора порядка 0,5 *мг/л*.

Эксперименты показали, что этим методом достигается практически полная очистка от сероводорода воды, выходящей из осветлителя, поэтому расход хлора получается относительно небольшим.

Биохимическая очистка воды от сероводорода. Применение биохимических процессов окисления сероводорода для очистки артезианских вод предложено В. Д. Плешаковым [8]. Им же разработан метод очистки сероводородных вод на аэроокислителях с последующим фильтрованием воды.

Вопросу биохимической очистки грунтовых вод от сероводорода на биофильтрах и аэротенках посвящены также исследования М. М. Калабиной, М. П. Лебедевой и Л. И. Столяровой [5].

При биохимической очистке воды от сероводорода окисление его происходит в результате жизнедеятельности серобактерий активного ила и биопленки.

Предложенный В. Д. Плешаковым метод очистки воды от сероводорода представляет собой сочетание частичной десорбции из воды сероводорода в результате аэрации и биохимического окисления при контакте воды с биопленкой, населенной серобактериями. Этот процесс осуществляется в установке типа аэрофильтра, названной автором аэроокислителем.

Схема водоочистной установки с аэроокислителем показана на рис. XVII.17. Вода с помощью оросителя *1* разбрызгивается в аэроокислителе *2* по загрузке из шлака, на котором постепенно развивается биопленка. В аэроокислитель снизу вентилятором *3* подается сжатый воздух. После аэроокислителя вода через во-

дяной затвор *4* подается в скорые фильтры *5*, загруженные песком, для очистки от серы и выносимой из аэроокислителя биопленки. Для улучшения условий осветления воды перед фильтрами к ней целесообразно добавлять коагулянт. Во избежание образования анаэробных условий в нижних слоях песчаной загрузки фильтров и для предупреждения восстановления там соединений серы до сероводорода могут быть применены два способа: введение хлора (из хлоратора *6*) в поступающую на фильтры воду либо периодическая продувка фильтров сжатым воздухом снизу вверх.

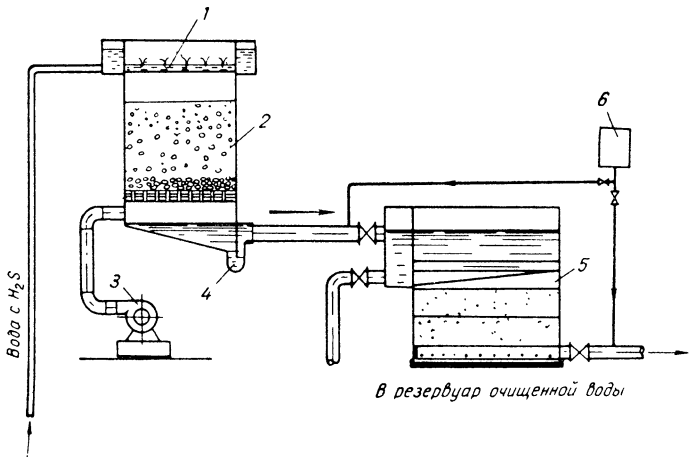


Рис. XVII.17. Схема очистки воды от сероводорода с применением аэроокислителя (по В. Д. Плешакову)

На основании полупроизводственных экспериментов В. Д. Плешаковым рекомендованы следующие расчетные данные: 1) интенсивность орошения загрузки аэроокислителя с принудительной подачей воздуха при содержании сероводорода в воде 40 *мг/л* принимают 3—4 $м^3/м^2 \cdot ч$, а при содержании сероводорода 20 *мг/л* — около 8 $м^3/м^2 \cdot ч$; 2) интенсивность орошения при естественной вентиляции аэроокислителя (т. е. при его работе аналогично биофильтру без принудительной подачи воздуха) принимают 4 $м^3/м^2 \cdot ч$, при этом сероводород полностью удаляется только при его содержании в очищаемой воде не более 20—25 *мг/л*; 3) расход воздуха, подаваемого в аэроокислитель, при содержании сероводорода в воде 40—50 *мг/л* принимают 26—30 $м^3$ на 1 $м^3$ воды, дальнейшее увеличение расхода воздуха не улучшает очистки воды; 4) толщина слоя шлака в аэроокислителе должна быть 2,6 *м*; водораспределительные устройства следует располагать на высоте 0,3—0,5 *м* над уровнем шлака; круп-

ность кусков шлака — 50—70 *мм*; 5) необходимое давление вентилятора составляет 60—70 *мм вод. ст.*

Опыт пуска производственной установки, действующей по описанному методу, показал значительные эксплуатационные трудности, в частности из-за зарастания загрузки аэроокислителей карбонатом кальция вследствие десорбции растворенной в воде углекислоты в процессе аэрации.

Эксперименты по очистке сероводородной воды в модели аэротенка были выполнены во ВНИИ ВОДГЕО [5]. Было установлено, что сероводород в аэротенках может быть окислен до сульфатов. Очистка воды с солесодержанием 3 *г/л* и концентрацией сероводорода 130—140 *мг/л* происходила при нагрузке 12 $м^3$/*сутки* воды, а с солесодержанием 15 *г/л* и концентрацией сероводорода 180 *мг/л* — при допустимой нагрузке 8 $м^3$/*сутки* воды на 1 $м^3$ емкости аэротенка. Продолжительность аэрации в первом случае была равна 2 *ч*, во втором — 3 *ч*.

Расход воздуха составлял 34—37 $м^3$ на 1 $м^3$ очищаемой воды.

Снижение химической потребности в кислороде (ХПК) составляло 2800—2900 *г* на 1 $м^3$ емкости аэротенка в сутки. При биохимической очистке грунтовых вод, не содержащих биогенных веществ, их необходимо добавлять к воде в количестве: азота 5 $г/м^3$, фосфора 2,5 $г/м^3$.

В связи с переходом сероводорода при очистке в аэротенках в серную кислоту значение pH воды понижается. В случае значительного понижения величины pH может потребоваться стабилизационная обработка воды (подщелачивание) для устранения ее коррозионных свойств.

ЛИТЕРАТУРА

1. Алферова Л. А., Алексеев Л. А. Химическая очистка сточных вод в производстве сульфатной целлюлозы. «Лесная промышленность», 1968.
2. Апельцин И. Э., Золотова Е. Ф., Перемыслова Е. С. Лабораторные исследования методов очистки дренажных вод от сероводорода. В сб.: «Исследования по водоподготовке», № 3. Госстройиздат, 1959.
3. Дуров С. А. Очистка питьевой воды от сероводорода. Изд. АЧНИИКХ, 1935.
4. Кагановский А. М., Ровинская Г. М., Таран П. Н. Окисление тиосульфата и сульфида в водных растворах при аэрации в присутствии пиролюзита. «Украинский химический журнал», т. XXIII, вып. 2, 1957.
5. Калабина М. М., Лебедева М. П., Столярова Л. И. Биологическая очистка грунтовых вод от сероводорода. В сб.: «Научные сообщения». Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1960.
6. Кастальский А. А. Проектирование устройств для удаления из воды растворенных газов в процессе водоподготовки. Госстройиздат, 1957.
7. Козырев Д. П., Купцов И. Г. Удаление сероводорода из артезианских вод посредством гидратов окислов железа с последующей их регенерацией. Гостоптехиздат, 1946.
8. Плешаков В. Д. Удаление сероводорода из артезианских вод. Изд. МКХ РСФСР, 1956.
9. Nordell E. Water treatment for industrial and other uses. Reinhold Publ. Corp., 1961.

ГЛАВА XVIII

ОБРАБОТКА ВОДЫ ДЛЯ БОРЬБЫ С ЗАРАСТАНИЕМ И КОРРОЗИЕЙ ВОДОПРОВОДНЫХ ТРУБ

1. ПРИЧИНЫ И ВИДЫ ЗАРАСТАНИЯ ТРУБ

При эксплуатации водопроводных сетей нередко наблюдается постепенное снижение пропускной способности труб из-за образования на их стенках различного рода отложений. Их появление обусловлено, как правило, свойствами транспортируемой по трубам воды.

Отложения в трубах бывают различного характера: от сплошных, равномерно уменьшающих живое сечение трубы, до бугристых — в виде отдельных выступов на стенках труб.

Можно указать следующие основные виды отложений и вызывающие их причины.

1. *Донные отложения* образуются в нижней части труб, главным образом при транспортировании по ним неочищенной воды, содержащей грубодисперсные примеси. Донные отложения характерны для труб, по которым вода движется с небольшими скоростями.

Этот вид отложений образуется иногда при содержании в воде железа: отлагающийся в трубах в периоды малых расходов воды гидрат окиси железа постепенно уплотняется и несколько цементируется.

2. *Сплошные отложения* образуются при движении по трубам воды, пересыщенной карбонатом кальция (с положительным индексом насыщения).

В этом случае отложения состоят из карбоната кальция, они тверды и прочно прикреплены к стенкам труб.

Если наряду с пересыщением карбонатом кальция в воде содержатся и грубодисперсные примеси, то они отлагаются в нижней части труб и цементируются карбонатом кальция. Тогда отложения располагаются эксцентрично, с утолщением в донной части трубы.

3. *Бугристые отложения* образуются в стальных и чугунных трубах (рис. XVIII.1) в связи с коррозионным действием воды.

Они представляют собой отдельные бугорки неправильной формы, иногда сливающиеся друг с другом. Высота бугорков в отдельных случаях достигает 20—30 *мм*. Коррозионные бугристые отложения отличаются значительной прочностью и силой сцепления с внутренней поверхностью труб.

При образовании бугристых отложений значительную роль в некоторых случаях играют железобактерии, которые перерабатывают закись железа и выделяют гидрат окиси железа.

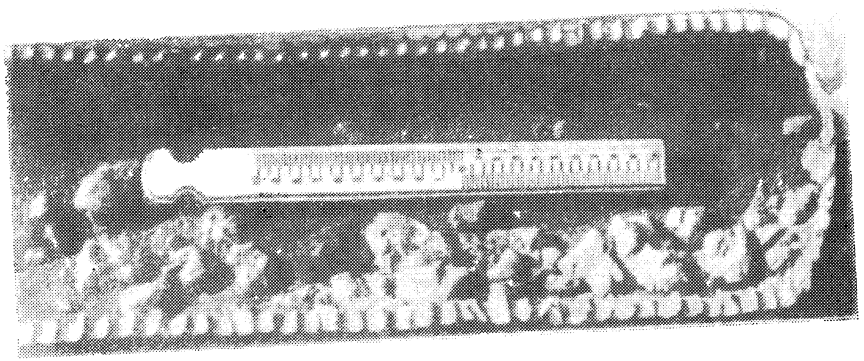


Рис. XVIII.1. Бугристые коррозионные отложения

4. *Биологические обрастания.* Многие микроорганизмы, водоросли и животные организмы, попадая с водой из источников водоснабжения (главным образом поверхностных) в водопроводные трубы, обладают способностью прикрепляться к их стенкам. При наличии благоприятных условий нередко наблюдаются значительное накопление и развитие биологических обрастаний в трубах. Основными факторами, влияющими на биологические обрастания, являются температура воды, pH, содержание растворенного кислорода и наличие в воде веществ, являющихся источником питания организмов.

А. С. Разумов [9] указывает следующие возможные виды биологических обрастаний: 1) бактерии зооглейные — Zoogloea ramigera; нитчатые бактерии — Cladothrix dichtoma; нитчатые железобактерии — Leptothrix ochracea, Crenothrix polyspora; одноклеточные железобактерии—Gallionella ferruginea; 2) грибки: низшие — Mucor. sp., высшие — Fusarium (встречаются в стоках бумажных фабрик, заводов синтетического каучука); 3) мшанка — Poludicella emarginata (в пресных водах); 4) гидроидный полип — Cordylophora caspia (в солоноватых водах); 5) ракообразные — морские желуди Balanus; 6) моллюски: дрейссена — Dreissena polymorpha (в пресной воде); мидии — Mytilus edulis, мителастер — Mytilaster lineatus (в морской воде).

Подавляющее большинство микроорганизмов биообрастаний — мезофильные (благоприятная для них температура 20—35° С).

Источником питания организмов биообрастаний являются углерод, азот и фосфор, попадающие в водоемы преимущественно со сточными водами. Организмы биообрастаний являются аэробными и поэтому нуждаются в растворенном в воде кислороде.

Биологические факторы оказывают влияние на изменение химического состава воды. В периоды массового развития в водоемах планктонных организмов они ассимилируют углекислоту из воды и выделяют кислород. В связи с этим pH воды повышается и вода может оказаться пересыщенной кислородом. Ночью организмы поглощают кислород, и концентрация его в воде уменьшается.

Увеличение концентрации растворенного в воде кислорода и углекислоты в результате жизнедеятельности планктонных водорослей повышает коррозионные свойства воды.

В практике водоснабжения нередко встречаются случаи зарастания труб железистыми отложениями в результате жизнедеятельности железобактерий, которые преимущественно развиваются при наличии в транспортируемой воде железа при слабокислой и нейтральной реакции среды (pH<7,3). Бугристые отложения образуются за счет жизнедеятельности железобактерий при содержании железа в воде более 0,3—0,5 *мг/л*. Источником железа для развития железобактерий могут быть также продукты коррозии стальных и чугунных труб. Для развития железобактерий вода должна содержать растворенный кислород.

Трубопроводы неочищенной воды зарастают нитчатыми и зооглейными бактериями, а также грибками. Развитие этих организмов происходит в водах, загрязненных органическими веществами.

Чаще всего в обрастаниях встречаются нитчатые бактерии, зооглейные, водные грибки.

Микроорганизмы, прикрепившиеся к стенкам труб, при наличии благоприятных условий развиваются, извлекая питательные органические вещества из протекающей воды. Они могут образовывать толстый слой на стенках труб. Если в воде содержатся взвешенные вещества, то они как бы приклеиваются и накапливаются в слизистой массе биологических обрастаний.

На водозаборных сооружениях и в водоводах наблюдается нередко развитие мшанок и гидроидного полипа, характерного, в частности, для опресненных участков морей.

Водоводы как пресной, так и морской воды нередко зарастают моллюсками. Среди них чаще всего встречается дрейссена. В водоводах, по которым транспортируется морская вода, поселяются морские желуди — балянусы и двустворчатые черные ракушки — мидии.

Образующиеся в трубах обрастания оказывают влияние на

материал труб. В частности, в застойных и тупиковых участках водопроводной сети при недостатке в воде кислорода могут погибать бактерии, входящие в состав отложений, и разлагаться с образованием сероводорода. При этом вода может окрашиваться в черный цвет примесями сернистого железа. Если на трубах образуется слой обрастаний значительной толщины, то в нижней, прилегающей к трубе и хуже всего снабжаемой кислородом части отложений создаются анаэробные условия, аэробные организмы здесь отмирают. В результате гнилостного распада этого слоя обрастаний выделяется сероводород, прилегающие к трубе обрастания приобретают черный цвет из-за образующегося сульфида железа. Образование сероводорода в слое отложений, прилегающем к металлу, стимулирует коррозию.

Многообразные виды обрастаний водопроводных труб вызывают необходимость проведения специальных мероприятий по их предупреждению, среди которых существенное значение имеют различные способы обработки воды.

2. СТАБИЛИЗАЦИОННАЯ ОБРАБОТКА ВОДЫ РЕАГЕНТАМИ

В главе I показано, что соотношение между содержанием в воде бикарбонатных ионов и свободной углекислоты обусловливает способность воды образовывать на стенках труб отложения, состоящие из карбоната кальция, или, наоборот, предопределяет свойство воды растворять карбонатные отложения.

Карбонатные отложения в трубах образуются, если содержание в воде свободной CO_2 меньше ее «равновесной» концентрации, чему отвечает положительный индекс насыщения воды карбонатом кальция. В этом случае вода пересыщена карбонатом кальция, который в процессе ее транспортирования по трубам постепенно выделяется из раствора, образуя более или менее равномерный слой кристаллических отложений по всему периметру трубы.

Если по трубам транспортируется вода с положительным индексом насыщения, содержащая взвешенные вещества, которые могут осаждаться в трубах, то осадок цементируется выделяющимся из раствора карбонатом кальция, и в этом случае твердые отложения, состоящие из взвешенных веществ (песка, глины) и карбоната кальция, образуются в основном в нижней части трубы.

Воду с положительным индексом насыщения можно условно назвать некоррозионной, так как образование на стенках труб твердого и плотного слоя отложений карбоната кальция изолирует металл труб от непосредственного контакта с водой, и это приводит к постепенному прекращению коррозии труб.

Положительный индекс насыщения и термин «некоррозионная вода» не означают, что вода вовсе неспособна корродировать металл. В начальный период пропуска воды по трубам, по-

ка защитный слой карбоната кальция еще не образовался и когда имеется прямой контакт воды с металлом труб, происходит коррозия, интенсивность которой зависит преимущественно от содержания в воде растворенного кислорода, температуры воды и ее солевого состава.

При отрицательном индексе насыщения защитный слой карбоната кальция не может образовываться, создаются условия для непосредственного контакта металла труб с водой, и это предопределяет протекание процесса коррозии. Поэтому воду с отрицательным индексом насыщения карбонатом кальция называют коррозионной. В результате коррозии металла труб на их внутренней поверхности образуется постепенно слой железистых коррозионных отложений, однако он чаще всего неравномерный, рыхлый и не изолирует в достаточной степени металл от воды. Интенсивность коррозии в результате образования на стенках труб железистых коррозионных отложений несколько снижается, но, как правило, полностью не прекращается.

Из сказанного выше вытекает существо стабилизационной обработки воды: путем соответствующего добавления к воде реагентов необходимо в первый период эксплуатации водопровода обеспечить наращивание на стенках труб защитной пленки карбоната кальция, для чего нужно создать положительный индекс насыщения им воды. После сформирования защитной пленки для ее сохранения обработка воды должна обеспечить индекс насыщения, близкий к нулю. Если обработка воды для получения положительного индекса насыщения будет слишком продолжительной, то слой карбоната кальция на внутренней поверхности трубы может оказаться чрезмерно толстым и это снизит пропускную способность трубы. Наоборот, если после сформирования защитной карбонатной пленки полностью прекратить обработку коррозионной воды, то вследствие наличия в ней агрессивной CO_2 защитная пленка постепенно растворится и коррозия труб возобновится.

Таким образом, стабилизационная обработка коррозионной воды, заключающаяся в изменении соотношения концентраций в воде HCO_3^- и CO_2, должна производиться постоянно. Ниже приводятся основы предложенного И. Э. Апельциным метода решения задач по определению доз реагентов, необходимых для получения стабильной воды, либо пересыщенной в заданной степени карбонатом кальция для наращивания защитной кальцитной пленки на внутренней поверхности труб. В результате использования этого метода получены расчетные формулы и графики, позволяющие в различных встречающихся на практике случаях определять необходимые дозы реагентов.

При стабильной воде имеет место динамическое равновесие содержащихся в воде углекислых соединений в соответствии с уравнением

$$2HCO_3^- \rightleftarrows CO_3^{2-} + CO_2 + H_2O.$$

Если же вода имеет положительный индекс насыщения карбонатом кальция, то это означает, что концентрация в ней свободной углекислоты меньше равновесной концентрации, и тогда для компенсации недостатка углекислоты указанная реакция должна протекать направо, при этом уменьшается концентрация HCO_3^- и увеличиваются концентрации CO_3^{2-} и CO_2.

Образующиеся ионы CO_3^{2-} реагируют с обычно имеющимися в природных водах катионами кальция с образованием малорастворимого карбоната кальция, создающего кристаллические отложения на стенках труб. Этот процесс может быть представлен следующей схемой:

$$2HCO_3^- \rightarrow CO_3^{2-} + CO_2 + H_2O$$
$$+$$
$$Ca^{2+}$$
$$\downarrow$$
$$CaCO_3$$

Очевидно, добиться прекращения этого процесса можно добавлением к воде кислоты (например, серной или соляной) в количестве, обеспечивающем стабильность воды.

При подкислении воды снижается содержание в воде бикарбонатных ионов и увеличивается концентрация CO_2 согласно уравнению

$$HCO_3^- + H^+ \rightarrow CO_2 + H_2O.$$

Для правильной обработки воды нужно применить такую дозу кислоты, при которой вода стала бы точно стабильной. Принцип решения этой задачи можно уяснить из рассмотрения графика, приведенного на рис. XVIII.2.

На оси абсцисс этого графика отложена щелочность воды, которая для природных вод с pH<8,4 практически равна концентрации бикарбонатных ионов.

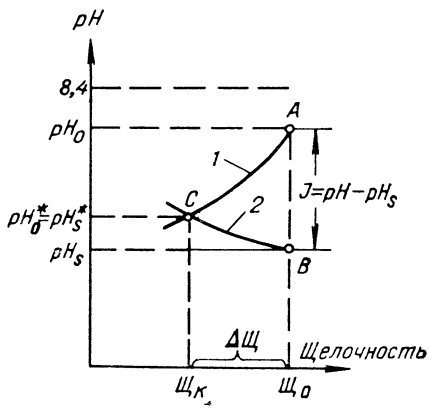


Рис. XVIII.2. График стабилизации воды при подкислении

Точка A графика характеризует показатели исходной необработанной воды, щелочность которой равна $Щ_0$, и показатель концентрации водородных ионов pH_0. Точка B имеет координаты $Щ_0$ и pH_s, а разность ординат точек A и B равна индексу насыщения J.

В результате подкисления одновременно снижается щелочность и pH воды, причем закономерность их снижения характеризуется кривой *1*.

При подкислении воды и снижении ее щелочности происходит увеличение pH равновесного насыщения воды карбонатом кальция (pH_s). Это легко установить из рассмотрения уравнения (I.30), поскольку в этой формуле член, содержащий *Щ*, имеет знак минус.

Очевидно, что при подкислении вода станет стабильной при значениях щелочности и pH, отвечающих точке пересечения *C* кривых *1* и *2*, т. е. когда $pH_0 = pH_s$.

Значение щелочности стабильной воды обозначено на рис. XVIII.2 $Щ_к$, а значения pH_0 и pH_s соответственно pH_0 и pH_s^*.

Зная закономерности изменения pH и pH_s при снижении щелочности воды в результате подкисления, т. е. зная функциональные зависимости $pH = f_1(Щ)$ и $pH_s = f_2(Щ)$, можно совместно решить эти уравнения для получения $\Delta Щ$ (снижения щелочности воды при подкислении до состояния стабильности)[1].

Совместное решение уравнений приводит к формуле

$$\Delta Щ = \alpha Щ_0, \qquad \text{(XVIII.1)}$$

где $\Delta Щ$ — снижение щелочности воды при подкислении в *мг-экв/л*;

α — вспомогательный коэффициент, зависящий от pH воды и индекса насыщения *J* (рис. XVIII.3);

$Щ_0$ — щелочность воды до ее обработки кислотой, равная концентрации ионов HCO_3^-, в *мг-экв/л*.

Дозу технической серной или соляной кислоты *Д* для стабилизационной обработки воды с положительным индексом насыщения можно определить по формуле

$$Д = \Delta Щ e \frac{100}{p} = \frac{100\,\alpha Щ_0 e}{p}\ мг/л, \qquad \text{(XVIII.2)}$$

где *e* — эквивалентный вес кислоты, равный для H_2SO_4 49 *мг/мг-экв* и для HCl 36,5 *мг/мг-экв*;

p — содержание в технической кислоте H_2SO_4 или HCl в %.

Описанный выше метод определения дозы кислоты для стабилизации воды применим только в том случае, когда pH_0 воды до ее обработки ниже 8,4, поскольку вывод формулы (XVIII.1) действителен только при условии, что щелочность воды определяется ионами HCO_3^-, а ионы CO_3^{2-} и OH^- в воде практически отсутствуют.

Вместе с тем часто подкисление приходится применять для вод с $pH_0 > 8{,}4$, например для вод, умягченных известью или из-

[1] Подробнее см. журнал «Сталь», 1947, № 7.

вестью и содой. В этом случае общая щелочность воды может определяться суммой ионов HCO_3^- + CO_3^{2-} или CO_3^{2-} + OH^- Обычно для таких вод анализом определяют щелочность воды по фенолфталеину $Ф$ и общую щелочность $Щ_0$.

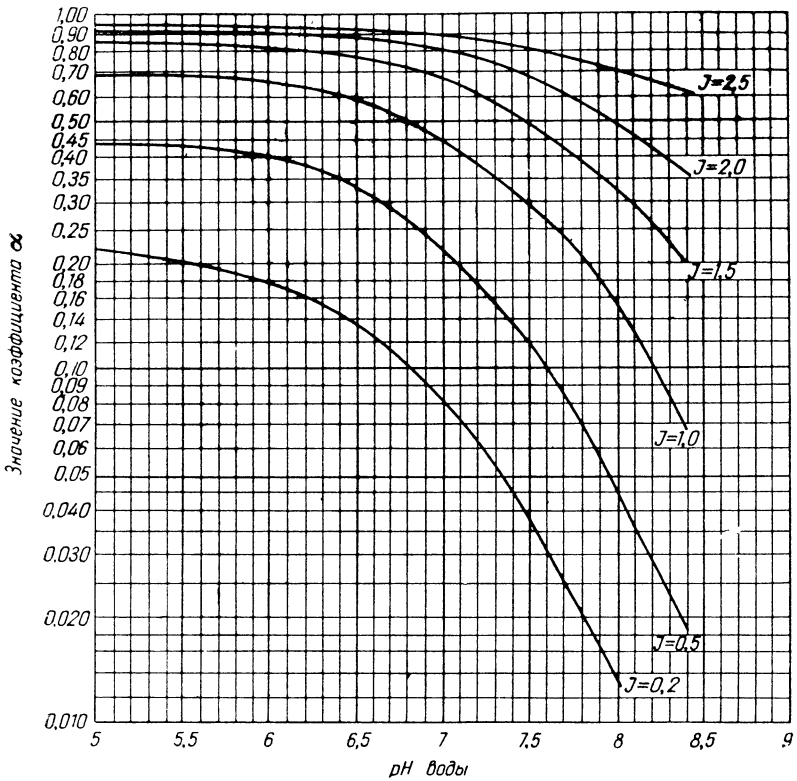


Рис. XVIII.3. График для определения коэффициента α при стабилизационной обработке воды подкислением ($pH_s < pH_0 < 8{,}4$)

Как известно, если добавить к воде кислоту в количестве, эквивалентном ее щелочности по фенолфталеину, то произойдет нейтрализация ОН-ионов и перевод CO_3^{2-} в HCO_3^-, величина pH воды станет равной приблизительно 8,4, а общая щелочность после подкисления будет равна:

$$Щ_1 = Щ_0 - Ф, \qquad \text{(XVIII.3)}$$

где $Щ_1$ — щелочность воды после подкисления ее дозой кислоты, равной щелочности воды по фенолфталеину, в *мг-экв/л*;

$Щ_0$ — общая щелочность исходной воды в *мг-экв/л*;

$Ф$ — щелочность исходной воды по фенолфталеину в *мг-экв/л*.

После подкисления воды дозой кислоты, равной щелочности воды по фенолфталеину, может быть применен график (см. рис. XVIII.3) для определения дополнительного количества кислоты, необходимой для получения стабильной воды.

Из изложенного вытекает следующий порядок расчета дозы кислоты для стабилизации воды, имеющей $J>0$ и $pH_0>8{,}4$.

1. Определить pH_s по графику (см. рис. I.8) для исходной воды, подкисленной дозой $Ф$, считая, что ее щелочность равна: $Щ_1=Щ_0-Ф$. Остальные показатели для определения pH_s (температура, содержание кальция и общее солесодержание) не меняются.

2. Подсчитать значение J_1 для воды после подкисления ее дозой кислоты, равной $Ф$ *мг-экв/л*, считая, что величина pH воды после такого подкисления равна 8,4:

$$J_1 = 8{,}4 - pH_s.$$

3. Определить по графику (см. рис. XVIII.3) коэффициент α при $pH=8{,}4$ и подсчитанной величине J_1.

4. Определить полную дозу кислоты для стабилизации воды по формуле

$$Д=e(\alpha Щ_1+Ф)\frac{100}{p}=e[\alpha(Щ_0-Ф)+Ф]\frac{100}{p}=$$

$$=e[\alpha Щ_0+(1-\alpha)Ф]\frac{100}{p}. \qquad \text{(XVIII.4)}$$

Обозначения $Д$, e и p — по предыдущему.

Для вод, умягченных известью или известью и содой, может оказаться, что $pH_0>pH_s>8{,}4$. В этом случае дозу кислоты для стабилизации воды приближенно можно принять равной щелочности воды по фенолфталеину. Такое допущение даст несколько завышенную дозу кислоты, так как подкисление этой дозой снизит pH воды до 8,4, в то время как нужно снизить pH воды до величины, несколько превышающей pH_s (по условию $pH_s>8{,}4$). В последующем при эксплуатации стабилизационной установки доза кислоты должна быть уточнена экспериментально.

В соответствии с указанным при $J>0$ и $pH_0>pH_s>8{,}4$ расчетная формула для приближенного определения дозы кислоты будет иметь следующий вид:

$$Д=\frac{100eФ}{p}. \qquad \text{(XVIII.5)}$$

Рассмотрим теперь метод определения дозы реагентов для получения стабильной воды в том случае, если вода коррозионна, т. е. содержит агрессивную углекислоту.

Для получения стабильной воды в этом случае к воде необходимо добавить щелочь в таком количестве, чтобы после связывания части CO_2 в ионы HCO_3^- по уравнению $CO_2+OH^-\rightarrow HCO_3^-$ между общим содержанием в воде CO_2 (теперь уже

в равновесной концентрации) и HCO_3^- наступило равновесное состояние.

Метод отыскания нужной дозы щелочи принципиально не отличается от описанного выше, однако нужно иметь в виду, что при подщелачивании воды возможны два случая: первый — когда для исходной воды $pH_0 < pH_s < 8{,}4$; второй — при $pH_0 < 8{,}4$ и $pH_s > 8{,}4$.

В первом случае изменение pH в процессе подщелачивания воды подчиняется уравнению первой ступени диссоциации угольной кислоты, так как до достижения стабильности воды величина $pH < 8{,}4$; во втором случае стабильность воды наступает при $pH > 8{,}4$. Поэтому сначала изменение значений pH подчиняется уравнению первой ступени диссоциации угольной кислоты, а при $pH > 8{,}4$ — уравнению второй ступени диссоциации угольной кислоты.

Процесс стабилизации «коррозионной» воды подщелачиванием при $pH_0 < pH_s < 8{,}4$ показан графически на рис. XVIII.4. Точка *A* отвечает щелочности и pH исходной воды ($Щ_0$ и pH_0); точка *B* — щелочности и pH_s исходной воды. Точка *C* характеризует состояние стабильности воды; $\Delta Щ$ — необходимое увеличение щелочности для получения стабильной воды.

В процессе подщелачивания воды повышаются pH_0 и $Щ_0$, а pH_s уменьшается. Кривая *1* характеризует закономерность повышения pH_0 воды при подщелачивании, а кривая *2* — закономерность уменьшения pH_s. Стабильность воды наступает при $pH_0 = pH_s$ (соответствующие значения pH_0 и pH_s обозначены на рис. XVIII.4 pH_0^* и pH_s^*).

Совместное решение уравнений кривых *1* и *2* позволяет найти формулу для определения необходимого изменения щелочности воды $\Delta Щ$, которое равно дозе добавляемой к ней щелочи.

Формула для определения $\Delta Щ$ может быть представлена в следующем виде:

$$\Delta Щ = \beta Щ_0, \qquad \text{(XVIII.6)}$$

где β — вспомогательный коэффициент, зависящий от pH_0 и *J* исходной воды (определяется по графику, приведенному на рис. XVIII.5);

$Щ_0$ — общая щелочность исходной воды (до добавления щелочи) в *мг-экв/л*.

Дозу щелочи определяют по формуле

$$Д = e\Delta Щ \frac{100}{p} = e\beta Щ_0 \frac{100}{p}, \qquad \text{(XVIII.7)}$$

где *e* — эквивалентный вес щелочи, равный для NaOH 40 *мг/мг-экв*, для Na_2CO_3 53 *мг/мг-экв*, для $Ca(OH)_2$ 28 *мг/мг-экв* (в пересчете на CaO);

p — содержание активного вещества в техническом продукте в %.

Маломинерализованные воды, в частности северной части СССР, обычно характеризуются повышенной коррозионностью, причем для них часто получается $pH_0 < 8{,}4 < pH_s$.

График стабилизации воды для этого случая представлен на рис. XVIII.6.

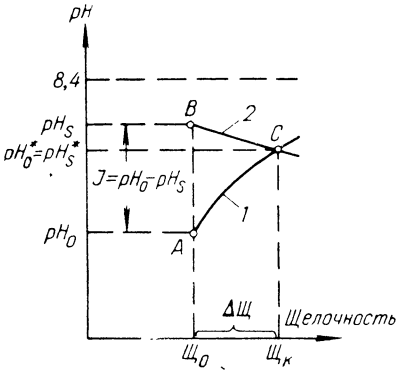


Рис. XVIII.4. График стабилизации воды при подщелачивании (при $pH_0 < pH_s < 8{,}4$)

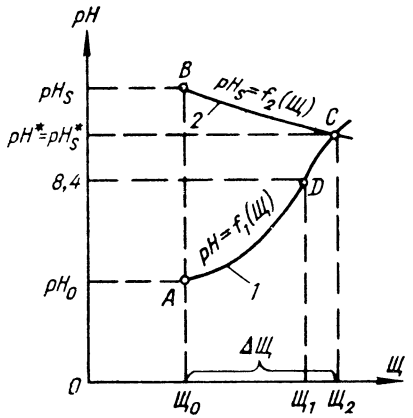


Рис. XVIII.6. График стабилизации воды при подщелачивании (при $pH_0 < 8{,}4 < pH_s$)

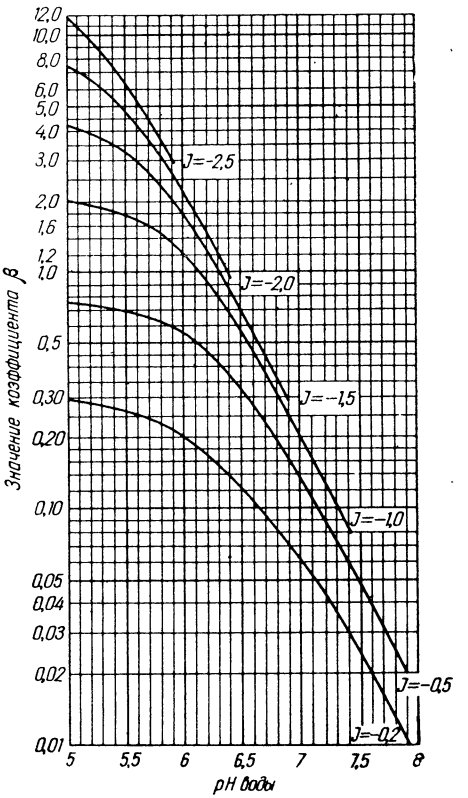


Рис. XVIII.5. График для определения коэффициента β при стабилизационной обработке воды подщелачиванием (при $pH_0 < pH_s < 8{,}4$)

Точка *A* графика отвечает щелочности и pH исходной воды ($Щ_0$ и pH_0), точка *B* — соответственно pH_s.

На участке *AD* кривой *1* изменение pH_0 при подщелачивании подчиняется уравнению первой ступени диссоциации угольной кислоты, а на участке *DC* — второй ступени диссоциации. Кривой *2* представлено изменение pH_s в процессе подщелачивания.

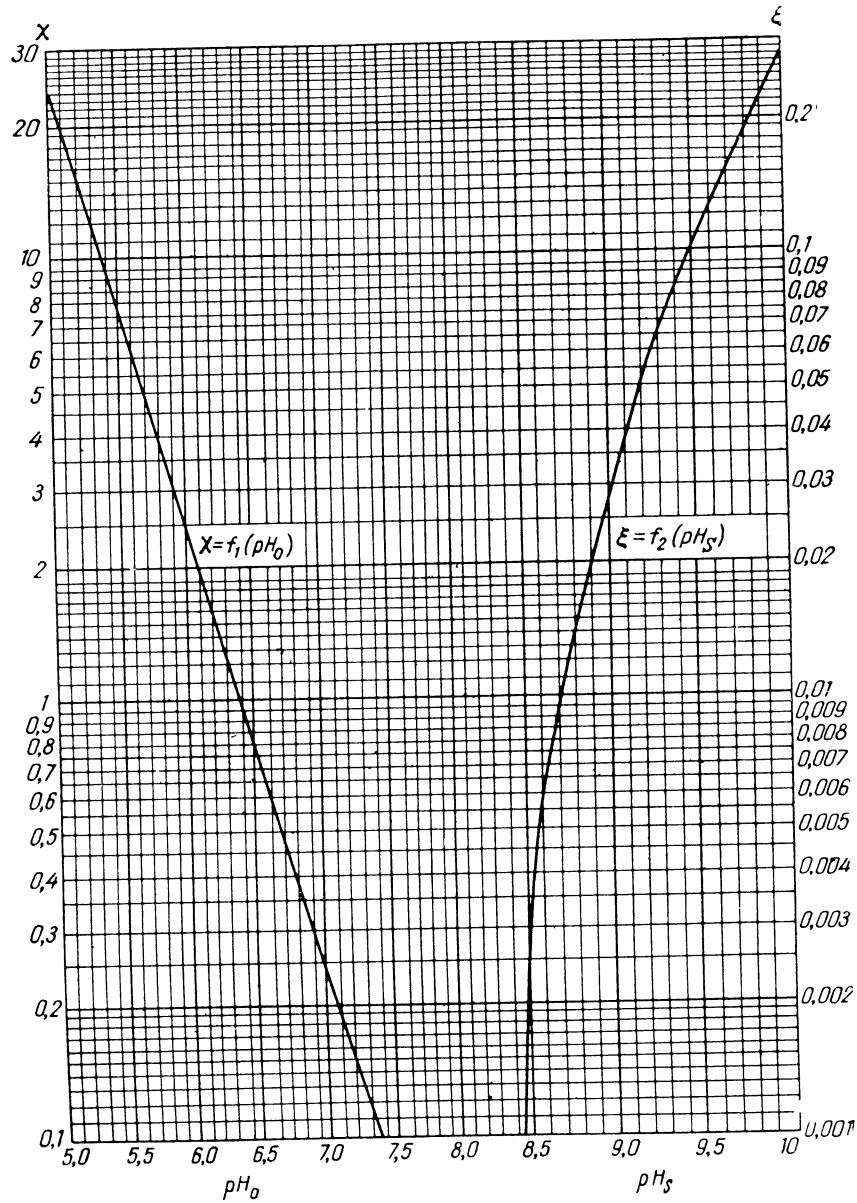


Рис. XVIII.7. График для определения коэффициента χ и ξ при стабилизационной обработке воды подщелачиванием (при $pH_0 < 8{,}4 < pH_s$)

Очевидно, что состоянию стабильности воды отвечает точка C пересечения кривых *1* и *2*.

Совместное решение уравнений кривых *1* и *2* приводит к формуле

$$\Delta Щ = (\chi + \xi + \chi\xi)\, Щ_0, \qquad \text{(XVIII.8)}$$

где $\Delta Щ$ — необходимое увеличение щелочности воды для ее стабилизации в *мг-экв/л*;

χ и ξ — коэффициенты, зависящие соответственно от pH_0 и pH_s воды и определяемые по графику (рис. XVIII.7);

$Щ_0$ — общая щелочность исходной воды (до обработки) в *мг-экв/л*.

Аналогично предыдущему дозу щелочи можно определять по формуле

$$Д = e(\chi + \xi + \chi\xi)\, Щ_0 \frac{100}{p}. \qquad \text{(XVIII.9)}$$

3. ОБРАБОТКА ВОДЫ ДЛЯ НАРАЩИВАНИЯ ЗАЩИТНОЙ КАРБОНАТНОЙ ПЛЕНКИ

Как показали эксперименты, для достаточно интенсивного наращивания защитной карбонатной пленки нужно поддерживать индекс насыщения в пределах от +0,5 до +0,7. Более интенсивное подщелачивание нежелательно, так как может повлечь за собой выделение из раствора осадка карбоната кальция и помутнение воды.

Должны быть рассмотрены два случая определения доз щелочи для создания принимаемого при расчетах положительного индекса насыщения (+0,7): при pH_s исходной воды меньше 7,7 и при pH_s исходной воды больше 7,7. Так как речь идет об обработке коррозионной воды, то в обоих случаях $pH_0 < pH_s$.

В первом случае при подщелачивании воды и получении $J = (+0{,}7)$ величина pH воды остается меньше 8,4 и, следовательно, закономерность ее изменения подчиняется уравнению первой ступени диссоциации угольной кислоты. Во втором случае pH становится в результате подщелачивания больше 8,4, при этом сначала до pH=8,4 изменение ее величины подчиняется уравнению первой ступени диссоциации угольной кислоты, а при pH>8,4 — уравнению второй ступени диссоциации угольной кислоты.

Приближенные формулы для расчета доз реагентов при подщелачивании воды для получения $J = +0{,}7$ имеют следующий вид [3].

1. При $pH_s < 7{,}7$

$$Д = \left[\frac{Щ_0 C_0 (5 \cdot 10^{-J} - 1)}{220\, Щ_0 \cdot 10^{-J} + C_0}\right] \frac{100\, e}{p} \text{ мг/л}, \qquad \text{(XVIII.10)}$$

где $Щ_0$ — щелочность воды до обработки в *мг-экв/л*;

J — индекс насыщения воды карбонатом кальция ($J = pH_0 - pH_s$);

C — содержание в воде до ее обработки свободной углекислоты в *мг/л*.

Щелочность воды при этом увеличивается на величину, эквивалентную дозе щелочи

$$\Delta Щ = \frac{Щ_0 C_0 (5 \cdot 10^{-J} - 1)}{220\, Щ_0 \cdot 10^{-J} + C_0}. \qquad \text{(XVIII.11)}$$

2. При $pH_s > 7{,}7$

$$Д = \left\{ \frac{Щ_0 C_0 (10^{8,4-pH_0} - 1)}{44\, Щ_0 \cdot 10^{8,4-pH_0} + C_0} + \left(\frac{10^{pH_s - 7,7} - 1}{100 + 1{,}02 \cdot 10^{pH_s - 7,7}} \right) \times \right.$$

$$\left. \times \left[Щ_0 + \frac{Щ_0 C_0 (10^{8,4-pH_0} - 1)}{44\, Щ_0\, 10^{8,4-pH_0} + C_0} \right] \right\} \frac{100e}{p}, \qquad \text{(XVIII.12)}$$

где pH_0 — величина pH воды до обработки;

pH_s — величина pH равновесного насыщения исходной воды карбонатом кальция.

Увеличение щелочности воды при этом эквивалентно дозе щелочи и равно:

$$\Delta Щ = \frac{Щ_0 C_0 (10^{8,4-pH_0} - 1)}{44 Щ_0 \cdot 10^{8,4-pH_0} + C_0} + \left(\frac{10^{pH_s - 7,7} - 1}{100 + 1{,}02 \cdot 10^{pH_s - 7,7}} \right) \times$$

$$\times \left[Щ_0 + \frac{Щ_0 C_0 (10^{8,4-pH_0} - 1)}{44\, Щ_0 \cdot 10^{8,4-pH_0} + C_0} \right] \text{мг-экв/л}. \qquad \text{(XVIII.13)}$$

По формулам (XVIII.10) и (XVIII.12) Е. Д. Бабенковым [6] составлены графики для определения следующих вспомогательных коэффициентов [1]:

$$m_1 = \frac{5 \cdot 10^{-J} - 1}{220 \cdot 10^{-J} + \frac{C_0}{Щ_0}};$$

$$m_2 = \frac{10^{8,4-pH_0} - 1}{44 \cdot 10^{8,4-pH_0} + \frac{C_0}{Щ_0}};$$

$$m_3 = \frac{10^{pH_s - 7,7} - 1}{100 + 1{,}02 \cdot 10^{pH_s - 7,7}}.$$

[1] В статье Е. Д. Бабенкова [6] коэффициенты и графики даны для определения доз извести, нами они трансформированы для определения доз любых щелочных реагентов.

Используя эти коэффициенты, формулы (XVIII.10) и (XVIII.12) приобретают следующий вид:

$$Д = m_1 C_0 \frac{100\,e}{p}; \qquad \text{(XVIII.10')}$$

$$Д = [m_2 C_0 + m_3 (Щ_0 + m_2 C_0)] \frac{100\,e}{p}. \qquad \text{(XVIII.12')}$$

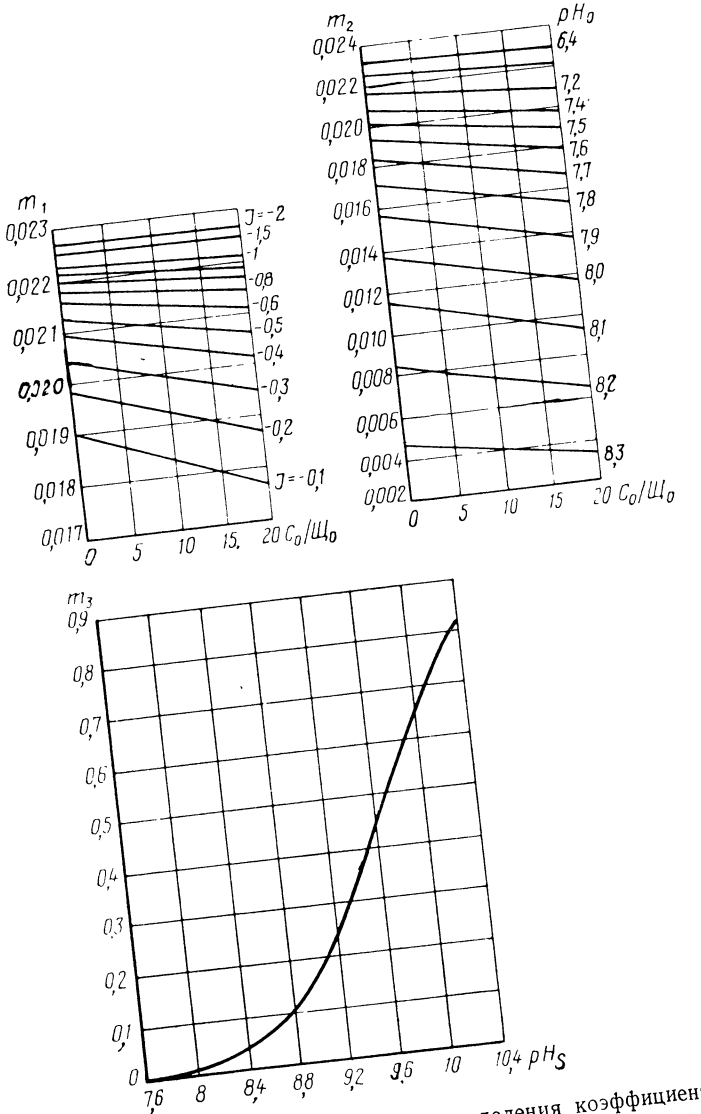


Рис. XVIII.8. Графики для определения коэффициентов m_1, m_2 и m_3

Значения коэффициентов m_1, m_2 и m_3 определяются по графикам (рис. XVIII.8). При вычислении отношения $C_0/Щ_0$ величину C_0 подставляют в *мг/л*, а $Щ_0$ — в *мг-экв/л*.

Далее приводится сводка всех указанных выше формул для оценки стабильности воды и определения доз реагентов.

1. Стабильность воды определяется по следующим формулам:

pH равновесного насыщения воды карбонатом кальция	$pH_s = f_1(t) - f_2(Ca^{2+}) - f_3(Щ) + f_4(P)$
Индекс насыщения	$J = pH_0 - pH_s$

Примечание. Значения $f_1(t)$, $f_2(Ca^{2+})$, $f_3(Щ)$ и $f_4(P)$ определяются по графику, приведенному на рис. I.8. Величина pH_0 — измеренная величина pH исходной воды.

При $J>0$ вода способна выделять из раствора карбонат кальция (некоррозионна).

При $J<0$ вода способна растворять карбонат кальция (коррозионна).

2. Способы стабилизационной обработки воды следующие:

Соотношение между pH_0 и pH_s	*Знак индекса насыщения*	*Способ обработки воды*
$pH_0 > pH_s$	+	Подкисление
$pH_0 < pH_s$	—	Подщелачивание

3. Дозы щелочи в первый период обработки воды для получения индекса насыщения $J=+0{,}7$ (для наращивания защитной карбонатной пленки) определяются по следующим формулам:

Характеристика воды	*Номер формулы для определения дозы щелочи*
$J<0$, $pH_0<8{,}4$, $pH_s<7{,}7$	(XVIII.10′)
$J<0$, $pH_0<8{,}4$, $pH_s>7{,}7$	(XVIII.12′)

4. Дозы реагентов для стабилизации воды ($J=0$) определяются по следующим формулам:

Характеристика воды	*Способ обработки воды*	*Номер формулы для определения дозы реагента*
$J>0$, $pH_0<8{,}4$	Подкисление	(XVIII.2)[1]
$J>0$, $pH_0>8{,}4$, $pH_s<8{,}4$	Подкисление	(XVIII.4)[2]

$J>0$ $pH_0>pH_s>8,4$	Подкисление	(XVIII.5)[3]
$J<0$ $pH_0<pH_s<8,4$	Подщелачивание	(XVIII.7)[4]
$J<0$ $pH_0<8,4$ $pH_s>8,4$	Подщелачивание	(XVIII.9)[5]

[1] Коэффициент α определяется по графику, приведенному на рис. XVIII.3.

[2] Коэффициент α определяется также по графику, приведенному на рис. XVIII.3 для значений $pH=8,4$ и $J'=8,4—pH_s'$; величина pH_s' определяется по графику, приведенному на рис. I.8, для исходной воды при $Щ_1=Щ_0—Ф$.

[3] Доза уточняется экспериментально.

[4] Коэффициент β определяется по графику, приведенному на рис. XVIII.5.

[5] Коэффициенты χ и ξ определяются по графикам, приведенным на рис. XVIII.7.

Как указано выше, для подщелачивания воды практическое применение могут найти известь, едкий натр и сода Na_2CO_3. Наиболее дешевым и доступным из этих реагентов является известь, однако установки для приготовления известковых растворов или молока (и его дозирования) являются наиболее сложными.

При стабилизационной обработке подземных вод, когда очистные сооружения отсутствуют, во избежание загрязнения воды нерастворимыми примесями извести ее следует вводить в обрабатываемую воду в виде раствора. Известковый раствор для освобождения от неосевших в сатураторах хлопьев гидроокиси магния целесообразно пропускать через фильтр, загруженный мраморной крошкой, дробленым известняком или доломитом. Загрузка этих фильтров кварцевым песком нежелательна из-за возможности обогащения воды соединениями кремниевой кислоты.

В тех случаях когда стабилизационной обработке подвергают речные малоцветные воды, известковое молоко можно вводить в смесители перед отстойниками или осветлителями. При стабилизационной обработке речных вод, цветность которых нужно снижать коагуляцией, введение извести в воду одновременно с коагулянтом может несколько ухудшить процесс обесцвечивания воды, для которого наиболее благоприятными являются низкие значения $pH=5,5 \div 6$. В этих случаях на небольших и средних станциях лучше вводить получаемый в сатураторах известковый раствор в фильтрованную воду, а для более крупных станций, если сатураторные установки оказываются чрезмерно громоздкими, приходится дозировать известковое молоко перед фильтрами.

При проектировании новых станций могут быть рекомендованы вертикальные смесители, обеспечивающие практически полное растворение частиц известковой суспензии, а на действующих станциях, где вертикальные смесители трудно разместить из-за необходимости поддержания определенных уровней воды в отдельных сооружениях, могут устраиваться смесители с механическим перемешиванием.

Следует отметить важность приготовления известковой суспензии с возможно более мелкими частицами. Чем мельче частицы суспензии, тем быстрее и полнее они будут растворяться. Поэтому следует отдать предпочтение тем способам гашения извести и приготовления известкового молока, при которых получаются наиболее мелкие частицы извести, в частности гашению с тонким помолом. При этом для стабилизационной обработки воды будет использован не только гидрат окиси кальция, но и недожог ($CaCO_3$).

Необходимо иметь в виду, что при введении известкового молока в отстоенную воду грязевая нагрузка на фильтры несколько увеличивается за счет содержащихся в известковом молоке нерастворимых примесей извести. Увеличение грязевой нагрузки зависит от расчетной дозы извести и содержания в ней нерастворимых примесей.

При необходимости повысить величину pH воды до 8—8,2 можно применять любой из указанных выше реагентов — известь, едкий натр или соду, поскольку в этих пределах повышение pH достигается за счет связывания свободной углекислоты как известью или едким натром, так и содой. Если же для стабилизации требуется повысить величину pH до более высоких значений, то нужно добавлять к воде известь, или едкий натр, или один из этих реагентов в сочетании с содой.

Для вод, имеющих малую щелочность, доза извести или едкого натра ограничивается содержанием в воде CO_2 или HCO_3^-, так как добавление избытка этих реагентов по сравнению с содержанием в воде CO_2 и HCO_3^- повысит гидратную щелочность воды, но не улучшит образования на стенках труб защитной карбонатной пленки. Доза извести или едкого натра при стабилизационной обработке воды лимитируется величиной, определяемой по следующей формуле:

$$a = k\left[\frac{(CO_2)_0}{22} + Щ_0\right] \text{ мг-экв/л}, \qquad \text{(XVIII.14)}$$

где $(CO_2)_0$ — содержание в исходной воде свободной углекислоты в *мг/л*;

$Щ_0$ — щелочность исходной воды в *мг-экв/л*;

k — коэффициент, учитывающий резерв бикарбонатной щелочности и равный 0,7—0,8.

Если рассчитанная по этой формуле допустимая доза извести или едкого натра окажется меньше требующейся полной

дозы, определенной по приведенным выше формулам, то нужно производить обработку двумя реагентами — известью и содой или едким натром и содой.

Дозу соды $Д_1$ в этом случае определяют по формуле

$$Д_1 = Д - a \text{ мг-экв/л}, \qquad \text{(XVIII.15)}$$

где $Д$ — полная доза щелочных реагентов в *мг-экв/л*.

В процессе стабилизационной обработки воды необходимо осуществлять контроль за образованием на стенках труб защитной карбонатной пленки. Для этого желательно выделить в разных местах водопроводной сети отключаемые участки, доступные для осмотра. Кроме того, целесообразно контролировать изменение потери напора в контрольных участках труб. Стендовые испытания показали, что вначале при образовании карбонатной пленки потеря напора в трубах несколько снижается, по-видимому, вследствие уменьшения абсолютной шероховатости труб, а при дальнейшем наращивании слоя карбоната кальция начинает возрастать. При правильном осуществлении процесса стабилизационной обработки воды должны сохраняться оптимальные гидравлические свойства труб.

Наращивание карбонатной пленки может происходить неравномерно по длине труб: на ближайших к месту обработки воды участках водоводов и разводящей сети карбонатная пленка может получаться более толстой, чем на отдаленных участках. Выравниванию толщины карбонатной пленки может способствовать перемежающееся подщелачивание воды, заключающееся в том, что после некоторого периода подщелачивания воды до положительного индекса насыщения обработку прекращают.

Так как речь в данном случае идет о стабилизационной обработке коррозионной воды, то при прекращении подщелачивания образовавшаяся карбонатная пленка начинает растворяться, причем наиболее быстро в начальных участках водоводов и сети, т. е. там, где образовалась наиболее толстая пленка. При этом в отдаленные участки сети поступает вода с уменьшенным количеством агрессивной углекислоты, и здесь карбонатная пленка растворяется значительно медленнее. Чередование периодов подщелачивания воды и пропуска по сети необработанной воды должно сочетаться с систематическим контролем за состоянием защитной карбонатной пленки на различных участках труб.

Мак-Коули рекомендует для быстрого формирования (в течение нескольких часов) защитной карбонатной пленки на стенках стальных и чугунных труб создавать подщелачиванием воды значительное ее пересыщение карбонатом кальция. Одновременно рекомендуется вводить в воду 0,5—1,5 *мг/л* гексаметафосфата натрия для ограничения скорости наращивания карбонатной пленки, особенно на начальных участках разводящей

сети. При этом, по данным Мак-Коули, образуется тонкая равномерная прозрачная пленка [14].

Скорость движения воды в трубах для образования прочной пленки рекомендуется поддерживать не менее 0,9 *м/сек.*

4. СТАБИЛИЗАЦИОННАЯ ОБРАБОТКА ВОДЫ ФИЛЬТРОВАНИЕМ ЧЕРЕЗ МРАМОР И МАГНОМАССУ

Стабилизационную обработку вод с отрицательным индексом насыщения, содержащих агрессивную углекислоту, можно осуществлять фильтрованием через материалы, способные связывать агрессивную углекислоту в бикарбонаты. К числу таких материалов относятся дробленый мрамор и полуобожженный доломит (магномасса).

При фильтровании воды через мраморную крошку протекает реакция

$$CaCO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow Ca(HCO_3)_2.$$

При достаточно продолжительном контакте воды с мраморной крошкой может наступить состояние, близкое к равновесному, определяемому уравнением

$$CO_3^{2-} + CO_2 + H_2O \rightleftarrows 2HCO_3^-.$$

Однако в практических условиях полной стабилизации воды и тем более положительного индекса насыщения для наращивания защитной карбонатной пленки фильтрованием воды через мраморную крошку добиться нельзя, хотя концентрацию углекислоты можно существенно снизить. Таким образом, для надежной защиты труб фильтрованием воды через мраморную крошку нужно в первый период эксплуатации подщелачивать воду известью для наращивания защитной пленки карбоната кальция. При последующей эксплуатации может периодически потребоваться повторная обработка воды известью, если в процессе фильтрования воды через мраморную крошку не происходит достаточно полного удаления агрессивной углекислоты и вследствие этого карбонатная пленка на внутренней поверхности труб постепенно растворяется.

При фильтровании воды через мраморную крошку карбонатная жесткость воды увеличивается эквивалентно количеству связываемой агрессивной углекислоты. На 1 *мг/л* связываемой углекислоты карбонатная жесткость увеличивается на 0,046 *мг-экв/л.*

Для стабилизационной обработки воды следует применять мраморную крошку без примесей окислов железа в виде отсортированного зернистого материала с крупностью зерен 1—2 *мм.*

Скорость фильтрования воды через мраморную крошку и высота ее слоя в фильтре определяются из условия необходимой продолжительности контакта для снижения концентрации аг-

рессивной углекислоты до 1—4 *мг/л*, определяемой предварительными лабораторными экспериментами. Ориентировочные данные о необходимой продолжительности контакта приведены в табл. XVIII.1.

Таблица XVIII.1

Продолжительность контакта воды с мраморной загрузкой фильтра[1]

Содержание в воде агрессивной CO_2 в *мг/л*	5	10	20	30	40	50
Продолжительность контакта в *ч*	0,6	0,7	0,9	1,7	3,2	4,5

[1] Крупность зерен мраморной крошки 1—2 *мм*.

Стабилизационную обработку воды фильтрованием через мрамор не рекомендуется применять при карбонатной жесткости воды более 2,5—3 *мг-экв/л*, так как в этом случае вследствие большого количества углекислоты требуются слишком громоздкие фильтры.

Если в воде содержится железо, то его нужно удалять из воды до ее подачи на фильтры, иначе мраморная крошка будет покрываться пленкой соединений железа, несмываемых при промывке фильтров.

Во избежание слеживания и цементирования мраморной загрузки фильтры нужно периодически промывать водой снизу вверх, обеспечивая расширение всего фильтрующего слоя.

При работе фильтра мраморная крошка постепенно растворяется и ее нужно периодически добавлять. Теоретический расход мраморной крошки на 1 *г* связываемой агрессивной углекислоты составляет 2,3 *г*, фактический же расход, включая потерю мелких частиц при промывке фильтра, — 2,7—3 *г*.

Стабилизационная обработка воды фильтрованием через мраморную крошку обходится дороже обработки известью в связи с тем, что расходуемый для этого процесса дробленый и отсортированный мрамор обычно значительно дороже извести. Применение этого метода в некоторых случаях оправдано для малых водопроводов, потому что фильтры с загрузкой из мраморной крошки не требуют постоянного обслуживания.

Более интенсивное связывание углекислоты достигается при фильтровании воды через зернистую загрузку из полуобожженного доломита, так называемую магномассу, состава $MgO \cdot CaCO_3$. В зарубежной практике применяются также синтетические магномассы.

Согласно указаниям СН 332-65 [12] к магномассе предъявляются следующие требования: 1) крупность зерен — 1—3 *мм*;

содержание зерен мельче 1 *мм* — не более 5%, крупнее 3 *мм* — не более 15%, в том числе крупнее 5 *мм* — не более 1%; 2) объемный (насыпной) вес — 1000—1100 *кг/м*^{3}; 3) содержание MgO — не менее 22%, содержание $CaCO_3$ — не более 65%, содержание посторонних примесей (SiO_2, Fe_2O_3, Al_2O_3) — не более 8%; 4) магномасса не должна содержать веществ, ухудшающих органолептические показатели воды или обогащающих воду вредными для потребителей соединениями.

Связывание агрессивной углекислоты магномассой происходит в основном за счет реакции CO_2 с MgO, менее одной четверти углекислоты реагирует с $CaCO_3$, при этом основная реакция протекает по уравнению

$$2CO_2 + MgO + H_2O \rightarrow Mg(HCO_3)_2$$

и параллельная реакция с $CaCO_3$

$$CO_2 + CaCO_3 + H_2O \rightarrow Ca(HCO_3)_2.$$

В зависимости от удельного значения каждой из этих реакций на 1 *мг* связываемой агрессивной углекислоты карбонатная жесткость воды повышается на 0,027—0,03 *мг-экв*.

Скорость фильтрования через магномассу зависит от качества воды — ее щелочности, содержания в ней агрессивной углекислоты и ее температуры, а также крупности и активности магномассы.

При использовании магномассы указанного выше состава с эквивалентным диаметром зерен $d_{экв}=1{,}9$ *мм* [12] расчетную скорость фильтрования можно определять по графику (рис. XVIII.9), составленному на основании экспериментальных исследований М. Е. Соркиным. График составлен для трех высот слоев магномассы $h_{гр}$, равных 1,2; 1,5 и 2,2 *м*, и температур воды $t_{гр}$, равных 12 и 65° С. Если фильтрование проводится в условиях, отличающихся в пределах до 15—20% от предусмотренных графиком на рис. XVIII.9, то расчетную скорость следует скорректировать в соответствии с формулой

$$v = v_{гр} \frac{1{,}9}{d_{экв}} \cdot \frac{h}{h_{гр}} \cdot \frac{t}{t_{гр}}, \qquad \text{(XVIII.16)}$$

где v — расчетная скорость фильтрования в *м/ч*;

$v_{гр}$ — скорость фильтрования, определяемая по графику на рис. XVIII.9, при эквивалентном диаметре зерен магномассы 1,9 *мм*, высоте слоя магномассы $h_{гр}$ *м* и температуре воды $t_{гр}$°С;

$d_{экв}$, h и t — соответственно эквивалентный диаметр, высота слоя магномассы и температура воды, для которых проводится расчет магномассовых фильтров.

Скорость фильтрования воды через магномассу не следует принимать более 50 *м/ч*.

Для определения содержания в воде агрессивной углекислоты рекомендуется пользоваться методом, изложенным в главе I. С понижением температуры воды интенсивность процесса связывания агрессивной углекислоты магномассой существенно снижается, поэтому не рекомендуется применять этот метод, если температура воды более пяти месяцев в году удерживается ниже 3° С.

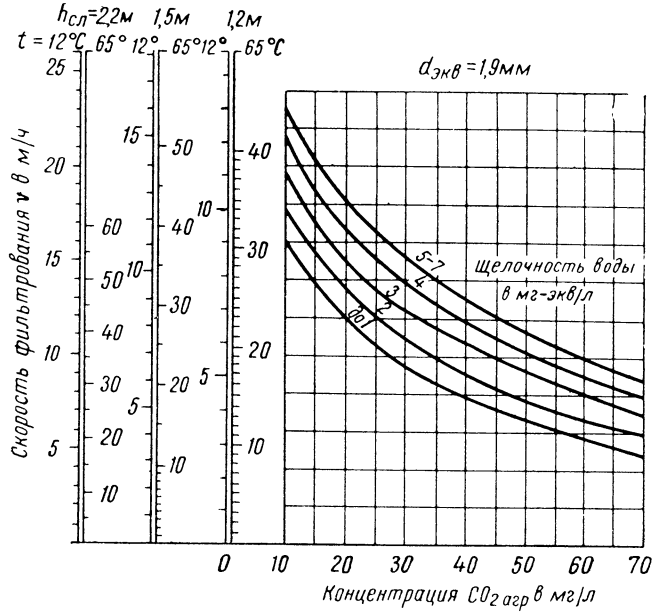


Рис. XVIII.9. График для определения скорости фильтрования воды через магномассу крупностью 1—3 *мм*

Пример. Для воды, содержащей $CO_{2агр}$=38 *мг/л*, имеющей щелочность 3 *мг-экв/л* и температуру 12° С, расчетная скорость фильтрования при слое магномассы 1,5 *м* равна 7,5 *м/ч*

В составе систем горячего водоснабжения магномассовые фильтры рекомендуется устанавливать на линиях горячей воды. В тех случаях когда требуется защищать от коррозии наряду с трубопроводами также водонагреватели, желательно к линии подачи холодной воды в магномассовые фильтры подключать циркуляционную линию горячего водоснабжения с тем, чтобы температура воды, поступающей в фильтры, была не менее 12—15° С.

Для фильтрования воды через магномассу можно применять как напорные, так и открытые фильтры. Фильтрование воды производится сверху вниз.

Фильтры промывают исходной водой; если же метод применяется для стабилизации воды системы горячего водоснабже-

ния, то промывку следует производить холодной водой. Для магномассы крупностью 1—3 *мм* промывка должна обеспечивать расширение ее слоя не менее чем на 20%, что обеспечивается при интенсивности промывки 15 *л/м²·сек*. Продолжительность промывки составляет 10—15 *мин*.

Может быть применена также водовоздушная промывка магномассовых фильтров со следующим режимом: промывка водой в течение 1—2 *мин* с интенсивностью 6—8 *л/м²·сек*, промывка водой в течение 5—6 *мин* с интенсивностью 3—4 *л/м²·сек* и одновременно воздухом с интенсивностью 18—20 *л/м²·сек*. Во избежание выноса магномассы при промывке должен быть предусмотрен запас высоты не менее 20—25 *см* от верха расширившегося слоя до кромки отводной воронки в напорных фильтрах или до края сборных желобов в открытых фильтрах.

Если магномассовые фильтры применены для стабилизационной обработки питьевой воды, то перед включением их в нормальную эксплуатацию должна быть тщательно промыта магномасса, в конце промывки надлежит отобрать пробу воды для санитарно-бактериологического анализа. При неблагоприятном результате бактериологического анализа, который может наблюдаться из-за загрязнений, попавших в магномассу, рекомендуется заполнить фильтр на 24 *ч* раствором хлорной извести или хлорной водой, полученной с помощью газообразного хлора, с концентрацией активного хлора порядка 0,1%. После вторичной промывки для удаления из фильтрующего слоя раствора хлора отбирают вновь пробу фильтрата на бактериологический анализ и при получении положительного результата включают фильтр в эксплуатацию.

При работе магномассовых фильтров надлежит не реже одного раза в месяц определять индекс насыщения воды карбонатом кальция. Для нормально работающего фильтра индекс должен быть в пределах $J = +(0{,}05 \div 0{,}1)$. После каждой догрузки фильтра магномассой следует производить бактериологический анализ фильтрата.

5. ПРИМЕНЕНИЕ ПОЛИФОСФАТОВ ДЛЯ БОРЬБЫ С КОРРОЗИЕЙ И ЗАРАСТАНИЕМ ВОДОПРОВОДНЫХ ТРУБ

Имеется ряд веществ, добавление которых к воде приводит к уменьшению скорости коррозии металлов. Такие вещества называют замедлителями коррозии (ингибиторами). Действие замедлителей коррозии стали в нейтральных водных средах заключается в торможении катодного или анодного процесса коррозии или обоих процессов одновременно. В соответствии с этим замедлители коррозии делят обычно на катодные, анодные и смешанные.

Действие замедлителей проявляется как в образовании за-

щитных пленок на катодных и анодных участках поверхности металла, так и в непосредственном торможении самого коррозионного процесса.

При добавлении к воде замедлителя, тормозящего анодный процесс, скорость коррозии уменьшается в результате сокращения площади анодных участков благодаря образованию защитной пленки, а также вследствие уменьшения скорости перехода ионов металла в раствор.

Анодные замедлители в достаточных концентрациях весьма эффективны; в недостаточных для полной защиты металла концентрациях они сокращают общую площадь коррозионных поражений, но глубина коррозии на отдельных участках увеличивается, что часто приводит к язвенному поражению металла.

К анодным замедлителям относятся, в частности, хромат натрия Na_2CrO_4, бихромат натрия $Na_2Cr_2O_7$, нитрит натрия $NaNO_2$.

Катодные замедлители в основном уменьшают коррозию вследствие торможения отдельных процессов катодной реакции — ионизации кислорода, диффузии кислорода к катоду, разряда ионов водорода. Торможение этих процессов происходит в результате образования на катодных участках нерастворимых соединений. К катодным замедлителям относятся, в частности, гексаметафосфат и триполифосфат натрия.

В некоторых условиях гексаметафосфат и триполифосфат натрия действуют как смешанные замедлители, т. е. одновременно тормозят оба электродных процесса — анодный и катодный.

Гексаметафосфат натрия может быть получен путем нагревания фосфорнокислых солей NaH_2PO_4, $Na_2H_2P_2O_7$ или $NaNH_4 \cdot HPO_4$ до температуры 700° С и последующего быстрого охлаждения расплава.

Химически чистый гексаметафосфат натрия содержит обычно до 98% $(NaPO_3)_6$ и около 2% $Na_2H_2P_2O_7$. Содержание метафосфатов в нем эквивалентно 68—69% P_2O_5. В техническом гексаметафосфате натрия содержание метафосфатов эквивалентно 52—54% P_2O_5 или 70—71% $(NaPO_3)_6$.

Гексаметафосфат натрия хорошо растворим в воде. В водных растворах гексаметафосфат натрия гидролизуется, причем повышение температуры ускоряет гидролиз. Конечным продуктом гидролиза является ортофосфат натрия.

В водном растворе гексаметафосфат натрия диссоциирует с образованием двух катионов Na^+ и комплексного аниона $[Na_4(PO_3)_6]^{2-}$ по уравнению $Na_2[Na_4(PO_3)_6] \rightleftarrows 2Na^+ + [Na_4(PO_3)_6]^{2-}$.

При растворении гексаметафосфата натрия в природных водах, содержащих Ca^{2+} и Mg^{2+} и при избытке гексаметафосфата натрия по отношению к этим катионам, образуются растворимые комплексные соединения, в которых атомы натрия аниона гексаметафосфата обмениваются на Ca^{2+} и Mg^{2+}, содержащие-

ся в воде. В частности, с кальцием, магнием и двухвалентным железом образуются следующие растворимые комплексные соединения: $Na_2[Ca_2(PO_3)_6]$, $Na_2[Mg_2(PO_3)_6]$, $Na_2[Fe_2(PO_3)_6]$. Диссоциация этих соединений дает катионы Na^+, комплексные анионы $[Ca_2(PO_3)_6]^{2-}$, $[Mg_2(PO_3)_6]^{2-}$ и т. п.

Если в растворе нет избытка гексаметафосфата натрия по сравнению с поливалентными катионами воды, то происходит образование малорастворимых соединений, например типа гексаметафосфата кальция $Ca[Ca_2(PO_3)_6]$, в котором все атомы натрия замещены на кальций.

Механизм действия гексаметафосфата натрия как замедлителя коррозии стали в нейтральных водных средах, на основании имеющихся экспериментальных данных, может быть представлен следующим образом.

При протекании процесса коррозии стали в нейтральных водных средах, даже в тех случаях, когда вода имеет отрицательный индекс насыщения карбонатом кальция, вследствие образования ионов OH^- на катодных участках коррозионных пар происходит осаждение $CaCO_3$. В состав этих отложений входят также соединения железа, переходящие в воду вследствие коррозии металла труб.

Образующиеся на трубах коррозионные отложения являются рыхлыми, и хотя они несколько замедляют коррозионный процесс, но не исключают подхода растворенного в воде кислорода к катодным участкам и вследствие этого не могут прекратить коррозию.

При добавлении к природным водам гексаметафосфата натрия с недостатком по сравнению с содержащимися в воде поливалентными катионами образуются малорастворимые соединения типа $Me[Me_2(PO_3)_6]$*, и в первую очередь $Ca[Ca_2(PO_3)_6]$, которые, входя в состав коррозионных отложений, приводят к их уплотнению и делают их малопроницаемыми.

Таким образом, на поверхности металла образуется слой отложений, важнейшей составной частью которого является метафосфат кальция. Этот слой отложений будем именовать в дальнейшем защитной метафосфатной пленкой. Изучение характера метафосфатных отложений на стальных образцах было проведено во ВНИИ ВОДГЕО с гексаметафосфатом натрия, в состав которого при его изготовлении был введен радиоактивный фосфор P^{32}. Радиоавтографии и измерение активности β-излучений радиоактивного фосфора показали, что метафосфатные соединения сорбируются коррозионными отложениями, причем они накапливаются в количествах, пропорциональных количеству этих отложений. Поскольку коррозионные отложения обычно распределяются неравномерно по поверхности металла, соот-

* *Me* — общее обозначение двухвалентных катионов металлов, содержащихся в воде.

ветственно неравномерно распределяются и метафосфатные соединения [2].

Коррозионный процесс подавляется гексаметафосфатом постепенно, по мере накопления достаточного количества метафосфата кальция в составе коррозионных отложений.

Чем больше добавлено к воде гексаметафосфата натрия, тем быстрее подавляется коррозионный процесс. Анализы отложений на металле показали, что при дозах гексаметафосфата натрия до 25 *мг/л* в составе отложений содержатся метафосфаты кальция и железа, при дозах 50—100 *мг/л* — только метафосфат кальция. В последнем случае коррозия подавляется настолько быстро, что на поверхности стали вообще не образуется ржавчины.

Для получения на металле защитной пленки метафосфатов кальция, магния и железа нужно, в соответствии с приведенными формулами, чтобы количество добавленного к воде гексаметафосфата натрия (в пересчете на P_2O_5) было не более 70 *мг* на каждый 1 *мг-экв* содержащихся в воде поливалентных катионов.

Если доза гексаметафосфата будет больше указанного соотношения, то могут образовываться растворимые соединения типа $Na_2[Me_2(PO_3)_6]$ и коррозия вначале даже несколько усилится до тех пор, пока вода не обогатится достаточным количеством железа для образования малорастворимого метафосфатного соединения. Только после этого начнется замедление коррозионного процесса.

При дозах гексаметафосфата натрия более 100 *мг/л* P_2O_5 и при достаточном содержании в воде поливалентных катионов образуется очень тонкая, возможно мономолекулярная пленка метафосфатов, покрывающая равномерно всю поверхность металла. На металле в этом случае коррозионных отложений не образуется.

В соответствии с описанным механизмом действия гексаметафосфата натрия может быть рекомендован следующий способ обработки воды для борьбы с коррозией стальных водопроводных труб технических водопроводов[1]. При пуске в эксплуатацию водовода или разводящей водопроводной сети целесообразно как можно скорей сформировать защитную метафосфатную пленку, не допуская образования на стенках труб бугристых коррозионных отложений. Для этого следует на несколько суток заполнить трубы раствором гексаметафосфата натрия с концентрацией около 100 *мг/л* P_2O_5. Затем необходимо промыть трубы водой с содержанием гексаметафосфата натрия 5—10 *мг/л* P_2O_5, а после удаления из труб воды с большим содержанием метафосфатов можно направлять ее потребителям. При

[1] Для питьевых водопроводов по органолептическому признаку разрешается содержание в воде гексаметафосфата натрия не более 2 *мг/л*.

дальнейшей эксплуатации надлежит все время обрабатывать воду гексаметафосфатом натрия для сохранения защитной пленки, применяя дозы 5—10 *мг/л* P_2O_5.

Дозы гексаметафосфата натрия для борьбы с коррозией в каждом отдельном случае подлежат уточнению в процессе эксплуатации.

Гексаметафосфат натрия при добавлении его к воде обладает также свойством предотвращать зарастание труб карбонатом кальция, если вода имеет положительный индекс насыщения.

Такое действие гексаметафосфата натрия объясняется, по-видимому, образованием на микрокристаллах карбоната кальция, получающихся при пересыщении воды этим соединением, адсорбционной пленки метафосфатных соединений, что затрудняет дальнейший рост микрокристаллов и весь процесс кристаллизации карбоната кальция.

Экспериментально установлено, что для предотвращения зарастания водопроводных труб карбонатом кальция требуются дозы гексаметафосфата натрия 1—2 *мг/л* P_2O_5. Достаточность столь малых доз гексаметафосфата натрия может быть объяснена тем, что метафосфатные соединения расходуются только на создание тонкого адсорбционного слоя на микрокристаллах карбоната кальция, а не на полное их растворение.

Растворы гексаметафосфата натрия удобно приготовлять в баках с механическими мешалками. Гексаметафосфат натрия растворяется относительно медленно, а опустившиеся на дно бака куски реагента обладают способностью слеживаться в воде. Поэтому во время приготовления раствора необходимо обеспечить непрерывное и интенсивное его перемешивание до тех пор, пока весь гексаметафосфат не будет полностью растворен. Для ускорения растворения можно применять воду, нагретую до температуры 40—60° С.

В состав установки, кроме бака для приготовления раствора, должны входить расходные баки, желательно не менее двух.

Из-за обычно малых доз гексаметафосфата натрия следует применять для дозирования возможно более разбавленные растворы, во всяком случае не более 1,5% по P_2O_5 (не более 3% по техническому продукту).

Концентрированные растворы гексаметафосфата натрия агрессивны по отношению к большинству металлов, так как способны образовывать с ними растворимые комплексные соединения. Поэтому баки, мешалки, дозаторы, трубопроводы и другие элементы установок, соприкасающиеся с концентрированным раствором гексаметафосфата натрия, следует выполнять из материалов, устойчивых против действия этого раствора.

Взамен гексаметафосфата натрия можно применять триполифосфат натрия. Последний не поглощает влагу и поэтому его можно хранить в обычных помещениях, в то время как гекса-

метафосфат натрия из-за его способности поглощать влагу и расплываться приходится хранить в герметически закрытых сосудах. В остальном технология обработки воды триполифосфатом такая же, как и гексаметафосфатом натрия.

Для небольших водопроводов применение гексаметафосфата или триполифосфата натрия оказывается недостаточно удобным из-за необходимости приготовления и точного дозирования растворов этих реагентов.

Для малых установок за рубежом нашли применение медленно растворяющиеся метафосфаты с торговыми названиями «микромет», «микрофос», «рондофос», «мемпо» и др.

Эти реагенты в виде зернистого материала загружают в напорные дозаторы. Часть обрабатываемой воды фильтруется через слой реагента и обогащается в нужной степени метафосфатными соединениями. Затем обогащенную воду смешивают с основным потоком воды для создания требуемой концентрации реагента. Дозы медленно растворяющихся метафосфатов для борьбы с коррозией или зарастанием труб карбонатом кальция принимают (в пересчете на P_2O_5) такими же, как и дозы гексаметафосфата натрия.

Во ВНИИ ВОДГЕО разработана рецептура приготовления медленно растворяющегося метафосфатного реагента путем введения в его состав наряду с натрием также и кальция [4].

6. ПРИМЕНЕНИЕ СИЛИКАТА НАТРИЯ ДЛЯ БОРЬБЫ С КОРРОЗИЕЙ ТРУБ

При добавлении к транспортируемой по трубам воде жидкого стекла (силиката натрия Na_2SiO_3) на внутренней поверхности труб постепенно образуется защитная пленка, в состав которой, по-видимому, входят силикаты кальция и магния, образующиеся в результате реакции между силикатом натрия и содержащимися в воде катионами кальция и магния.

Защита от коррозии происходит в основном вследствие сорбции указанных кремнекислых соединений первоначально образовавшимися на металле коррозионными отложениями.

Кроме того, при обработке воды жидким стеклом происходит подщелачивание воды в результате гидролиза жидкого стекла, что приводит к сдвигу индекса насыщения воды карбонатом кальция в положительную сторону.

В зависимости от pH обрабатываемой воды применяют жидкое стекло с различным модулем (отношение SiO_2/Na_2O).

Для вод с $pH = 6 \div 7$ рекомендуется применение щелочного жидкого стекла с модулем 2,4—2,8, для вод с $pH = 7 \div 8$—с модулем 2,8—3,2.

Зеелмайер не рекомендует применять жидкое стекло для вод, содержащих мало растворенного кислорода или значительное количество бикарбонатов и хлоридов [16].

При большом содержании в воде бикарбонатных ионов добавление к ней Na_2SiO_3 приводит к увеличению индекса насыщения воды карбонатом кальция и к выделению последнего из раствора.

На образующихся кристаллах $CaCO_3$ отлагаются соединения кремниевой кислоты и вследствие этого замедляется образование на стенках труб как карбонатной, так и силикатной защитной пленки.

Обычно рекомендуемые дозы жидкого стекла составляют 7—30 *мг/л* (в пересчете на SiO_2), причем бóльшие дозы относятся к водам с высоким солесодержанием (1000—1200 *мг/л*). В первые несколько недель обработки воды желательно применять повышенные дозы силиката натрия для формирования защитной пленки на стенках труб.

Некоторые авторы считают возможным по окончании периода формирования защитной пленки переходить на дозы 3—4 *мг/л* SiO_2. Концентрацию раствора жидкого стекла назначают исходя из удобства дозирования, а также в зависимости от количества обрабатываемой воды. Для больших расходов воды приходится применять более концентрированные растворы (но не более 3% по SiO_2).

Д. Яковлевым (ВНИИ ВОДГЕО) испытан метод дозирования силиката натрия путем фильтрования воды с температурой более 40° С через зернистый слой загруженной в фильтр-дозатор силикат-глыбы. Крупность зерен силикат-глыбы должна быть 2—7 *см*, скорость фильтрования — 300—500 *м/ч*.

7. ОБРАБОТКА ВОДЫ ДЛЯ ПРЕДОТВРАЩЕНИЯ БИОЛОГИЧЕСКОГО ЗАРАСТАНИЯ ТРУБ

В данном разделе рассмотрены методы обработки воды для борьбы с биологическим зарастанием труб хозяйственно-питьевых и технических водопроводов в основном для тех случаев, когда транспортируемая вода не подвергается подогреву.

Сведения по обработке охлаждающей воды систем прямоточного и оборотного водоснабжения приведены в главе XIX.

Основные мероприятия по защите трубопроводов и водопроводных сооружений от биообрастаний должны заключаться в охране источников водоснабжения от загрязнений, способствующих развитию организмов обрастаний. С этой целью должно быть обращено особое внимание на недопустимость спуска неочищенных сточных вод в водоемы выше водозаборов не только хозяйственно-питьевых, но и технических водопроводов. Должна быть обеспечена охрана прибрежной территории от загрязнения промышленными и бытовыми отходами, ликвидация выбросов с дымовыми газами золы, загрязняющей водоем, и т. п.

При использовании для целей водоснабжения вод из озер и

Таблица XVIII.2

Обработка воды для борьбы с биологическими обрастаниями

Организмы, образующие обрастания	Метод обработки воды
1. Зооглеи, нитчатые бактерии, водные грибки	Хлорирование периодическое. Содержание остаточного хлора в отдаленных участках водопровода — 0,5 *мг/л* Режим хлорирования Время образования слоя обрастаний 0,5—1 *мм* в *ч* . . . . . 2 4 8 24 48 и более Периодичность хлорирования в *ч* . . . . . 2 4 8 16 24 Необходимая продолжительность содержания остаточного хлора 0,5 *мг/л* в отдаленных участках водопроводной сети в *мин* 15 20 30 45 60
2. Организмы цветения совместно с зооглейными и нитчатыми бактериями	Периодическая обработка хлором и медным купоросом (технические водопроводы). Доза хлора должна обеспечивать содержание остаточного хлора в отдаленных участках водопровода — 0,5 *мг/л*. Режим хлорирования см. п. 1. Доза купороса 0,2—0,4 *мг/л* Cu
3. Железобактерии	Обезжелезивание воды, поступающей в водопроводную сеть. Периодическое выключение участков сети, заполнение их раствором хлора дозой 25 *мг/л* на 8—24 *ч* с последующей промывкой
4. Серобактерии (в водах, содержащих сероводород)	Очистка воды от сероводорода. Периодическое хлорирование отдельных участков водопроводной сети (см. п. 3)
5. Моллюск — дрейссена	а) Для предупреждения развития дрейссены из личинок — хлорирование непрерывное с содержанием остаточного хлора 0,5 *мг/л* в весенне-летне-осенний период, в средней полосе — май—октябрь. б) Периодическая промывка (4—5 *ч* каждые 10—15 суток) водоводов и камер водозаборов водой с температурой 45—50° С в период развития дрейссены. в) Периодическая обработка воды медным купоросом дозами 4—6 *мг/л* Cu по 1 *ч* каждые 2 суток в период развития дрейссены (технические водопроводы)

водохранилищ нередко возникают существенные затруднения из-за обильного развития в водоемах в определенные периоды года планктонных организмов — так называемого «цветения» воды. Для борьбы с их развитием можно применять обработку воды непосредственно в водоеме медным купоросом.

Токсическую дозу медного купороса в каждом отдельном случае следует определять экспериментально, поскольку она зависит от вида планктонных организмов, вызывающих цветение. В среднем эта доза находится в пределах 0,1—0,5 *мг/л* Cu.

Расход купороса для обработки воды в водоеме рассчитывается на создание требуемой концентрации в верхнем слое воды толщиной 1—2 *м*. Купорос в виде тонкоразмолотого порошка распределяется по поверхности воды путем распыления с самолета или с моторной лодки. Проведение обработки воды для борьбы с «цветением» в каждом отдельном случае необходимо согласовывать с органами Государственного санитарного и рыбного надзора.

В тех случаях когда профилактические мероприятия не устраняют биологического зарастания труб, приходится прибегать к обработке воды, поступающей в водопроводную сеть. Методы обработки зависят от видов биологических обрастаний, их интенсивности и химического состава воды. Обработку воды для борьбы с биологическим обрастанием желательно проводить после очистки труб, так как в результате обработки обрастания могут отделяться от стенок труб и загрязнять воду. Виды обработки воды и их режимы (дозы реагентов, периодичность обработки) следует устанавливать экспериментально для каждого объекта. Для предварительного выбора метода обработки можно руководствоваться данными, приведенными в табл. XVIII.2 [11].

ЛИТЕРАТУРА

1. Апельцин И. Э., Золотова Е. Ф. Применение гексаметафосфата натрия в технике водоподготовки. В сб.: «Исследования по водоподготовке». Госстройиздат, 1955.

2. Апельцин И. Э., Золотова Е. Ф. Применение радиоактивных индикаторов для исследования действия гексаметафосфата натрия как замедлителя коррозии стали в нейтральных водных средах. В сб.: «Исследования по водоподготовке». Госстройиздат, 1956.

3. Апельцин И. Э. Определение дозы щелочи для формирования защитной карбонатной пленки на стенках водопроводных труб. В сб.: «Исследования по водоподготовке». Госстройиздат, 1959.

4. Апельцин И. Э., Золотова Е. Ф. Применение малорастворимых метафосфатов для обработки воды. «Водоснабжение и санитарная техника», 1959, № 4.

5. Аренштейн А. М. Развитие биологических обрастаний в водопроводных системах и меры борьбы в ними. В сб.: «Научные сообщения (Водоснабжение)». Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1960.

6. Бабенков Е. Д. Графическое определение дозы щелочи для формирования пленки на стенках труб. «Водоснабжение и санитарная техника», 1966, № 5.

7. ВНИИ ВОДГЕО (Клячко В. А., Апельцин И. Э.). Подготовка воды для промышленного и городского водоснабжения. Госстройиздат, 1962.
8. Камерштейн А. Г. Мероприятия по сохранению пропускной способности водопроводных труб. Стройиздат, 1950.
9. Разумов А. С. Биологические обрастания в системе питьевого и технического водоснабжения и меры борьбы с ними. Информационные материалы, № 2. Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1953.
10. Руководство по эксплуатации магномассовых фильтров для стабилизации воды внутренних систем водоснабжения. Стройиздат, 1967.
11. Справочник проектировщика. Водоснабжение населенных мест и промышленных предприятий. Стройиздат, 1967.
12. Указания по проектированию и монтажу магномассовых фильтров для стабилизации воды внутренних систем водоснабжения (СН 332-65). Стройиздат, 1966.
13. Armbruster H. Theorie und Praxis der Entsäuerung über feinkörnige Magno-Filtermaterialen. Vom Wasser, 1957—1958.
14. McCauley R. F. Use of polyphosphates for developing protective calcite coatings. JAWWA, 1960, 52, № 6.
15. Reif K. Die Anwendung von Phosphaten bei Wasseraufbereitung, Gas und Wasserfach, 1958, № 52.
16. Seelmeyer G. Die praktischen Massnahmen zur Korrosion- und Steinverhütung in haustechnischen Anlagen. Verl. Haenchen u. Jäh, 1958.

ГЛАВА XIX

ОБРАБОТКА ОХЛАЖДАЮЩЕЙ ВОДЫ

1. ПРИЧИНЫ УХУДШЕНИЯ РАБОТЫ ОХЛАЖДАЮЩИХ СИСТЕМ

На промышленных предприятиях при эксплуатации систем водяного охлаждения технологических аппаратов во многих случаях наблюдаются различные виды нарушений работы этих систем из-за неудовлетворительного качества охлаждающей воды. Особенно часто нарушается нормальная работа оборотных систем вследствие появления на стенках теплообменных аппаратов накипи, биологических обрастаний, коррозии металлических элементов систем и т. п. Отложения на стенках аппаратов и труб вызывают также увеличение потери напора при движении по ним воды, в результате чего насосы часто оказываются не в состоянии подавать нужное для охлаждения количество воды. Ухудшение условий теплопередачи и уменьшение расходов охлаждающей воды приводят к снижению эффекта охлаждения, нарушению технологических режимов работы теплообменных аппаратов и в конечном итоге к значительным производственным потерям.

Эксплуатация систем водяного охлаждения с периодической очисткой теплообменных аппаратов, как правило, не обеспечивает нормальных условий их работы, так как в периоды между чистками аппараты работают в неудовлетворительных условиях.

Ввиду этого большое значение имеют методы обработки охлаждающей воды, преследующие цель предотвращения накипи, биологических обрастаний, коррозии аппаратов и труб, а также обеспечивающие оптимальные условия работы систем водяного охлаждения.

Отложение накипи на охлаждаемых поверхностях и в трубопроводах. Основным соединением, встречающимся в составе накипи в охлаждающих системах, является карбонат кальция $CaCO_3$. Он образуется вследствие распада содержащихся в охлаждающей воде бикарбонатных ионов ($2HCO_3^- \rightarrow CO_3^{2-} + CO_2 + H_2O$) под влиянием нагрева воды и потери растворенной углекислоты при разбрызгивании воды на градирнях и в брызгальных бассейнах.

Увеличение концентрации в воде карбонатных ионов CO_3^{2-} при наличии в ней катионов кальция приводит к образованию осадка $CaCO_3$, обладающего способностью давать плотные отложения по всему водному тракту.

Растворимость карбоната магния значительно больше, чем карбоната кальция, и поэтому $MgCO_3$ входит в состав накипи в незначительном количестве в результате соосаждения с карбонатом кальция (обычно до 1% общего веса накипи).

При высоких значениях pH воды (более 10), что может иметь место при обработке добавочной воды известью для снижения карбонатной жесткости (декарбонизации), в состав отложений может входить гидроокись магния.

Сульфат кальция обладает сравнительно большой растворимостью и поэтому редко встречается в составе накипи в системах оборотного водоснабжения, за исключением тех случаев, когда происходит кипение воды на поверхностях охлаждения и производится ее обработка большими количествами серной кислоты без соблюдения должного режима продувки системы.

При больших концентрациях в охлаждающей воде соединений кремниевой кислоты в состав накипи могут входить силикаты кальция и магния.

Образование осадков. При значительном содержании в охлаждающей воде взвешенных веществ (песок, глинистые частицы) последние могут давать осадки на участках систем охлаждения с малыми скоростями движения воды.

Если в системе охлаждения происходит образование накипи, то вместе с карбонатом кальция на охлаждаемых поверхностях и в трубах могут «прикипать» взвешенные вещества, которые как бы цементируются карбонатом кальция. Точно так же накопление взвешенных веществ в холодильниках и трубах может происходить при развитии биологических обрастаний, которыми задерживаются взвешенные вещества из протекающей воды. В обоих указанных случаях наличие в охлаждающей воде взвешенных веществ является особенно опасным.

Железистые отложения. При наличии железа в воде источника водоснабжения, используемого для пополнения оборотной системы, в трубах, холодильниках и охладителях может отлагаться осадок гидроокиси железа.

Наиболее часто подобные явления могут наблюдаться при использовании для питания системы подземных вод, в которых железо чаще всего содержится в виде бикарбоната закиси. При нагревании оборотной воды и потере в градирнях или брызгальных бассейнах растворенной углекислоты, а также в результате обогащения воды при разбрызгивании кислородом происходит окисление закисного железа в окисное и гидролиз соединений железа с образованием гидрата окиси железа. Поэтому следует избегать использования воды, содержащей железо, для попол-

нения оборотных систем или подвергать добавочную воду обезжелезиванию.

Биологические обрастания. Причиной развития в охлаждающих системах бактерий и водорослей является наличие в воде необходимых для них питательных веществ и благоприятных температурных условий. Особенно интенсивное развитие биологических обрастаний в охлаждающих системах наблюдается при повышенном содержании в воде органических веществ. Развитие бактерий на стенках аппаратов и труб проявляется в форме слизистых отложений, среди которых скапливается песок и другая взвесь.

Наиболее часто происходит зарастание труб и холодильников зооглейными и нитчатыми бактериями.

Если в охлаждающей воде содержится железо, то может происходить развитие железобактерий. Эти бактерии способны быстро размножаться и закупоривать трубки холодильников.

При использовании для охлаждения вод, содержащих сульфаты, могут развиваться сульфатвосстанавливающие бактерии, что приводит в некоторых случаях к образованию сероводорода и сульфидов, особенно под толщей отложений. Следствием этого может быть интенсивная коррозия аппаратуры и труб.

На открытых поверхностях охлаждающих систем, особенно в градирнях и брызгальных бассейнах, могут развиваться водоросли. В трубопроводах в некоторых случаях наблюдается развитие моллюска — дрейссены. При использовании морской воды развиваются моллюски — мидия, митиластр, морские желуди — балянусы.

Биологические обрастания ухудшают работу систем охлаждения не только вследствие того, что нарушают условия теплопередачи и увеличивают потерю напора в трубах, но они могут вызвать также коррозию труб и аппаратов.

Коррозия. В системах охлаждения коррозия стальных элементов вызывается растворенным в воде кислородом, которым особенно интенсивно обогащается оборотная вода при разбрызгивании в охладителях. Коррозия усиливается при относительно высокой температуре среды, имеющей место в охлаждающих системах.

Другими факторами, стимулирующими коррозию, являются наличие в воде свободной углекислоты, нитратов, хлоридов, а также низкая величина pH среды.

Обычно коррозионные процессы сопровождаются образованием на стенках труб бугристых отложений. Это приводит к ухудшению теплопередачи и возрастанию потери напора в трубах, вследствие чего уменьшается количество подаваемой насосами охлаждающей воды.

При применении латунных трубок для холодильников часто наблюдается их разрушение вследствие обесцинкования. Основными факторами коррозии латунных трубок холодильников со

стороны охлаждающей воды являются повышенное содержание в воде хлоридов (усиление коррозии при использовании морской воды), повышенная концентрация углекислоты (особенно при рекарбонизации охлаждающей воды) и перекисление воды при обработке кислотой.

Интенсификация коррозии латунных трубок может наблюдаться при содержании в воде сероводорода.

При наличии в воде взвешенных частичек усиливается механическое разрушение потоком воды образующейся на поверхности латуни защитной пленки, вследствие чего коррозия усиливается.

Отложение на стенках латунных трубок минеральных и органических отложений может приводить к развитию под ними коррозионных поражений.

Делигнификация заключается в вымывании из древесины градирен растворимых веществ, в результате чего древесина делается непрочной. Это явление обычно связывают со способностью охлаждающей воды, имеющей высокие значения pH, вымывать из древесины лигнин, оставляя для связывания клеток древесины только целлюлозу. Делигнификация может быть также вызвана значительным содержанием в воде активного хлора. В некоторых случаях делигнификация приводит к быстрому разрушению омываемых водой деревянных конструкций градирен.

2. ВОДНЫЙ РЕЖИМ СИСТЕМ ОБОРОТНОГО ВОДОСНАБЖЕНИЯ

Схема системы оборотного водоснабжения показана на рис. XIX.1.

Потеря воды на испарение в охладителе, капельный унос, а также продувка системы (или отбор воды на технологические нужды) компенсируются добавочной водой (добавком).

Баланс воды в системе (все расходы в процентах от расхода оборотной воды) характеризуется следующим равенством:

$$p = p_1 + p_2 + p_3, \qquad \text{(XIX.1)}$$

где p — добавок воды;
p_1 — потеря воды на испарение;
p_2 — потеря воды на капельный унос;
p_3 — расход воды на продувку и отбор на технологические нужды.

Если в добавочной воде содержатся растворенные соли, которые не выпадают в виде осадков и не отлагаются в трубах и холодильниках, то наблюдается также баланс солей, выражаемый уравнением

$$C_{\text{доб}} p = C_{\text{об}} (p_2 + p_3) = C_{\text{об}} (p - p_1), \qquad \text{(XIX.2)}$$

где $C_{\text{доб}}$ и $C_{\text{об}}$ — концентрация соли (или иона) соответст-

венно в добавочной и оборотной воде в *г/м*³.

При работе оборотной системы вследствие испарения части воды p_1 происходит постепенное увеличение концентрации растворенных в воде солей (или ионов), но только до тех пор, пока количество выводимых из системы солей (или ионов) с капельным уносом p_2 и продувкой p_3 не станет равным количеству вводимых солей (или ионов) с добавком p. Наступление такого равновесия солевого состава отражает уравнение (XIX.2)

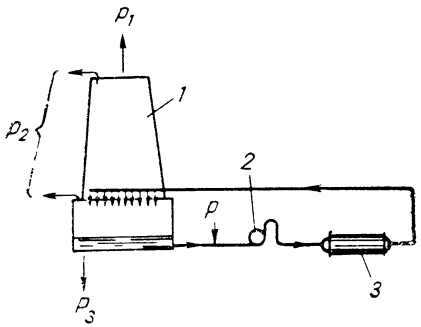


Рис. XIX.1. Схема системы оборотного водоснабжения

1 — охладитель (градирня); *2* — циркуляционный насос; *3* — холодильник (теплообменный аппарат)

Потеря воды на испарение p_1 может быть ориентировочно определена по формуле

$$p_1 = k\Delta t^0_0, \qquad \text{(XIX.3)}$$

где k — коэффициент, который для брызгальных бассейнов и градирен можно принимать:

температура воздуха в °С	0	10	20	30
k	0,1	0,12	0,14	0,15

Δt — разность температур воды до и после охладителя в *град*.

Потеря воды на унос p_2 (в % от расхода оборотной воды) может быть определена в соответствии со следующими данными [5].

Тип охладителя	p_2, %
Брызгальные бассейны производительностью до 500 *м*³/*ч*	2—3
То же, свыше 500 *м*³/*ч*	1,5—2
Открытые и брызгальные градирни с жалюзи	1—1,5
То же, с решетками вместо жалюзи, башенные градирни и оросительные теплообменные аппараты	0,5—1
Вентиляторные градирни (при наличии водоуловителей)	0,2—0,5

Примечание. Меньшие значения потерь воды следует принимать для охладителей большей производительности и при расчете установок по обработке охлаждающей воды, а бо́льшие значения — при расчете насосов.

3. БОРЬБА С НАКИПЕОБРАЗОВАНИЕМ

Необходимость обработки охлаждающей воды для борьбы с отложением накипи возникает главным образом для оборотных систем.

В прямоточных системах при отсутствии местного кипения воды возле наиболее нагретых поверхностей накипеобразование

происходит редко. Если все же в прямоточной системе происходит образование накипи, то одним из наиболее эффективных методов борьбы может явиться снижение температуры нагрева воды путем увеличения расхода ее, подаваемого в холодильники.

В тех случаях когда последний способ не дает улучшения или приводит к чрезмерному перерасходованию средств на подачу дополнительного количества воды, могут быть применены ее подкисление, рекарбонизация и фосфатирование. Однако нужно иметь в виду, что в связи с большими расходами воды в прямоточных системах для ее обработки обычно требуются значительные количества реагентов, сбрасываемых вместе с водой в водоемы.

Таблица XIX.1

Значения поправки a при нагреве воды от $t=20\div25°$ С до $t_н=50\div75°$ С

$pH_{изм}$	Величина поправки a при общей щелочности воды в *мг-экв/л*				
	0,5	1	2	4	8
При нагреве воды до $t_н=50°$ С					
⩽8	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
8,2	0,2	0,15	0,15	0,15	0,1
8,4	0,3	0,2	0,2	0,15	0,15
При нагреве воды до $t_н=75°$ С					
⩽7,6	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
7,8	0,15	0,15	0,1	0,1	0,1
8	0,3	0,2	0,15	0,15	0,1
8,2	0,4	0,3	0,2	0,2	0,15
8,4	0,5	0,4	0,3	0,25	0,2

Дозы кислоты или CO_2 подбирают для каждой действующей прямоточной системы экспериментальным путем с тем, чтобы в теплообменных аппаратах и трубах оставался тонкий слой накипи, предохраняющий металл от коррозии. В связи с кратковременностью пребывания воды в аппаратах и трубопроводах прямоточных систем охлаждения достаточны дозы кислоты или CO_2, составляющие лишь часть соответствующих доз, которые необходимы для полной стабилизации воды. При добавлении в воду этих «дефицитных» доз процесс распада бикарбонатов должен замедляться в такой степени, чтобы он не проходил за небольшое время пребывания воды в прямоточной системе.

При фосфатировании воды обычно достаточны дозы фосфатов порядка 1—2 $г/м^3$ в пересчете на P_2O_5.

Для выяснения при проектировании вероятности накипеобразования в прямоточной системе можно пользоваться графиком, приведенным на рис. I.8. При определении по этому графику величины pH_s нужно учитывать температуру нагрева воды в холодильниках. С помощью рис. I.8 можно лишь установить вероятность накипеобразования в прямоточной системе, однако накипь может и не образовываться, если время пребывания воды в холодильниках и трубах настолько невелико, что процесс выделения из раствора карбоната кальция еще не успеет здесь пройти. Тем не менее такое указание может служить основанием, чтобы в проекте охлаждающей системы была предусмотрена

установка для обработки воды, однако строительство этой установки целесообразно осуществить лишь после того, как будет выяснено, что в процессе эксплуатации происходит накипеобразование.

Величину pH воды в лабораториях обычно измеряют при температуре 20—25° С. При нагревании воды фактическая величина pH снижается.

Величину pH нагретой воды можно определить по формуле

$$pH_{ф} = pH_{изм} - a, \qquad (XIX.4)$$

где $pH_{ф}$ — величина pH при нагреве воды в холодильнике до температуры $t_н$;

$pH_{изм}$ — измеренная величина pH при температуре 20—25° С;

a — поправка, принимаемая в соответствии с табл. XIX.1.

В соответствии с указанным выше дозу кислоты $Д_к$ для предотвращения накипеобразования в прямоточной системе можно ориентировочно принимать равной 50% необходимой дозы для полной стабилизации воды, т. е.

$$Д_к = 0{,}5\,\alpha e Щ \frac{100}{C}\ мг/л,$$

где α — коэффициент, определяемый по графику (см. рис. XVIII.3) по величинам $pH_{ф}$ [формула (XIX.4)] и J, которые соответствуют температуре нагретой воды;

e — эквивалентный вес кислоты в *мг/мг-экв*, равный для серной кислоты 49, а для соляной 36,5;

C — содержание H_2SO_4 или HCl в технических серной или соляной кислотах.

Если намечается производить рекарбонизацию воды прямоточной системы, то дозу углекислоты можно ориентировочно определить по формуле

$$Д_{CO_2} = 0{,}5\left[(CO_2)_{ст} - (CO_2)_{исх}\right],$$

где $(CO_2)_{ст}$ — концентрация в воде углекислоты, обеспечивающая стабильность воды, в *мг/л*; определяется по номограмме (см. рис. I.4) по величине pH_s, щелочности и солесодержанию исходной воды, которые соответствуют температуре нагретой воды;

$(CO_2)_{исх}$ — концентрация в исходной воде углекислоты в *мг/л*; определяется анализом или по номограмме (см. рис. I.4) по величине pH, щелочности, солесодержанию и температуре исходной воды.

Рассчитанные дозы кислоты, углекислоты или полифосфатов для предотвращения накипеобразования в прямоточных системах подлежат корректировке в процессе эксплуатации системы

путем проведения технологических анализов на стабильность воды по ГОСТ 3313—46.

Определение вероятности накипеобразования в оборотных системах более сложно, поскольку на этот процесс могут оказывать влияние интенсивность упаривания воды в системе, потеря водой углекислоты в охладителе, химический состав добавочной воды и т. п.

Вероятность накипеобразования в системе уменьшается с увеличением концентрации в оборотной воде органических веществ, особенно таких, которые обладают поверхностно-активными свойствами. К их числу относятся, в частности, гумусовые вещества и некоторые органические соединения, попадающие в водоемы со сточными водами. При наличии в воде поверхностно-активных веществ, которые затрудняют образование отложений карбоната кальция, необходимые для равновесия углекислых соединений концентрации «равновесной» углекислоты оказываются значительно меньше теоретических, определяемых по формуле (I.24). Это показано экспериментальными исследованиями Д. И. Кучеренко (ВНИИ ВОДГЕО).

Влияние поверхностно-активных веществ на процесс накипеобразования в каждом конкретном случае следует оценивать путем проведения с данной водой технологических испытаний на модельных установках или, если это возможно, на действующих системах оборотного водоснабжения. Технологические исследования следует проводить в различные периоды года, характерные для изменения качества воды данного водоисточника. Однако в практике проектирования нередко возникает необходимость рассчитать дозы реагентов и водные режимы системы оборотного водоснабжения при отсутствии данных технологических исследований. В этом случае при ориентировочных расчетах по подкислению и рекарбонизации охлаждающей воды представляется целесообразным руководствоваться формулами, выведенными на основе баланса углекислоты в оборотной системе с учетом теоретической формулы (I.24), для определения необходимой концентрации «равновесной» углекислоты, обеспечивающей стабильность охлаждающей воды [2]. Такой подход к решению задачи может дать в отдельных случаях несколько завышенные дозы кислоты и углекислоты, поскольку расчетом не учитывается влияние поверхностно-активных веществ, содержащихся в воде, на снижение интенсивности накипеобразования. Следует, однако, учитывать, что в любом случае проектные предположения о дозах реагентов должны уточняться в процессе эксплуатации. Одним из наиболее оперативных методов производственного контроля является проведение «карбонатных испытаний» охлаждающей воды по принципу, описанному в ГОСТ 3313—46 («Вода хозяйственно-питьевого и промышленного водоснабжения. Методы технологического анализа. Определение стабильности воды»).

Оценка вероятности накипеобразования в системе оборотного водоснабжения без стабилизационной обработки воды может производиться следующим образом:

1) вычисляют допустимую предельную щелочность оборотной воды $Щ_{об.доп}$, которая может поддерживаться в системе:

$$Щ_{об.доп} = \psi \sqrt{\frac{0{,}1\,(CO_2)_{доб}\,(p - p_1)}{(Ca)_{доб}}},$$

где ψ — коэффициент, определяемый в зависимости от солесодержания оборотной воды и температуры охлажденной воды по данным табл. XIX.2 (см. также стр. 527);

$(CO_2)_{доб}$ — содержание углекислоты в добавочной воде в *мг/л*;

$(Ca)_{доб}$ — содержание кальция в добавочной воде в *мг/л*;

2) вычисляют щелочность оборотной воды $Щ_{об}$, которая должна установиться в системе при условии, что не будет происходить распад бикарбонатов:

$$Щ_{об} = \frac{p}{p - p_1} Щ_{доб}.$$

Если $Щ_{об} \leqslant Щ_{об.доп}$, то обработка воды не нужна; при $Щ_{об} > Щ_{об.доп}$ следует применить один из описанных ниже способов обработки охлаждающей воды для предотвращения накипеобразования.

Если установлено, что система может работать без стабилизационной обработки воды, то минимально необходимую величину продувки можно определить по формуле

$$p_3 = \frac{Щ_{доб} p_1}{Щ_{об.доп} - Щ_{доб}} - p_2.$$

Таблица XIX.2

Значения ψ

Температура охлажденной воды в °С	Значения ψ при солесодержании оборотной воды $S_{об}$ в *мг/л*						
	200	400	600	800	1000	1500	2000
15	8,04	8,68	9,18	9,56	9,94	10,7	11,3
20	7,54	8,12	8,6	8,98	9,32	10	10,6
25	7,12	7,65	8,07	8,42	8,76	9,41	9,97
30	6,66	7,18	7,58	7,92	8,22	8,83	9,36
35	6,21	6,69	7,08	7,39	7,63	8,24	8,76
40	5,8	6,24	6,61	6,89	7,16	7,7	8,16
45	5,38	5,79	6,13	6,39	6,64	7,14	7,56
50	4,81	5,42	5,72	5,98	6,22	6,67	7,06

Примечание. Солесодержание оборотной воды определяется по формуле $S_{об} = \frac{p}{p - p_1} S_{доб}$ (где $S_{доб}$ — солесодержание добавочной воды).

Подкисление охлаждающей воды. При обработке охлаждающей воды сильной кислотой получается снижение щелочности воды с одновременным выделением свободной углекислоты

$$HCO_3^- + H^+ \rightarrow CO_2 + H_2O.$$

Снижение в воде концентрации бикарбонатных ионов обусловливает уменьшение потребного количества равновесной углекислоты; с другой стороны, выделяющаяся, согласно указанной реакции, свободная углекислота способствует стабилизации бикарбонатов, остающихся в воде после подкисления.

Поэтому при обработке охлаждающей воды кислотой доза ее должна быть выбрана с таким расчетом, чтобы остающиеся в растворе бикарбонаты были стабилизированы наличной и выделяющейся при подкислении углекислотой.

Приведенное ниже решение этой задачи и вывод соответствующих формул выполнены И. Э. Апельцином и Д. И. Кучеренко (ВНИИ ВОДГЕО).

Если кислоту вводить вместе с добавочной водой, то концентрация CO_2 в оборотной воде перед холодильником будет равна:

$$(CO_2)_{об} = \frac{100 - p}{100}(CO_2)_{охл} + \frac{p}{100}[(CO_2)_{доб} + (CO_2)_n] \ мг/л, \quad (XIX.5)$$

где p — добавок воды в процентах от расхода оборотной воды;

$(CO_2)_{охл}$ — концентрация углекислоты в воде, прошедшей через градирню или брызгальный бассейн, в *мг/л*;

$(CO_2)_{доб}$ — концентрация углекислоты в добавочной воде в *мг/л*;

$(CO_2)_n$ — количество углекислоты, выделяющейся при обработке добавочной воды кислотой, в *мг/л*.

Обработку воды производят для того, чтобы в оборотной системе не было распада бикарбонатов. При соблюдении этого условия общее количество бикарбонатов, поступающих в оборотную систему с добавочной водой p, должно равняться количеству тех же соединений, удаляемых из системы с уносом p_2 и продувкой p_3,

$$p(Щ_{доб} - \Delta Щ_{доб}) = (p - p_1)Щ_{охл}, \quad (XIX.6)$$

где $Щ_{доб}$ — щелочность добавочной воды в *мг-экв/л*;

$\Delta Щ_{доб}$ — снижение щелочности добавочной воды в результате подкисления в *мг-экв/л*;

$Щ_{охл}$ — щелочность воды, прошедшей охладитель (градирню, брызгальный бассейн), в *мг-экв/л*.

Щелочность воды, прошедшей охладитель, связана со щелочностью оборотной воды, поступающей в охладитель, равенством

$$Щ_{охл} = \frac{100}{100-p_1} Щ_{об}. \qquad (XIX.7)$$

После подстановки этого значения уравнение (XIX.6) примет следующий вид:

$$p(Щ_{доб} - \Delta Щ_{доб}) = \frac{100(p-p_1)}{100-p_1} Щ_{об}. \qquad (XIX.8)$$

Так как потеря воды на испарение редко превышает 1,5—2%, то отношение $\frac{100}{100-p_1}$ близко к единице и формулу (XIX.8) с достаточной степенью точности можно представить в более простом виде:

$$p(Щ_{доб} - \Delta Щ_{доб}) = (p-p_1) Щ_{об}. \qquad (XIX.9)$$

При снижении щелочности добавочной воды в результате подкисления выделяется эквивалентное количество CO_2:

$$(CO_2)_n = 44\,\Delta Щ_{доб} \ мг/л. \qquad (XIX.10)$$

Из уравнений (XIX.9) и (XIX.10) следует, что

$$(CO_2)_n = 44\left(Щ_{доб} - \frac{p-p_1}{p} Щ_{об}\right). \qquad (XIX.11)$$

Содержание кальция в оборотной воде

$$(Ca)_{об} = \frac{p}{p-p_1}(Ca)_{доб}, \qquad (XIX.12)$$

где $(Ca)_{доб}$ — содержание кальция в добавочной воде в *мг/л*.

Совместное решение уравнений (I.24), (XIX.5), (XIX.11) и (XIX.12) приводит к следующей формуле для определения $Щ_{об}$, отвечающей условию стабильности воды:

$$Щ_{об} = -\frac{22N^2(p-p_1)}{100} + \frac{N}{10}\sqrt{\frac{484N^2(p-p_1)^2}{100} + (100-p)(CO_2)_{охл} + p(CO_2)_{доб} + 44p\,Щ_{доб}}, \qquad (XIX.13)$$

где

$$N = \frac{\psi}{(Ca)_{об}^{1/2}}; \qquad (XIX.14)$$

$$\psi = \left[\frac{K_1 ПР_{CaCO_3} \cdot 10^{6+\frac{3\sqrt{\mu}}{1+1{,}5\sqrt{\mu}}}}{1{,}1\,K_2}\right]^{1/2}; \qquad (XIX.15)$$

K_1 и K_2 — константы первой и второй ступени диссоциации угольной кислоты (см. табл. I.3);

$ПР_{CaCO_3}$ — произведение растворимости $CaCO_3$ (см. табл. I.4);

μ — ионная сила раствора для оборотной воды в *г-моль/л*.

Как показали эксперименты, выполненные Д. И. Кучеренко, при расчетах по формуле (XIX.13) значения констант K_1, K_2 и $ПР_{CaCO_3}$ следует принимать для температуры охлажденной воды, прошедшей брызгальный бассейн или градирню. Это обусловлено тем, что, по-видимому, именно в охлажденной воде из-за длительного пребывания воды в градирне и до поступления в теплообменные аппараты, а также вследствие потери углекислоты создаются условия для наиболее интенсивного формирования зародышевых кристаллов, образующих накипь как в охладителях, так и в холодильниках.

Для проведения расчетов по формуле (XIX.13) необходимо знать содержание углекислоты в охлажденной воде, прошедшей брызгальный бассейн или градирню. Эта концентрация зависит от многих факторов — содержания углекислоты в воде, поступающей на охладитель, интенсивности аэрации, плотности орошения, температуры воды.

Для предварительных расчетов можно воспользоваться данными табл. XIX.3, составленной Д. И. Кучеренко по осредненным экспериментальным данным, которые получены на полупроизводственных установках и промышленных системах оборотного водоснабжения. По этой таблице $(CO_2)_{охл}$ определяется в зависимости от щелочности добавочной воды и коэффициента концентрирования солей в оборотной воде по сравнению с добавочной водой. Этот коэффициент, который обычно экспериментально определяют по степени концентрирования хлоридов, поскольку хлор-ионы не образуют малорастворимых соединений, выпадающих в осадок, и не уносятся в условиях оборотных систем с паром, можно рассчитать по формуле

Таблица XIX.3

Ориентировочные значения $(CO_2)_{охл}$ при подкислении и рекарбонизации воды систем оборотного водоснабжения (в *мг/л*)

Щелочность добавочной воды в *мг-экв/л*	Значения $(CO_2)_{охл}$ с учетом коэффициентов концентрирования $K_к$									
	при подкислении					при рекарбонизации				
	1,2	1,5	2	2,5	3	1,2	1,5	2	2,5	3
1	—	0,6	0,6	0,5	0,5	0,2	0,4	0,9	1,5	2,4
2	2,2	2,1	2,1	2	2	1,8	3,3	6,9	12	18,9
3	3,6	2,8	2,5	2,3	2,2	6	10	26	34	36
4	5,3	4,6	3,8	3,5	3,4	12	28	36	40	43
5	9	6,4	5,1	4,5	4,3	34	36	40	—	—
6	16,3	9	7,6	6	5,4	—	—	—	—	—

$$K_к = \frac{p}{p - p_1}. \qquad \text{(XIX.16)}$$

Доза технической кислоты в расчете на 1 *л* добавочной воды может быть установлена на основании уравнения (XIX.9):

$$Д = e\Delta Щ \frac{100}{C} = e\left(Щ_{доб} - \frac{p - p_1}{p} Щ_{об}\right)\frac{100}{C} \text{ мг/л}, \quad \text{(XIX.17)}$$

где e — эквивалентный вес кислоты в *мг/мг-экв*;
C — содержание H_2SO_4 или HCl в технических серной или соляной кислотах в %.

Если по формуле (XIX.17) получается $Д \leqslant 0$, то это означает, что в данном случае обработки воды не требуется.

Безнакипной работы оборотной системы можно добиться при различных количествах добавочной воды, причем обычно уменьшение в допустимых пределах ее количества сопровождается увеличением дозы кислоты для стабилизации оборотной воды. Изложенный выше метод расчета позволяет производить технико-экономическое сравнение вариантов с различными количествами добавочной воды. Для этого, задаваясь различными размерами продувки и получая соответственно различные добавки, можно подсчитать необходимые дозы кислоты и определить общую стоимость обработки добавочной воды. Во многих случаях по экономическим показателям оказывается выгодным уменьшать размеры продувки, так как экономия на стоимости добавочной воды превышает перерасход на стоимости кислоты.

Для того чтобы стабилизирующее действие добавляемой кислоты сказывалось не только в результате снижения щелочности воды, но и вследствие выделения дополнительного количества углекислоты, кислоту к оборотной воде следует добавлять перед ее поступлением в холодильники. Практически наиболее удобно ее вводить в приемный колодец циркуляционных насосов вместе с добавочной водой.

Из опасения коррозии теплообменных аппаратов, которую иногда приписывают выделяющейся при подкислении углекислоте, некоторые авторы рекомендуют вводить кислоту в оборотную воду перед охладителем (градирней или брызгальным бассейном). В этом случае образующаяся при подкислении углекислота выделяется из воды в охладителе и эффект подкисления сводится только к снижению щелочности воды. При таком способе подкисления расход кислоты увеличивается.

Как при первом, так и при втором способе введения кислоты в воду нельзя избежать коррозии труб и теплообменных аппаратов, если не следить за тем, чтобы на омываемых водой поверхностях постоянно имелась тонкая защитная пленка карбоната кальция. В связи с этим способ введения кислоты перед циркуляционными насосами следует признать более целесообразным, поскольку получается более экономное расходование кислоты.

Для постоянного контроля образования накипи и регулирования толщины ее защитного слоя в холодильниках желательно в процессе эксплуатации периодически вскрывать конт-

рольные теплообменные аппараты и осматривать состояние в них теплообменных поверхностей.

В процессе эксплуатации правильность обработки воды можно также контролировать по соотношению между щелочностями и концентрациями хлоридов в добавочной и оборотной воде. Если обработка воды обеспечивает отсутствие накипеобразования, то должно выдерживаться соотношение

$$\frac{Щ_{доб}}{Щ_{об}} = \frac{(Cl^-)_{доб}}{(Cl^-)_{об}}. \qquad (XIX.18)$$

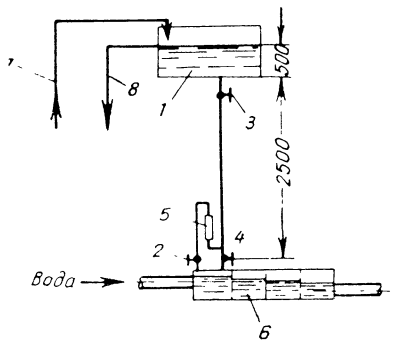


Рис. XIX.2. Схема установки для дозирования крепкой серной кислоты

1 — бак для крепкой кислоты; *2* — регулирующий кран; *3* — кран для выключения; *4* — спускной кран; *5* — ротаметр (измеритель расхода кислоты); *6* — смеситель; *7* — подача кислоты со склада; *8* — перелив в цистерну на складе

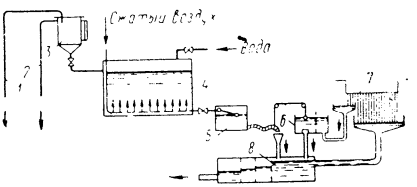


Рис. XIX.3. Схема установки для приготовления и дозирования разбавленного раствора серной кислоты

1 — подача крепкой кислоты со склада; *2* — перелив в цистерну на складе; *3* — мерник; *4* — бак для разбавленной кислоты; *5* — бачок с шаровым краном; *6* — диафрагма; *7* — распределитель воды; *8* — смеситель

При наличии же накипеобразования часть соединений, обусловливающих щелочность воды, выделяется в виде накипи, что характеризуется соотношением

$$\frac{Щ_{доб}}{Щ_{об}} > \frac{(Cl^-)_{доб}}{(Cl^-)_{об}}. \qquad (XIX.19)$$

На практике для подкисления применяют серную кислоту как наиболее дешевую, и в более редких случаях — соляную.

Схемы установок для дозирования кислоты приведены на рис. XIX.2 и XIX.3.

При расходе кислоты более 5—6 *л/ч* можно добавлять ее к воде без предварительного разбавления (см. рис. XIX.2). При меньших расходах дозировка становится недостаточно точной и тогда лучше дозировать разбавленную кислоту (см. рис. XIX.3). Все элементы устройств, с которыми соприкасается серная кислота концентрацией не менее 80%, могут быть выполнены из обычной стали; элементы же, соприкасающиеся с разбавленной кислотой, должны иметь кислотостойкие покрытия.

Автоматизация дозирования кислоты может быть осуществлена с помощью дозатора, обеспечивающего поддержание опти-

мальной величины pH оборотной воды путем регулирования подачи кислоты в воду при отклонении значения ее pH от заданной величины (рис. XIX.4).

Недостатком метода подкисления воды является трудность точного дозирования кислоты в эксплуатационных условиях для сохранения защитной карбонатной пленки. Добавление к воде избытка кислоты может привести к коррозии оборудования и труб.

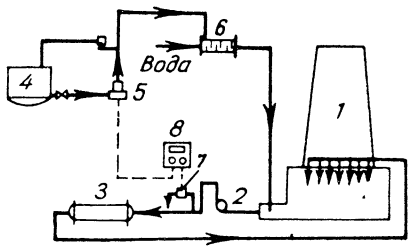


Рис. XIX.4. Схема подкисления циркуляционной воды с автоматическим регулированием величины pH

1 — градирня; *2* — циркуляционный насос; *3* — холодильник; *4* — бак для крепкой кислоты; *5* — кислотный насос с регулированием подачи в зависимости от величины pH воды; *6* — смеситель; *7* — датчик pH-метра; *8* — прибор для регистрации величины pH и передачи импульсов насосу

При обработке воды серной кислотой увеличивается коррозионность воды по отношению к бетонным сооружениям, в частности вследствие увеличения концентрации в воде сульфатов. Это обстоятельство надлежит учитывать при выборе типа цемента для бетонных сооружений в соответствии с «Указаниями по проектированию антикоррозионной защиты строительных конструкций» (СН 262-67).

Если производится обработка воды серной кислотой, а добавочная вода содержит значительные количества кальция и сульфатов, следует проверить, не будет ли при принятых величинах добавки и продувки происходить выделение из раствора накипи сульфата кальция.

Сульфат кальция не выделяется из раствора, если произведение активных концентраций кальция и сульфат-ионов меньше произведения растворимости сульфата кальция (при температуре до 60° С твердая фаза сульфата кальция представлена соединением $CaSO_4 \cdot 2H_2O$):

$$f_{II}^2 [Ca^{2+}] [SO_4^{2-}] K_к^2 < ПР_{CaSO_4},$$

где f_{II} — коэффициент активности двухвалентных ионов Ca^{2+} и SO_4^{2-}, определяемый по формулам главы I;

$K_к$ — коэффициент концентрирования солей в системе [см. формулу (XIX.16)];

$[Ca^{2+}]$ и $[SO_4^{2-}]$ — концентрации соответствующих ионов в добавочной воде, включая сульфат-ионы, вводимые при обработке воды серной кислотой;

$ПР_{CaSO_4}$ — произведение растворимости сульфата кальция, при температуре 25—60° С можно принимать равным $4 \cdot 10^{-5}$ (*г-ион/л*)^2.

Обработка оборотной воды дымовыми газами. В дымовых газах содержится углекислота и во многих случаях также сернистый ангидрид.

При пропуске дымовых газов через воду в ней растворяются CO_2 и SO_2. Увеличение концентрации в воде CO_2 компенсирует потерю оборотной водой углекислоты в охладителях и тем самым предупреждает распад бикарбонатов. Растворение SO_2 действует аналогично подкислению, так как при растворении сернистого ангидрида образуется сернистая кислота, реагирующая с содержащимися в воде бикарбонатами. При этом образуются $CaSO_3$ и $MgSO_3$, в условиях оборотных систем быстро окисляющиеся до сульфатов. В результате реакции сернистой кислоты с бикарбонатами выделяется свободная углекислота.

При использовании дымовых газов от сжигания твердого топлива их необходимо очищать от золы во избежание загрязнения оборотной воды. При очистке в мокрых золоуловителях большая часть содержащегося в дымовых газах сернистого ангидрида поглощается промывной водой и теряется для целей стабилизации оборотной воды. Для того чтобы избежать потери SO_2, требуется применение сухих методов улавливания золы — в циклонах или электрофильтрах.

При мокрой очистке газов обработка ими воды сводится только к рекарбонизации, т. е. к введению в воду углекислоты. В тех случаях когда промывная вода золоуловителей может быть легко очищена от золы, например кратковременным отстаиванием, ее можно пропустить через отстойник и после освобождения от взвеси использовать для подкисления оборотной воды.

Недостатком рекарбонизации воды является трудность точного дозирования вводимой в воду углекислоты. При введении в воду избыточного количества углекислоты может происходить коррозия оборудования оборотной системы.

Необходимая доза CO_2 (без учета подкисления воды за счет содержащегося в дымовых газах SO_2) может быть определена по следующей формуле [2]:

$$a = \frac{Щ_{доб}^2}{N^2}\left(\frac{p}{p-p_1}\right)^2 - \frac{100-p}{100}(CO_2)_{охл} - \frac{p}{100}(CO_2)_{доб}, \quad \text{(XIX.20)}$$

где a — доза углекислоты, вводимой в охлаждаемую воду в расчете на 1 *л* добавочной воды, в *мг* (или в *г/м*^{3}).

Величина N определяется по формуле (XIX.14), значение $(CO_2)_{охл}$ можно для предварительных расчетов принимать согласно данным табл. XIX.3.

Потребность в углекислоте A определяют по формуле

$$A = \frac{aQ_{об}}{1000} \text{ кг/ч}, \qquad \text{(XIX.21)}$$

где $Q_{об}$ — расход оборотной воды в $м^3/ч$.

При введении в воду углекислоты количество ее, которое может в данных условиях перейти в раствор, ограничено и может быть определено по формуле

$$i = \frac{Mn\beta}{10\,000} \text{ мг/л}, \qquad \text{(XIX.22)}$$

где M — растворимость углекислоты в воде при данной температуре и парциальном давлении 1 *ат* в *мг/л* (см. табл. I.6);

n — содержание CO_2 в дымовых газах в % по объему (при сжигании угля 5—8%, нефти и мазута 8—12%);

β — степень использования углекислоты в % (для водоструйных эжекторов 40—50%; для барботажных устройств при погружении распределительных трубок в воду на глубину 2 *м* 20—30%).

Концентрация углекислоты в воде i, определяемая по формуле (XIX.22), является наибольшей, на получение которой можно рассчитывать при данном типе устройства для растворения углекислоты в охлаждающей воде. Поэтому проведение рекарбонизации целесообразно лишь в том случае, если потребная доза углекислоты [подсчитанная по формуле (XIX.20)] меньше возможного насыщения ею воды в данных условиях (т. е. если $a<i$).

Часть общего расхода циркуляционной воды S, которая должна быть пропущена через устройство для насыщения углекислотой, равна:

$$S = \frac{a}{i} 100\%. \qquad \text{(XIX.23)}$$

Расход дымовых газов (без использования SO_2) может быть определен по формуле

$$V = 5\frac{aQ_{об}}{\beta n} \text{ нм}^3/ч. \qquad \text{(XIX.24)}$$

В установках для рекарбонизации циркуляционной воды могут быть применены различные устройства для введения углекислоты в воду — скрубберы, барботажные устройства, эжекторы (рис. XIX.5).

На рис. XIX.6 приведена схема установки для рекарбонизации охлаждающей воды, разработанная ОРГРЭС.

Дымовые газы забираются из напорных коробов после дымососов и поступают в газоотмывное устройство, состоящее из отстойника и скруббера. Очищенные дымовые газы по ряду на-

клонных и вертикальных коробов поступают к нескольким эжекторам, к которым питающая вода подается специальными центробежными насосами. Вода для питания эжекторов забирается насосами из приточного канала до места введения в воду дымовых газов.

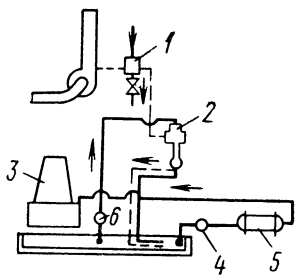


Рис. XIX.5. Схема рекарбонизации оборотной воды

1 — золоуловитель; *2*—эжектор; *3*—градирня; *4* — циркуляционный насос; *5* — холодильник; *6* — насос для подачи воды в эжектор

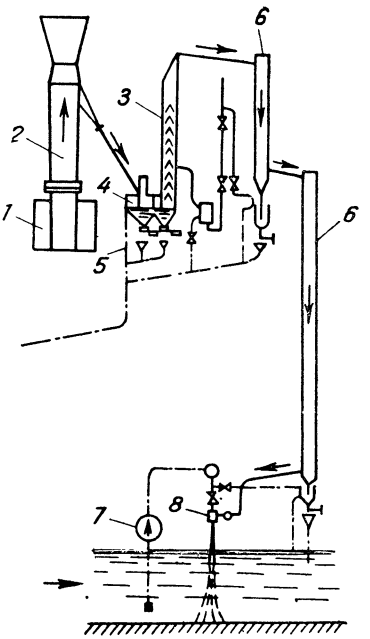


Рис. XIX.6. Схема установки для рекарбонизации охлаждающей воды ТЭЦ

1 — дымосос; *2* — напорный короб за дымососом; *3* — скруббер; *4* — отстойник; *5* — переливная труба; *6* — газоходы; *7* — центробежный насос; *8*—эжектор

Обработка оборотной воды полифосфатами. Такая обработка дает возможность допустить некоторое повышение щелочности оборотной воды без образования накипи в системе.

В качестве реагентов для фосфатирования охлаждающей воды применяют гексаметафосфат натрия $(NaPO_3)_6$ и триполифосфат натрия $Na_5P_3O_{10}$. Обработку воды полифосфатами рекомендуется проводить при температуре нагрева воды не более 60—70° С. При более высокой температуре ускоряется процесс гидролиза метафосфата в ортофосфат, что способствует выделению осадков ортофосфатов кальция и магния. Это приводит к образованию шлама в оборотной воде, а в некоторых случаях и к образованию твердых отложений.

Содержание фосфата в расчете на P_2O_5 в техническом гексаметафосфате натрия 50—52%, в триполифосфате натрия не менее 50%. Наибольшая щелочность оборотной воды при фосфатировании, которую можно допустить при эксплуатации оборотной системы без образования накипных отложений, зависит от щелочности добавочной воды, температуры нагрева воды в теп-

лообменных аппаратах и содержания в воде кальция и магния (жесткости воды).

По мере увеличения щелочности добавочной воды допустимую степень концентрирования солей в оборотной воде приходится снижать, тем не менее допустимая щелочность оборотной воды при этом повышается. В сторону уменьшения допустимого коэффициента концентрирования действует также возрастание температуры воды в системе и общей жесткости воды.

Эти закономерности отражены в приведенной ниже формуле Д. И. Кучеренко [4], составленной на основе результатов экспериментов, выполненных на крупномасштабных модельных установках и производственных системах оборотного водоснабжения:

$$K_{доп}=(2-0{,}125\,Щ_{доб})\,(1{,}4-0{,}01\,t_н)\,(1{,}1-0{,}01\,Ж_{доб}), \qquad (XIX.25)$$

где $K_{доп}$ — предельно допустимый коэффициент концентрирования солей в оборотной воде (при котором исключается накипеобразование);

$Щ_{доб}$ — щелочность добавочной воды в *мг-экв/л*;

$t_н$ — температура нагрева воды в теплообменных аппаратах в °С;

$Ж_{доб}$ — общая жесткость добавочной воды в *мг-экв/л*.

Обработка воды фосфатами позволяет поддерживать в оборотной системе лишь определенную ограниченную степень концентрирования солей, а следовательно, и ограниченную щелочность оборотной воды. Из этого вытекает условие применения фосфатов — продувкой необходимо поддерживать допустимую степень концентрирования солей.

Размер обязательной продувки оборотной системы при фосфатировании, исходя из условия обеспечения «безнакипной» ее работы, может быть определен по формуле

$$p_3=\frac{p_1}{K_{доп}-1}-p_2. \qquad (XIX.26)$$

Если $p_2>\frac{p_1}{K_{доп}-1}$, то это означает, что потеря воды на унос обеспечивает удаление нужного количества воды из оборотной системы и производить продувку не требуется.

Может оказаться, что допустимая степень концентрирования солей в оборотной воде близка к единице, это получается обычно при щелочности добавочной воды, близкой к 8 *мг-экв/л*. Тогда в соответствии с формулой (XIX.26) получается очень большая продувка.

Размер продувки ограничивает сферу применения метода фосфатирования оборотной воды, ее необходимо учитывать при технико-экономическом сравнении этого метода с другими.

В том случае если при фосфатировании в связи с относительно высокой щелочностью добавочной воды получается чрезмер-

но большая продувка, ее можно уменьшить путем некоторого снижения щелочности этой воды подкислением. Такая обработка может оказаться целесообразной, в частности, если в течение большей части года можно обойтись фосфатированием и лишь в отдельные непродолжительные периоды в связи с возрастанием щелочности добавочной воды продувка становится чрезмерно большой.

Доза технической кислоты при комбинированной обработке воды кислотой и фосфатами определяется допустимым в каждом конкретном случае размером продувки (или добавка). Для определения дозы кислоты при комбинированной обработке добавочной воды кислотой и фосфатным реагентом нужно задаться допустимой продувкой p_3 (соответственно получится допустимый добавок p), после чего можно определить щелочность подкисленной добавочной воды по формуле

$$Ш_{доб.п} = 16 - \frac{8p}{(p - p_1)(1{,}4 - 0{,}01\, t_н)(1{,}1 - 0{,}01\, Ж_{доб})}. \qquad (XIX.27)$$

Чтобы обеспечить такую щелочность добавочной воды после подкисления, ее нужно обработать дозой кислоты

$$Д'_к = e(Ш_{доб} - Ш_{доб.п})\frac{100}{C}, \qquad (XIX.28)$$

где $Д'_к$ — доза технической кислоты в расчете на 1 *л* добавочной воды в *мг*.

Дозирование фосфатов в добавочную воду следует производить таким образом, чтобы как при фосфатировании, так и при комбинированной кислотно-фосфатной обработке в оборотной воде поддерживалась концентрация фосфатов 1—2 *мг/л* в пересчете на P_2O_5. Имея в виду некоторую убыль полифосфатов в оборотной воде вследствие их гидролиза и образования малорастворимых ортофосфорных солей, дозу гексаметафосфата или триполифосфата натрия на 1 *л* добавочной воды при предварительных расчетах можно принимать 1,5—2,5 *мг/л* P_2O_5 или 3—5 *мг/л* в пересчете на технические продукты.

Схема установки для приготовления и дозирования растворов фосфатов показана на рис. XIX.7.

При использовании гексаметафосфата и триполифосфата натрия аппаратуру для приготовления и дозирования растворов следует выполнять с защитными покрытиями. Гексаметафосфат и триполифосфат натрия разрушают сталь вследствие их способности при больших концентрациях образовывать растворимые комплексные соединения с железом.

Фосфатные реагенты желательно дозировать в воду в виде растворов с возможно меньшими концентрациями, не более 3% по техническим продуктам (1,5% по P_2O_5).

Среди других методов обработки охлаждающей воды, которые хотя и не нашли широкого распространения, но могут в от-

дельных случаях оказаться применимыми, следует указать на метод снижения карбонатной жесткости известкованием, умягчением части добавочной воды Na- или H-катионированием. Последний метод может одновременно обеспечить снижение жесткости и подкисление добавочной воды. При правильном выборе доли добавочной воды, подвергаемой H-катионированию, можно добиться нужной степени умягчения и подкисления всей добавочной воды для предупреждения накипеобразования. Методы подготовки охлаждающей воды Na- или H-катионированием считались до сих пор малоэкономичными. В связи с появлением высокоемких катионитов и разработкой способа «голодной» их регенерации экономичность этих методов, особенно для небольших систем оборотного водоснабжения, в значительной мере повысилась.

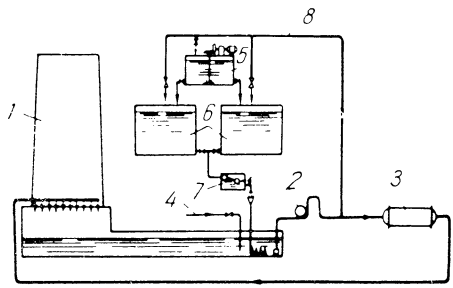


Рис. XIX.7. Схема установки для приготовления и дозирования растворов фосфатов

1 — градирня; *2* — циркуляционный насос; *3* — холодильник; *4* — подача добавочной воды; *5* — растворный бак; *6* — расходные баки; *7* — дозирующий бачок; *8* — подача воды в баки

4. ОБРАБОТКА ВОДЫ ДЛЯ ПРЕДУПРЕЖДЕНИЯ БИОЛОГИЧЕСКИХ ОБРАСТАНИЙ СИСТЕМ ВОДЯНОГО ОХЛАЖДЕНИЯ

Для борьбы с развитием в системах водяного охлаждения биологических обрастаний наибольшее распространение получила обработка воды хлором и медным купоросом.

Хлорирование применяется для борьбы с развитием обрастаний, формируемых колониями бактерий, купоросование — для прекращения развития водорослей в охладителях (градирнях, брызгальных бассейнах, прудах-охладителях) и открытых теплообменных устройствах (например, оросительных холодильниках). В литературе упоминается также для борьбы с биологическими обрастаниями применение других реагентов, например гипохлоритов натрия и кальция, пентахлорфенолята натрия, перманганата калия, четвертичных аммониевых оснований и др.

Хлорирование охлаждающей воды. Охлаждающую воду обычно хлорируют периодически, при этом интервалы между подачей хлора в воду и продолжительность каждого периода хлорирования зависят от степени загрязненности воды органическими веществами, видов развивающейся в системе микро-

флоры и интенсивности ее развития. Режим хлорирования в каждом отдельном случае подбирается опытным путем.

При эксплуатации дозу хлора выбирают таким образом, чтобы в воде, прошедшей через наиболее удаленный от места ввода хлора теплообменный аппарат, концентрация активного хлора в течение 30—40 *мин* была около 1 *мг/л*.

Для предварительного определения нужной дозы хлора можно применять методику экспериментального определения показателя «хлорируемости» воды, описанную в ГОСТ 2919—45 [3], с той разницей, что продолжительность контакта хлора с водой перед определением остаточного хлора нужно принимать не 30 *мин*, а равной наибольшему для данной системы времени пребывания воды в трубах и аппаратах при ее движении от места ввода хлора до наиболее отдаленного теплообменного аппарата.

Периодичность хлорирования следует устанавливать в процессе эксплуатации водопроводной системы, исходя из скорости обрастания труб и аппаратов. В качестве критерия для определения периодичности хлорирования можно принимать время, в течение которого на омываемых водой стенках труб образуется слой обрастаний толщиной около 0,5 *мм*.

В связи с тем что во многих случаях измерение слоя обрастаний в трубах и аппаратах затруднительно, можно применять «ловчие» стеклянные пластинки, устанавливаемые в потоке воды (в трубах или каналах). Через определенные промежутки времени пластинки вынимают из потока воды и определяют толщину слоя биологических обрастаний. Правильнее установить «ловчие» пластинки из того материала, для которого производится оценка интенсивности обрастания. По данным А. С. Разумова, способность организмов прикрепляться к разным материалам неодинакова. В частности, чистая поверхность меди и латуни обрастает в меньшей степени, чем поверхность стали или стекла, что, вероятно, объясняется токсическими свойствами меди по отношению к организмам обрастаний. Однако при длительной эксплуатации теплообменных аппаратов с медными и латунными трубками их поверхность покрывается продуктами окисления металла, карбонатными и иными отложениями и тогда организмы обрастаний прикрепляются к стенкам трубок примерно с такой же интенсивностью, как и к другим материалам. Поэтому установка в качестве индикаторов биологических обрастаний стеклянных «ловчих» пластинок допустима.

Если определено время образования слоя биообрастаний толщиной 0,5 *мм*, то периодичность хлорирования и продолжительность каждой обработки можно принимать на основе ориентировочных данных, приведенных в табл. XIX.4.

При сбросе хлорированной охлаждающей воды в водоемы, предназначенные для рыбохозяйственного использования, следует учитывать возможное повышение в них концентрации ак-

Таблица XIX.4

Периодичность и продолжительность хлорирования воды для борьбы с биологическими обрастаниями

Продолжительность образования слоя биообрастаний толщиной 0,5 *мм* в *ч*	Периодичность хлорирования в *ч*	Продолжительность поддержания концентрации остаточного хлора 1 *мг/л* в воде, выходящей из наиболее удаленного аппарата, в *мин*
2	2	30—40
4	4	30—40
8—24	8—16	30—40
48 и более	24	60

тивного хлора, что может повредить жизнеспособности рыб. В подобных случаях вопрос о сбросе в водоем хлорированной воды надлежит согласовывать с органами Госрыбнадзора.

Необходимый расход хлора может быть определен по формуле

$$G = \frac{QДtn}{60 \cdot 1000} \text{ кг сутки}, \qquad \text{(XIX.29)}$$

где Q — расход охлаждающей воды в $м^3/ч$;

$Д$ — доза хлора в $г/м^3$;

t — продолжительность каждого периода введения хлора, определяемая в процессе эксплуатации, в *мин* (ориентировочно можно принимать равной 40—60 *мин* с тем, чтобы концентрация остаточного хлора в выходящей из теплообменников воде была в течение 30—40 *мин* около 1 $г/м^3$;

n — число периодов введения хлора в течение суток.

Производительность хлоратора зависит от режима его работы. При работе хлоратора равномерно в течение суток хлорную воду накапливают в специальном баке, из которого периодически ее вводят в охлаждающую воду за время t *мин*. Такая схема позволяет устанавливать хлораторы меньшей производительности и работать с меньшим в единицу времени и равномерным съемом хлора из баллонов.

Производительность хлораторов определяют по формулам: при периодической работе

$$G' = \frac{60\,G}{nt} \text{ кг ч};$$

при непрерывной работе

$$G'' = \frac{G}{24} \text{ кг ч}.$$

Схема установки для периодического хлорирования охлаждающей воды при непрерывной работе хлораторов приведена на рис. XIX.8.

Раствор хлора непрерывно поступает из хлоратора в бак. По мере подъема уровня жидкости в баке поплавок всплывает и вместе с ним перемещается трос. При верхнем положении поплавка включается пускатель электродвигателя задвижки, которая открывается, и раствор хлора из бака поступает в приемный колодец циркуляционных насосов или в канал охлаждающей воды.

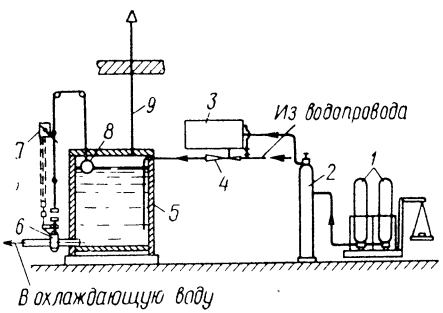


Рис. XIX.8. Схема установки для хлорирования охлаждающей воды при непрерывной работе хлоратора

1 — баллоны с жидким хлором; *2* — промежуточный баллон; *3* — хлоратор; *4* — эжектор; *5* — бак для хлорной воды; *6* — задвижка с электроприводом; *7* — пускатель электродвигателя задвижки; *8* — поплавок; *9* — воздушник

Купоросование охлаждающей воды. Обработка воды медным купоросом может производиться для борьбы с «цветением» воды в прудах-охладителях и для устранения развития водорослей в градирнях, брызгальных бассейнах и на оросительных холодильниках.

Для устранения развития водорослей в градирнях и брызгальных бассейнах применяют периодическую обработку воды медным купоросом дозой 1—2 *г/м*^{3} в пересчете на Cu (или 4—8 *г/м*^{3} $CuSO_4 \cdot 5H_2O$). Периодичность обработки зависит от интенсивности развития водорослей, она может колебаться от недели до месяца. Продолжительность подачи раствора медного купороса составляет 1—2 *ч*, желательно подавать этот раствор в воду непосредственно перед градирней или брызгальным бассейном.

Если наблюдается обрастание градирен, брызгальных бассейнов и оросительных холодильников помимо водорослей также колониями бактерий (например зооглейных), то после обработки воды медным купоросом рекомендуется в течение 1 *ч* обрабатывать воду хлором дозой 7—10 *мг/л* непосредственно перед указанными устройствами.

5. ОБРАБОТКА ВОДЫ ДЛЯ ПРЕДУПРЕЖДЕНИЯ КОРРОЗИИ ТРУБОПРОВОДОВ И ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Основным направлением в решении задачи борьбы с коррозией труб и теплообменных аппаратов систем водяного охлаждения следует считать правильный выбор устойчивых против кор-

розии материалов. Трудность подбора таких материалов обусловлена значительной агрессивностью охлаждающей воды, особенно в системах оборотного водоснабжения, вследствие относительно высокой температуры воды и ее обогащения растворенным кислородом при движении через охладители. Применение защитных покрытий из полимерных материалов на теплопередающих поверхностях холодильников пока находит ограниченное применение из-за плохой теплопроводности этих материалов.

При прямоточных системах обработка воды для борьбы с коррозией ограничена экономическими соображениями в связи с большими количествами подлежащей обработке воды. В случае применения прямоточных систем основным является метод контролируемого накипеобразования, заключающийся в создании на трубопроводах и трубках холодильников защитного слоя карбоната кальция толщиной около 0,5—1 *мм*. Если охлаждающая вода не отлагает карбонат кальция, то прибегают к ее обработке небольшими дозами извести или соды.

Недостаток метода «контролируемого накипеобразования» — трудность поддержания точных дозировок реагентов, обеспечивающих сохранение защитной пленки накипи нужной толщины. Кроме того, обычно наблюдается неравномерное отложение накипи в различных частях охлаждающей системы. Так, например, может оказаться, что вода вызывает коррозию трубопровода до теплообменников и дает отложение накипи в теплообменниках и трубопроводах за ними после нагрева.

Во многих случаях, когда тем или иным методом обработки воды оборотных систем полностью устраняется накипеобразование, возникает опасность коррозии, особенно стальных элементов. В этих случаях приходится предусматривать специальную обработку воды для создания на омываемых ею элементах защитных пленок.

При подкислении или рекарбонизации воды систем оборотного водоснабжения нужно стремиться к такому подбору доз реагентов, чтобы осуществлялся режим «контролируемого накипеобразования». Для этого необходимо периодически проверять состояние внутренней поверхности труб и аппаратов. Однако поддержание режима обработки и нагрева воды, при которых постоянно сохранялась бы тонкая пленка накипи, в условиях оборотных и прямоточных систем сопряжено со значительными эксплуатационными трудностями.

Одним из методов создания защитной пленки, способной частично уменьшить коррозию, является обработка воды гексаметафосфатом или триполифосфатом натрия.

Для быстрого создания защитной метафосфатной пленки рекомендуется при пуске охлаждающей системы заполнить ее водой с концентрацией гексаметафосфата натрия порядка 100 *г/м*^{3} P_2O_5 и в течение 5—10 суток поддерживать циркуляцию этой во-

ды. В дальнейшем можно перейти на обработку добавочной воды гексаметафосфатом натрия из расчета 7—10 *г/м*^{3} P_2O_5.

В литературе встречаются указания о том, что понижение pH воды подкислением до величины 6,5—7 при одновременном увеличении дозы гексаметафосфата натрия до 15—25 *г/м*^{3} обеспечивает более надежную защиту от коррозии. Это объясняют тем, что при указанных низких значениях pH воды протекает менее опасная коррозия, выражающаяся в более равномерном ее воздействии на всю поверхность стальных элементов, что несколько лучше, чем язвенная коррозия или бугристые отложения, получающиеся при более высоких значениях pH. Метод подкисления воды до pH = 6,5 ÷ 7 с одновременной обработкой повышенными дозами гексаметафосфата натрия рекомендуется при значительной коррозионной активности воды, когда обычная обработка гексаметафосфатом натрия не дает удовлетворительных результатов.

Оптимальный режим фосфатной обработки охлаждающей воды в большой степени зависит от условий работы системы и, в частности, от температуры нагрева воды, ее жесткости, величины продувки и др.

Обработка воды большими дозами полифосфатов приводит к образованию вследствие их гидролиза соответственно большого количества ортофосфата, который, как указано выше, дает осадки ортофосфатов кальция и магния. Поэтому обработка охлаждающей воды для борьбы с коррозией большими дозами полифосфатов пригодна в основном для воды малой жесткости (до 2,5—3 *мг-экв/л*). В отдельных случаях весьма интенсивной коррозии приходится обрабатывать воду большими количествами полифосфатов, учитывая необходимость частой очистки системы от отложений и шлама.

Режим фосфатирования воды на практике приходится в каждом отдельном случае уточнять в процессе эксплуатации. В тех случаях когда добавочная вода бедна фосфором и именно недостаток его в охлаждающей воде лимитирует развитие в охлаждающей системе биологических обрастаний, добавление к воде фосфатов может усилить этот процесс. В таких случаях фосфатирование воды следует сочетать с хлорированием.

При охлаждении аппаратов и устройств с высокой температурой охлаждаемых поверхностей, когда возможно местное кипение охлаждающей воды, приходится в некоторых случаях применять замкнутые системы, в которых циркулирует Na-катионированная или обессоленная вода; последняя в свою очередь в теплообменниках охлаждается обычной речной или подземной водой. Для борьбы с коррозией замкнутых систем можно в умягченную или обессоленную воду вводить хроматы натрия или калия (Na_2CrO_4, K_2CrO_4) либо бихроматы ($Na_2Cr_2O_7$, $K_2Cr_2O_7$).

Хроматы являются анодными замедлителями коррозии, недостаточные их дозы приводят к локализации и усилению язвенной коррозии на отдельных участках металла. Поэтому рекомендуется избегать дефицитных доз анодных замедлителей коррозии. Обычно рекомендуемые дозы хроматов — 200—500 *мг/л* в пересчете на безводные Na_2CrO_4 или K_2CrO_4 (соответственно 300—800 *мг/л* бихроматов). При пуске системы рекомендуется первоначально создать концентрацию хроматов 800—1000 *мг/л*.

При наличии в замкнутых системах контактов различных металлов, что способствует особенно интенсивной коррозии, дозы хроматов повышают до 1—10 *г/л* [7].

Встречаются указания о желательности поддержания значений pH при применении хроматов на уровне 8,5—9,5.

Имеются рекомендации для циркуляционных систем по применению комбинированной обработки охлаждающей воды хроматами и гексаметафосфатом натрия. Этот метод, по данным его авторов, дает лучшие результаты по борьбе с язвенной коррозией и бугристыми отложениями, чем обработка каждым из указанных выше реагентов в отдельности. Наилучшие результаты были получены при применении 40 *мг/л* гексаметафосфата натрия совместно с 20 *мг/л* хромата при величине pH охлаждающей воды 6,5. При более высоких значениях pH эффект обработки воды ухудшается.

В литературе имеются указания о применении для борьбы с коррозией нитрита натрия дозами 200—500 *мг/л* при одновременной обработке хлораминами (а не хлором) для предупреждения окисления нитритов в нитраты. Рекомендуемая величина pH воды — более 7 [7].

Обработка воды соединениями четвертичных аммониевых оснований приводит к защите металла от коррозии в результате образования защитной пленки. Воду обрабатывают сначала дозами 50—100 *мг/л* (3—5 дней), а затем переходят на дозы 5—15 *мг/л*.

6. ОЧИСТКА ОХЛАЖДАЮЩЕЙ ВОДЫ ОТ ВЗВЕШЕННЫХ ВЕЩЕСТВ И СОЕДИНЕНИЙ ЖЕЛЕЗА

На входных окнах водозаборов для задержания крупных загрязнений из воды, подаваемой для целей охлаждения, устанавливают решетки с прозорами 50—100 *мм*.

Для улавливания из воды взвешенных и плавающих загрязнений после решеток устанавливают сетки. Наиболее удобны в эксплуатации вращающиеся сетки с отверстиями размером 3—5 *мм* и непрерывным смывом задержанных загрязнений. Рабочую площадь вращающейся сетки (часть сетки, погруженную в воду) можно определять по скорости фильтрования через нее воды, принимаемой равной 0,8—1,2 *м/сек* [6].

Более полную очистку воды от взвешенных веществ применяют преимущественно для добавочной воды оборотных систем водоснабжения.

В некоторых случаях приходится очищать воду от тех фракций взвешенных веществ, которые могут осаждаться на участках теплообменных аппаратов или в других местах системы, в которых для этого создаются соответствующие гидравлические режимы.

В зависимости от характера содержащихся в исходной воде взвешенных веществ и требований к качеству охлаждающей воды, которые обычно задаются технологами данного вида производства, может применяться отстаивание без коагуляции, коагуляция и задержание взвеси в отстойниках или осветлителях либо очистка на фильтрах с крупнозернистой загрузкой. Полный цикл очистки — коагулирование, отстаивание и фильтрование — может потребоваться лишь в относительно редких случаях при охлаждении аппаратуры, имеющей зоны, в которых может осаждаться даже весьма мелкая взвесь.

Если вода, содержащая железо, используется для пополнения оборотной системы, железо лучше удалять до поступления воды в систему.

ЛИТЕРАТУРА

1. Апельцин И. Э. Обработка охлаждающей воды. Изд. ВНИИ ВОДГЕО, 1959.

2. Апельцин И. Э., Кучеренко Д. И. Определение доз реагентов при подкислении и рекарбонизации воды систем оборотного водоснабжения. «Водоснабжение и санитарная техника», 1968, № 5.

3. ГОСТ 2919—45 «Вода источников хозяйственно-питьевого водоснабжения. Методы технологического анализа воды».

4. Кучеренко Д. И., Чистякова Е. А. Определение оптимального водного режима систем оборотного водоснабжения при фосфатировании. В сб.: «Труды ВНИИ ВОДГЕО. (Водоснабжение)», вып. 17, 1967.

5. СНиП II-Г.3-62 «Водоснабжение. Нормы проектирования». Госстройиздат, 1963.

6. Справочник проектировщика. Водоснабжение населенных мест и промышленных предприятий. Под ред. И. А. Назарова. Стройиздат, 1967.

7. Hammer P., Jackson J., Thurston E. Industrial water treatment practice. Butterworths, 1961.

ГЛАВА XX

ПРОЧИЕ МЕТОДЫ ОЧИСТКИ ВОДЫ

1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Удаление из воды вредных для здоровья веществ, находящихся в ней в микроколичествах, представляет сложную и мало освещенную в литературе задачу.

Исключение составляет проблема очистки воды от радиоактивных веществ, по которой проведены многочисленные исследования и имеется большое количество публикаций. Сводка по этому вопросу имеется в работе [4], поэтому технология очистки воды от радиоактивных веществ нами не рассматривается.

Ниже приводятся некоторые сведения о методах очистки воды, не описанных в предыдущих главах.

2. АЭРАЦИЯ ВОДЫ

Преаэрация воды способствует устранению запахов, снижает содержание в воде углекислоты, благодаря чему в ряде случаев улучшаются условия коагуляции органических и минеральных коллоидных загрязнений воды сернокислым алюминием [3].

Удаление CO_2 аэрацией во многих случаях может повысить величину pH воды до пределов, когда отпадает необходимость подщелачивания воды для ее стабилизации, или существенно снизить необходимую для этого дозу извести. Грибовидные аэраторы применены на фильтровальных станциях Москвы и Ленинграда, каскадные — на станции в Ницце (Франция), брызгальные бассейны — на станции в Дрездене (ГДР).

В табл. XX.1 приведены данные об изменении содержания растворенных O_2 и CO_2 при аэрировании воды, пропускаемой через дырчатые листы каскадного аэратора (1000 отверстий диаметром 7 *мм* на 1 $м^2$, расстояние между листами 40 *см*, нагрузка по воде 50 $м^3/ч$ воды на 1 $м^2$).

Расход энергии на аэрацию 1000 $м^3$ воды составляет: на каскадном аэраторе с 10 ступенями — 20 *квт·ч*, на брызгальном бассейне — 18,5 *квт·ч*, с помощью аэратора Инка — 18—35 *квт·ч* и щеточного аэратора — 40 *квт·ч*.

Таблица XX.1

Изменение содержания O_2 и CO_2 при аэрировании воды на каскадном аэраторе при температуре 8—10° С

Газ	Содержание газа в *мг/л*									
	в исходной воде	после пропуска через лист (номер)								
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CO_2	42	25	19	16	13	11	10	8	7	6,5	6,5
O_2	2,6	4,8	5,8	8	9,9	11,2	11,5	11,5	11,5	11,5	11,2

3. ДООЧИСТКА БЫТОВЫХ СТОЧНЫХ ВОД

Недостаток воды вынуждает в ряде случаев использовать в качестве источника водоснабжения бытовые сточные воды после их биологической очистки. Примером станции доочистки бытовых сточных вод для использования в коммунальном водоснабжении может служить станция в г. Виндхоске (ЮАР) [8], где сточные воды из вторичного отстойника станции биологической очистки, предназначенной для городских сточных вод, обрабатываются известью и флотируются. При высоком значении pH происходит флокулирование органических коллоидов, выделяется гидроокись магния, фосфат кальция, которые во флотаторе (время пребывания 20 *мин*) вместе с детергентами выделяются в пену. Из флотатора вода поступает на вентиляторную градирню для удаления аммиака, а затем после введения в нее железного купороса и CO_2 — в отстойник для выделения $CaCO_3$. Отстоенная вода доосветляется на песчаных фильтрах, перехлорируется для окисления оставшегося аммиака и обеззараживания и фильтруется через слой гранулированного активного угля для удаления свободного хлора и веществ, обусловливающих привкусы и запахи.

В США для доочистки бытовых сточных вод после их полной биологической очистки применяется фильтрование на фильтрах, загруженных гранулированным активным углем типа SGL или CAL [10]. Средний диаметр зерен этих углей равен соответственно 1,5 и 0,9 *мм*. При скорости фильтрования до 20 *м/ч* и высоте слоя угля в фильтре 3 *м* окисляемость воды снижается с 30—50 до 10—12 *мг/л*. Уголь регенерируется прокаливанием при температуре 870° С и ограниченном доступе воздуха.

4. ОЧИСТКА ВОД ОТ СИНТЕТИЧЕСКИХ МОЮЩИХ СРЕДСТВ (ДЕТЕРГЕНТОВ)

Широкое применение в промышленности и домашнем хозяйстве синтетических моющих средств (детергентов) приводит к попаданию их со сточными водами в открытые водоемы. При этом так называемые «мягкие» детергенты (например, алкилсульфаты) относительно быстро окисляются и сохраняются в воде водоема недолго. «Жесткие» детергенты (например, изготовленные на базе широко распространенного детергента алкилбензолсульфоната натрия) лишь частично удаляются из сточных вод при их биохимической очистке, длительное время могут присутствовать в воде источников водоснабжения, придавая ей неприятные привкусы и запахи. Очистка воды от алкилбензолсульфонатов (АБС) может быть достигнута окислением озоном или двуокисью хлора, сорбцией активным углем или бентонитом, а также хлопьями гидроокиси алюминия или железа.

При введении в воду сернокислого алюминия или хлорного железа (100—120 *мг/л*) и осветлении воды отстаиванием и фильтрованием содержание АБС снижается с 10 до 2—2,5 *мг/л* или с 3 до 0,5—0,6 *мг/л* [14]. Процесс удаления АБС коагулированием нужно проводить при значениях pH≈5. При повышении величин pH снижается эффективность этого процесса.

Более глубокое удаление АБС достигается введением в воду порошкообразного активного угля или фильтрованием воды через слой гранулированного активного угля. При введении в воду 50 и 75 *мг/л* активного угля БАУ концентрация АБС снижалась соответственно с 2 до 0,5 *мг/л* [13, 14] и с 6 до 0,32 *мг/л*. Фильтрование воды со скоростью 10 *м/ч* через 250-*мм* слой гранулированного угля снижало концентрацию АБС в воде с 1,32 до 0,15 *мг/л*. Сорбционная емкость активного угля по АБС составляла около 7% веса угля.

5. УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ ПЕСТИЦИДОВ

Пестициды — вещества, используемые в сельском хозяйстве для борьбы с вредителями, попадают в воду открытых водоемов с дождевыми и талыми водами, смывающими ядохимикаты с растений и почвы.

Даже очень малые концентрации пестицидов токсичны и придают воде неприятные привкусы и запахи. Так, воде придает запах тиофос при концентрации 0,2 *мг/л*, а ДДТ при концентрации 0,07 *мг/л*.

Хлор, перманганат калия и озон в дозах до 10 *мг/л* не окисляют ДДТ, гексахлоран, эндрин, дильдрин, тиофос, хлорофос и карбофос до нетоксичных соединений. Обычные методы обработки воды (коагуляция — отстаивание — фильтрование) снижают содержание в воде гексахлорана на 8—10%, дильдрина на 50%, ДДТ на 90%, эльдрина на 35%, тиофоса на 20% [16, 18].

Активный порошкообразный уголь, введенный в воду перед отстойниками, снижает содержание в ней указанных выше пестицидов до безопасных пределов, однако его расход достигает 10—15 *мг* на 1 *мкг* пестицида, содержащегося в обрабатываемой воде. Фильтрованием воды через слой активного гранулированного угля удается снизить содержание пестицидов в воде до 0,1 *мкг/л* (их удаление составляет около 99%) [12].

6. УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ РАДОНА

Радон удаляется из воды аэрацией. Растворимость его в воде при парциальном давлении 1 *кГ/см*^{2} составляет 500 *мл/л* при 0° С и 222 *мл/л* при 20° С.

Расход воздуха при удалении радона аэрацией в первом приближении может определяться из уравнения

$$\ln \frac{C_1}{C_2} = \frac{\rho}{H} Q_{\text{возд}}, \qquad \text{(XX.1)}$$

где C_1 и C_2 — концентрации радона соответственно в исходной и очищенной с помощью аэрации воды;

ρ — плотность воздуха в *мг/л · ат*;

H — константа закона Генри в *мг/л · ат*, принимаемая равной 2200 при 20° С;

$Q_{\text{возд}}$ — расход воздуха на удаление радона в $м^3$ на 1 $м^3$ воды.

На станции очистки артезианской воды, используемой для питьевого водоснабжения района Дортмур (Англия), аэрация воды в количестве 9500 *м*^{3}*/сутки* производится в двух бассейнах глубиной 1,2 *м*, имеющих в плане размер 3×21 *м*. На дне бассейнов смонтировано 2800 диффузоров из пористой керамики для распыления сжатого воздуха. При расходе 8 $м^3$ воздуха на 1 $м^3$ воды содержание радона в ней снижается в 100—120 раз [15].

7. УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ КАНЦЕРОГЕННЫХ ВЕЩЕСТВ

Канцерогенные вещества, такие как 3-4-бензпирен, могут попадать в водоемы с дождевыми водами, стекающими с городских территорий. Продуктами неполного сгорания жидкого топлива двигателей автомобилей является 3-4-бензпирен и 3-4-бензфторантрен. Они медленно реагируют с хлором, образуя два новых соединения 5-хлор-3-4-бензпирен и 3-4-бензпирен-5-10-хинон. Последнее вещество, по-видимому, не канцерогенно. При наличии в воде 0,5 *мг/л* свободного хлора концентрация 3-4-бензпирена в воде снижается с 2 до 0,1 *мкг/л* за 14 *ч* и с 5 до 1 *мкг/л* за 20—22 *ч* [14].

Активный уголь сорбирует 3-4-бензпирен и 3-4-бензфторантрен, снижая их концентрацию в желаемых пределах. Марки и

дозы активных углей зависят от состава других загрязнений воды и должны устанавливаться экспериментально.

8. УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ ВРЕДНЫХ ДЛЯ ЗДОРОВЬЯ ЛЮДЕЙ МИНЕРАЛЬНЫХ ВЕЩЕСТВ

Свинец может быть удален из воды ее подщелачиванием известью ($ПР_{Pb(OH)_2} = 1{,}1 \cdot 10^{-20}$) или фильтрованием через магномассовый фильтр.

Медь также удаляется из воды ее подщелачиванием ($ПР_{Cu(OH)_2} = 5{,}5 \cdot 10^{-20}$) или фильтрованием через магномассовый фильтр.

Мышьяк в виде неорганических соединений удаляется соосаждением с гидроокисью железа, например, при обработке воды хлорным или сернокислым железом с подщелачиванием и продувкой воздухом. Органические соединения мышьяка желательно предварительно окислить хлором.

Цинк удаляется осаждением в виде гидроокиси при подщелачивании воды известью ($ПР_{Zn(OH)_2} = 7{,}1 \cdot 10^{-18}$) или в виде карбоната при подщелачивании содой ($ПР_{ZnCO_3} = 1{,}45 \cdot 10^{-11}$).

Титан, ванадий, вольфрам, молибден, берилий, уран, никель, кобальт, ртуть, по-видимому, также могут быть удалены из воды осаждением в виде гидроокисей при подщелачивании воды или ее фильтровании через магномассовые фильтры. Однако в литературе нет по этому вопросу никаких данных. Загрязнения этими металлами поверхностных водоисточников в опасных для здоровья людей концентрациях весьма редки.

Барий осаждается фосфатами ($ПР_{Ba_3(PO_4)_2} = 6 \cdot 10^{-39}$), серной кислотой или сульфатом натрия ($ПР_{BaSO_4} = 1{,}1 \cdot 10^{-10}$).

Серебро осаждается содой или поваренной солью.

Большинство металлов (Ag, Bi, Cd, Co, Cu, Hg, Ni, Pb, Sn, Zn) хорошо выделяются из раствора в виде сульфидов при введении в воду сероводорода или сернистого натрия. Однако при низких концентрациях металлов в очищаемой воде образуется коллоидная взвесь сульфидов этих металлов, не осаждающаяся в отстойниках и не задерживаемая обычными фильтрами. Поэтому при сульфидной очистке воды необходимо в каждом случае подбирать экспериментально коагулянт и определять необходимое после коагулирования время отстаивания.

Бор, присутствующий в природных водах в виде BO_3^{2-}, может быть удален из них на аниоците. Селективный по борат-иону анионит получен аминированием хлорметилированного сополимера стирола с дивинилбензолом N-метилглюкамином. Этот анионит, применяемый в сульфатной форме, после регенерации серной кислотой удалял полностью BO_3^{2-} из раствора, содержавшего 10 *мг/л* BO_3^{2-} и 500 *мг/л* $CaCl_2$.

Бром и йод удаляются на обычных анионитах, так же как хлориды, но хуже, чем сульфаты. Поэтому снижение концентрации этих ионов в воде фильтрованием через обычные иониты непрактично. Данных о селективных в отношении брома и йода анионитах в литературе не имеется.

Фосфаты (орто-, мета- и пиро-) попадают в воду в результате удобрения сельскохозяйственных угодий, а также применения в промышленности и в быту синтетических моющих средств.

Фосфаты селективно сорбируются из воды гранулированной активированной окисью алюминия, имеющей сорбционную способность около 20 *кг* PO^4 на 1 *т* сорбента. Активированная окись алюминия регенерируется раствором едкого натра с периодической (1 раз в 3—4 цикла) промывкой отрегенерированной окиси алюминия 1%-ным раствором азотной кислоты для перевода окиси алюминия в солевой анионит. Фосфаты достаточно полно (остаточная концентрация P_2O_5—1—2 *мг/л*) удаляются при умягчении воды известкованием.

Аммонийные соли и аммиак удаляются из воды катионитом в натриевой, кальциевой или водородной форме. Этот метод дорог, так как аммонийный ион сорбируется катионитом хуже ионов кальция и магния.

При очистке от аммонийного иона и аммиака вод с высокой концентрацией NH_4-иона целесообразна отдувка его в виде NH_3 из щелочной среды в вентиляторных или вакуумных дегазаторах.

Нитраты и нитриты удаляются из воды анионитами в хлоридной форме.

9. УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ ОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ АКТИВНЫМ УГЛЕМ

Фильтрование воды через слой гранулированного угля или введение в воду порошкообразного активного угля являются наиболее универсальными методами удаления из воды растворенных органических веществ природного и неприродного происхождения [9, 12].

Поскольку содержание в питьевой воде органических веществ природного происхождения нормировано только косвенно (по цветности, запахам и привкусам воды), а цветность воды обычно достаточно хорошо снижается коагулированием и хлорированием, активный уголь, являющийся дорогим материалом, применяется на коммунальных водопроводах главным образом для удаления веществ, обусловливающих запахи и привкусы воды, а также для удаления из воды органических загрязнений неприродного происхождения — различных детергентов, пестицидов, нефтепродуктов и других токсичных веществ, попадающих в открытые водоемы со сточными водами городов и промышленных предприятий.

Сорбция органических веществ активным углем в статических условиях описывается уравнением вида

$$X = kEC^{1/n}, \qquad \text{(XX.2)}$$

где X — количество вещества, сорбированного углем, при сорбционном равновесии в *мг/л*;

E — полная сорбционная емкость угля в *мг/л*;

C — равновесная концентрация сорбируемого вещества в воде в *мг/л*;

k и n — параметры, зависящие от природы сорбируемого вещества и типа активного угля.

По данным опытов Вудварда [10] при сорбции ротепона активным углем марки Аква-нучар величины параметров составляют: $k \approx 0{,}001$ и $n = 3$.

Из уравнения (XX.2) следует, что сорбционная емкость активного угля зависит от остаточной концентрации в воде удаляемого вещества: чем ниже величина допустимой остаточной концентрации, тем ниже степень использования сорбционной способности угля.

При удалении из воды веществ, придающих ей запахи и привкусы, их концентрацию нужно снизить до очень малых величин, при которых запах и привкус уже не ощущаются.

Концентрации различных веществ, при которых ощущается их запах или привкус в воде, неодинаковы. Сероводород ощущается при концентрации его в воде более 0,2—0,3 *мг/л*, хлор — при концентрации более 0,3 *мг/л*, хлорфенол — при концентрации более 0,02 *мг/л*, продукты жизнедеятельности актиномицетов, придающие воде землистый запах, ощущаются при концентрации более $1 \cdot 10^{-8}$ *мг/л*.

Некоторые вещества образуют с примененным для обеззараживания воды хлором новые вещества, придающие воде ощущаемые населением запахи, в концентрации, значительно меньшей, чем исходное вещество. Например, фенол при хлорировании в водном растворе может образовывать четыре соединения: 2,6-дихлорфенол, 2-хлорфенол, 2,4-дихлорфенол и малеиновую кислоту.

Если фенол не ощущается в воде при концентрации менее 25 *мг/л*, а малеиновая кислота — при концентрации менее 5 *мг/л*, то хлорфенол придает воде так называемый аптечный запах при концентрации более 0,02 *мг/л*. Естественно, что при столь низкой остаточной концентрации удаляемого вещества степень использования сорбционной емкости активного угля в статических условиях при введении в воду угля в виде порошка будет также очень мала.

Так как время контакта порошкообразного угля с очищаемой водой невелико, сорбируемое вещество обычно не успевает проникнуть в глубь частички угля, поэтому сорбционная спо-

собность порошкообразного активного угля возрастает с увеличением степени его измельчения.

Косвенно сорбционная способность порошкообразного активного угля характеризуется его фенольным числом — числом миллиграммов активного порошкообразного угля, требуемого для снижения концентрации фенола в 1 *л* воды с 0,1 до 0,01 *мг* при перемешивании воды с активным углем в течение 1 *ч*. Чем выше фенольное число угля, тем меньше его сорбционная способность в отношении фенола, тем хуже, как правило, этот уголь будет сорбировать из воды вещества, обусловливающие привкусы и запахи воды. Порошкообразные активные угли, применяемые на фильтровальных станциях для удаления из воды привкусов и запахов, должны иметь фенольное число не более 30; хорошие образцы активных углей имеют фенольное число менее 15.

Практика обработки воды порошкообразным активным углем на Тюменском водопроводе показала, что из числа порошкообразных углей, выпускаемых промышленностью СССР, для удаления запахов из воды р. Тура наиболее эффективен уголь марки А — щелочной. В каждом конкретном случае марка порошкообразного активного угля должна подбираться пробной обработкой воды в лабораторных условиях, при этом должны ставиться опыты как с предварительным хлорированием воды, так и без него.

Порошкообразный активный уголь, применяемый для удаления из воды веществ, которые придают ей привкусы и запахи, может вводиться как перед отстойниками или осветлителями, так и после них, непосредственно перед фильтрами. Однако введение в воду порошкообразного угля перед фильтрами возможно только в тех случаях, когда его доза не превосходит 5—7 *мг/л* при длительном применении угля и 10—12 *мг/л* при кратковременном, эпизодическом. При поступлении на фильтры большего количества активного угля потеря напора в них быстро растет и резко возрастает расход промывной воды. Двухслойные фильтры лучше обычных приспособлены к осветлению воды, содержащей порошкообразный активный уголь. При малых дозах активный уголь целесообразно вводить в воду после отстойников; в этом случае сорбционная способность угля используется более полно, чем при введении его в воду перед отстойниками, в которых уголь быстро оседает, не успев сорбировать содержащиеся в воде органические вещества.

При проектировании станций очистки воды, на которых предполагается частое и длительное применение порошкообразного активного угля в больших дозах, желательно вместо отстойников устраивать осветлители, в которых сорбционная емкость угля, находящегося во взвешенном слое, используется лучше, чем в отстойниках. В этом случае целесообразно введение в воду полиакриламида для создания взвешенного слоя актив-

ного угля высокой концентрации и возможно не непрерывное, а периодическое дозирование в воду активного угля. Так как уголь, вводимый перед фильтрами, используется более эффективно, то при больших его дозах целесообразно дозу дробить: часть вводить в смеситель станции, а остаток (но не более 5 *мг/л*) — перед фильтрами.

Так как при сорбции веществ, придающих воде запахи, сорбционная способность угля используется лишь в небольшой степени, существует возможность сорбировать им же из воды избыточный хлор. Это предопределяет целесообразность предварительного перехлорирования воды перед обработкой ее углем для удаления запахов. В этом случае можно ожидать окисления хлором веществ, обусловливающих запах воды, после их сорбции углем, так как на его поверхности создаются высокие концентрации как хлора, так и веществ, вызывающих запах воды. Увеличение же концентрации реагирующих между собой соединений на поверхности активного угля повышает скорость окисления веществ, вызывающих привкусы и запахи воды.

Дозирование порошкообразного активного угля в воду может производиться в сухом виде специальными дозаторами или в виде водной суспензии.

Водную суспензию активного угля приготовляют в герметизированном баке с мешалкой, в который подают через специальный люк уголь в таре.

При введении в воду порошкообразного угля в виде суспензии последнюю готовят в количестве, необходимом для работы в течение не более 4 *ч*, так как сорбционная активность угля несколько снижается при длительном хранении в воде. Угольную суспензию вводят в обрабатываемую воду обычными дозаторами суспензий.

К месту введения водную суспензию угля лучше всего транспортировать с помощью резиновых шлангов, в которых легко можно ликвидировать угольные пробки в случае их образования.

Порошкообразный активный уголь — легко воспламеняющийся продукт, поэтому его нужно хранить в специальном огнестойком сухом помещении в герметически закрытой таре. Через склад активного угля не должны проходить тепло- и паропроводы. Электрическая арматура должна быть во взрывобезопасном исполнении.

Гранулированный активный уголь целесообразно применять для удаления из воды запахов, привкусов и других органических загрязнений только в случае постоянного наличия их в воде источника, а также неэффективности применения других более дешевых методов. В таких случаях предварительно должны быть проведены специальные опыты по подбору марки угля и способа его регенерации.

Фильтрование воды через гранулированный активный уголь обычно производят в напорных стальных фильтрах, выпускаемых промышленностью.

Внутренняя поверхность корпуса фильтра должна быть покрыта антикоррозионной изоляцией, так как уголь со сталью образуют гальваническую пару, ускоряющую коррозию последней. На некоторых водопроводах в СССР и США гранулированный активный уголь используется в качестве верхнего фильтрующего слоя двухслойных фильтров. Такое использование активного угля при условии предварительного перехлорирования воды и хорошего ее осветления до подачи на фильтры оказалось весьма эффективным средством снижения цветности и запахов воды.

В ЧССР гранулированный активный уголь в смеси с кварцевым песком применяют для загрузки фильтров II ступени, на которые поступает вода, прошедшая медленные фильтры или очищенная по схеме коагуляция — отстаивание — осветление на скорых фильтрах. В этом случае размер зерен активного угля должен быть в 4—5 раз больше размера зерен песка, чтобы смесь не расслаивалась при промывке фильтра и зерна угля не выносились из фильтра с промывной водой.

Опыт эксплуатации на станции в г. Нитро (США) открытых фильтров, загруженных гранулированным активным углем, показал, что при толщине слоя угля 2,25 *м* и скорости фильтрования 10 *м/ч* содержание органических загрязнений в воде снижается на 84%. Снижение скорости фильтрования до величины, при которой вода контактировала с углем 7,5 *мин*, увеличило удаление органических веществ до 90%. Исходная вода содержала 2 *мг/л* органических загрязнений, извлекаемых углем и экстрагируемых из него хлороформом. Инсектициды извлекались активным углем на 99%, детергенты на базе алкилбензолсульфонатов — до степени, обеспечивающей получение воды питьевого качества. Сорбционная емкость активного угля при толщине его слоя 2,25 *м* достигала 10—11,5% веса угля. Объем угля в фильтрах составлял 5 $м^3$ на каждую 1000 $м^3$ суточной производительности станции.

Напорные фильтры с активным углем применены для удаления привкусов и запахов из воды р. Рейна в Дюссельдорфе (инфильтрационный водозабор производительностью 160 000 $м^3/сутки$). При этом вода проходит через двухслойный фильтр с активным углем: верхний слой угля толщиной 1 *м* удаляет из воды железо и марганец, предварительно окисленные озоном, а второй слой толщиной 3 *м* — привкусы и запахи. Скорость фильтрования принята 30 *м/ч*.

Напорные фильтры с активным углем применялись для удаления из воды фенола на Алмазомарьевском водопроводе в Донбассе [2], на водопроводе Дрездена (ГДР) и др.

При проектировании фильтров с гранулированным активным углем скорость фильтрования принимается в пределах 15—25 *м/ч*, высота слоя угля в фильтре 1,5—2,5 *м*.

Потери напора в фильтрующем слое активного угля принимаются в соответствии с данными табл. XX.2.

Таблица XX.2

Потери напора в слое активного угля

Средний диаметр зерен угля в *мм*	Потери напора в слое угля толщиной 1 *м* в *м вод. ст.* при скорости фильтрования в *м/ч*			
	5	10	20	30
1	0,2	0,38	0,8	1,25
1,5	0,07	0,17	0,32	0,5
2	0,04	0,08	0,15	0,25

Наибольшей сорбционной емкостью при удалении из воды органических веществ природного происхождения обладают активные угли отечественных марок АГ-Н и АГ-5.

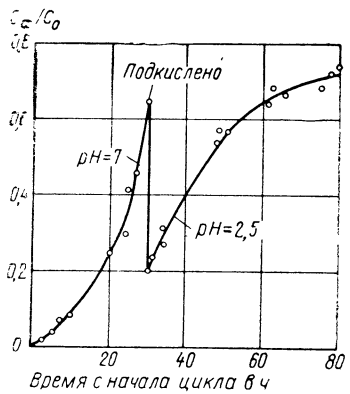


Рис. XX.1. Влияние pH среды на сорбцию алкилбензолсульфоната натрия гранулированным активным углем

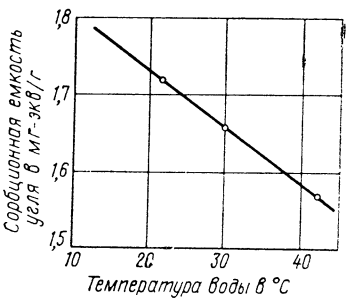


Рис. XX.2. Влияние температуры воды на сорбционную емкость гранулированного активного угля

В опытах, проведенных О. Н. Шемякиной (ВНИИ ВОДГЕО) на воде р. Зап. Двины, сорбционная емкость угля АГ-Н при сорбции органических веществ природного происхождения составляла 3100 *г/м*^{3} в пересчете на O_2 по перманганатной окисляемости, угля АГ-5 — 2200 *г/м*^{3} и угля БАУ — 130 *г/м*^{3}.

Гранулированные активные угли по исчерпании их сорбционной емкости регенерируются прокаливанием подсушенного угля при температуре 700—800° С и дефиците кислорода. Для этого могут применяться вращающиеся противоточные печи завода «Прогресс» (г. Бердичев) или печи с кипящим слоем регенерируемого угля.

Потеря угля при каждом прокаливании составляет 2—3%, а в течение года — в пределах 8—10%.

Предварительная обработка воды имеет большое значение для обеспечения эффективности сорбции углем органических веществ. До подачи на угольные фильтры вода должна возможно более полно освобождаться от взвеси и коллоидных загрязнений. Понижение величины pH воды повышает эффективность сорбции органических веществ углем (рис. XX. 1), а повышение температуры воды снижает ее эффективность (рис. XX. 2).

10. УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ ВЕЩЕСТВ, ОБУСЛОВЛИВАЮЩИХ ЗАПАХИ И ПРИВКУСЫ, ИХ ОКИСЛЕНИЕМ

Хлорирование и озонирование воды могут быть применены для удаления из воды запахов, вызываемых жизнедеятельностью некоторых водорослей и микроорганизмов. При этом следует иметь в виду, что недостаточная доза окислителя — хлора или озона — может не только не снизить присущий воде запах или привкус, но даже усилить его.

Вызывая гибель микроорганизмов, окислитель может освободить содержащиеся в них вещества, обусловливающие привкусы и запахи воды. Увеличив дозу хлора, удается окислить эти вещества.

Применение хлора для удаления из воды запахов и привкусов не всегда дает положительный эффект. Например, окислительный потенциал хлора оказывается недостаточным для окисления трудноокисляющихся продуктов жизнедеятельности актиномицетов, обусловливающих землистый запах в воде. При наличии в хлорируемой воде фенолов они образуют с хлором хлорфенолы, обладающие сильным неприятным («аптечным») запахом, поэтому хлорирование неприменимо в тех случаях, когда в воде имеются запахи, обусловленные присутствием в ней фенолов. Так как при хлорировании из воды удаляются не все запахи и привкусы, возможность применения хлора для этих целей и доза его должны устанавливаться пробным хлорированием воды в лабораторных условиях. Для этого в ряд проб воды в стеклянных цилиндрах вводят последовательно увеличивающиеся дозы хлора (в виде хлорной воды). В первую пробу воды вводят 0,2 *мг/л* хлора, а в каждую следующую — на 0,2 *мг/л* более. После перемешивания воды с хлором пробы оставляют в покое на 30 *мин*, а затем определяют интенсивность запаха и привкуса в воде каждой пробы. Минимальную дозу хлора, снизившую запахи и привкусы в воде до желаемых пределов, принимают за расчетную.

Иногда при пробном хлорировании воды появляется хлор-

ный запах, который маскирует ее естественный запах. Для того чтобы выяснить, удаляет ли хлорирование запах воды или только маскирует его, необходимо после пробного хлорирования дехлорировать воду. В лабораторных условиях это наиболее просто сделать введением в воду раствора сернистокислого натрия Na_2SO_3 или тиосульфата натрия $Na_2S_2O_3$.

Для предотвращения появления хлорфенольного запаха при хлорировании воды можно применять: 1) перехлорирование воды для окисления фенола в малеиновую кислоту, не имеющую запаха; 2) преаммонизацию воды, т. е. введение в нее до хлорирования аммиака или аммонийных солей для связывания хлора в хлорамины, не образующие с фенолами хлорфенолов.

Опыт эксплуатации ряда фильтровальных станций показал, что хлорфенольный запах при хлорировании воды, содержащей фенол, появляется далеко не всегда — иногда такой запах появляется при хлорировании воды, содержащей всего 0,02 *мг/л* фенола, но не появляется при значительно большей его концентрации. Это объясняется различным составом органических загрязнений воды; некоторые из них сами способны давать аптечные запахи при хлорировании, а некоторые, окисляясь хлором легче, чем фенолы, как бы блокируют хлорирование фенолов.

Перехлорирование воды следует вести так, чтобы продолжительность контакта воды с хлором была как можно больше. Хлор в этом случае следует вводить на насосной станции I подъема, а дехлорирующий агент — после резервуара чистой воды. Контакт воды с хлором при ее перехлорировании должен продолжаться не менее 2—3 *ч*.

В ряде случаев при перехлорировании воды для разрушения природных веществ, придающих ей неприятные привкусы и запахи, целесообразно применять комбинированную обработку воды хлором и марганцевокислым калием $KMnO_4$. Хлор, окисляя большую часть органических загрязнений воды, снижает необходимую для удаления запахов и привкусов дозу $KMnO_4$ до 0,3—0,5 *мг/л*.

Для устранения хлорфенольных запахов преаммонизацию воды следует проводить при значениях $pH>7$ с избытком аммонийного иона (0,5—1 *г* NH_4-иона на 1 *г* вводимого в воду хлора).

Расход хлора для окисления веществ, обусловливающих привкусы и запахи воды, может колебаться в широких пределах — от 1 *мг/л* при хлорировании чистых вод до 20—30 *мг/л* при перехлорировании сильно загрязненных вод.

В тех случаях когда перехлорированием не удается снизить запах и привкусы воды при экономически оправданных расходах хлора и дехлорирующего агента, следует проверить возможность снижения запахов воды другими окислителями (двуокисью хлора, озоном или марганцевокислым калием) или сорб-

цией веществ, придающих воде запахи и привкусы, активным углем.

Марганцевокислый калий является одним из наиболее эффективных реагентов для снижения запахов и привкусов воды [17, 19].

При введении в воду, содержащую органические вещества, марганцевокислый калий окисляет их:

$$MnO_4^- + 2H_2O + 3e \rightleftarrows MnO_2 + 4OH^-.$$

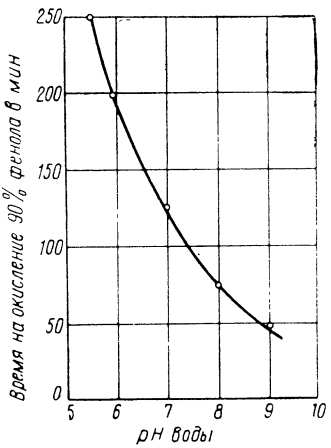


Рис. XX.3. Зависимость скорости окисления фенола $KMnO_4$ от pH воды (концентрация фенола в воде — 1 *мг/л*, доза $KMnO_4$ — 7 *мг/л*)

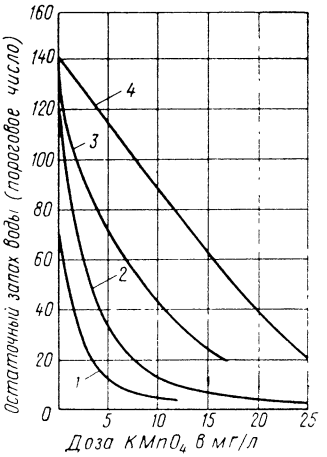


Рис. XX.4. Зависимость величины остаточного запаха воды от дозы $KMnO_4$

1 — нейтральные; *2* — фенолы; *3* — амины; *4* — амфотерные

Нормальный окислительный потенциал MnO_4^- в этой реакции при pH=7 $E_0 = +1{,}15$ *в*.

Образующаяся двуокись марганца гидратирована и образует тонкодисперсный хлопьевидный осадок $Mn(OH)_4$, имеющий развитую поверхность (порядка 300 $м^2/г$) и обладающий способностью сорбировать загрязняющие воду органические вещества. Благодаря этому значительно повышается эффективность марганцевокислого калия как реагента для очистки воды от органических загрязнений.

Скорость процесса окисления марганцевокислым калием растворенных в воде органических веществ возрастает с повышением величины pH (рис. XX.3), несмотря на то, что окислительный потенциал с повышением величины pH снижается. Это объясняется, по-видимому, тем, что с повышением значения pH резко возрастает способность к окислению некоторых веществ. Так, например, при повышении pH фенол превращается в феноляят, который легче окисляется, чем фенол. У кетонов в щелоч-

ной среде появляется двойная связь, что обусловливает более легкое окисление образовавшегося соединения. Такая же зависимость скорости окисления марганцевокислым калием от величины pH наблюдается у меркаптанов и аминов.

Марганцевокислый калий является хорошим бактерицидом и альгицидом, что позволяет при применении $KMnO_4$ для снижения запахов воды часто отказываться от предварительного ее хлорирования.

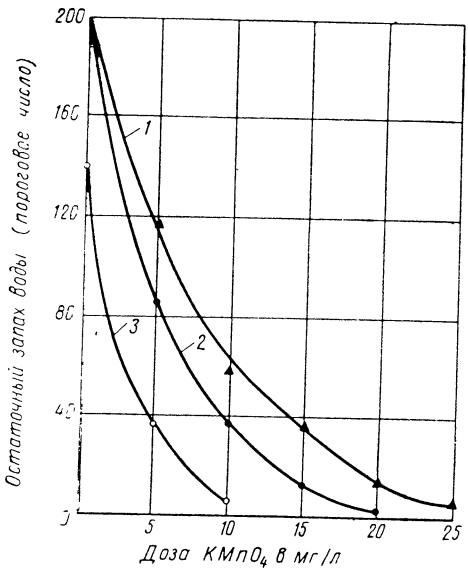


Рис. XX.5. Результаты опытов по обработке воды р. Туры для снижения запаха

1 — $KMnO_4$+20 *мг/л* угля; *2* — $KMnO_4$+30 *мг/л* угля; *3* — $KMnO_4$+50 *мг/л* угля

После введения 1—2%-ного раствора марганцевокислого калия вода приобретает бледно-розовую окраску, которая затем переходит в коричневую. Достаточной обычно является та доза $KMnO_4$, которая придает воде слабо-розовый цвет, переходящий в коричневый на половине длины отстойника.

В некоторых случаях целесообразно сочетать обработку воды $KMnO_4$ с хлором и (или) с активным углем, при этом должно выдерживаться достаточное время разрыва между введением реагентов, так как уголь сам способен окисляться $KMnO_4$.

На рис. XX.4 приведены результаты опытов, проведенных И. Э. Апельциным, Е. Ф. Золотовой и З. Н. Макаренко, по окислению $KMnO_4$ различных компонентов органических загрязнений поверхностных вод. Как видно, доза окислителя для разных типов веществ отличается весьма значительно. Марганцевокислый калий применяется на ряде водопроводов США для снижения запаха воды. Доза его колеблется от 0.75 *мг/л* в г. Воксагахи (штат Техас) до 30 *мг/л* в г. Цедар-Рапидс (штат Айова), где речная вода имела запах 4000 по порогу разбавления.

Успешно применяется $KMnO_4$ для снижения запаха воды р. Туры в Тюмени (рис. XX.5). В этом случае 10 *мг/л* $KMnO_4$ и 20 *мг/л* активного угля снижали запах воды до норм ГОСТа на питьевую воду. До применения $KMnO_4$ на Тюменском водопроводе для снижения запаха воды применялся порошкообраз-

ный активный уголь марки А — щелочной. Доза угля для снижения запаха воды до норм ГОСТ 2874—54 составляла 80—120 *мг/л*.

Марганцевокислый калий выпускается промышленностью (ГОСТ 5777—51); хорошо растворяется в подогретой воде (растворимость 30 *г/л* при 10° С и 150 *г/л* при 50° С); его можно дозировать в воду обычными дозаторами.

ЛИТЕРАТУРА

1. Бабенков Е. Д., Грехова М. В. Очистка питьевой воды от синтетических детергентов. «Водоснабжение и санитарная техника», 1968, № 6.
2. Донбассводтрест. Активизированный уголь в деле очистки питьевой воды. ГНТИ Украины, 1935.
3. Егоров А. И., Морозова И. С. и др. Исследование влияния аэрации на процесс коагуляции и осаждения взвешенных веществ. В сб.: «Труды ВНИИ ВОДГЕО (Водное хозяйство)», 1967.
4. Кузнецов Ю. В., Щебетковский В. Н., Трусов А. Г. Основы дезактивизации воды. Атомиздат, 1967.
5. Кульский Л. А., Калинийчук Е. М. Активированные угли и их применение в технике очистки питьевой воды. Изд. НТО санитарной техники и городского хозяйства, 1958.
6. Кульский Л. А., Ильченко М. А., Калинийчук Е. М. Методы улучшения запаха и вкуса питьевой воды. Изд. АН УССР, 1961.
7. Шевченко М. А. Органические вещества в природной воде и методы их удаления. «Наукова думка», 1966.
8. Annonym. New plant to produce drinking water from sewage. S. Afric. Mining and Engng Journ., 1968, 79, № 3919.
9. Cooper J. C., Hager D. G. Water reclamation with activated carbon. Chem., Engng. Progr., 1966, 62, № 10.
10. Woodward R. L., Dostal K. A., Robeck G. G. Granular-activated-carbon beds for odor removal. JAWWA, 1964, 56, № 3.
11. Faust S. D., Osman M. A. Water pollution by organic pesticides. JAWWA, 1964, 56, № 3.
12. Hager D. G., Flentje M. E. Removal of organic contaminants by granular-carbon filtration. JAWWA, 1965, 57, № 11.
13. Lieber M. Syndet removal from drinking water. Water and Sewage Works, 1960, 107, № 8.
14. Gräf W., Notthafft G. Trinkwasserchlorung und Benzpyren. Arch. Hyg. und Bakteriol., 1963, 147, № 2—3.
15. Raffety J. C. Some notes on a plant for the removal of radon by aeration. Journ. Inst. Water Engrs, 1963, 17, № 1.
16. Robeck G. G., Dostal K. A., Cohen J., Kressl I. F. Effectiveness of water treatment processes in pesticide removal. JAWWA, 1965, 57, № 2.
17. Runch W. Permanganate treatment of water. Water Works and Water Engng, 1964, 1, № 11.
18. Sigworth E. A. Identification and removal of herbicides and pesticides. JAWWA, 1965, 57, № 8.
19. Spicher R., Skrinde R. Effects of potassium permanganate on pure organic compounds. JAWWA, 1965, 57, № 4.

ГЛАВА XXI

СХЕМЫ И КОМПОНОВКИ СТАНЦИЙ ВОДОПОДГОТОВКИ

1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

При проектировании станций водоподготовки необходимо правильно выбрать строительную площадку с тем, чтобы были обеспечены минимальные затраты как на строительство собственно станции, так и на строительство подводящих и отводящих трубопроводов исходной и очищенной воды, трубопроводов производственной и бытовой канализации, линий электроснабжения, дорог и других коммуникаций.

При выборе строительной площадки надлежит учитывать особые требования к ее инженерно-геологическим условиям, обусловленные наличием в составе станций заглубленных сооружений, необходимостью прокладки коммуникаций, возможными утечками воды из некоторых сооружений (отстойников, резервуаров и др.). В связи с этим крайне нежелательно строительство станций водоподготовки с заглубленными сооружениями на площадках с высоким уровнем грунтовых вод или с грунтами, увлажнение которых приводит к нарушению их прочности (например, лёссовые грунты).

Площадка для строительства должна допускать возможность расположения в непосредственной близости от основного здания, с соблюдением строительных и противопожарных разрывов, необходимых вспомогательных сооружений и цехов (например, трансформаторной подстанции, котельной, мастерской, складов оборудования, фильтрующих материалов и др.).

Территории, на которых размещаются станции очистки воды для хозяйственно-питьевых целей, должны допускать организацию зон санитарной охраны в соответствии с действующими правилами.

В каждом конкретном случае вопрос о возможности выпуска производственных сточных вод в ближайшие водоемы, а также о мерах по их очистке и обезвреживанию должен решаться совместно с органами Государственного санитарного надзора и рыбоохраны.

Территории станций водоподготовки должны быть благоустроены, иметь поверхностные или подземные водостоки, мощеные или асфальтированные дороги к цехам для подвозки реагентов, фильтрующих материалов и тяжелого оборудования. Для крупных станций целесообразно устройство железнодорожного подъездного пути. Территория станции должна быть озеленена и иметь электрическое освещение.

Сооружения станции следует располагать компактно. Если необходимо устройство здания над сооружениями, то целесообразно проектировать все сооружения в одном здании, что позволяет, как правило, уменьшить кубатуру зданий, сократить протяженность трубопроводов и каналов, линий электроснабжения, диспетчерской связи и т. п.

Если позволяют климатические условия, то отдельные сооружения и аппараты станций водоподготовки следует располагать вне зданий.

Отстойники, осветлители, камеры хлопьеобразования и контактные резервуары можно располагать вне зданий с открытой водной поверхностью в таких климатических условиях, когда толщина льда, образующегося на поверхности воды, не превосходит 75 *мм*.

Открытые кварцевые и катионитовые фильтры можно располагать вне зданий в тех случаях, когда толщина льда, образующегося на поверхности воды в фильтрах за период между двумя последовательными промывками (или регенерациями), принимаемый не более 12 *ч*, не превосходит 15 *мм*.

При осветлении, умягчении и обезжелезивании подземных вод с температурой не ниже +5° С открытые сооружения можно применять там, где средняя температура воздуха в течение отопительного периода не ниже —5° С, при средней температуре воздуха в наиболее холодной пятидневке не ниже —17° С.

При устройстве открытых сооружений должны приниматься меры по теплоизоляции, обвалованию, устройству водонепроницаемой штукатурки и т. п. для предупреждения растрескивания стенок при замерзании воды в порах бетона, замерзания трубопроводов, задвижек и т. д.

Отстойники и осветлители станций умягчения, работающих с подогревом воды, можно размещать вне зданий и в более суровых климатических условиях с устройством теплоизоляционных покрытий по всей поверхности сооружений. Задвижки управления при этом должны находиться в отапливаемых помещениях.

Взаимное размещение сооружений станций водоподготовки и их расположение на площадке должны допускать строительство по очередям и расширение станций.

Высотные схемы станций необходимо составлять с учетом рельефа строительной площадки, используя по возможности естественный уклон местности для уменьшения объемов земляных работ.

Размеры сооружений и зданий следует назначать в соответствии с величиной шага между колоннами и осями стен согласно действующим правилам по унификации производственных зданий.

2. СТАНЦИИ ОСВЕТЛЕНИЯ И ОБЕСЦВЕЧИВАНИЯ ВОДЫ

Выбор типов очистных сооружений зависит от мутности и цветности исходной воды, требований к качеству очищенной воды и производительности станций.

Производительность коммунальных водоочистных станций следует определять для суток с максимальным водопотреблением, учитывая, кроме того, необходимость пополнения противопожарного запаса воды в резервуарах.

Полная производительность водоочистной станции складывается из расхода воды, подаваемой потребителям, и расхода на собственные нужды станции. Для предварительных расчетов расход воды на собственные нужды станций осветления и обесцвечивания воды без использования оборотной воды можно принимать равным 7—10% ее полезной производительности, при повторном использовании воды после промывки фильтров — 3%. При детальном проектировании эта величина должна быть уточнена расчетами.

Типы водоочистных сооружений, включаемых в состав станции, надлежит принимать на основании технико-экономических расчетов с учетом результатов предварительных технологических изысканий, а также данных эксплуатации сооружений в аналогичных условиях.

При включении в схему осветлителей, если содержание взвешенных веществ превышает 2500 *мг/л*, и отстойников, если из-за большого содержания взвеси в исходной воде их зоны накопления осадка получаются чрезмерно большими, перед сооружениями для обработки воды коагулянтом можно устанавливать предварительные отстойники или гидроциклоны для выделения крупной взвеси.

Во многих случаях в период резкого повышения мутности воды увеличение содержания в ней взвешенных веществ получается за счет крупных легкоосаждающихся фракций. Поэтому предварительные отстойники часто могут существенно уменьшить весовое содержание в воде взвеси, что одновременно позволяет снизить расход коагулянта при последующей обработке воды. Такой же результат может дать устройство ковшовых водозаборов.

Обычно предварительные отстойники целесообразно устраивать перед станциями с осветлителями при содержании взвеси в исходной воде более 2000—2500 *мг/л* и перед станциями с горизонтальными отстойниками без механизированного удаления осадка при содержании взвеси более 1000 *мг/л*.

При устройстве горизонтальных отстойников с механизированным или гидравлическим удалением осадка либо радиальных

отстойников необходимость в предварительных отстойниках обычно отпадает. Однако при высокой мутности воды (более 2500 *мг/л*) в целях экономии коагулянта, если это подтверждено технологическими исследованиями, и в этом случае предварительное отстаивание воды может оказаться полезным.

Высотное расположение отдельных сооружений водоочистной станции должно обеспечить беспрепятственное движение воды из каждого предыдущего сооружения в последующее не только при нормальной, но и при форсированной работе отдельных сооружений, которая может понадобиться при выключении отстойника, осветлителя или фильтра на ремонт или на чистку.

При составлении высотной схемы станции надлежит рассчитывать потери напора в отдельных сооружениях, трубопроводах и каналах. Для предварительных расчетов можно принимать следующие величины перепадов уровня воды (в *м*) при ее последовательном движении через очистные сооружения.

Сооружения:	
барабанные сетки и микрофильтры	0,5—0,6
смеситель	0,4—0,5
камера хлопьеобразования	0,4—0,5
отстойники	0,2—0,3
осветлители со взвешенным осадком	0,7—0,8
фильтры	2,5—3
контактные осветлители	2,2
медленные фильтры	1,5—2
Соединительные коммуникации:	
от смесителей к отстойникам	0,3
от смесителей к осветлителям со взвешенным осадком	0,5
от смесителей или входной камеры к контактным осветлителям	0,3
от отстойников или осветлителей со взвешенным осадком к фильтрам	0,5—1
от фильтров или контактных осветлителей к резервуарам чистой воды	1

Потери напора в расходомерах на входе и выходе станции можно принимать по 0,5 *м*, в индикаторах расхода на отстойниках, осветлителях и фильтрах — по 0,1—0,15 *м*.

При технико-экономическом сравнении вариантов очистных сооружений следует учитывать, что для разных сооружений требуется различная высота подъема воды насосами I подъема, а это отражается на стоимости эксплуатации водопровода.

Станции водоподготовки должны иметь обводные трубопроводы и каналы, позволяющие пропускать воду, минуя отдельные сооружения при их отключении на чистку или на ремонт. Для станций производительностью до 10 000 $м^3/сутки$ следует предусматривать возможность отключения не более 50%, а для более крупных станций — не более 25% сооружений каждого типа.

Следует также предусматривать возможность подачи воды в аварийном случае в обход всей водоочистной станции непосредственно из насосной станции I подъема в резервуар чистой воды

или в насосную станцию II подъема. При этом должна быть предусмотрена возможность усиленной обработки воды для ее обеззараживания.

Внутреннюю компоновку помещений водоочистной станции целесообразно решать так, чтобы вся станция вписывалась в общее здание, по возможности, прямоугольной формы.

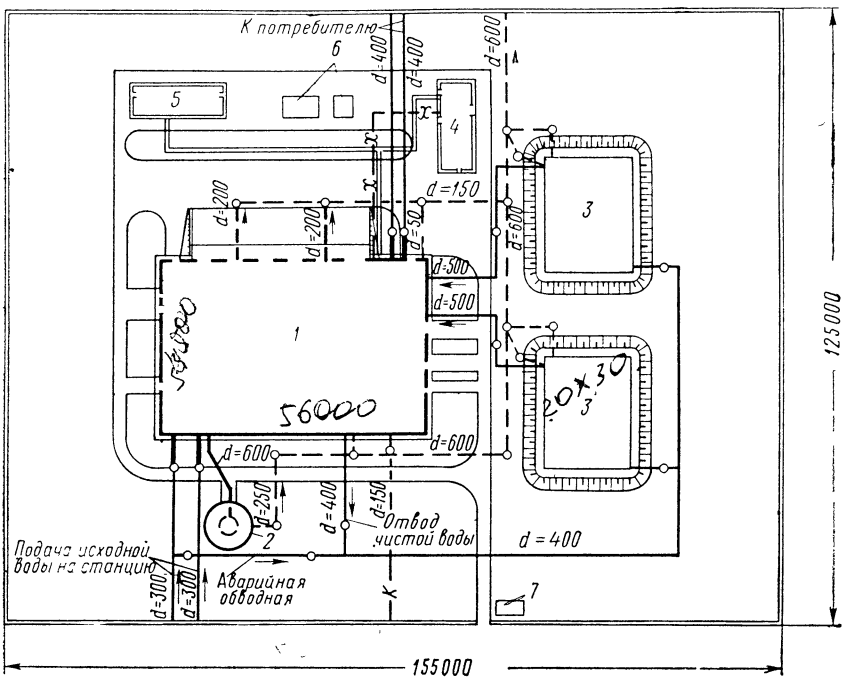
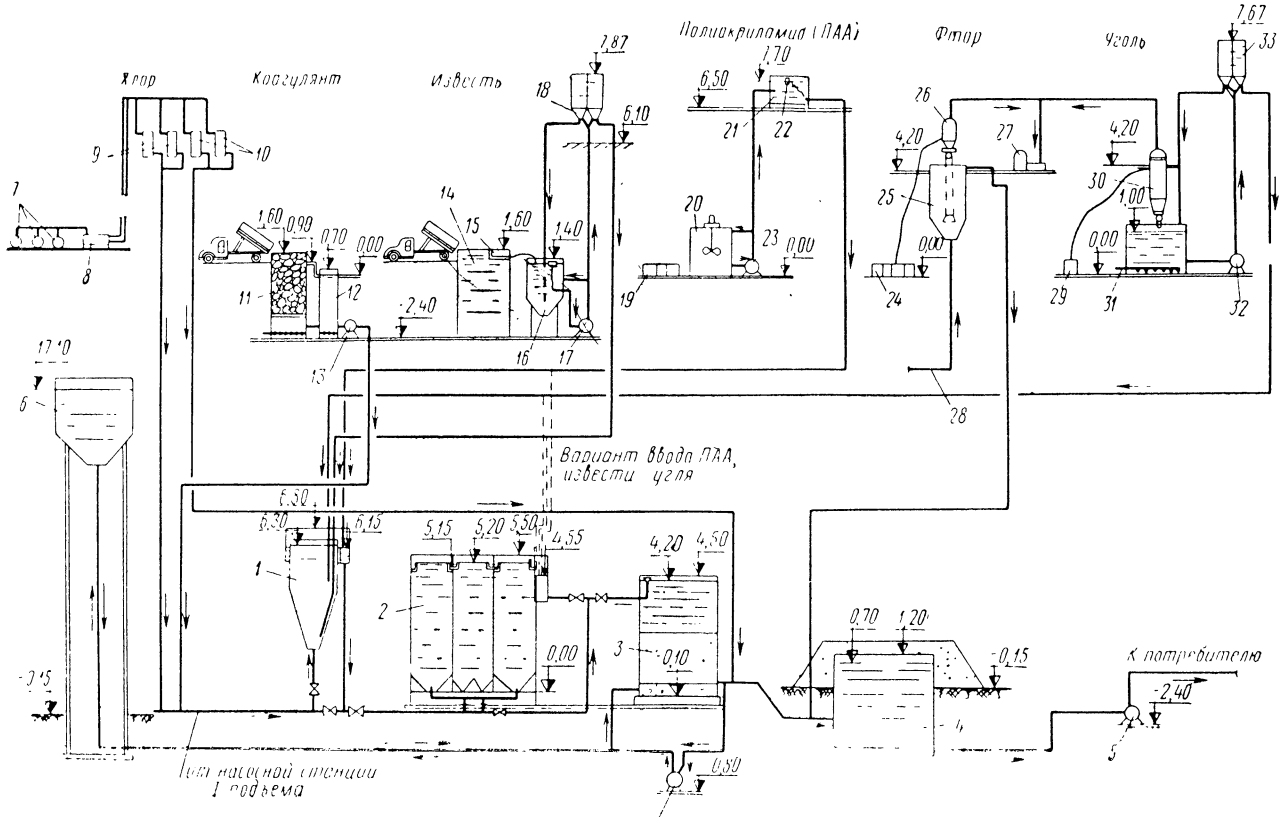


Рис. XXI.1. Генеральный план очистной станции для хозяйственно-питьевого водоснабжения производительностью 12 500 *м³/сутки*

1 — здание водоочистной станции; *2* — башня для промывной воды с баком емкостью 300 *м³*; *3* — резервуары чистой воды; *4* — хлораторная и расходный склад хлора; *5* — котельная; *6* — площадки для угля и золы; *7* — проходная; трубопроводы: ——— исходной и очищенной воды; — — — канализационные; — *к* — бытовой канализации: ═══ теплотрассы; — *х* — хлоргаза

В здании станции целесообразно размещать сооружения таким образом, чтобы четко выделялись следующие группы помещений: реагентное хозяйство (склад реагентов, баки и устройства для приготовления растворов реагентов), залы осветлителей и фильтров (если устраиваются горизонтальные или радиальные отстойники, то их обычно располагают вне здания), подсобные помещения (лаборатории, мастерские, диспетчерская, гардеробные, комнаты для обслуживающего персонала и др.).

Баки для приготовления растворов коагулянта и известкового молока целесообразно располагать в помещениях, отделенных от склада реагентов.


Хлор
Коагулянт
Известь
Полиакриламид (ПАА)
Фтор
Уголь
Вариант ввода ПАА, извести угля
К потребителю
Ось насосной станции 1 подъема

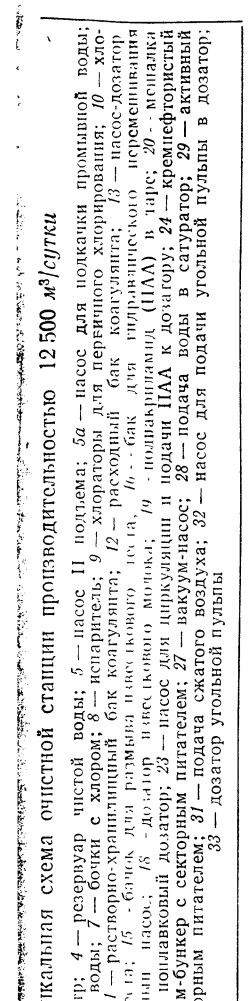


Рис. XXI.2. Вертикальная схема очистной станции производительностью 12 500 $м^3$/сутки

1 — смеситель; *2* — осветлитель; *3* — фильтр; *4* — резервуар чистой воды; *5* — насос II подъема; *5а* — насос для полкачки промывной воды; *6* — водонапорная башня для промывной воды; *7* — бочки с хлором; *8* — испаритель; *9* — хлораторы для первичного хлорирования; *10* — хлораторы для вторичного хлорирования; *11* — растворно-хранилищный бак коагулянта; *12* — расходный бак коагулянта; *13* — насос-дозатор коагулянта; *14* — бак для известкового молока; *15* — бачок для размыва известкового песка; *16* — бак для гидравлического перемешивания известкового молока; *17* — циркуляционный насос; *18* — дозатор известкового молока; *19* — полиакриламид (ПАА) в таре; *20* — мешалка для ПАА; *21* — расходный бак ПАА; *22* — поплавковый дозатор; *23* — насос для циркуляции и подачи ПАА к дозатору; *24* — кремнефтористый натрий в таре; *25* — сатуратор; *26* — вакуум-бункер с секторным питателем; *27* — вакуум-насос; *28* — подача воды в сатуратор; *29* — активный уголь в таре; *30* — вакуум-бункер с секторным питателем; *31* — подача сжатого воздуха; *32* — насос для подачи угольной пульпы в дозатор; *33* — дозатор угольной пульпы

При проектировании складов реагентов должны быть предусмотрены механизмы для транспортирования реагентов к устройствам для их переработки (растворения коагулянта, дробления и гашения извести и др.).

Устанавливать баки для растворения реагентов на верхних этажах станции, как правило, нецелесообразно в связи с трудностью транспортирования реагентов. Рабочие растворы реагентов следует приготовлять на 1-м этаже, а затем перекачивать их насосами или эжекторами непосредственно в смесители или насосами в расходные баки, установленные выше смесителей.

Осветлители на небольших станциях можно располагать в одном зале с фильтрами (ряд фильтров против ряда осветлителей) либо в двух отдельных залах. В последнем случае как осветлители, так и фильтры чаще всего располагают в два ряда с устройством между сооружениями коридора для коммуникаций и задвижек управления.

Горизонтальные отстойники, как правило, размещают вне здания станции, при этом над местами поступления воды в отстойники и выхода ее из них обычно устраивают павильоны управления задвижками и шиберами.

При наличии в составе очистных сооружений осветлителей со взвешенным осадком или контактных осветлителей с распределением воды дырчатыми трубами на водозаборе необходимо иметь сетки с отверстиями размером 2—4 *мм* для улавливания крупных плавающих предметов (щепок, листьев). При отсутствии такой сетки на водозаборе следует устанавливать сетки (предпочтительно барабанные) на водоочистной станции.

В зданиях водоочистных станций для хозяйственно-питьевых целей следует предусматривать подсобные помещения — лаборатории, комнату дежурного персонала, мастерскую, гардеробную и др. Площади подсобных помещений принимаются в соответствии с рекомендациями СНиП II-Г.3-62.

Станции осветления и обесцвечивания воды для хозяйственно-питьевых целей можно проектировать в зависимости от мутности и цветности исходной воды по одноступенчатым либо по двухступенчатым схемам. На станциях с одноступен-

чатыми схемами отсутствуют отстойники или осветлители, и очистка воды от взвеси осуществляется только фильтрованием на фильтрах или контактных осветлителях. В отличие от этого на станциях с двухступенчатыми схемами основная масса взвеси улавливается в отстойниках или в осветлителях, а завершается очистка в фильтрах (в указанной классификации не рассматриваются станции с очисткой воды без коагуляции с применением медленных фильтров).

Одноступенчатые схемы водоочистных станций можно применять при малом содержании взвешенных веществ в исходной воде.

При содержании в воде взвеси, включая образующуюся от коагулянта, не более 50 *мг/л* и цветности до 80 *град* очистка может производиться на одних лишь фильтрах с предварительным пропуском воды через сетки. Целесообразно в этом случае применять двухслойные фильтры большой грязеемкости.

При содержании в исходной воде взвеси до 150 *мг/л* и цветности воды до 150 *град* можно применять одноступенчатые схемы с контактными осветлителями и с предварительным пропуском воды через сетки.

На водоочистных станциях всех типов следует предусматривать как первичное, так и вторичное хлорирование воды.

На рис XXI.1—XXI.4 приведен типовой проект станции осветления и обесцвечивания воды производительностью 12 500 *м*^{3}*/сутки*, разработанный ЦНИИЭП инженерного оборудования.

Станция запроектирована по самотечной двухступенчатой схеме с осветлителями.

Технологической схемой предусмотрено первичное хлорирование, обработка коагулянтом (сернокислым глиноземом), а в случае необходимости подщелачивание воды известью.

Станция оборудована устройствами для обработки воды полиакриламидом, который можно вводить либо перед осветлителями, либо перед фильтрами.

Для фторирования воды имеются устройства для пневматической перегрузки кремнефтористого натрия и сатуратор для приготовления его раствора. Вводится раствор кремнефтористого натрия в линию фильтрата перед резервуаром чистой воды. В эту же линию вводится хлор для вторичного хлорирования. На случай необходимости устранения привкусов и запахов воды имеется установка для приготовления пульпы активного угля, который можно вводить в воду либо в смеситель, либо перед фильтрами.

В основном технологическом здании находятся очистные сооружения, реагентное хозяйство, подсобные помещения и насосная станция II подъема. Вблизи расположена отдельно стоящая водонапорная башня, предназначенная для хранения чистой воды, которая используется для промывки фильтров. На участке

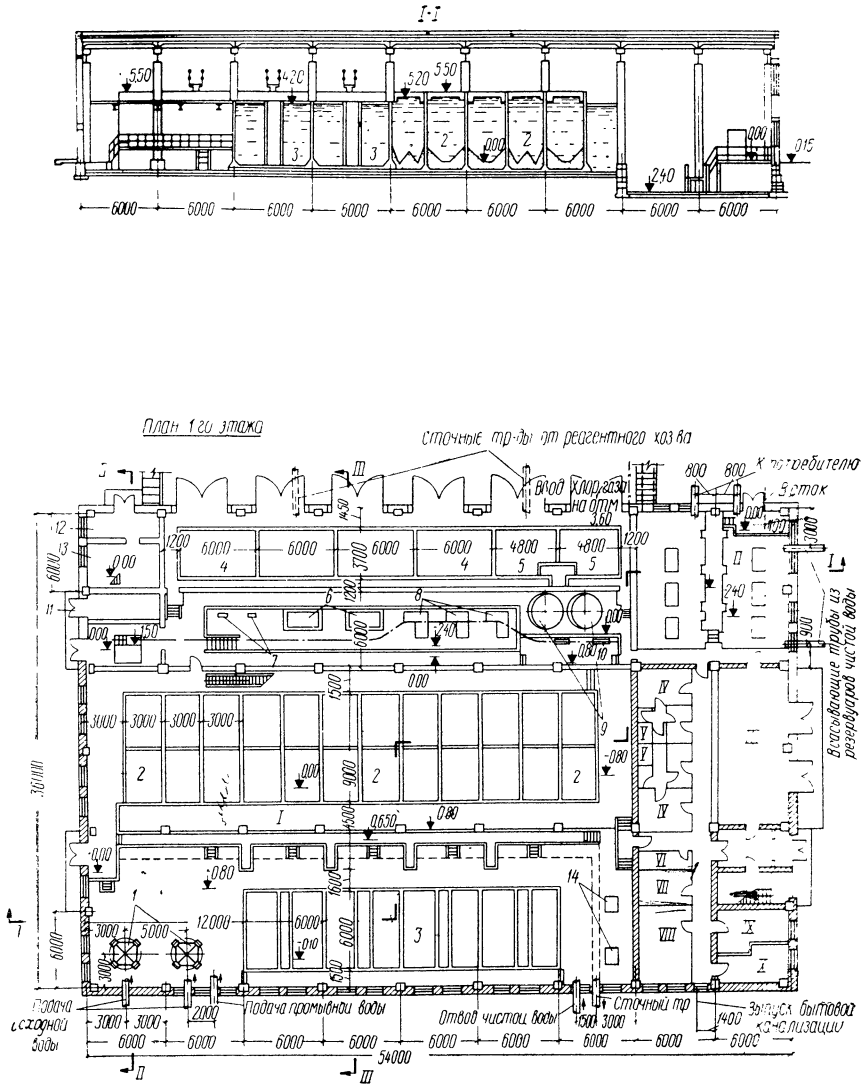


Рис. XXI.3. Очистная станция производительностью 12 500 $м^3$/*сутки*. План 1-го этажа и разрез по *I—I*

1 — рабочий зал; *II* — насосная станция II подъема; *III* — трансформаторная подстанция и щитовые устройства; *IV* — гардероб; *V* — душевые; *VI* — кладовая; *VII* — средоварочная и мойка; *VIII* — химическая лаборатория; *IX* — бактериологическая лаборатория; *X* — контрольная лаборатория; *1* — вихревые смесители; *2* — осветлители; *3* — фильтры; *4* — баки для хранения коагулянта; *5* — баки для известкового теста; *6* — расходные баки для коагулянта; *7* — насосы-дозаторы коагулянта; *8* — воздуходувки; *9* — мешалки известкового молока; *10* — циркуляционные насосы известкового молока; *11* — склад кремнефтористого натрия; *12* — склад активного угля; *13* — углевальная; *14* — насосы для подкачки в башню промывной воды

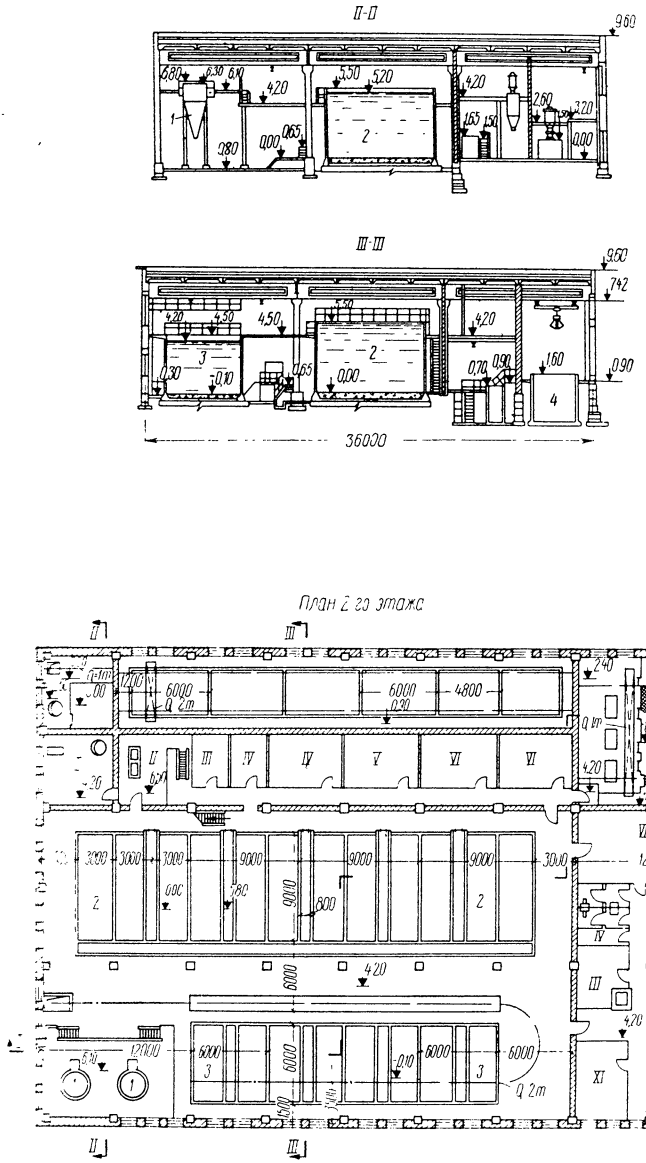


Рис. XXI.4. Очистная станция производительностью 12 500 *м³/сутки*. План 2-го этажа и разрезы

I — фотолаторная; *II* — дозаторная; *III* — вентиляционные камеры; *IV*—кладовые; *V*—комната общественных организаций; *VI* — мастерские; *VII* — диспетчерская; *VIII* — комната обслуживающего персонала; *IX* — кабинет начальника станции; *X* — кабинет заведующего лабораторией; *XI* — гидробиологическая лаборатория; *XII* — хлордозаторная; *1* — вихревые смесители; *2* — осветлители; *3* — фильтры; *4* — баки для хранения коагулянта

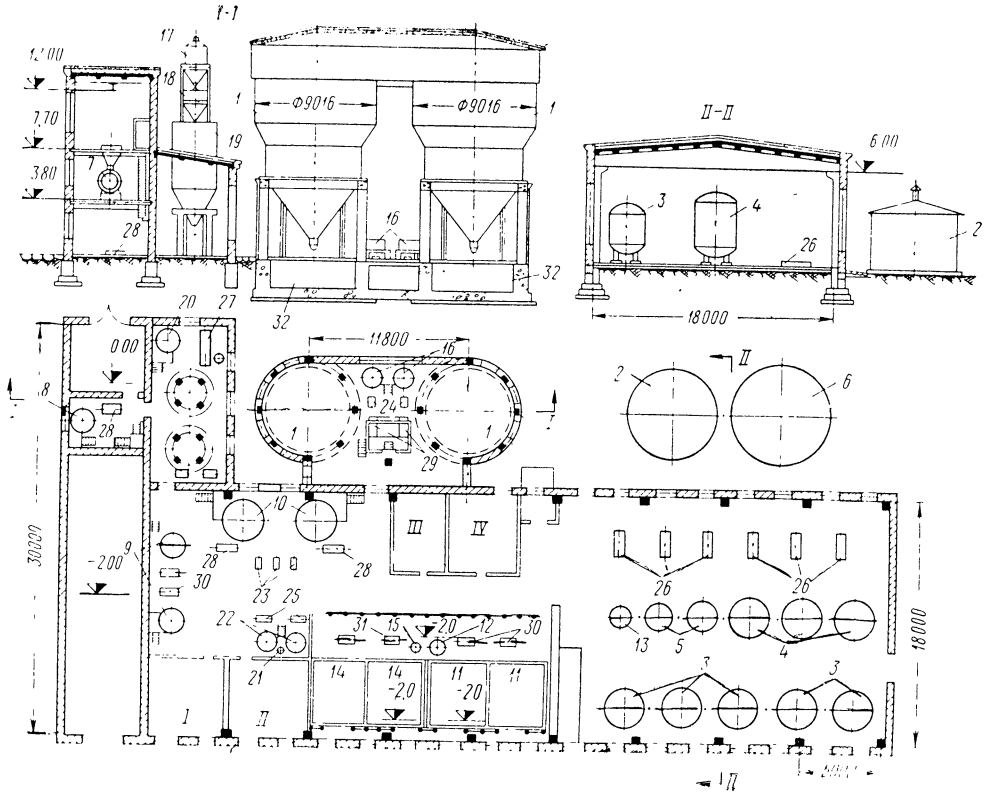


Рис. XXI.5. Станция умягчения и обескремнивания воды производительностью 200 *м*³/*ч*

I — мастерская; *II* — склад фильтрующих материалов; *III* — санузел; *IV* — комната дежурного, КИП; *1* — осветлители; *2* — бак для воды, прошедшей через осветлители; *3* — механические фильтры; *4*—Na-катионитовые фильтры I ступени; *5*—Na-катионитовые фильтры II ступени; ***6* — бак** умягченной воды; *7* — известегасильный аппарат; *8* и *9* — гидравлические мешалки известкового молока; *10* — циркуляционная мешалка известкового молока; *11* и *14* — мокрое хранение поваренной соли; *12* — фильтр для раствора соли; *13* — мерник для раствора соли; *15* — фильтр для раствора коагулянта; *16* — расходный бак раствора коагулянта; *17*—приемник магнезита; *18* — промежуточный бункер для магнезита; *19* — бункер для хранения магнезита; *20* — фильтр для задержания магнезитовой пыли; *21* — мерник крепкой серной кислоты; *22* — бак для раствора серной кислоты; *23—25* — насосы-дозаторы соответственно известкового молока, коагулянта и серной кислоты; *26* — насосы для перекачки воды, прошедшей осветлители, умягченной и промывной; *27* — вакуум-насос; *28* — насосы для известкового молока; *29* — насосы для шламовых вод; *30* насосы для раствора соли; *31* - насос для раствора коагулянта; *32* — бак для шламовых вод

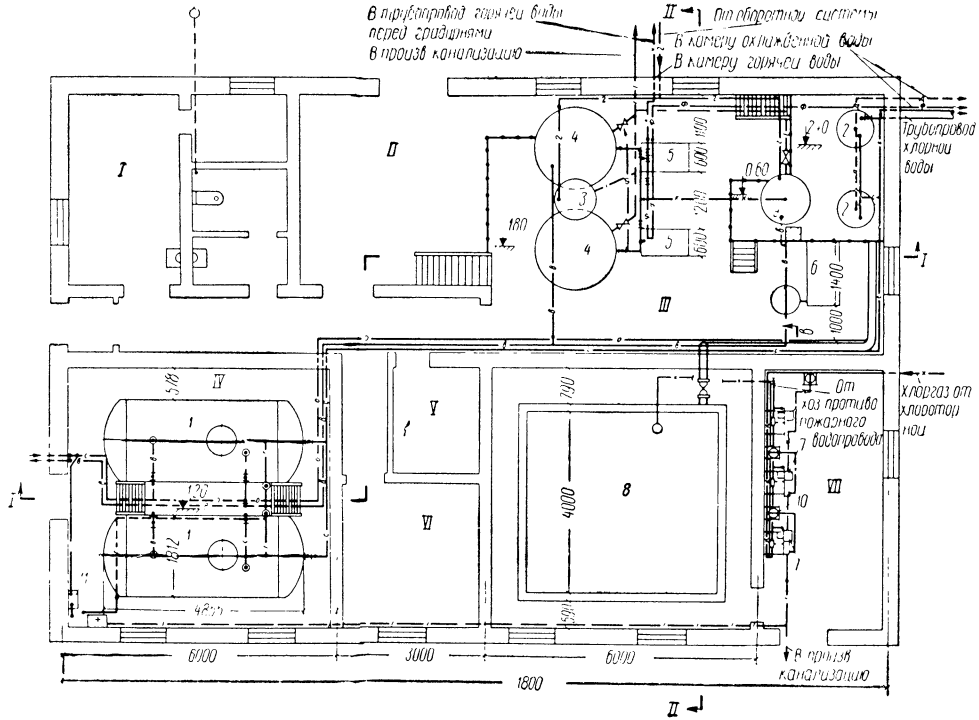


Рис. XXI.6. Установка для обработки оборотной охлаждающей воды производительностью 16 000—24 000 *м*³/*ч*. План

I — лаборатория; *II* — склад фосфатов и медного купороса; *III* — дозаторная реагентов; *IV* — склад серной кислоты; *V* — вентиляционная камера; *VI* — трансформаторная подстанция; *VII*—хлораторная; *1* — цистерны для хранения серной кислоты; *2* — мерники серной кислоты; *3* — растворный бак для полифосфатов; *4* — расходные баки для полифосфатов; *5* — насосы-дозаторы растворов полифосфатов и медного купороса; *6* — воздуходувка; *7* — хлораторы; *8* — бак для хлорной воды; *9* — бак для раствора медного купороса; *10* — баллон промежуточный; *11* — ручной насос;

трубопроводы: ——*ф*—— раствора фосфатов; ——*х*— хлора и хлорной воды; ——*с*—— подачи серной кислоты из автоцистерн на склад и со склада в мерники; ——*д*—— подачи отдозированной кислоты в камеру охлажденной воды; ——*г*—— выпуска воды из цистерн на складе и из мерников; ——*в*—— воздухопровод; ——*к*—— раствора медного купороса; ——*о*—— для опорожнения мерников; ——*а*—— подачи кислоты из приямка в цистерну на складе при аварии; — — хозяйственно-противопожарный водопровод; ——!—— канализация производственная — — — канализация бытовая; ——*г*—— горячей воды.

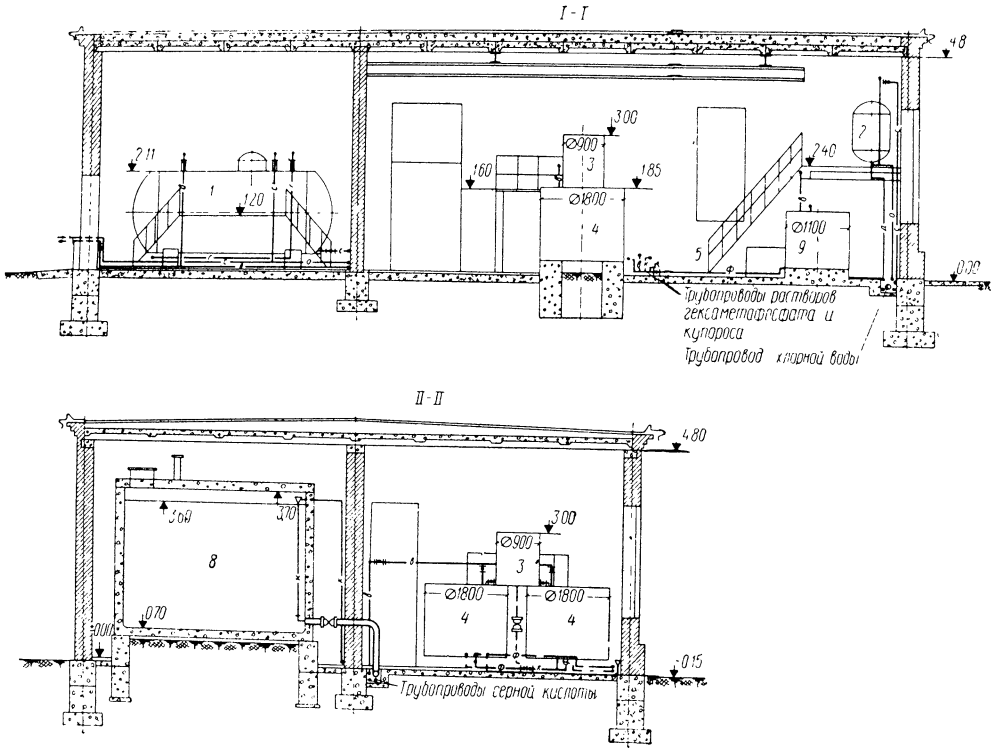


Рис. XXI.7. Установка для обработки оборотной охлаждающей воды производительностью 16 000—24 000 $м^3/ч$. Разрезы.

(экспликацию см. на рис. XXI.6)

станции расположены два резервуара чистой воды, хлораторная с расходным складом хлора и котельная.

Особенностью компоновочного решения данной станции является размещение всех технологических сооружений и подсобных помещений в одном здании прямоугольной формы.

3. ПРИМЕРЫ КОМПОНОВОК ВОДОУМЯГЧИТЕЛЬНОЙ СТАНЦИИ И УСТАНОВКИ ДЛЯ ОБРАБОТКИ ОХЛАЖДАЮЩЕЙ ВОДЫ

На рис. XXI.5 показана водоподготовительная установка производительностью 200 $м^3/ч$*. Технологической схемой установки предусмотрено известкование для снижения щелочности воды и обескремнивание каустическим магнезитом с коагуляцией сернокислым железом. Обработанная реагентами вода проходит через два осветлителя и окончательно осветляется в пяти фильтрах, загруженных антрацитом. После фильтров к воде добавляется серная кислота для дополнительного снижения щелочности воды, а затем производится глубокое ее умягчение двухступенчатым Na-катионированием.

В здании станции находятся баки для мокрого хранения коагулянта и поваренной соли, а также склад фильтрующих материалов, мастерская, санузел и помещение КИП. Осветлители, бак для воды, прошедшей через осветлители, и бак для окончательно обработанной умягченной воды расположены вне здания и покрыты теплоизоляцией. Нижняя часть осветлителей находится в помещении, соединяющемся с основным зданием станции.

В фильтровальном зале расстояние между напорными фильтрами и стенами здания предусмотрено не менее 500 *мм*, между фильтрами и их коммуникациями ширина прохода равна 700 *мм*.

На рис. XXI.6 и XXI.7 показана разработанная Союзводоканалпроектом установка для обработки оборотной охлаждающей воды. Проектом предусматриваются следующие виды обработки: подкисление серной кислотой, фосфатирование, хлорирование, купоросование. Кислота, раствор полифосфатов и хлорная вода подаются в камеру охлажденной воды, раствор медного купороса — в трубопровод горячей воды перед градирнями.

Хлор-газ к хлораторам поступает из хлораторной, находящейся в отдельном здании. Хлорная вода, получаемая в результате непрерывной работы хлораторов, накапливается в баке и периодически выпускается в камеру охлажденной воды. Серная кислота доставляется в автоцистернах, сливается в цистерны и хранится на складе. Гексаметафосфат или триполифосфат натрия, а также медный купорос доставляют автомашинами и хранят на специальном складе, расположенном рядом с дозаторной реагентов.

---

* Из кн.: «Обработка воды на тепловых электростанциях». Под ред В. А. Голубцова. «Энергия», 1966.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Стр.

Предисловие 3

Глава I. **Показатели качества природных вод** 5
1. Оценка качества природных вод 5
2. Взвешенные вещества 6
3. Ионный состав природных вод 8
4. Ионная сила раствора и коэффициенты активности 13
5. Соединения угольной кислоты. Щелочность воды 16
6. Жесткость воды 34
7. Соединения железа и марганца 35
8. Соединения кремниевой кислоты 38
9. Растворенные газы 39
10. Органические вещества в природных водах. Запахи и привкусы воды 42
11. Биологические показатели качества воды 45
12. Требования к качеству воды, используемой для централизованного водоснабжения 48
Литература 48

Глава II. **Реагентное хозяйство** 50

1. Реагенты, применяемые в водоподготовке 50
2. Устройства для растворения коагулянтов 56
3. Устройства для гашения извести и приготовления известкового молока и раствора 62
4. Устройства для приготовления растворов вспомогательных средств коагулирования 69
5. Устройства для приготовления растворов соды, едкого натра, гексаметафосфата натрия 72
6. Склады реагентов 72
7. Дозирование реагентов в обрабатываемую воду 73
Литература 87

Глава III. **Смесители и камеры хлопьеобразования** 89

1. Смесители 89
2. Камеры хлопьеобразования 94
Литература 104

Глава IV. **Обработка природных вод коагулянтами** 105

1. Осветление и обесцвечивание воды коагулированием 105
2. Применение флокулянтов для интенсификации процесса коагуляции 122
3. Электрохимическое коагулирование 129
Литература 133

Глава V. **Отстойники** . . . . . .

1. Осаждение взвеси в отстойниках . . . . . .
2. Типы отстойников и область их применения . . . . . .
3. Расчет горизонтальных отстойников . . . . . .
4. Расчет радиальных отстойников . . . . . .
5. Расчет вертикальных отстойников . . . . . .
6. Осадочные части отстойников . . . . . .

Литература . . . . . .

Глава VI. **Осветлители** . . . . . .

1. Принцип действия осветлителей . . . . . .
2. Конструкции осветлителей . . . . . .
3. Основные зависимости для расчета осветлителей . . . .
4. Выбор и определение расчетных параметров осветлителей
5. Определение размеров осветлителей . . . . . .

Литература . . . . . .

Глава VII. **Центрифуги и гидроциклоны. Флотация** . . . . .

1. Центрифуги и гидроциклоны . . . . . .
2. Флотация . . . . . .

Литература . . . . . .

Глава VIII. **Осветление воды фильтрованием** . . . . . .

1. Основные понятия . . . . . .
2. Фильтрующие материалы для зернистых фильтров . . .
3. Поддерживающие слои . . . . . .
4. Основы теории осветления воды фильтрованием . . .
5. Микрофильтры и барабанные сетки . . . . . .
6. Предварительные фильтры (префильтры) . . . . . .
7. Медленные фильтры . . . . . .
8. Крупнозернистые фильтры . . . . . .
9. Скорые фильтры . . . . . .
10. Контактные осветлители . . . . . .
11. Фильтры АКХ . . . . . .
12. Двухслойные фильтры . . . . . .
13. Расширение фильтрующих материалов при промывке .
14. Распределительные и дренажные устройства фильтров .
15. Отвод из фильтров промывной воды . . . . . .
16. Повышение эффективности промывки фильтров . . . .
17. Подача промывной воды . . . . . .
18. Расчет фильтров . . . . . .
19. Регулирование скорости фильтрования . . . . . .
20. Самопромывающиеся фильтры . . . . . .
21. Намывные фильтры . . . . . .
22. Управление работой фильтров . . . . . .

Литература . . . . . .

Глава IX. **Водораспределительные и водосборные устройства очи сооружений** . . . . . .

1. Назначение и классификация распределительных и сб устройств . . . . . .
2. Распределительные системы большого сопротивления . .
3. Распределение и сбор воды и осадка через конические и мидальные устройства . . . . . .
4. Лотки и каналы для сбора воды . . . . . .
5. Примеры расчета дырчатых распределительных систем .

Литература . . . . . .

Стр.

Глава X. **Обеззараживание воды** 288

1. Общие положения 288
2. Методы обеззараживания воды 288
3. Резистентность микроорганизмов и кинетика обеззараживания воды сильными окислителями 289
4. Химизм хлорирования 293
5. Хлор и его свойства 298
6. Хлораторы 299
7. Тара для перевозки и хранения жидкого хлора 311
8. Хлораторные установки 312
9. Обеззараживание воды хлорной известью и гипохлоритом кальция 315
10. Обеззараживание воды гипохлоритом натрия, получаемым электролизом раствора поваренной соли 316
11. Обеззараживание воды двуокисью хлора 317
12. Дехлорирование воды 318
13. Обеззараживание воды йодом 319
14. Обеззараживание воды ионами тяжелых металлов 320
15. Обработка воды озоном 321
16. Обеззараживание воды с помощью бактерицидного излучения . 328
17. Обеззараживание воды ультразвуком 331
18. Инактивация вирусов в воде 332

Литература 333

Глава XI. **Реагентные методы умягчения воды** 335

1. Общие сведения 335
2. Устранение карбонатной жесткости воды известкованием (декарбонизация воды) 335
3. Умягчение воды известью и содой 343
4. Технология умягчения воды с применением извести и соды . . . 345
5. Термохимический метод умягчения воды 350
6. Фосфатный и бариевый методы умягчения воды 353

Литература 355

Глава XII. **Умягчение воды катионитами** 356

1. Катиониты и способы их применения 356
2. Элементы теории катионного обмена 362
3. Продолжительность межрегенерационного периода работы Na-катионитовых фильтров 365
4. Продолжительность межрегенерационного периода работы H-катионитовых фильтров 369
5. Глубина умягчения воды катионированием 371
6. Регенерация катионитовых фильтров 373
7. Расчет Na-катионитовых фильтров 378
8. Расчет фильтров для H- и Na-катионитового умягчения воды . 383
9. Умягчение воды Na- и Cl-ионированием 386
10. Конструкции катионитовых фильтров 387
11. Вспомогательные устройства катионитовых водоумягчительных установок 390
12. Защита H-катионитовых фильтров от коррозии 395

Литература 397

Глава XIII. **Обессоливание воды** 399

1. Методы обессоливания и опреснения воды 399
2. Обессоливание воды ионным обменом 400
3. Получение ультрачистой воды 412

Литература 414

Стр.

Глава XIV. **Удаление из воды железа и марганца** 415

1. Удаление железа из подземных вод 415
2. Удаление железа из поверхностных вод 422
3. Пробное обезжелезивание воды 423
4. Удаление из воды марганца 426

Литература 429

Глава XV. **Удаление из воды кремниевой кислоты** 431

1. Общие сведения 431
2. Обескремнивание воды реагентами 432
3. Фильтрационное обескремнивание воды 434
4. Обескремнивание воды анионитами 435

Литература 436

Глава XVI. **Обесфторивание и фторирование воды** 437

1. Общие сведения 437
2. Методы обесфторивания воды 439
3. Фторирование воды 450

Литература 455

Глава XVII. **Удаление из воды растворенных газов** 457

1. Растворимость газов в воде. Физические методы удаления из воды растворенных газов 457
2. Удаление из воды растворенной углекислоты 461
3. Обескислороживание воды 467
4. Удаление из воды сероводорода 475

Литература 483

Глава XVIII. **Обработка воды для борьбы с зарастанием и коррозией водопроводных труб** 484

1. Причины и виды зарастания труб 484
2. Стабилизационная обработка воды реагентами 487
3. Обработка воды для наращивания защитной карбонатной пленки 496
4. Стабилизационная обработка воды фильтрованием через мрамор и магномассу 503
5. Применение полифосфатов для борьбы с коррозией и зарастанием водопроводных труб 507
6. Применение силиката натрия для борьбы с коррозией труб . . . 512
7. Обработка воды для предотвращения биологического зарастания труб 513

Литература 515

Глава XIX. **Обработка охлаждающей воды** 517

1. Причины ухудшения работы охлаждающих систем 517
2. Водный режим систем оборотного водоснабжения 520
3. Борьба с накипеобразованием 521
4. Обработка воды для предупреждения биологических обрастаний систем водяного охлаждения 537
5. Обработка воды для предупреждения коррозии трубопроводов и теплообменных аппаратов 540
6. Очистка охлаждающей воды от взвешенных веществ и соединений железа 543

Литература 544

Глава XX. **Прочие методы очистки воды** 545

1. Общие сведения 545
2. Аэрация воды 545

Стр.

3. Доочистка бытовых сточных вод 546
4. Очистка воды от синтетических моющих средств (детергентов) 547
5. Удаление из воды пестицидов 547
6. Удаление из воды радона 548
7. Удаление из воды канцерогенных веществ 548
8. Удаление из воды вредных для здоровья людей минеральных веществ 549
9. Удаление из воды органических веществ активным углем . . . 550
10. Удаление из воды веществ, обусловливающих запахи и привкусы, их окислением 556
Литература 560

Глава XXI. **Схемы и компоновки станций водоподготовки** 561

1. Общие положения 561
2. Станции осветления и обесцвечивания воды 563
3. Примеры компоновок водоумягчительной станции и установки для обработки охлаждающей воды 571