

ФГБОУ ВПО «ПЕНЗЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
АРХИТЕКТУРЫ И СТРОИТЕЛЬСТВА»

На правах рукописи



САЛМИН Сергей Михайлович

**КОАГУЛЯЦИЯ ПРИМЕСЕЙ ПРИРОДНЫХ ВОД С
ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ КРУПНОЗЕРНИСТОЙ
КОНТАКТНОЙ ЗАГРУЗКИ**

Специальность 05.23.04 – Водоснабжение, канализация, строительные
системы охраны водных ресурсов

ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель -
доктор технических наук, профессор
Гришин Борис Михайлович

Пенза 2015

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	5
1. АНАЛИЗ СОВРЕМЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ И УСТРОЙСТВ КОАГУЛЯЦИОННОЙ ОБРАБОТКИ ПРИРОДНЫХ ВОД ПОВЕРХНОСТНЫХ ИСТОЧНИКОВ	11
1.1. Виды загрязнений природной воды и роль коагуляции в процессе водоподготовки. Коагуляционная обработка воды поверхностных ис- точников Волжского бассейна.....	11
1.2. Влияние режимов коагуляционной обработки природных вод на эффективность их осветления. Типы смесителей, применяемых на ВОС.....	20
1.3. Коагуляция примесей воды в контактных средах. Обоснование предлагаемого способа интенсификации процесса коагуляции в смесителях гидравлического типа.....	28
Выводы.....	36
2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ ДВИЖЕНИЯ ВОДЫ И КОАГУЛЯЦИИ ПРИМЕСЕЙ В ТОЛЩЕ ЗЕРНИСТОЙ ЗАГРУЗКИ.....	37
2.1. Закономерности фильтрации воды в зернистой пористой среде при различных режимах движения. Фильтрующие материалы и их характеристики.....	37
2.2. Влияние отложения загрязнений в порах зернистой загрузки на её гидравлическое сопротивление при фильтровании малоконцентри- рованной водной суспензии.....	48
2.3. Исследование кинетики коагуляции примесей воды при турбулентном фильтровании.....	56
Выводы.....	61
3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПО ОПРЕДЕЛЕНИЮ ПРЕДЕЛЬНОЙ НАСЫЩЕННОСТИ И	

ГИДРАВЛИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК КРУПНОЗЕРНИСТОЙ КОНТАКТНОЙ ЗАГРУЗКИ ПРИ ФИЛЬТРОВАНИИ В ТУРБУЛЕНТНОМ РЕЖИМЕ.....	62
3.1 Объект исследований, программа и методика проведения лабораторных испытаний.....	62
3.1.1. Объект исследования и описание лабораторной установки.....	62
3.1.2. Программа и методики проведения лабораторных исследований	65
3.2. Результаты экспериментальных исследований по определению предельной насыщенности и гидравлических характеристик крупнозернистой контактной загрузки.....	67
3.3. Оценка достоверности полученных экспериментальных данных	80
Выводы.....	81
4. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ КОАГУЛИРОВАНИЯ ПРИМЕСЕЙ ПРИРОДНОЙ ВОДЫ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ КРУПНОЗЕРНИСТОЙ КОНТАКТНОЙ ЗАГРУЗКИ.....	83
4.1. Объект исследований, программа и методика проведения лабораторных испытаний.....	83
4.1.1. Объект исследований и описание лабораторной установки.....	86
4.1.2. Программа и методика проведения лабораторных исследований.....	90
4.1.3. Методика проведения химических анализов.....	87
4.2. Результаты экспериментальных исследований по очистке природной воды с применением контактной коагуляции на крупнозернистой загрузке.....	93
4.3. Оценка достоверности полученных экспериментальных данных. Разработка математической зависимости для определения повышения эффекта осветления природной воды при обработке коагулянтom с применением крупнозернистой контактной загрузки.....	123

Выводы.....	126
5. ПРОИЗВОДСТВЕННЫЕ ИСПЫТАНИЯ ТЕХНОЛОГИИ КОАГУЛИРОВАНИЯ С ПРИМЕНЕНИЕМ КРУПНОЗЕРНИСТОЙ КОНТАКТНОЙ ЗАГРУЗКИ И ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЕЁ ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ. РЕКОМЕНДАЦИИ К РАСЧЁТУ ОСНОВНЫХ УСТРОЙСТВ И ОБОРУДОВАНИЯ.....	127
5.1. Производственные испытания предлагаемой технологии и оценка ее экономической эффективности.....	127
5.2. Расчет экономической эффективности от внедрения новой технологии коагулирования воды.....	131
5.3. Рекомендации к расчету основных устройств и оборудования, входя щих в состав технологической схемы	133
5.3.1. Контактная камера с крупнозернистой загрузкой.....	133
5.3.2. Рециркуляционный трубопровод.....	136
5.3.3. Водоподъемное устройство.....	137
5.3.4. Подбор воздуходувки.....	138
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	139
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	141
ПРИЛОЖЕНИЕ А. Акт о внедрении результатов научно- исследовательской работы	149

ВВЕДЕНИЕ

Наиболее распространенным методом реагентной обработки воды поверхностных источников на водоочистных комплексах является коагулирование. В результате введения коагулянтов и последующего осветления воды из неё удаляются грубодисперсные и коллоидные загрязнения, снижается цветность, перманганатная окисляемость, концентрации ионов тяжелых металлов, СПАВ, нефтепродуктов.

Стабильная работа отстойников, осветлителей и фильтров на станциях водоподготовки зависит не только от правильно выбранных марок и доз коагулянтов, но и от эффективности проведения процесса хлопьеобразования.

Значительное влияние на величину гидравлической крупности образовавшихся при коагуляции хлопьев оказывают режимы смешения коагулянтов с водой. Неэффективное смешение приводит к перерасходу реагентов и повышению себестоимости очистки воды.

В настоящее время на большинстве очистных сооружений водопровода применяются гидравлические или механические смесительные устройства. Гидравлические смесители просты по конструкции и надёжны в эксплуатации, однако при расходах воды ниже расчётных значений эти устройства не обеспечивают эффективного смешения с коагулянтом вследствие снижения турбулизации потока. Более совершенными являются механические смесители турбинного или пропеллерного типов, позволяющие быстро и равномерно смешать реагенты с водой, а также изменять режимы перемешивания в зависимости от качества воды. Недостатком механических смесителей является их весьма высокая энергоёмкость и недостаточная эксплуатационная надёжность.

Поэтому разработка новых конструкций смесителей и рациональных способов коагулирования воды, позволяющих интенсифицировать процесс агломерации примесей при незначительных энергозатратах и улучшить работу осветлительных сооружений станций водоподготовки является актуальной задачей.

Данная диссертация выполнялась в рамках программы социально-экономического развития Пензенской области до 2020 г., в которой значительное внимание уделено совершенствованию работы водопроводных очистных сооружений (ВОС).

Анализ литературных источников, проведенный автором, показал, что одним из наиболее эффективных способов быстрой агломерации взвешенных веществ в воде после добавления коагулянта является контактная коагуляция, происходящая на зёрнах контактной загрузки из инертного материала. Кроме высокой интенсивности процесса, контактная коагуляция отличается применением меньших доз коагулянта, независимостью от щелочности и температуры воды, меньшим влиянием рН на агломерацию примесей. До настоящего времени контактная коагуляция применялась на сооружениях очистки воды – контактных осветлителях и фильтрах, где совместно с процессом агломерации примесей осуществляется одновременное осветление воды в условиях ламинарной фильтрации через слой мелкозернистой загрузки. Экспериментальные исследования показали, что контактная коагуляция может происходить на поверхности грубозернистой загрузки и при турбулентном фильтровании. Использование грубозернистых загрузок, обладающих весьма высокой удельной поверхностью и низким сопротивлением, в смесителях гидравлического типа на станциях водоподготовки позволит интенсифицировать процессы хлопьеобразования и повысить эффективность работы осветлительных сооружений (отстойников и фильтров). Снижение доз коагулянтов, требуемых для качественной очистки природной воды, при этом можно обеспечить за счёт совместного применения контактных загрузок и безреагентных способов интенсификации процесса коагуляции, не требующих, как правило, значительных эксплуатационных затрат и сложного оборудования.

Степень разработанности темы. Исследованиями процессов коагуляции природных вод в присутствии контактных сред занимались такие ученые, как Д.М. Минц, В.З. Мельцер, Е.Д. Бабенков, Р.И. Аюкаев, М.Г. Журба, Ж.М. Говорова, Е.Ф. Кургаев, А.В. Бутко, В.А. Лысов, В.А. Михайлов, Ю.Л. Сколубович, Е.Л. Войтов и др. Теоретические и экспериментальные зависимости, полученные

данными авторами, могут быть использованы для расчетов сооружений, работающих в условиях ламинарного фильтрования, стеснённого осаждения или коагуляции в свободном объеме воды. В настоящей диссертации исследуются малоизученные закономерности процессов коагуляции примесей воды при турбулентном фильтровании через крупнозернистые загрузки.

Цель работы. Целью диссертации является разработка и исследование реагентосберегающей технологии коагуляции воды поверхностных источников в гидравлических смесителях с применением крупнозернистых контактных загрузок и безреагентных способов интенсификации процессов агломерации примесей.

Задачи исследования. В соответствии с поставленной целью определены следующие задачи исследований:

- теоретический анализ процессов агломерации примесей при обработке воды коагулянтами;
- теоретические и экспериментальные исследования процесса турбулентного фильтрования малоконцентрированной водной суспензии через крупнозернистые загрузки различного фракционного состава;
- экспериментальные исследования влияния режимов коагуляционной обработки с применением грубозернистой контактной загрузки на эффективность осветления воды отстаиванием и фильтрованием;
- теоретическое обоснование и экспериментальное исследование реагентосберегающей технологии коагуляционной обработки природной воды в смесителях с применением контактной загрузки и перспективных безреагентных способов интенсификации процессов коагуляции примесей;
- разработка рекомендаций к расчёту и проектированию гидравлических смесительных устройств с контактной грубозернистой загрузкой.

Научная новизна работы заключается в следующем:

- установлены основные закономерности турбулентного фильтрования воды через слой крупнозернистой загрузки;

- получены математические зависимости для определения гидравлических характеристик контактной загрузки при турбулентном фильтровании природной воды, обработанной коагулянтом;

- разработан новый реагентосберегающий способ коагулирования воды, включающий в себя рециркуляцию части коагулируемой воды, её турбулентное фильтрование через слой контактной загрузки и концентрированный ввод коагулянта в рециркуляционный поток;

- определено влияние технологических характеристик предложенного способа обработки воды (степени рециркуляции коагулируемой воды, точек ввода реагентов, параметров фильтрования через контактную загрузку и её фракционного состава) на эффективность последующей очистки и выбор оптимальных доз коагулянта;

- разработана новая конструкция гидравлического смесителя, обеспечивающая интенсивный процесс хлопьеобразования при добавлении коагулянта при широком диапазоне изменения параметров качества исходной воды;

- получена математическая модель, устанавливающая зависимость повышения эффекта очистки воды от технологических параметров ее коагуляционной обработки в различные периоды года (на примере сурской воды).

Теоретическая и практическая значимость диссертации.

Теоретически определены гидравлические характеристики зернистых загрузок при турбулентном режиме фильтрования и установлены закономерности укрупнения примесей коагулируемой природной воды в процессе её движения через слой крупнозернистой контактной массы.

Предложена и апробирована в промышленных условиях новая реагентосберегающая технология коагуляционной обработки воды поверхностных источников с применением гидравлических смесительных устройств с грубозернистой контактной загрузкой, обеспечивающая высокое качество водоподготовки. Разработаны рекомендации к расчету и проектированию устройств и оборудования, входящих в состав предложенной технологической схемы реагентной обработки воды.

Технология с применением рециркуляции части коагулируемой воды, концентрированного ввода коагулянта и контактной коагуляции на крупнозернистой загрузке внедрена в проект реконструкции водопроводных очистных сооружений пл. «Кирпичная» г. Пензы производительностью 220 тыс. м³/сут. Расчетный годовой экономический эффект от внедрения за счет экономии алюмосодержащих коагулянтов составил 1 883 тыс. руб. в ценах 2015 года.

Методология и методы диссертационного исследования.

Методология исследования диссертационной работы включает системный подход к аналитическому обобщению сведений, содержащихся в научнотехнической и специальной литературе, использование методов химического анализа и планирования экспериментов, автоматизированную обработку полученных экспериментальных данных с применением компьютерных программ. Объектом исследования являлась природная вода поверхностного источника, а предметом исследования – способ и технология коагуляционной обработки воды в смесительных устройствах станций водоподготовки.

Положения, выносимые на защиту:

- теоретические и экспериментальные исследования процессов турбулентного фильтрования и коагуляции примесей природной воды с применением крупнозернистых контактных загрузок;
- обоснование реагентосберегающего способа коагулирования воды, включающего рециркуляцию части обрабатываемой воды в гидравлическом смесителе, концентрированный ввод коагулянта и контактную коагуляцию рециркуляционного потока на крупнозернистой загрузке;
- результаты экспериментальных исследований влияния технологических параметров обработки воды по предлагаемому способу коагулирования на эффективность последующей двухступенчатой очистки воды;
- математические зависимости для определения гидравлических характеристик контактной загрузки при турбулентном фильтровании и величины повышения эффекта осветления при заданных технологических параметрах обработки воды по предлагаемому способу коагулирования;

- разработка и апробация новой экономически эффективной технологии обработки природной воды поверхностного источника с применением смесителя гидравлического типа, оборудованного системой рециркуляции и контактной камерой;

- рекомендации к расчету и проектированию устройств, входящих в предложенную технологическую схему коагуляционной обработки воды.

Достоверность результатов исследований.

В диссертации использованы фундаментальные научные положения, касающиеся исследования процессов коагуляции примесей воды и движения жидкостей в пористых средах. Применены современные общепринятые методики экспериментальных исследований и химических анализов, а также поверенное оборудование и приборы. Результаты лабораторных экспериментов соответствуют данным производственных испытаний.

Апробация работы и публикации.

Основные положения диссертации докладывались и обсуждались на 10 региональных, всероссийских и международных конференциях в гг. Пензе, Тюмени, Казани в 2011-2015 г. По материалам диссертации опубликованы 14 работ, в том числе 3 статьи в журналах, рекомендованных ВАК. Получен патент РФ на полезную модель № 143766 «Смеситель».

1. АНАЛИЗ СОВРЕМЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ И УСТРОЙСТВ КОАГУЛЯЦИОННОЙ ОБРАБОТКИ ПРИРОДНЫХ ВОД ПОВЕРХНОСТНЫХ ИСТОЧНИКОВ

1.1. Виды загрязнений природной воды и роль коагуляции в процессе водоподготовки. Коагуляционная обработка воды поверхностных источников Волжского бассейна

Природная вода представляет собой малоконцентрированную суспензию, в состав которой входят газы, минеральные и органические вещества, находящиеся в истинно растворённом, коллоидном и взвешенном состояниях, а также некоторые микроорганизмы.

Наличие в воде взвешенных веществ свидетельствует о её загрязнённости частицами глины, песка, ила, водорослей и другими веществами минерального или органического происхождения. Основными поставщиками органических примесей в природную воду поверхностных источников являются почвенный гумус, продукты жизнедеятельности и разложения животных и растительных организмов, планктон, а также бытовые и промышленные сточные воды.

В соответствии с теоретическими основами процессов водоподготовки, разработанными Л.А. Кульским, наиболее общими и характерными признаками загрязняющих воду веществ являются формы их физико-химического состояния в воде. Это состояние в основном определяется степенью дисперсности веществ, которая, в свою очередь, влияет на выбор метода очистки воды. На этой основе Л.А. Кульским всё многообразие примесей природных и сточных вод объединено в четыре группы [47].

К первой группе примесей воды относятся взвешенные в воде вещества, обуславливающие её мутность (от тонких взвесей до крупных частиц). Сюда относятся также бактериальные микроорганизмы и другие биологические загрязнения (например, планктон)

Для удаления из воды гетерофазных примесей I группы, имеющих размеры частиц от 10^{-4} м до 10^{-6} м, рекомендуются следующие процессы: механическое разделение в гравитационном поле или под действием центробежных сил, а также

фильтрация через пористые загрузки и мелкие сетки; адгезия на высокодисперсных и зернистых материалах, а также гидроксидах алюминия или железа и глинистых материалах; агрегация флокулянтами для патогенных микроорганизмов – бактерицидное воздействие.

Комплекс очистных сооружений, обеспечивающий протекание большинства перечисленных процессов, включает в себя: смесители, камеры хлопьеобразования, отстойники (осветлители), фильтры – при двухступенчатой схеме очистки, контактные осветлители, или контактные фильтры - при одноступенчатой схеме.

Вторая группа примесей воды, представляя собой разные типы гидрофильных и гидрофобных коллоидных систем, обуславливающие цветность и перманганатную окисляемость, высокомолекулярные вещества и детергенты, способные в зависимости от условий менять свою агрегативность.

Для устранения микрогетерофазных примесей II группы с размерами частиц от 10^{-7} м до 10^{-8} м более характерны процессы окисления органических коллоидных веществ и высокомолекулярных соединений, адгезия и адсорбция их на гидроксидах алюминия и железа, агрегация флокулянтами катионного типа и др.; для вирусов – бактерицидное воздействие хлором, озоном и другими окислителями.

Как и в случае примесей I группы, комплекс очистных сооружений, необходимых для осуществления этих процессов, состоит из типовых элементов, используемых в двух- или одноступенчатых схемах очистки воды.

Для молекулярно растворенных веществ с размерами дисперсной фазы 10^{-8} м до 10^{-9} м, входящих в III группу, применимы следующие процессы: десорбция летучих соединений; окисление органических веществ; адсорбция на активированном угле и других сорбентах; экстракция органическими растворителями; отгонка паром – эвапорация и др. Методы удаления таких примесей специфичны и поэтому здесь используется аппаратура специального назначения.

Для четвертой группы примесей, представляющих собой электролиты (соли, кислоты, основания со степенью дисперсности 10^{-9} - 10^{-10} м), приёмы очистки воды сводятся к связыванию подлежащих удалению ионов в малорастворимые и малодиссоциированные соединения при помощи добавляемых в воду реагентов.

Применяются также гиперфльтрация и сепарация ионов при различном фазовом состоянии воды.

Реки Волжского бассейна характеризуются среднегодовой мутностью от 1,6 до 60 мг/л, цветностью от 6 до 100 град и перманганатной окисляемостью от 3 до 16 мг O_2 /л [33]. Река Сура, также находящаяся в Волжском бассейне, является источником водоснабжения для целого ряда населенных пунктов Среднего Поволжья, в том числе для г. Пензы.

Согласно классификации примесей и методов водоочистки, разработанной Л.А. Кульским, основным приёмом обработки природных поверхностных вод на станциях водоподготовки является коагулирование.

При правильно проведённом процессе коагуляции и осветлении воды из неё полностью удаляются взвешенные вещества, снижается цветность, перманганатная окисляемость, снижаются концентрации ионов тяжёлых металлов, СПАВ, нефтепродуктов, фенолов, пестицидов [21, 33].

На крупных водоочистных станциях обработка воды коагулированием производится путем добавления к ней минеральных солей на основе алюминия или железа. При растворении в воде происходит гидролиз солей с образованием малорастворимых оснований $Al(OH)_3$ или $Fe(OH)_3$. В связи с поглощением ионов водорода в водном растворе, его рН снижается. Полнота гидролиза имеет большое значение как для процесса коагуляции примесей, так и для количества очищаемой воды, так как грубодисперсные и коллоидные примеси, содержащиеся в воде, адсорбируются на поверхности частиц гидроксидов и затем удаляются из воды при отстаивании и фильтровании.

Структурообразование в гидрозолях алюминия и железа может рассматриваться как образование вначале сплошной пространственной сетки и её разрыв в дальнейшем под влиянием гидродинамических сил, возникающих при перемешивании. В результате разрыва образуются микрохлопья, укрупняющиеся в ходе дальнейшего объединения и адсорбции примесей, находящихся в природной воде [7].

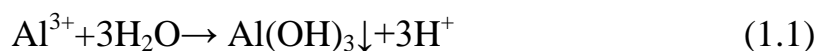
На эффективность процесса коагуляции оказывают влияние следующие основные факторы:

- температура, щелочность и рН воды;
- ионный состав воды;
- количество взвешенных и коллоидных частиц, а также степень их дисперсности;
- выбор дозы коагулянта;
- скорость и равномерность распределения раствора коагулянта в объёме обрабатываемой воды;
- условия перемешивания воды с коагулянтом;
- выбор марки и типа коагулянта.

При низкой температуре воды повышается её вязкость и увеличивается степень гидратации примесей и продуктов гидролиза, что способствует росту размеров частиц. Это, в свою очередь, приводит к тому, что перекинетическая стадия коагуляции, протекающая при броуновском движении частиц, замедляется и ухудшает условия хлопьеобразования при искусственном перемешивании (ортокинетической коагуляции).

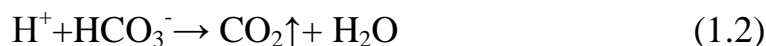
Наибольшие трудности при коагулировании воды рек Волжского бассейна возникают в период паводка, когда в воде, имеющей низкую температуру, резко возрастает количество грубодисперсных и коллоидных примесей при одновременном снижении щелочности. Эффект коагуляции снижается также при обработке маломутных вод в холодное время года, особенно при использовании сульфата алюминия.

При коагулировании малоцветных вод средней мутности алюмосодержащими реагентами величину рН рекомендуется поддерживать в пределах 6,5-7,5 [33, 76]. Гидроокись алюминия, возникающая в процессе гидролиза коагулянта, является амфотерным соединением, обладающим как основными, так и кислотными свойствами. В щелочной среде заряд микрохлопьев $Al(OH)_3$ отрицательный, в кислой среде положительный, в нейтральной – близок к нулю. Ионы водорода, образующиеся в результате реакции



снижают, как уже отмечалось рН воды и сдвигают его значение от изоэлектрической точки коагуляции гидроксида алюминия.

Наличие достаточного щелочного резерва воды имеет важное значение для успешного протекания процесса коагуляции, так как бикарбонатные ионы нейтрализуют действие ионов водорода



Критерием достаточной естественной щелочности воды (при рН < 8,4) может служить следующее выражение [96]:

$$D_{щ} = \frac{\text{Щ}_0(10^{\Delta\text{pH}} - 1)}{1 + K_1 \cdot 10^{\text{pH}_0 - \Delta\text{pH}} + \mu_u^{0,5}}, \quad (1.3)$$

где $D_{щ}$ – доза щелочи, необходимая при подщелачивании на водоочистой станции, мг-экв/л; Щ_0 – щелочность исходной воды, мг-экв/л; pH_0 – водородный показатель исходной воды; ΔpH – величина, на которую нужно изменить рН воды при подщелачивании; K_1 – константа 1 степени диссоциации угольной кислоты; μ_u – ионная сила раствора.

Для р. Суры подщелачивание воды требуется в период паводка, когда величина щелочности падает с 2,2 - 2,8 мг-экв/л, характерных для осенне-зимнего периода, до 0,8 - 1,5 мг-экв/л при увеличении мутности воды с 3 - 6 мг/л до 60 - 107 мг/л. Существенное влияние на процесс коагулирования примесей оказывает анионный состав воды, прежде всего, содержание сульфатов и хлоридов. Исследование показало, что при рН < 7 находящиеся в достаточно высоких концентрациях ионы SO_4^{2-} и Cl^- могут вытеснять гидроксильные ионы и занять их места [7]. В присутствии конкурирующих анионов удовлетворительная коагуляция примесей воды протекает при более низких значениях рН, чем при их отсутствии, поскольку для образования малорастворимых соединений Al^{3+} и Fe^{3+} требуется меньшее количество ионов гидроксила [7].

Дозы коагулянта, необходимые для эффективного осветления и обесцвечивания воды, во многом определяются концентрациями минеральных и органических примесей в исходной воде, а также их дисперсностью. Для нахождения оп-

тимальных доз реагентов строятся коагуляционные кривые, характерные параметры которых для поверхностных вод могут сильно отличаться в различные периоды года. Метод экспериментального определения доз коагулянта является наиболее достоверным и используется на всех водоочистных станциях.

При введении коагулянта в обрабатываемую воду большое значение имеет быстрота и равномерность его распределение в потоке. В тех зонах потока воды, где концентрация раствора коагулянта будет недостаточна, процесс коагуляции будет идти недостаточно интенсивно. В других зонах потока, где концентрация коагулянта будет в избытке, начнётся образование очень крупных рыхлых хлопьев, содержащих в своей структуре большее количество воды. Такие агломераты гидроокиси металла и взвеси будут неплотными и плохо осаждающимися при отстаивании, что существенно снизит эффект очистки воды.

Ввод реагента рекомендуется осуществлять в зонах наибольшей турбулентности потока. Специалистами НИИ КВОВ АКХ им К.Д. Памфилова разработаны несколько типов распределителей реагентов – перфорированные, камерно-лучевые, диффузные и струйные [64]. Перфорированные распределители устраиваются, как правило, в вихревых, перегородчатых или коридорных смесителях, а также входных камерах контактных осветлителей. Камерно-лучевые и струйные распределители рекомендовано размещать в вертикальных или горизонтальных участках трубопроводов, подающих исходную воду на водоочистную станцию, а диффузные распределители устанавливаются только на вертикальных трубопроводах по оси потока обрабатываемой воды. При обработке воды несколькими видами коагулянтов распределители растворов устанавливаются друг за другом в последовательности, определяемой технологической схемой. Потери напора в трубопроводах при установке указанных устройств незначительны и составляют от 0,1 до 0,3 м. Применение распределителей-растворов коагулянта имеет важное значение для успешного протекания первой фазы процесса коагуляции – перекинетической (молекулярно-кинетической), протекающей весьма быстро и заканчивающейся образованием первичных агрегатов или микрохлопьев.

Вторая фаза коагуляции – ортокинетическая – происходит в смесительных устройствах и камерах хлопьеобразования, процесс перемешивания в которых происходит в течение достаточно длительного времени (за 45-60 минут). Для оценки эффективности процесса перемешивания воды с реагентами используется средняя величина градиента скорости G , с^{-1} , создаваемого при перемешивании [79]

$$G = \sqrt{\frac{E}{t \cdot V \cdot \mu}} = \sqrt{\frac{W}{\mu}}, \quad (1.4)$$

где E – энергия, затрачиваемая на смешение, Дж; t – продолжительность смешения, с; V – объем воды в смесителе, м^3 ; μ – динамическая вязкость воды, $\text{Па} \cdot \text{с}$; W – мощность, затрачиваемая на перемешивание единицы объема воды, $\text{Па}/\text{с}$.

На основании опыта эксплуатации водоочистных комплексов известно, что оптимальные условия для формирования хлопьев коагулированной взвеси достигаются при двухстадийном перемешивании воды с коагулянтом [5, 7, 8, 9, 33, 37, 43, 44, 47, 59, 76]. Первая стадия (быстрое перемешивание) осуществляется в смесителях сразу после добавления коагулянта, вторая стадия (медленное перемешивание) реализуется в камере хлопьеобразования с добавлением флокулянта. В работах [5, 7, 9] на основе обобщения экспериментальных и производственных данных показано, что режим перемешивания, принятый в смесителях (при значениях G_1 до 10^3 с^{-1}) оказывает существенное влияние на плотность хлопьев: с увеличением G_1 содержание твёрдой фазы в структуре образующихся агломератов гидроокисей металлов и взвеси к концу второй стадии (при G_2 до $50\text{-}60 \text{ с}^{-1}$) возрастает. Тем не менее, для каждого типа коагулянта и определённых физико-химических показателей обрабатываемой природной воды существует оптимальная область значений G_1 и G_2 . Слишком малые скорости перемешивания воды не обеспечивают достаточного числа столкновений микрохлопьев и плотности их упаковки, при слишком высоких значениях градиента скорости происходит разрушение коагуляционных структур. Ухудшение эффекта осветления и обесцвечивания воды происходит в обоих случаях.

Определение оптимальных доз коагулянта, режимов перемешивания, а также выбор наиболее эффективных типов или марок реагентов осуществляется путём пробного коагулирования на лабораторных установках с механическими мешалками. Такие установки позволяют осуществлять быстрое и медленное перемешивание, соответствующее условиям пребывания воды в смесителях или камерах хлопьеобразования. В качестве коагулянтов на подавляющем большинстве водопроводных очистных сооружениях городов Волжского бассейна используются алюмосодержащие реагенты.

На большинстве водопроводных очистных сооружениях городов, расположенных в бассейне р. Волги, в качестве основного реагента для очистки воды поверхностных источников используется сернокислый алюминий $Al_2(SO_4)_3 \times 18H_2O$. Данный реагент имеет ряд недостатков, в частности, наблюдается замедленное хлопьеобразование в холодной воде и высокие концентрации остаточного алюминия в очищенной воде во время паводка, что требует нахождения альтернативных реагентов.

В качестве альтернативы использованию СА при коагуляционной очистке воды рек Волжского бассейна были исследованы оксихлорид алюминия (ОХА) и полиоксихлорид алюминия (ПОХА) [39, 40, 46, 66, 77].

Оценка эффективности ОХА и ПОХА по сравнению с СА проводилась на многих водопроводных станциях с целью интенсификации процесса коагуляционной очистки воды. В частности, исследования проводили в характерные периоды года на воде рек Волги, Которосли, Оки, Камы (Воткинское водохранилище) [1, 16, 18, 19, 32, 34, 39, 66, 74, 77].

Результаты исследований показывают, что ОХА (по сравнению с СА) позволяет получить необходимое качество очищенной воды по мутности, цветности, содержанию остаточного алюминия при дозе коагулянта на 20-30 % меньше. В то же время при одинаковой дозе коагулянтов применение ОХА существенно повышает глубину очистки воды по органическим загрязнениям, характеризуемым перманганатной окисляемостью, а также по мутности, цветности и концентрации остаточного алюминия.

С.В. Гетманцев [20] на основании опыта эксплуатации очистных сооружений водопроводов утверждает, что тип используемого реагента играет роль только при несоблюдении оптимального режима перемешивания в процессе водоподготовки. При выборе конкретного алюмосодержащего коагулянта одним из определяющих параметров предлагается выбирать величину щелочности исходной воды. Для низкощелочных вод рекомендованы высокоосновные коагулянты ПОХА «АКВА-АУРАТ™10» или «АКВА-АУРАТ™105», для среднещелочных вод – среднеосновные коагулянты «АКВА-АУРАТ™18» и «АКВА-АУРАТ™30», для высокощелочных вод – сульфат алюминия [20].

Одним из наиболее существенных недостатков полиоксихлоридов алюминия является их высокая стоимость (в 4-6 раз выше, чем у сульфата алюминия), приводящая к увеличению расходов на водоподготовку. Данный факт является серьезным сдерживающим условием для широкого распространения коагулянтов ПОХА (ОХА). Поэтому в последние годы определенное внимание уделяется вопросам совместного использования оксихлоридов и сульфата алюминия для обеспечения эффективной коагуляционной очистки природных вод с невысокими эксплуатационными затратами. При совместном использовании ПОХА (ОХА) и СА имеет место синергетический эффект положительного влияния на процесс коагуляции ионов SO_4^{2-} и Cl^- .

На насосно-фильтровальной станции №1 МП «Самараводоканал» были проведены производственные испытания комбинированной схемы водоподготовки с использованием сульфата алюминия и ПОХА «АКВА-АУРАТ™ 30» при очистке маломутных вод Саратовского водохранилища. Применение ПОХА в малых дозах (6-9 мг/л) позволило на 50% сократить расходы сульфата алюминия в зимний период и во время весеннего паводка, но при этом общая сумма затрат на реагентную обработку воды осталась такой же, как при использовании только одного сульфата алюминия [41].

Исследования, проведенные сотрудниками Пензенского ГУАС по коагуляционной обработке сурской воды показали, что добавление реагента ПОХА «АКВА-АУРАТ™ 30» с дозами 4-8 мг/л в период паводка привело к экономии

весового расхода сернокислого алюминия (СА) на 40%, а также позволило снизить остаточную концентрацию алюминия в очищенной воде в 1,4 раза [26, 27, 67]. Однако, снижение эксплуатационных затрат при совместном использовании ПОХА и СА достигнуто не было в связи с высокой стоимостью «АКВА-АУРАТ™ 30».

Анализ литературных данных позволяет сделать вывод о том, что совместное использование коагулянтов ПОХА и СА для реагентной обработки вод поверхностных источников Волжского бассейна может быть признано целесообразным только в периоды с низкой температурой, рН и щелочностью воды. В остальные периоды года применение сульфата алюминия в качестве коагулянта является экономически более выгодным. Снижение доз СА в осенне-зимний период и улучшение технико-экономических показателей процесса водоподготовки может быть достигнуто за счёт оптимизации режимов ввода и перемешивания коагулянта с обрабатываемой водой.

1.2. Способы перемешивания воды с коагулянтами. Типы смесителей, применяемых на водопроводных очистных сооружениях

В современных технологиях очистки воды время смешения реагентов не должно превышать 1-2 мин, чтобы предотвратить необратимое разбивание образующихся микрохлопьев. На практике обычно при таком времени перемешивания градиент скорости G в смесительных устройствах не превышает 300 с^{-1} . В некоторых случаях увеличение G до 1000 с^{-1} и более позволяет сократить время перемешивания до нескольких секунд [75].

Эффект осветления природных вод во многом зависит от выбранного способа перемешивания. Применяются три основных способа перемешивания:

- гидравлический;
- механический;
- пневматический,

каждый из которых, в свою очередь, определяет тип смесителя водопроводных очистных сооружений.

В смесителе гидравлического типа турбулизация потока создается за счёт устройства местных сопротивлений. К числу наиболее распространённых гидравлических смесителей относятся безнапорные вертикальные, дырчатые и перегородчатые (с вертикальным или горизонтальным движением воды). Расчётные средние значения градиента скорости для безнапорных гидравлических смесителей рекомендуются в пределах [9]:

- вихревой $G=140 \text{ с}^{-1}$;
- дырчатый и перегородчатый $G=159 - 178 \text{ с}^{-1}$.

При определении величины градиента скорости (формула (1.4)) для безнапорных дырчатых и перегородчатых гидравлических смесителей величина W , Па/с, определяется по формуле

$$W = \frac{(H_0 - H_k) \cdot \rho \cdot g}{t} = \frac{(H_0 - H_k) \cdot \rho \cdot g \cdot Q}{V}, \quad (1.5)$$

где H_0 – глубина потока, м, в начальном сечении смесителя;

H_k – глубина потока, м, в конечном сечении смесителя;

ρ – плотность воды, кг/м³;

t – время смешения, с;

Q, V – соответственно расход, м³/с, воды и объем смесителя, м³.

Уравнение (1.5) справедливо для случая, когда скорость потока воды в начальном и конечном сечениях смесителя одинаковы.

Для вертикального смесителя величина мощности, затрачиваемой на перемешивание единицы объёма воды, может быть определена по формуле

$$W = \frac{(P_m - \rho \cdot g \cdot H_c) + 0,5 \cdot \rho (v_1^2 - v_2^2)}{t}, \quad (1.6)$$

где P_m – давление воды, Па, фиксируемое манометром на входе в смеситель;

H_c – высота смесителя, м;

v_1 и v_2 , – соответственно скорости потока воды на входе и на выходе из вертикального смесителя, м/с.

К напорным гидравлическим смесителям относятся шайбовые (диафрагменные) и смесители с насадками, устанавливаемые непосредственно в трубопроводе, подающим исходную воду на очистные сооружения. Такие смесители называются статическими. Они характеризуются очень высокими градиентами скорости (до 1000 с^{-1} и выше) и малым временем пребывания воды в них.

Потери напора, м, в напорных гидравлических смесителях определяются по формуле

$$\Delta h = \xi \frac{v^2}{2g}, \quad (1.7)$$

где ξ – коэффициент местного сопротивления смесителя (диафрагмы, вставки и т.д.);

v – скорость движения воды в трубопроводе за местным сопротивлением, м/с.

Потери напора в статических смесителях могут изменяться от 0,3 м до 5 м [37, 75].

Значение удельной мощности, затрачиваемой на перемешивание в статических смесителях

$$W = \frac{\xi \cdot \rho \cdot v^2}{2t} = \frac{\xi \cdot \rho \cdot Q^3}{2 \cdot V \cdot \omega^2}, \quad (1.8)$$

где ω и V – площадь и объем трубопровода за статическим смесителем.

К напорным гидравлическим смесителям можно отнести также смеситель Turbactor [17, 75], представляющий собой реактор, в котором перемешивание воды с реагентами происходит с помощью гидроэжектора (рисунок 1.1).

Смеситель Turbactor состоит из двух зон:

- зоны турбулентного перемешивания, которое осуществляется с помощью гидроэжектора;

- зоны контакта, где происходят процессы образования микрохлопьев скоагулированной взвеси.

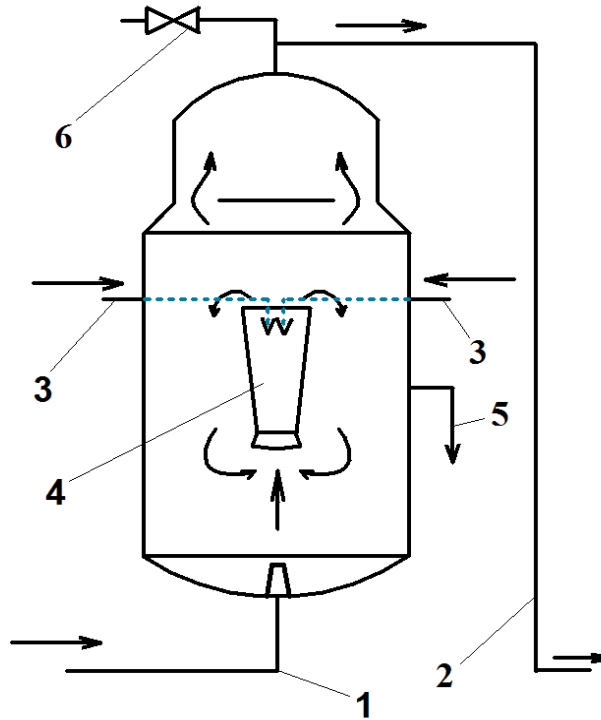


Рисунок 1.1. Схема смесителя Turbactor:

- 1 – подача исходной воды; 2 – отвод обработанной воды; 3 – подача реагентов;
 4 – гидроэжектор; 5 – рециркуляция для изменения pH обрабатываемой воды;
 6 – выпуск воздуха

Минимальное время пребывания воды в таком смесителе составляет около 2 мин, градиент скорости $G = 600 \text{ с}^{-1}$. Смеситель может изготавливаться из стали или пластмассы.

Все смесители гидравлического типа отличаются конструктивной простотой и надежностью в эксплуатации, однако при расходах воды ниже расчётных значений такие смесители не обеспечивают требуемого эффекта смешения вследствие уменьшения степени турбулизации потока. Обеспечить высокий эффект перемешивания при снижении расхода воды в гидравлических смесителях можно за счёт использования рециркуляции через зону ввода новых порций коагулянта. Такой принцип реализован в пространстве между гидроэжектором и корпусом смесителя Turbactor (см. рисунок 1.1), поэтому он является одним из наиболее совершенных устройств для гидравлического перемешивания воды с реагентами.

Наибольшими возможностями для регулирования степени турбулизации потока и времени пребывания воды в зоне интенсивного перемешивания обладают механические смесители, представляющие собой круглые или квадратные в плане резервуаре (камеры) с плоским или коническим (пирамидальным) днищем [37, 71, 73, 76]. В зависимости от устройства рабочего органа механические смесители могут быть подразделены на лопастные, пропеллерные и турбинные. Количество мешалок на валу зависит от глубины камеры. Время пребывания воды в механическом смесителе составляет от 30 с до 3 мин [76]. Реагент вводится в зону наибольшей турбулентности ближе к лопасти мешалки. Для изменения градиента скорости в зависимости от расхода и качества обрабатываемой воды электродвигатель мешалки оснащают регулятором скорости вращения.

При расчёте градиента скорости G для механических перемешивающих устройств наиболее целесообразно использовать величину потребляемой мощности.

Величина мощности W , Па/с, в формуле (1.4) связана с затрачиваемой на перемешивание мощностью N , Вт, следующим выражением [9]

$$W = \frac{N}{V} = \frac{2\pi \cdot M_n}{V}, \quad (1.9)$$

где V – объём перемешиваемой воды, м³;

n – частота вращения вала мешалки, с⁻¹;

M_n – начальный момент вращения, Н·м.

Частоту вращения для турбинных мешалок принимают в пределах 1,3-1,7с⁻¹, для пропеллерных – 25-30 с⁻¹.

Исследования Н. Тамбо [85] показали, что основная часть энергии диссипируется вблизи лопастей мешалки и только 10-20% затрат энергии на перемешивание приходится на основную массу воды.

Повысить эффективность перемешивания воды с коагулянтном в механических смесителях можно, так же, как и в гидравлических перемешивающих устройствах, за счёт применения многократной рециркуляции коагулируемого потока в камере смешения через зоны ввода новых порций реагента. Одна из кон-

струкций механического смесителя с цилиндрической камерой смешения показана на рисунке 1.2.

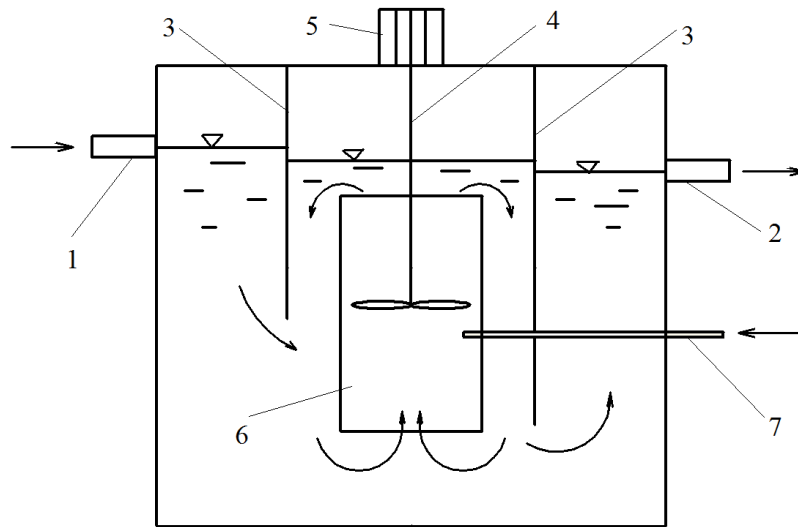


Рисунок 1.2. Пропеллерный смеситель с цилиндрической камерой смешения:

1 – подача исходной воды; 2 – отвод обработанной воды; 3 - струенаправляющие перегородки; 4 – вал мешалки; 5 – электродвигатель; 6 – камера смешения; 7 – подвод реагентов

Пропеллер мешалки, помещённый в цилиндрическую камеру смешения 6, выполняет роль осевого насоса, а пространство между струенаправляющими перегородками 3 и камерой 6 работает как байпасная линия насоса, что обеспечивают высокую степень рециркуляции потока обрабатываемой воды.

Сравнительное влияние гидравлического и механического перемешивания коагулянтов с водой на эффективность очистки воды по результатам обобщенных экспериментальных данных, полученных В.Л. Драгинским, показано на рисунке 1.3.

Анализ представленных экспериментальных данных позволяет сделать вывод о том, что механическое перемешивание улучшает качество очищенной воды по сравнению с гидравлическим перемешиванием и особенно при последующей обработке воды в камере хлопьеобразования.

Анализ потребляемой удельной мощности различных типов перемешивающих устройств по формулам (1.5), (1.6), (1.8) и (1.9) показал, что мощность, необходимая для работы пропеллерного смесителя (наиболее экономичного из

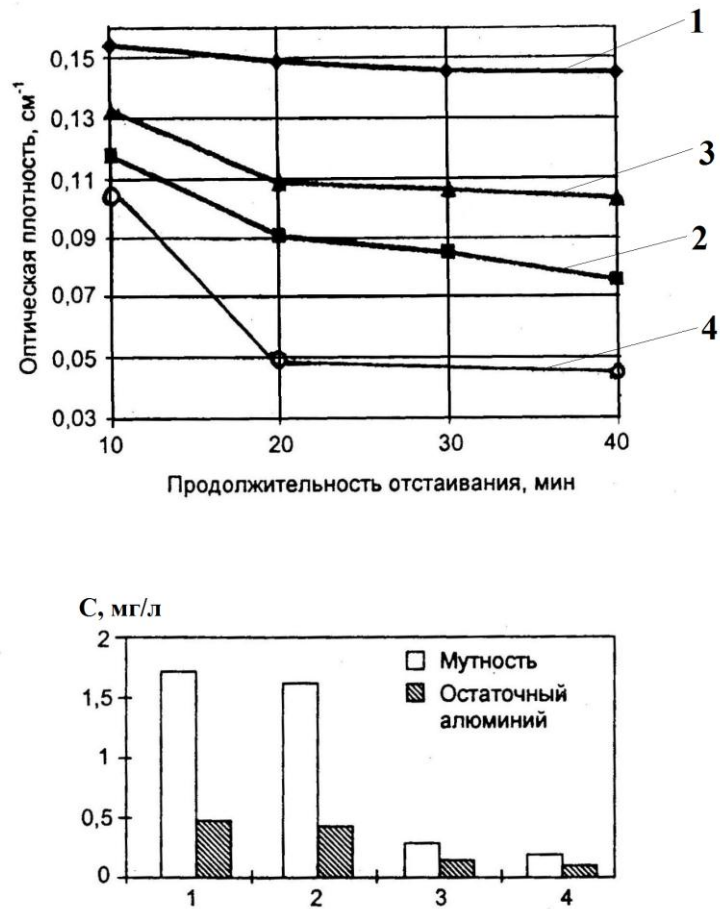


Рисунок 1.3. Влияние режима перемешивания на качество очищенной воды [33]:

- 1 – быстрое перемешивание только в гидравлическом смесителе;
 2 – быстрое гидравлическое перемешивание в смесителе и медленное перемешивание в камере хлопьеобразования; 3 – быстрое перемешивание только в механическом смесителе;
 3 4 – механическое перемешивание в смесителе и камере хлопьеобразования

всех типов механических смесителей) превышает мощность, необходимую для работы гидравлических смесителей в 4-6 раз [37].

Стоимость механических смесителей в среднем, более чем в 3 раза превышает стоимость гидравлических смесителей. Таким образом, по технико-экономическим соображениям применение механических смесителей может быть целесообразным только при периодическом вводе реагента или при невозможности создания необходимого перепада уровней воды в процессе перемешивания.

Значительно интенсифицировать процесс коагуляции примесей позволяет использование пневматического способа перемешивания воды с коагулянтами. По Е.Д. Бабенкову, улучшение коагуляции примесей воды при аэрации обусловлено одновременным протеканием следующих процессов [7]:

- специфического перемешивания воды пузырьками воздуха с возникновением вблизи поверхности каждого всплывающего пузырька интенсивных завихрений;
- ускоренного образования микрохлопьев скоагулированной взвеси на поверхности газовых пузырьков;
- выделение из воды избыточной углекислоты, образующейся в процессе гидролиза коагулянта;
- окисление кислородом воздуха органических примесей.

Аэрирование воды обычно производится в безнапорных смесителях гидравлического типа. Как правило, для подачи воздуха в гидравлический смеситель используются аэраторы из перфорированных труб, располагаемые на глубине не менее 3 м от поверхности воды [64].

Величина удельной мощности, затрачиваемой на перемешивании в пневматическом смесителе может быть определена по формуле

$$W = \frac{q \cdot q_0 \cdot p_0 \cdot \ln\left(\frac{p_0 + \rho \cdot g \cdot H}{p_0}\right)}{V}, \text{ Па/с} \quad (1.10)$$

где q – расход коагулируемой воды;

q_0 – удельный объем воздуха на 1 м³ воды, $q_0=0,1-0,3$ м³/м³;

p_0 – атмосферное давление, Па;

ρ – плотность воды, кг/м³;

H – высота слоя воды над воздухораспределительной системой, м,
($H \geq 3$ м);

V – объём смесителя, м³

Градиент скорости G в смесителях пневматического типа меньше, чем в других типах смесителей и составляет в среднем 40 с⁻¹ [9]. Расчёты, сделанные по

формуле (1.10) показали, что мощность, затрачиваемая на перемешивание 1000 м^3 воды, для пневматического аэратора составляет от 0,7 до 2 кВт. Примерно на таком же уровне (1-1,5 кВт на 1000 м^3 воды) находится данный показатель для механических смесителей. Высокая энергоёмкость пневматических систем в смесителях ограничивает их широкое внедрение на водоочистных комплексах, поэтому метод реагентной обработки с применением аэрирования рекомендован для воды с повышенной мутностью и цветностью [64], что предполагает периодическое применение воздуха для перемешивания (например, в периоды паводка).

Применение пневматического перемешивания может быть более экономичным при концентрированном коагулировании, когда реагент вводится только в часть обрабатываемого потока исходной воды. Такая технология с применением статических смесителей была разработана для очистки воды Сурского водохранилища [26, 27].

В целях интенсификации процессов хлопьеобразования при пневматическом перемешивании предложен способ, предусматривающий одновременную рециркуляцию коагулируемой воды и вакуумирование [2].

1.3. Коагуляция примесей воды в контактных средах. Обоснование предлагаемого способа интенсификации процессов коагуляции в смесителях гидравлического типа

Многочисленные экспериментальные данные, полученные в результате исследований, приведенных в НИИ ВОДГЕО, НИИ КВОВ АКХ им. К.Д. Памфилов, МГСУ, Ростовского и Новосибирского архитектурно-строительного университетов, ВНИИ железнодорожного транспорта [7, 10, 12, 13, 15, 35, 38, 48, 56, 68, 76] показали, что коагуляционное структурообразование значительно ускоряется в присутствии дополнительных поверхностей раздела фаз. Образование таких посторонних поверхностей достигается за счёт аэрирования воды пузырьками воздуха, введением замутнителей, а также пропусканием воды через взвешенные или стационарные слои контактной массы.

В качестве контактной массы могут выступать хлопья ранее образовавшегося осадка, а также частицы песка, антрацита, дробленного керамзита, щебня или гравия. Адсорбция скоагулированных примесей воды на поверхности частиц зернистой контактной массы получила название контактной коагуляции. Характерной особенностью данного процесса является высокая скорость прилипания образующихся после введения коагулянта микрохлопьев к зернам контактной массы, которая намного превышает скорость взаимной агломерации частиц примесей и продуктов гидролиза коагулянта в свободном объеме воды. Другими отличительными особенностями контактной коагуляции является независимость процесса от щелочности и температуры воды, а также меньшее влияние рН на процесс хлопьеобразования [76]. Дозы коагулянта при контактной коагуляции, как правило, на 30-40% меньше, чем дозы, требуемые для коагулирования примесей в свободном объеме. Так как при незначительной мутности воды, характерной для большинства рек бассейна Средней Волги хлопьеобразование в слое взвешенного осадка неэффективно, в дальнейшем будем рассматривать работу устройств с зернистой контактной массой. К числу таких устройств относятся смесители со взвешенным слоем зернистого материала, контактные осветлители, а также реакторы-осветлители.

Теоретические и экспериментальные исследования параметров работы вертикального смесителя со взвешенным (фонтанирующим) слоем мелкозернистого песка (рисунок 1.4) были проведены Е.Д. Бабенковым и Т.П. Лимоновой [10].

Для определения требуемой высоты плотного слоя песка в смесителе авторами работы [10] предложена формула

$$L = \frac{L_{\phi}}{(1+e)} = \frac{\alpha \cdot K \cdot a \cdot d_{\phi} \cdot v_{\text{эф}}}{6 \cdot \Gamma \cdot m_{\phi}}, \quad (1.11)$$

где L_{ϕ} – высота взвешенного слоя песка, см;

e – относительное расширение загрузки;

K – коэффициент, для $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, $K=0,46$;

α – коэффициент эффективности осаждения продуктов гидролиза коагулянта (ПГК) на зернах загрузки, для $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, $\alpha =0,23$;

- d_3 – эквивалентный диаметр зерен песка, мм;
 $v_{вф}$ – истинная скорость подъема зёрен в смесителе, см/с;
 Γ – удельная сорбция ПГК на зёрнах загрузки, мг/с·см²;
 m_B – объёмный коэффициент взвеси, $m_B=1,9-2,2$;
 a – доза коагулянта по безводному продукту, мг/л.

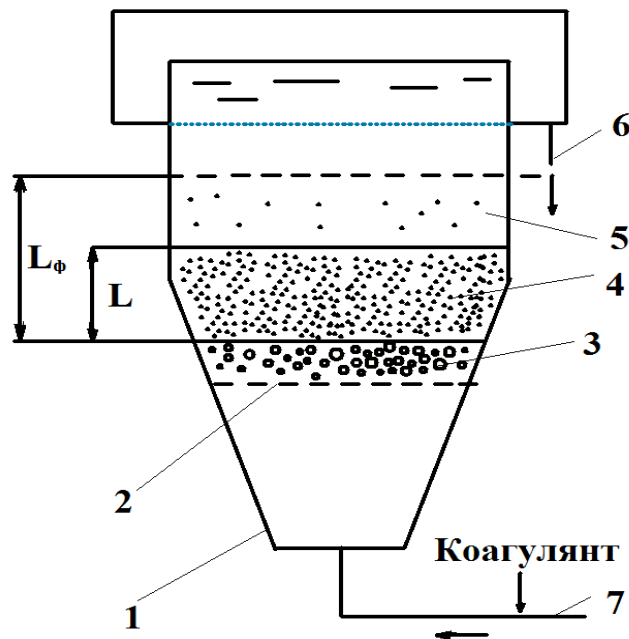


Рисунок 1.4. Схема вертикального смесителя в фонтанирующим слоем мелкозернистого песка:

- 1 – корпус; 2 – колосниковая решетка; 3 – слой гравия; 4 – слой песка в плотном состоянии; 5 – слой песка во взвешенном состоянии; 6 – трубопровод для отвода воды; 7 – трубопровод для подачи воды

По данным экспериментов рекомендуемые значения скорости восходящего потока и относительного расширения загрузки составили $v_{вф}=12-16$ см/с, $e=0,3-0,5$. Результаты эксплуатации вертикального смесителя со слоем песка $d_3=0,8$ мм, $L=1000$ мм и слоем гравия 400 мм на водоочистой станции показали увеличение прозрачности воды после осветлителей в 2 раза, что позволило снизить грязевую нагрузку на фильтры. Авторами работы [10] было предложено использовать смесители с фонтанирующим слоем мелкозернистого песка при содержании взвеси в исходной воде до 100 мг/л. Недостатком смесителя предложенного Е.Д. Бабенковым и Т.П. Лимоновой является высокая вероятность выноса песка в отводящий трубопровод при увеличении расхода обрабатываемой воды.

В Новосибирском ГАСУ с целью повышения эффективности работы сооружений очистки маломутных природных вод с высоким содержанием органических соединений разработан реактор-осветлитель, действующий по принципу контактной коагуляции [15, 61, 68]. Схема реактора-осветлителя НГАСУ показана на рисунке 1.5.

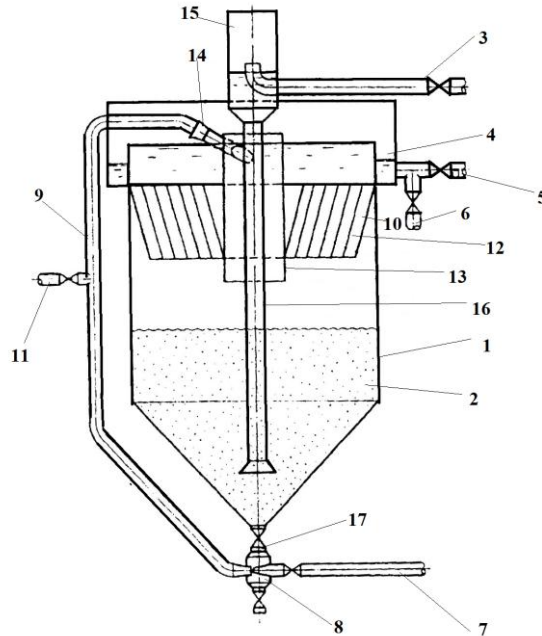


Рисунок 1.5. Реактор-осветлитель НГАСУ (Сибстрин):

1 – корпус; 2 – контактная загрузка; 3 – трубопровод подачи исходной воды; 4 – сборный желоб; 5 – отводящий трубопровод; 6 – трубопровод отвода промывной воды; 7 – трубопровод подачи промывной воды; 8 – эжектор подачи пульпы; 9 – трубопровод подачи пульпы в верхнюю часть корпуса; 10 – конические диафрагмы; 11 – трубопровод выпуска пульпы; 12 – конический тонкослойный модуль; 13 – полупогружной цилиндр; 14 – воздушный эжектор; 15 – воздухоотделитель; 16 – опускная распределительная труба; 17 – трубопровод, соединяющий эжектор подачи пульпы с нижней частью корпуса реактора

Исходная вода, обработанная реагентами по трубопроводу 3 подаётся в воздухоотделитель 15 и по опускной трубе 16 попадает в нижнюю зону реактора. Далее вода проходит снизу вверх через слой контактной массы, в качестве которой используется кварцевый песок или другой мелкозернистый материал, удовлетворяющий требованиям по механической прочности и химической стойкости, в частности, горелые породы [15]. Скорость восходящего потока воды подбирается такой, чтобы обеспечить минимальное расширение зернистого слоя загрузки,

устраняющее застойные зоны. Во взвешенном слое контактной массы происходит контактная коагуляция и образование гидроокисного осадка, обладающего большой сорбционной поверхностью. Кроме того, в результате адсорбции органических коллоидных примесей на поверхности частиц контактной массы и осадка, происходит осветление и обесцвечивание речной воды. Оптимальные параметры работы реактора-осветлителя при очистке поверхностных вод следующие [15]:

- диаметр зёрен контактной загрузки – 0,59 мм;
- высота плотного слоя чистой загрузки – 1,16 м;
- степень расширения загрузки при работе – 12%;
- скорость восходящего потока воды – 8 м/ч;
- грязеемкость загрузки – 1,9 кг/м³;
- продолжительность цикла осветления – до 24 часов.

Цикл осветления заканчивается при величине выноса, превышающей 10 мг/л по мутности. Затем загрузка подвергается промывке с помощью эжектора 8 (см. рисунок 1.5) для её регенерации и повторного использования.

Как показали исследования Е.Ф. Кургаева, переход плотного зернистого слоя во взвешенное состояние начинается при значении скорости восходящего потока воды 12мм/с или 43,2 м/ч [48], что подтверждается рекомендациями СНиП [69] для выбора интенсивности промывки фильтровальных сооружений (минимальная рекомендуемая интенсивность промывки 12 л/с·м², что соответствует скорости восходящего потока воды 12 мм/с). В реакторе-осветлителе конструкции НГАСУ скорость потока выше 43м/ч могут быть только в нижней конической части корпуса на выходе потока из опускной распределительной трубы 16 (см. рисунок 1.5). Таким образом, нижняя часть слоя контактной массы находится во взвешенном состоянии и работает как смеситель с фонтанирующим слоем, а остальная масса слоя зернистой загрузки (в верхней части конического днища и цилиндрической части корпуса реактора) находится в плотном состоянии и работает как контактный осветлитель. При таких условиях возрастает вероятность возникновения зон с повышенной скоростью фильтрации за счёт местного импульсного «прорыва» нижнего взвешенного слоя, что приводит к выносу задер-

жанных загрязнений из реактора-осветлителя. С другой стороны, по причине нестационарности нижнего взвешенного слоя в верхней части контактной загрузки могут возникать застойные зоны с почти нулевой скоростью фильтрации, особенно при снижении расхода обрабатываемой воды, что также является нежелательным явлением.

Проведенный анализ показал, что использование мелкозернистой загрузки, находящейся во взвешенном состоянии, для контактной коагуляции как в смесителях, так и в осветлительных сооружениях имеет ряд эксплуатационных недостатков.

Контактные осветлители, в которых процессы коагуляции примесей и их последующее удаление из воды происходят в толще стационарной загрузки, работают гораздо более устойчиво, чем сооружения со взвешенным слоем контактной массы. При очистке воды на контактных осветлителях коагулянт вводится в речную воду непосредственно перед её поступлением в загрузку.

Контактная коагуляция начинается в гравийном поддерживающем слое, где практически происходит стадия ортокинетического перемешивания коагулянта с исходной водой. При попадании воды в верхние мелкозернистые слои загрузки контактная коагуляция примесей протекает одновременно с процессом осветления. Необходимо отметить, что контактные осветлители работают при скоростях фильтрования 4 – 5,5 м/ч, которые соответствуют ламинарному режиму движения жидкости в порах гравийной и песчаной загрузок.

Эффект контактной коагуляции был отмечен Д.М. Минцем при проведении экспериментов по фильтрованию обработанной коагулянтной воды через слой гравия [56] в режиме близком к турбулентному. В течение 20 мин после начала процесса фильтрования наблюдалось незначительное помутнение воды, выходящей из слоя, что соответствовало накоплению осадка в порах гравийной загрузки. Далее интенсивность выноса взвеси увеличивалась, а также увеличивался размер выносимых частиц до хорошо сформированных компактных хлопьев. После этого устанавливался режим равновесия, когда в течение десятков часов концентрация суспензии на выходе не изменялась, но непрерывно совершался обмен пер-

вичных частиц, поступающих в гравийный слой и прилипавших к зёрнам загрузки, на вторичные частицы – хлопья, выносившиеся из загрузки вследствие воздействия гидродинамических сил фильтрационного потока на непрочные структуры отложений в толще слоя [56].

На рисунке 1.6 представлены графики изменения относительного коэффициента сопротивления \bar{K} загрузки из щебня крупностью 3-5 мм при турбулентном режиме фильтрования, экспериментально полученные П.А. Грабовским [25] и подтверждающие выводы Д.М. Минца.

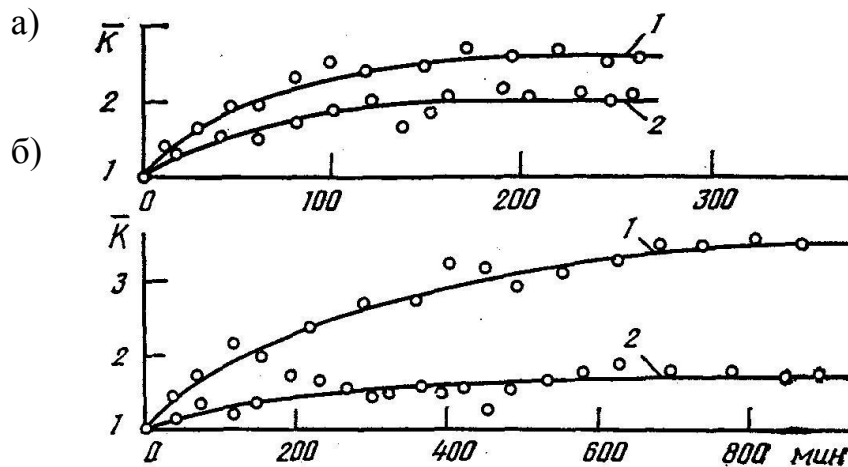


Рисунок 1.6. Зависимость гидравлического сопротивления пористого слоя от времени фильтрования коагулированной (а) и некоагулированной (б) воды при скорости её движения:

1 – 15 см/с; 2 – 5 см/с [25]

Анализ полученных графиков показывает, что сопротивление загрузки при фильтровании загрязнённой воды с мутностью до 700 мг/л вначале растёт, а затем стабилизируется и в дальнейшем не изменяется при заданной скорости фильтрации и качестве исходной воды. Степень коагуляции пор загрузки возрастает с увеличением скорости фильтрования, что может быть объяснено более плотным прикреплением частиц примесей на зёрнах щебня.

При очистке природной воды с малой мутностью и цветностью с использованием коридорных осветлителей со взвешенным слоем осадка процесс хлопьеобразования протекает малоэффективно. Для его интенсификации нижнюю коническую часть осветлителей загружают гравием или щебнем [76].

В гравийном слое благодаря контактной коагуляции процесс агломерации взвеси протекает с образованием плотных и крупных хлопьев, обеспечивающих затем хороший эффект осветления воды. Пригрузку производят на высоту 70 см, крупность гравия или щебня – 20-50 мм [76]. Их механическая прочность и химическая стойкость должны соответствовать требованиям, предъявляемым к фильтрующим материалам, используемым при подготовке водопроводной воды.

Расчётная скорость выхода воды из отверстий водораспределительной трубы осветлителя составляет 1,5-2 м/с, поэтому в нижней части конуса с гравийной загрузкой процесс контактной коагуляции будет проходить в условиях турбулентного фильтрования. В верхней части конического днища осветлителя турбулентный режим контактной коагуляции будет постепенно переходить в ламинарный.

Способ контактной коагуляции при турбулентном фильтровании через крупнозернистую загрузку может быть использован на водоочистных станциях с реагентной обработкой и двухступенчатой схемой осветления природной воды отстаиванием и фильтрованием. На таких станциях смесительные камеры с контактной загрузкой из гравия или щебня можно устанавливать перед камерами хлопьеобразования отстойников в качестве самостоятельных сооружений или как дополнительные элементы в составе типовых смесителей для интенсификации процессов образования микрохлопьев скоагулированных примесей.

Использование крупнозернистой контактной массы в смесителях может быть целесообразным при любой производительности очистных сооружений вследствие незначительного гидравлического сопротивления крупных фракций загрузки и весьма высоких значений скорости фильтрования.

Выбор оптимальных режимов коагулирования воды с применением контактных смесительных камер с крупнозернистыми загрузками должен быть сделан на основе теоретических и экспериментальных исследований.

Выводы:

1. На большинстве водопроводных очистных станций (ВОС) Поволжского региона для удаления гетерофазных примесей из поверхностных вод в качестве коагулянта используется сернокислый алюминий, который имеет слабую коагулирующую способность при низких температурах, мутности и щелочности воды. Улучшение качества очистки природной воды поверхностных источников Волжского бассейна в осенне-зимний период года может быть достигнуто совместным использованием коагулянтов на основе полиоксихлорида алюминия (ПОХА) и СА. Однако высокая стоимость ПОХА не позволяет улучшить технико-экономические показатели водоочистки.

2. Анализ литературных источников показал, что в процессе водоподготовки эффективность использования любого вида коагулянта зависит от выбранного режима его перемешивания с обрабатываемой водой. Гибкое регулирование интенсивности перемешивания и процессов хлопьеобразования при постоянно изменяющемся качестве воды поверхностных источников обеспечивается в механических и пневматических смесителях, позволяющих уменьшить расход коагулянта при одновременном улучшении качества осветленной воды. Недостатком таких смесителей является высокая энергоёмкость, не позволяющая осуществлять их широкое внедрение на водоочистных комплексах.

3. Метод контактной коагуляции с использованием зернистой загрузки обеспечивает высокую скорость агломерации примесей в условиях низкой мутности воды и температуры воды. Применение в составе технологических линий ВОС конструкций гидравлических смесителей, совмещающих в себе процессы коагуляции в свободном объёме и на поверхности крупнофракционной контактной загрузки, позволит уменьшить зависимость коагулирующей способности СА от температуры, щелочности и рН воды поверхностных источников, а также снизить дозы коагулянта при сохранении высокого качества очистки.

2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ ДВИЖЕНИЯ ВОДЫ И КОАГУЛЯЦИИ ПРИМЕСЕЙ В ТОЛЩЕ ЗЕРНИСТОЙ ЗАГРУЗКИ

2.1. Закономерности фильтрации воды в зернистой пористой среде при различных режимах движения. Фильтрующие материалы и их характеристики

Под фильтрацией подразумевается движение различных незагрязнённых жидкостей в пористой среде [42]. Структура пористой среды определяется пористостью и удельной поверхностью частиц.

Пористость зернистой загрузки определяется из соотношения [50]

$$m = \frac{V_n}{V}, \quad (2.1)$$

где V – общий объём фильтрующей загрузки, м^3 ,

$$V = V_n + V_z, \quad (2.2)$$

здесь V_n и V_z – соответственно объёмы пор и твёрдых зёрен, заключённых в объёме V , м^3 .

Удельная поверхность частиц определяется по формуле

$$\omega = \frac{S}{V}, \text{ м}^{-1} \quad (2.3)$$

где S – суммарная поверхность частиц фильтрующей загрузки в объёме V , м^3 .

При фильтрации однофазных жидкостей геометрическая структура зернистой загрузки не изменяется в процессе фильтрования. В гидравлических расчётах по фильтрации одной из основных характеристик является гидравлический радиус [49, 56]

$$R = \frac{m}{\omega} = \frac{m d_{ш}}{6\alpha_{\phi}(1-m)}, \text{ м} \quad (2.4)$$

где $d_{ш}$ – диаметр шара, равновеликого по объёму зерну фильтрующего материала, м ;

α_{ϕ} – коэффициент формы зерна ($\alpha_{\phi} \geq 1$), представляющий собой отношение площади поверхности зерна к площади поверхности равновеликого по объёму шара. Часто для упрощения расчётов α_{ϕ} принимают равным 1.

Число Рейнольдса при фильтрации [49, 50]

$$\text{Re} = \frac{u \cdot R}{\nu} = \frac{u \cdot R \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.5)$$

где u – действительная (истинная) скорость движения жидкости по поровым каналам, м/с;

ρ – плотность жидкости, кг/м³;

ν и μ – соответственно кинематический и динамический коэффициенты вязкости, м²/с и Па·с.

Расчётная скорость фильтрации v связана с действительной скоростью соотношением

$$v = m \cdot u. \quad (2.6)$$

Подставляя выражение скорости из (2.6) в (2.5) с учётом (2.4) получим

$$\text{Re} = \frac{v \cdot R \cdot \rho}{m \cdot \mu} = \frac{v \cdot \rho}{\omega \cdot \mu}. \quad (2.7)$$

Для области чисел Рейнольдса $\text{Re} < 5$ наблюдается ламинарный режим движения жидкости в порах загрузки, при котором имеет место линейный закон зависимости скорости фильтрации от гидравлического уклона i [49, 56]

$$v = K_{\phi} \cdot i = K_{\phi} \frac{H}{h}, \quad (2.8)$$

где K_{ϕ} – коэффициент фильтрации, м/с;

H – падение напора при движении жидкости через пористую среду, м;

h – высота (длина) фильтрующего слоя, м.

Л.С. Лейбензоном предложена формула для определения действительной скорости движения жидкости в фильтрующем слое [50]

$$u = \left(\frac{8}{\alpha} \right)^s \frac{\mu^{1-2s} \cdot R^{3s-1}}{\rho^{1-s}} \left(\frac{P}{h} \right)^s \quad (2.9)$$

где α – коэффициент, зависящий от s ;

s – показатель, зависящий от числа Рейнольдса, $s = 1$ при ламинарной фильтрации и $s = 0,5$ при турбулентной;

P – падение гидродинамического давления по длине h , Па.

В случае ламинарной фильтрации формула (2.9) приводится к виду [50]

$$u = \frac{K P}{\mu h}, \quad (2.10)$$

где K – проницаемость, м², связанная с коэффициентом проницаемости K_0

соотношением [50]

$$K = m \cdot K_0. \quad (2.11)$$

Выражая перепад давления P через ρgH с учётом (2.11) из (2.10) получим выражение для определения скорости фильтрации при ламинарном режиме движения через коэффициент проницаемости

$$v = \frac{m \cdot K_0}{\mu} \frac{\rho \cdot g \cdot H}{h} = \frac{m \cdot K_0 \cdot g}{\nu} \cdot i, \text{ м/с}. \quad (2.12)$$

Важной характеристикой при движении жидкости через зернистый слой является коэффициент сопротивления, являющийся функцией числа Рейнольдса. Зависимость между коэффициентом сопротивления фильтрующей загрузки и числом Рейнольдса в общем виде выглядит следующим образом [3, 56]

$$\psi = \frac{A}{\text{Re}} + B, \quad (2.13)$$

где A и B – безразмерные параметры.

На основании обработки большого количества экспериментальных данных Т. Карман предложил формулу для определения коэффициента сопротивления [56]

$$\psi = \frac{5}{\text{Re}} + \frac{0,4}{\text{Re}^{0,1}}. \quad (2.14)$$

При развитой турбулентной фильтрации ($\text{Re} > 70$) зависимость (2.14) переходит в форму

$$\psi = \frac{0,4}{\text{Re}^{0,1}} = B. \quad (2.15)$$

Авторами работы [3] предложена универсальная зависимость для определения коэффициента сопротивления при любом режиме движения жидкости

$$\psi = \frac{36,3}{\text{Re}} + 0,4. \quad (2.16)$$

Формула (2.16) была выведена на основе математической обработки экспериментальных данных, полученных на лабораторных колонках (реакторах), имеющих размеры

$$\frac{D}{d_u} > 20, \quad \frac{H}{d_u} > 20,$$

где D и H – соответственно диаметр колонки и высота фильтрующей загрузки;

$d_{ш}$ – диаметр металлических шариков, используемых в качестве фильтрующей загрузки.

Я.Ф. Батищевым [11] были проведены эксперименты для малых отношений диаметра колонки к диаметру рассыпанных шаров $\frac{D}{d_{ш}}=1,177 - 1,426$, что характерно для модели так называемого «однорядного» реактора, весьма часто используемой в лабораторных исследованиях. Обработка экспериментальных данных, полученных Я.Ф. Батищевым, показала, что коэффициент сопротивления для «однорядного» реактора может быть определён по формуле [3]

$$\psi = \frac{43,56}{\text{Re}} + 0,225. \quad (2.17)$$

Так как при постоянных значениях ω , ρ и μ число Рейнольдса определяется только значением скорости фильтрования, определим параметры, влияющие на величины u и v при турбулентном режиме движения жидкости.

Из формулы (2.9) следует, что при $s=0,5$ (турбулентный режим фильтрации) скорость течения жидкости не зависит от вязкости.

В этом случае [50]

$$u = \frac{m\sqrt{R}}{\beta\sqrt{\rho}} \sqrt{\frac{P}{h}}, \text{ м/с} \quad (2.18)$$

где β – коэффициент, определяемый по формуле

$$\beta = \sqrt{\frac{\alpha}{8}}. \quad (2.19)$$

Подставляя в (2.18) вместо P произведение $\rho \cdot g \cdot h$ получим для действительной скорости

$$u = \frac{m\sqrt{R}}{\beta\sqrt{\rho}} \sqrt{\frac{\rho \cdot g \cdot H}{h}} = \frac{m}{\beta} \sqrt{R \cdot g \cdot i}, \text{ м/с} \quad (2.20)$$

и для расчетной скорости фильтрации

$$v = \frac{m^2}{\beta} \sqrt{R \cdot g \cdot i}, \text{ м/с}. \quad (2.21)$$

В общем виде формулу (2.21) можно записать [49]

$$v = K_T \sqrt{i}, \text{ м/с}, \quad (2.22)$$

где K_T – коэффициент турбулентной фильтрации, м/с.

Для практических расчётов различными авторами были предложены формулы определения скоростей фильтрации при турбулентном режиме. В фильтрующем слое с частицами размером от 1 до 6 см скорость фильтрации может быть определена по формуле С.В. Избаша [49]

$$v = \left(20 - \frac{14}{d_3}\right) \cdot m \cdot \sqrt{i \cdot d_3}, \text{ см/с}, \quad (2.23)$$

где d_3 – средний диаметр частиц фильтрующей загрузки, м.

П.И. Гордиенко предложена формула для определения коэффициента турбулентной фильтрации [49] в загрузке с диаметром частиц d , см

$$K_T = 18 \cdot m \sqrt{d_3}, \text{ см/с} \quad (2.24)$$

Линейный закон фильтрации (2.8) применим при скоростях меньших некоторых критических значений

$$v < v_{кр}. \quad (2.25)$$

Критическую скорость можно определить по формуле М.Д. Миллионщикова [49]

$$v_{кр} = 0,022 \cdot m \cdot v \cdot \sqrt{\frac{m}{K_0}}, \text{ м/с}. \quad (2.26)$$

Коэффициент проницаемости связан с коэффициентом фильтрации соотношением

$$K_0 = \frac{K_\phi v}{\rho}, \text{ м}^2. \quad (2.27)$$

Некоторыми исследователями были сделаны попытки вывода универсальных зависимостей скорости движения от гидравлического уклона при любых режимах фильтрации. Например, известна формула Кребера для воды [50]

$$u = 173 \left(\frac{d_3}{90} \cdot i \right)^n, \quad (2.28)$$

выражающая действительную скорость движения в см/с. В формуле (2.28) средний диаметр d_3 частиц фильтрующей загрузки измеряется в см, а показатель степени n равен

$$n = \frac{0,8 + d_3}{0,8 + 2d_3}. \quad (2.29)$$

Формула (2.28) применима только для фильтрующих загрузок с диаметром частиц не менее 0,5 мм. Для частиц очень малого диаметра показатель n близок к единице, и тогда формула Кребера будет выражать линейный закон фильтрации. При больших значениях d_3 показатель n стремится к 0,5 и выражение (2.28) переходит в формулу для квадратичного значения фильтрации

$$u = B_1 \cdot \sqrt{d_3 \cdot i}, \quad (2.30)$$

где B_1 – постоянная, определяемая из опыта.

Для расчётной скорости фильтрации формула (2.30) будет иметь вид

$$v = B_1 \cdot m \sqrt{d \cdot i}, \quad (2.31)$$

где произведение $B_1 \cdot m \sqrt{d}$ является коэффициентом турбулентной фильтрации K_T .

Рассмотрим напорное движение жидкости в слое фильтрующей загрузки, ограниченной водонепроницаемой поверхностью (рисунке 2.1).

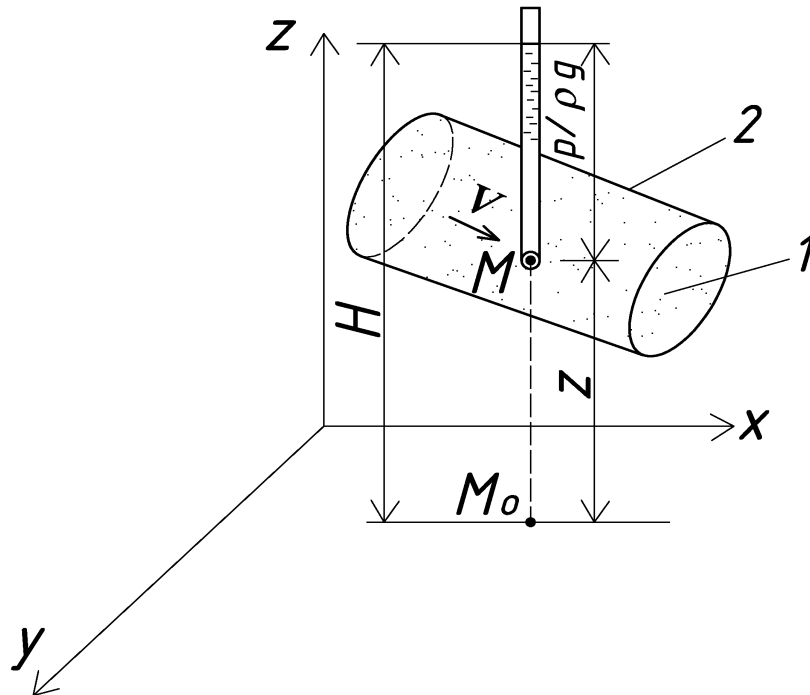


Рисунок 2.1. Выделенный элемент потока жидкости в фильтрующем слое:

1 – фильтрующий слой; 2 – непроницаемая поверхность

Уравнение неразрывности для потока жидкости в пористой среде для пространственных координат x, y, z имеет вид [50]

$$\frac{\partial}{\partial t}(m \cdot \rho) + \frac{\partial}{\partial x}(v_x \cdot \rho) + \frac{\partial}{\partial y}(v_y \cdot \rho) + \frac{\partial}{\partial z}(v_z \cdot \rho) = 0, \quad (2.32)$$

где v_x, v_y, v_z – проекции скорости фильтрации по координатным осям, м/с.

В недеформируемой пористой среде $\frac{\partial m}{\partial t} = 0$. В этом случае уравнение (2.32) выглядит следующим образом

$$m \frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(v_x \cdot \rho) + \frac{\partial}{\partial y}(v_y \cdot \rho) + \frac{\partial}{\partial z}(v_z \cdot \rho) = 0. \quad (2.33)$$

Уравнения Эйлера для потока жидкости в координатах x, y, z для установившегося движения

$$\left. \begin{aligned} X - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x} &= v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} \\ Y - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial y} &= v_y \frac{\partial v_y}{\partial y} \\ Z - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial z} &= v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} \end{aligned} \right\}, \quad (2.34)$$

где X, Y, Z – проекции ускорений массовых сил на координатные оси, м/с²;

P – давление, Па.

Если пренебречь проекциями ускорения фильтрационного потока, вследствие их малых значений, т.е. принять $v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} = v_y \frac{\partial v_y}{\partial y} = v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} = 0$, то уравнения Эйлера запишутся так:

$$\left. \begin{aligned} X - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x} &= 0 \\ Y - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial y} &= 0 \\ Z - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial z} &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (2.35)$$

и, следовательно, принимают вид дифференциальных уравнений равновесия жидкости.

Рассмотрим движение фильтрационного потока под действием силы тяжести. В этом случае [42]

$$X = -F_x; Y = -F_y; Z = -g - F_z, \quad (2.36)$$

где F_x, F_y, F_z – проекции силы сопротивления F , отнесённой к единице массы жидкости, м/с^2 .

По П.Г. Киселёву [42]

$$F = g \cdot i, \quad (2.37)$$

после подстановки значения гидравлического уклона из (2.8) в (2.37) получим для ламинарной фильтрации

$$F = \frac{g}{K_\phi} \cdot v. \quad (2.38)$$

С учетом (2.38) систему уравнений (2.36) можно записать в виде

$$\left. \begin{aligned} X &= -\frac{g}{K_\phi} \cdot v_x \\ Y &= -\frac{g}{K_\phi} \cdot v_y \\ Z &= -g - \frac{g}{K_\phi} \cdot v_z \end{aligned} \right\}. \quad (2.39)$$

В общем случае $K_\phi = f(X, Y, Z, t, P)$.

Из рис. 2.1 видно, что $H = Z + \frac{P}{\rho \cdot g}$ и $P = \rho \cdot g(H - Z)$.

Тогда частные производные давления по осям x, y и z будут равны

$$\frac{\partial P}{\partial x} = \rho \cdot g \frac{\partial H}{\partial x}; \frac{\partial P}{\partial y} = \rho \cdot g \frac{\partial H}{\partial y}; \frac{\partial P}{\partial z} = \rho \cdot g \left(\frac{\partial H}{\partial z} - 1 \right), \quad (2.40)$$

где H – напор, м.

После подстановки значений проекций ускорений из (2.39) и частных производных давления из (2.40) в (2.35), а также последующего решения системы уравнений относительно компонентов расчетной скорости фильтрации по координатным осям x, y, z для ламинарного движения в несжимаемой однородной пористой среде получим

$$v_x = -K_\phi \frac{\partial H}{\partial x}; v_y = -K_\phi \frac{\partial H}{\partial y}; v_z = -K_\phi \frac{\partial H}{\partial z}. \quad (2.41)$$

Для турбулентной фильтрации в формулу (2.37) подставляем значение гидравлического уклона из (2.22) и получим

$$F = \frac{g \cdot v^2}{K_T}. \quad (2.42)$$

Проекция ускорения сил сопротивления для квадратичной области сопротивления

$$F_x = \frac{g \cdot v_x^2}{K_T^2}; \quad F_y = \frac{g \cdot v_y^2}{K_T^2}; \quad F_z = \frac{g \cdot v_z^2}{K_T^2}. \quad (2.43)$$

Выражения ускорений объёмных сил в (2.36) запишутся так:

$$X = -\frac{g \cdot v_x^2}{K_T^2}; \quad Y = -\frac{g \cdot v_y^2}{K_T^2}; \quad Z = -g - \frac{g \cdot v_z^2}{K_T^2}. \quad (2.44)$$

После подстановки (2.44) и (2.40) в уравнения Эйлера (2.35) получим

$$\left. \begin{aligned} -\frac{g \cdot v_x^2}{K_T^2} - g \frac{\partial H}{\partial x} &= 0 \\ -\frac{g \cdot v_y^2}{K_T^2} - g \frac{\partial H}{\partial y} &= 0 \\ -\frac{g \cdot v_z^2}{K_T^2} - g \frac{\partial H}{\partial z} &= 0 \end{aligned} \right\}. \quad (2.45)$$

Решая эту систему относительно компонентов скорости турбулентной фильтрации, получим для несжимаемой однородной пористой среды

$$\left. \begin{aligned} v_x &= -K_T \sqrt{\frac{\partial H}{\partial x}} \\ v_y &= -K_T \sqrt{\frac{\partial H}{\partial y}} \\ v_z &= -K_T \sqrt{\frac{\partial H}{\partial z}} \end{aligned} \right\}. \quad (2.46)$$

Подставляя вместо K_T его значение из (2.31) находим

$$\left. \begin{aligned} v_x &= -B_1 m \sqrt{d_3 \frac{\partial H}{\partial x}} \\ v_y &= -B_1 m \sqrt{d_3 \frac{\partial H}{\partial y}} \\ v_z &= -B_1 m \sqrt{d_3 \frac{\partial H}{\partial z}} \end{aligned} \right\}. \quad (2.47)$$

Анализ формул (2.24), (2.31) и (2.47) показывает, что расчетная скорость фильтрации при квадратичном законе сопротивления зависит от пористости и крупности фильтрующего материала, а также от величины градиента располагаемого напора. Величина пористости крупнозернистых материалов изменяется в незначительных пределах, поэтому определяющими факторами для скорости турбу-

лентной фильтрации являются фракционный состав фильтрующей загрузки, удельная потенциальная энергия потока и длина пути фильтрации по координатным осям.

Крупность и однородность зернистой фильтрующей загрузки определяется ситовым анализом путем просеивания навески материала через ряд калиброванных сит. Калибр сита соответствует диаметру шара, равновеликого по объему наиболее крупным зернам фильтрующего материала, проходящим через данное сито [37, 76]. График гранулометрического состава крупнозернистой загрузки показан на рисунке 2.2.

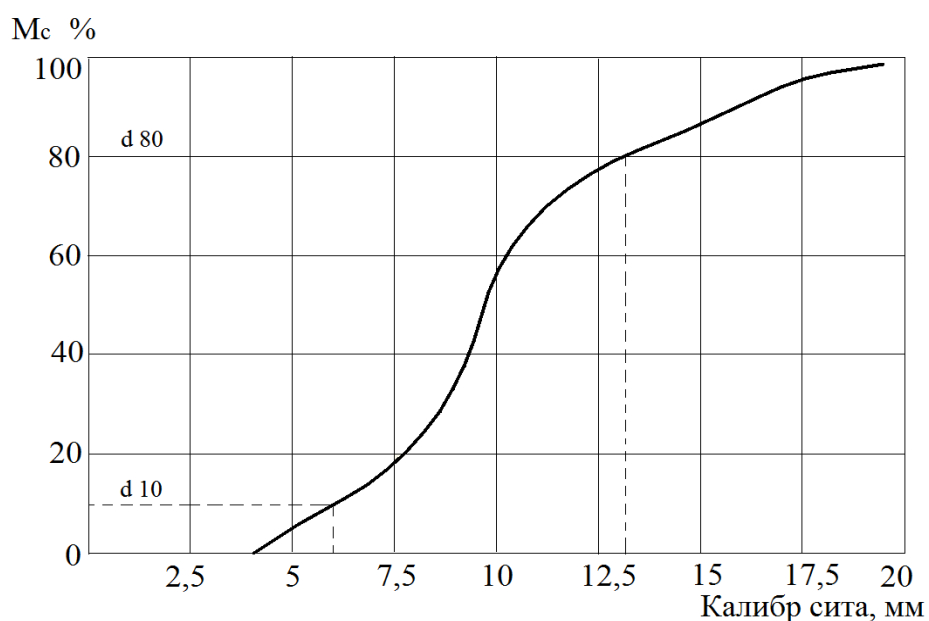


Рисунок 2.2. График ситового анализа фильтрующего материала:

М – количество фильтрующего материала, прошедшего через сито, в % от общей массы навески

По графику ситового анализа определяется эквивалентный диаметр зерен фильтрующего материала, соответствующего диаметру одинаковых шарообразных частиц фиктивной зернистой загрузки [50]

$$d_{\text{экс}} = \frac{100}{\sum \left(\frac{P_i}{d_k} \right)}, \quad (2.48)$$

где P_i – относительное содержание фракций %, оставшихся на сите калибром d_k , мм.

Коэффициент неоднородности фильтрующей загрузки определяется по соотношению

$$K_n = \frac{d_{80}}{d_{10}}, \quad (2.49)$$

где d_{80} и d_{10} – калибры зерен материала, через которые прошло соответственно 80% и 10% зерен по массе.

Пористость фильтрующей загрузки находится по формуле [37]

$$m = 1 - \frac{M}{V \cdot \rho} = 1 - \frac{\rho_n}{\rho}, \quad (2.50)$$

где M – масса отмытого и отсортированного материала, кг, имеющего объем V , м³;

ρ – плотность зерен загрузки, кг/м³;

ρ_n – насыпная плотность, кг/м³.

Важными показателями качества фильтрующей загрузки являются механическая прочность (истираемость и измельчаемость), химическая стойкость по отношению к природной воде, а также содержание микроэлементов, переходящих из материала в воду [4].

К числу материалов, которые могут быть использованы в качестве крупнозернистой контактной загрузки в смесительных устройствах водопроводных очистных сооружений, относятся керамзит, горелые породы, вулканические шлаки, доменные шлаки, стеклянная и фарфоровая крошка, пенополистирол, а также гравий и щебень. Наиболее приемлемыми материалами для контактной коагуляции являются гранитный и гравийный щебень, отличающейся высокой механической прочностью и химической стойкостью [22].

Промышленность РФ выпускает гранитный щебень фракций 0-5 мм, 5-10 мм, 10-20 мм, 20-40 мм, 40-70 мм, 70-120 мм и 120-150 мм. Для гравия существуют фракции 3-10 мм, 10-20 мм и 20-40 мм. Щебень и гравий крупностью от 2 до 40 мм используются в качестве поддерживающих слоев в скорых фильтрах и контактных осветлителях.

Гранулометрический состав фильтрующей загрузки оказывает существенное влияние не только на скорость фильтрации при фиксированном градиенте напора, но и на кинетику отложений примесей в толще загрузки при фильтровании обработанной коагулянтном природной воды, являющейся малоконцентрированной суспензией.

2.2. Влияние отложения загрязнений в порах зернистой загрузки на ее гидравлическое сопротивление при фильтровании малоцентрированной водной суспензии

К моменту поступления воды, обработанной коагулянтom, в слой зернистой загрузки в объеме воды образуются только микроагрегаты (или микрохлопья) слипшихся частиц. Далее процесс коагуляции происходит за счёт сил прилипания микрохлопьев к зернам загрузки. По Б.В. Дерягину сила прилипания, между двумя сферическими частицами определяется по соотношению [31]

$$F = 4\pi\sigma \cdot \frac{r_1 \cdot r_2}{r_1 + r_2}, \text{ Н}, \quad (2.51)$$

где σ – поверхностное натяжение на границе раздела между частицами и водой, н/м;

r_1 и r_2 – соответственно радиусы микрохлопка скоагулированной взвеси и зерна загрузки, м.

Для крупнозернистой фильтрующей загрузки $r_2 \gg r_1$, следовательно, знаменатель в формуле (2.51) приблизительно равен r_2 и тогда формула (2.51) приобретает вид

$$F = 4\pi\sigma \cdot r_1, \text{ Н}. \quad (2.52)$$

Так как силы тяжести и инерции пропорциональны кубу радиуса частиц, то при малом размере примесей воды силы прилипания имеют доминирующее значение.

При движении природной воды, обработанной коагулянтom, в порах крупнозернистой загрузки наблюдается процесс так называемого объемного фильтрования [36, 76]. В основе объемного фильтрования лежат процессы адгезии (прилипание) скоагулированных примесей на поверхности зерен фильтрующего слоя и суффозии (отрыва) агломератов ранее прилипших микрохлопьев в нижние слои загрузки или за ее пределы.

Д.М. Минц, исходя из формулы гидравлического сопротивления пористой среды при ламинарном движении малоцентрированных жидкостей, предложил для случая фильтрования с постоянной скоростью следующее выражение [56-58]

$$\frac{i}{i_0} = \left(\frac{\omega}{\omega_0} \right)^2 \cdot \left(\frac{m_0}{m} \right)^3, \quad (2.53)$$

где i_0, ω_0, m_0 – соответственно гидравлический уклон, поверхность поровых каналов, m^2 , и пористость слоя в начальный момент фильтрования;
 i, ω, m – соответственно гидравлический уклон, поверхность поровых каналов, m^2 , и пористость слоя в момент времени t .

Д.М. Минц из предположения, что в процессе заиления удельная поверхность поровых каналов изменяется незначительно, принял $\frac{\omega}{\omega_0} = 1$ и получил зависимость

$$\frac{i}{i_0} = \left(\frac{m_0}{m} \right)^3 \quad (2.54)$$

или

$$\frac{i}{i_0} = \left(\frac{1}{1-\delta} \right)^3, \quad (2.55)$$

где δ – насыщенность порового пространства отложениями, т.е. отношение объёма отложений к единице объёма пор

$$\delta = \frac{\Delta m}{m_0} = \frac{m_0 - m}{m_0} \quad \text{или} \quad 1 - \delta = \frac{m}{m_0}, \quad (2.56)$$

где Δm - удельный объём осадка.

В.З. Мельцером были проведены экспериментальные исследования изменения удельной поверхности поровых каналов при заилении фильтрующей загрузки в условиях ламинарной фильтрации [51]. Результаты нескольких серий экспериментов В.З. Мельцера показаны на рисунке 2.3. Как видно из графиков, в начале процесса заиления происходит увеличение, а затем снижение удельной поверхности поровых каналов, и при достижении предельного насыщения изменение величины ω прекращается.

При этом величина отношения $\frac{\omega}{\omega_0}$ в одних опытах была несколько больше 1, в других – несколько меньше 1 (см. рисунок 2.3).

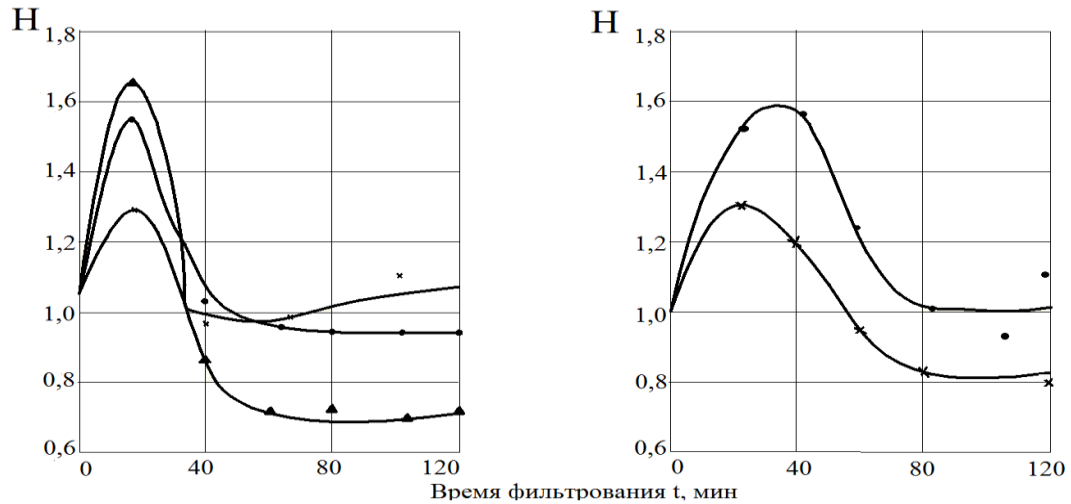


Рисунок 2.3. Изменение удельной поверхности поровых каналов при заилении фильтрующей среды в экспериментах В.З. Мельцера [51]

Таким образом, в состоянии предельной насыщенности порового пространства отложениями можно считать $\omega \approx \omega_0$.

Соотношения (2.53) – (2.56) не показывают зависимости гидравлического уклона от скорости фильтрации и диаметра зерен фильтрующей загрузки в условиях предельной насыщенности.

Д.М. Минцем для ламинарной фильтрации было выведено соотношение между величинами предельных насыщенностей фильтрующей загрузки при различных диаметрах зерен загрузки и скоростью фильтрации [56]

$$1 - \delta_{np2} = (1 - \delta_{np1}) \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^{0.5} \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^{0.25}, \quad (2.57)$$

где δ_{np1} – предельная насыщенность порового пространства, определенная экспериментально при фильтрации природной воды через загрузки с эквивалентным диаметром зерен d_1 при скорости v_1 ;

δ_{np2} – предельная насыщенность, соответствующая значениям v_2 и d_2 , отличным от экспериментальных при условии, что концентрация взвешенных веществ C_0 в природной воде не изменяется.

Если принять по аналогии с (2.55)

$$\frac{i_{np1}}{i_{np2}} = \left(\frac{1 - \delta_{np2}}{1 - \delta_{np1}} \right)^3, \quad (2.58)$$

то получим соотношение между величинами гидравлических уклонов в условиях

предельной насыщенности порового пространства для различных скоростей фильтрования и диаметра зерен загрузки при ламинарном режиме

$$\frac{i_{np1}}{i_{np2}} = \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^{1,5} \cdot \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^{0,75}. \quad (2.59)$$

Из (2.57) и (2.59) следует, что при увеличении скорости фильтрования предельная насыщенность и гидравлический уклон уменьшаются, что находится в противоречии с основными положениями теории фильтрования. Проведенный анализ работ по фильтрованию малоцентрированных водных суспензий показал, что в большинстве исследований рассматриваются закономерности, относящиеся только к ламинарному режиму движения воды в пористых средах, а при изучении турбулентного фильтрования полученные формулы могут быть использованы только для сравнительных оценок.

При турбулентном режиме фильтрования коэффициент сопротивления загрузки определяется по формулам (2.14) - (2.17). Д.М. Минцем было получено уравнение для определения коэффициента ψ в общем виде [56]

$$\psi = \frac{Pm^3 d_3}{L\rho v^2 6\alpha_\phi (1-m)} = \frac{gim^3 d_3}{v^2 6\alpha_\phi (1-m)}, \quad (2.60)$$

где i – гидравлический уклон;

P – перепад давления, Па;

L – длина пути фильтрования, м;

d_3 – средний диаметр загрузки, мм;

α_ϕ – коэффициент формы зерен.

Число Рейнольдса по Д.М. Минцу [56]

$$Re = \frac{\rho v d_3}{6\mu(1-m)\alpha_\phi}. \quad (2.61)$$

Подставляя значение числа Рейнольдса из (2.61) в (2.15) получим

$$\psi = \frac{0,4 \cdot 1,196 \cdot \mu^{0,1} (1-m)^{0,1} \alpha_\phi^{0,1}}{\rho^{0,1} \cdot v^{0,1} \cdot d_3^{0,1}}. \quad (2.62)$$

Приравнивая левые части уравнений (2.60) и (2.61) выведем формулу для определения гидравлического уклона в произвольный момент времени t

$$i = 2,87 \cdot v^{1,9} \cdot \rho^{-0,1} \cdot \mu^{0,1} \cdot \alpha_{\phi}^{1,1} \frac{(1-m)^{1,1}}{m^3 \cdot d_3^{1,1} \cdot g}. \quad (2.63)$$

Для начального момента фильтрования ($t=0$)

$$i_0 = 2,87 \cdot v_0^{1,9} \cdot \rho^{-0,1} \cdot \mu^{0,1} \cdot \alpha_{\phi}^{1,1} \frac{(1-m_0)^{1,1}}{m_0^3 \cdot d_3^{1,1} \cdot g}, \quad (2.64)$$

где v_0 - скорость фильтрования в чистой загрузке, м/с.

Составляя отношение уклонов при постоянной скорости фильтрования, получим

$$\frac{i}{i_0} = \left(\frac{1-m}{1-m_0} \right)^{1,1} \left(\frac{m_0}{m} \right)^3. \quad (2.65)$$

Из (2.56) следует, что

$$1-m = 1-m_0(1-\delta). \quad (2.66)$$

С учётом этого первую дробь в правой части уравнения (2.65) можно представить в виде

$$\frac{1-m}{1-m_0} = \frac{1-m_0+m_0\delta}{1-m_0} = 1 + \frac{m_0\delta}{1-m_0} = F, \quad (2.67)$$

где F - параметр, зависящий от δ и m_0 [28].

В диапазоне значений m_0 от 0,4 до 0,6 и δ от 0,3 до 0,8 зависимость F от δ имеет линейный характер (рисунок 2.4)

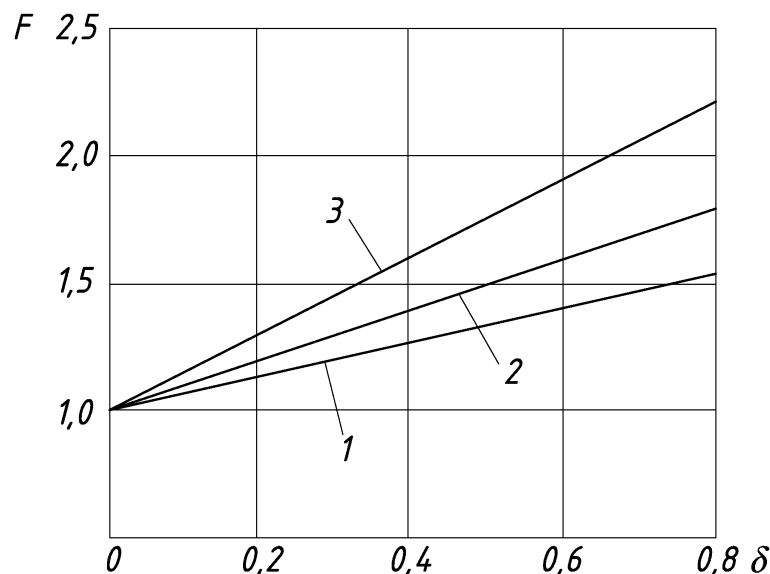


Рисунок 2.4. Графики зависимости параметра F от насыщенности зернистого слоя δ

1 – при $m_0=0,4$; 2 – при $m_0=0,5$; 3 – при $m_0=0,6$

Численные значения параметра F при различных вариациях m_0 и δ показаны в таблице 2.1.

Таблица 2.1 - Значения параметра F для зернистого слоя при турбулентном режиме фильтрования

Начальная пористость m_0	Параметр F				
	$\delta=0,1$	$\delta=0,2$	$\delta=0,4$	$\delta=0,6$	$\delta=0,8$
0,4	1,07	1,13	1,265	1,40	1,53
0,5	1,1	1,20	1,40	1,60	1,80
0,6	1,15	1,30	1,60	1,90	2,20

Как показывает анализ графиков (см. рисунок 2.4), в начальный момент фильтрования ($t=0, \delta=0$) параметр F равен 1.

Подставляя (2.67) в (2.65) с учётом формулы (2.56) получим в окончательном виде

$$\frac{i}{i_0} = F^{1,1} \left(\frac{m_0}{m} \right)^3 = F^{1,1} \left(\frac{1}{1-\delta} \right)^3. \quad (2.68)$$

Таким образом, при турбулентном режиме фильтрования отношение гидравлического уклона в любом сечении зернистой загрузки в произвольный момент времени к начальному гидравлическому уклону прямо пропорциональна параметру F в степени 1,1 и обратно пропорциональна кубу отношения пористостей. Как видно из сравнения формул (2.68), (2.54) и (2.55) отношения гидравлических уклонов $\frac{i}{i_0}$ для ламинарного и турбулентного режимов движения при $v=\text{const}$ отличаются только на величину $F^{1,1}$.

Для фильтрующих загрузок с различными размерами зерен в условиях предельной насыщенности при турбулентном режиме фильтрования из (2.63) получим выражение для соотношения гидравлических уклонов

$$\frac{i_1}{i_0} = \left(\frac{1-m_1}{1-m_2} \right)^{1,1} \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^{1,1} \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{1,9} \left(\frac{1-\delta_{\text{пр}2}}{1-\delta_{\text{пр}1}} \right)^3, \quad (2.69)$$

где m_1 и $\delta_{\text{пр}1}$ – пористость и предельная насыщенность порового пространства, определяемые экспериментально при фильтровании во-

ды через загрузку с эквивалентным диаметром зерен d_1 при скорости v_1 ;

m_2 и $\delta_{пр2}$ – пористость и предельная насыщенность, соответствующие значениям v_2 и d_2 , отличных от экспериментальных.

Рассмотрим случай движения обработанной коагулянтom природной воды через затопленную крупнозернистую загрузку (контактную массу) 3, которая находится внутри контактной камеры 2 с дырчатым днищем 4, расположенной в безнапорном резервуаре, уровень воды в котором постоянен (рисунок 2.5). Вода поступает в контактную камеру с постоянным расходом Q , следовательно, расчётная скорость фильтрования v также постоянна, но при этом уровень воды в камере будет изменяться.

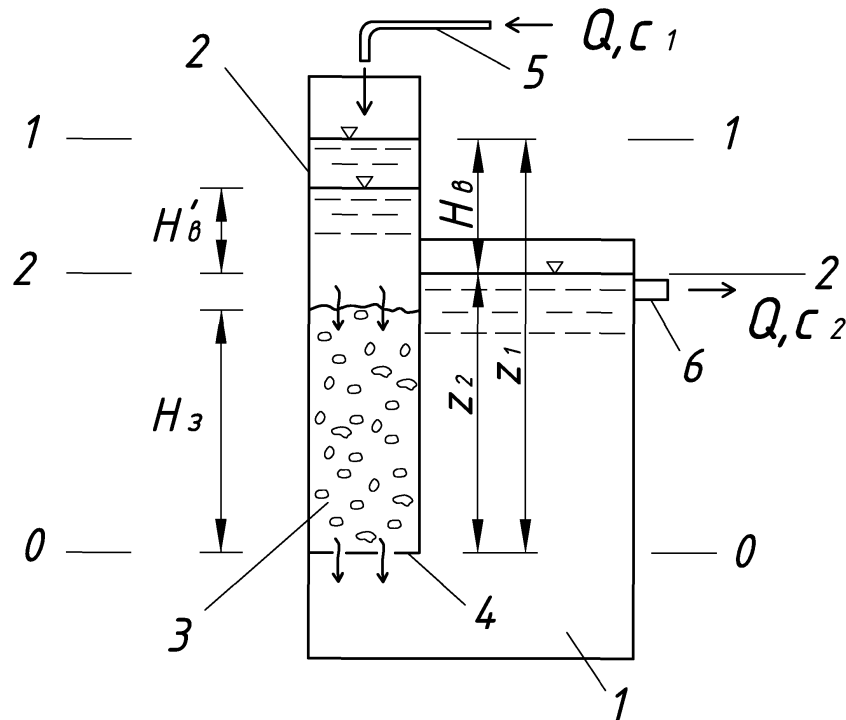


Рисунок 2.5. Схема к определению гидравлического уклона при фильтровании коагулированной воды через крупнозернистую загрузку:

- 1 – резервуар; 2 – контактная камера; 3 – крупнозернистая загрузка; 4 – дырчатое днище;
5 – трубопровод подачи коагулируемой воды; 6 – патрубок отвода воды из резервуара

В начальный момент фильтрования глубина воды в камере 2 относительно уровня воды в резервуаре будет равна $H'_в$. По мере накопления осадка в порах крупнозернистой загрузки высота воды в контактной камере будет возрастать и

при достижении предельной насыщенности порового пространства станет постоянной, равной H_b при расходе потока воды $Q = \text{const}$.

В этом случае концентрация C_1 скоагулированной взвеси, поступающей в контактную камеру, будет равна концентрации взвеси C_2 , выходящей из камеры в резервуар через дырчатое днище 4.

При установившемся режиме работы контактной камеры уравнение постоянства удельной энергии для фильтрационного потока в сечениях 1-1 и 2-2 будет выглядеть следующим образом (см. рисунок 2.5)

$$H_b = Z_1 - Z_2 = h_{\text{тр}} + h_{\text{д}}, \quad (2.70)$$

где Z_1 – расстояние по высоте от отметки уровня воды в контактной камере до плоскости сечения 0-0, проходящей на уровне днища камеры, м;

Z_2 – расстояние по высоте от отметки уровня воды в безнапорном резервуаре до плоскости 0-0, м;

$h_{\text{тр}}$ – потери напора в зернистом слое, м;

$h_{\text{д}}$ – потери напора в дырчатом днище, м.

При эквивалентном диаметре зерен загрузки $d_{\text{экв}} > 0,01$ м и скорости фильтрации $v > 0,03$ м/с число Рейнольдса, определяемое по (2.61) для m от 0,4 до 0,6 всегда больше 80, и следовательно, режим движения воды в порах загрузки будет турбулентным. Пренебрегая потерями напора в дырчатом днище и выражая потери напора $h_{\text{тр}}$ через гидравлический уклон i перепишем уравнение (2.70) в виде

$$h_{\text{тр}} = H_b = i H_3, \quad (2.71)$$

где H_3 – высота слоя зернистой загрузки, м.

Как уже отмечалось в условиях предельной насыщенности порового пространства ($\delta = \delta_{\text{пр}}$) при турбулентном фильтровании сопротивление загрузки становится постоянным. В этом случае при $Q = \text{const}$ и $C_1 = C_2 = \text{const}$ потери напора в контактной камере также постоянны и с учётом (2.68) определяются по формуле [28].

$$H_e = H_3 \cdot i = H_3 \cdot i_0 \cdot F^{1,1} \left(\frac{1}{1 - \delta_{\text{пр}}} \right)^3. \quad (2.72)$$

Формула (2.72) может быть использована для определения требуемой высоты контактных камер, устраиваемых в безнапорных смесителях водопроводных очистных сооружений

2.3. Исследование кинетики коагуляции примесей воды при турбулентном фильтровании

При фильтровании природной воды, обработанной коагулянтom, через грубозернистую контактную массу в условиях предельного насыщения порового пространства загрязнениями (осадком), концентрация микрохлопьев в воде, поступающей на слой контактной загрузки, равна концентрации хлопьев на выходе из него. Как уже отмечалось в п. 1.3, размеры хлопьев, выносимых из грубозернистого слоя, намного превышают размеры первичных микрохлопьев, образовавшихся в природной воде до начала процесса контактной коагуляции. При попадании микрохлопьев в поровое пространство крупнозернистой загрузки происходит их прилипание к зернам загрузки с образованием адсорбционного слоя. Одновременно происходит процесс отрыва более крупных хлопьев от адсорбционного слоя осадка, их перенос в нижележащие слои загрузки и в дальнейшем вынос из смесителя.

Между параметрами микрохлопьев, входящих в слой контактной массы и хлопьев, ушедших из него, существует соотношение

$$n_2 = \frac{\rho_1 \cdot n_1 \left(\frac{d_{mf}}{d_f} \right)^3}{\rho_2} = \frac{n_1 \left(\frac{d_{mf}}{d_f} \right)^3}{\alpha_f}, \quad (2.73)$$

где ρ_1 , n_1 и ρ_2 , n_2 – соответственно плотности и численные концентрации микрохлопьев в воде, поступающей на зернистый слой и хлопьев, образующихся после контактной коагуляции;

d_{mf} – диаметр микрохлопьев в коагулируемой воде до начала процесса контактной коагуляции;

d_f – диаметр хлопьев, находящихся в воде на выходе из контактного слоя;

α_f – коэффициент, характеризующий степень уплотнения мик-

рохлопьев, $\alpha_f = \frac{\rho_2}{\rho_1}$.

Перепишем уравнение (2.73) в виде

$$\frac{n_1}{n_2} = \alpha_f \left(\frac{d_f}{d_{mf}} \right)^3. \quad (2.74)$$

Е.Д. Бабенков на основании анализа уравнений кинетики коагуляции, приведенных в работах [79, 80, 82, 84], вывел соотношение для определения среднего диаметра образующихся хлопьев [5]

$$d_f = \frac{\sqrt[6]{k_1 n_1 \cdot n_l^{0.17}}}{G^{0.17} \cdot \Phi^{0.33}} \cdot d_{mf}, \quad (2.75)$$

где k_1 – константа, характеризующая отношение интенсивности прилипания и отрыва микрохлопьев. В условиях предельной насыщенности, $k_1=1$;

Φ – объемное содержание твёрдой фазы в агрегатах скоагулированной взвеси;

n_l – осреднённое количество микрохлопьев в хлопке (агрегате) скоагулированной взвеси, влияющее на крупность агрегата;

G – градиент скорости перемешивания.

В соответствии с (2.75) можно записать

$$\left(\frac{d_f}{d_{mf}} \right)^3 = \frac{\sqrt{n_1 n_l}}{G^{0.5} \Phi}. \quad (2.76)$$

Подставляя (2.76) в (2.74) получим

$$\frac{n_1}{n_2} = \frac{\alpha_f \sqrt{n_1 n_l}}{G^{0.5} \Phi}. \quad (2.77)$$

Если плотности хлопьев и микрохлопьев будут равны ($\rho_1 = \rho_2$), то $\alpha_f=1$. В этом случае формулу (2.77) можно записать в виде

$$\frac{n_1}{n_2} = \frac{\sqrt{n_1 n_l}}{G^{0.5} \Phi}. \quad (2.78)$$

В работах [5, 6] на основе решения уравнений, описывающих состояние коагулирующей системы при перемешивании, даётся зависимость $\Phi(G)$, удовлетворительно соответствующая уравнению

$$\Phi = \beta_f \cdot G^x, \quad (2.79)$$

где β_f – константа;

x – показатель степени, изменяющийся от 0,49 до 0,67 при изменении G от 10 с^{-1} до $10^{3,5} \text{ с}^{-1}$.

Графическая зависимость $\Phi(G)$, приведенная в работе [5] после обработки экспериментальных данных различных исследователей, показана на рисунке 2.6.

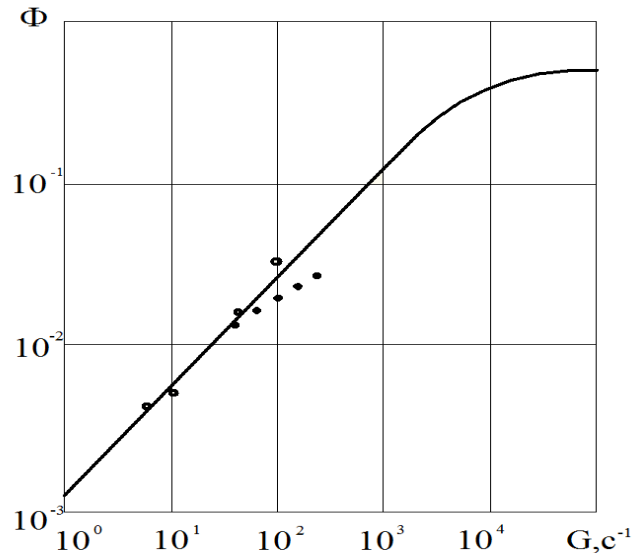


Рисунок 2.6. Расчетная кривая зависимости объемного содержания твердой фазы в хлопьях от величины скоростного градиента: ○ – данные [81], ● – данные [83]

При $x=0,5$ из (2.77) и (2.79) получим

$$\frac{n_1}{n_2} = \frac{\alpha_f \sqrt{n_1 n_l}}{\beta_f G}. \quad (2.80)$$

Анализ формулы (2.80) показывает, что эффективность коагуляции, определяемая интенсивностью укрупнения микрохлопьев, прямо пропорциональна их первоначальному количеству (концентрации) и размеру в исходной воде в степени 0,5, а также обратно пропорциональна величине градиента скорости в первой степени. Что касается зависимости $\frac{n_1}{n_2} = f(\Phi)$, то она не является однозначной и определяется физическими свойствами осадка в порах контактной массы [5].

При фильтровании обработанной коагулянтom воды через зернистую загрузку градиент скорости может быть определён с помощью зависимости [14]

$$G^2 = \frac{Q \cdot g \cdot \Delta h}{V \cdot \nu} = \frac{g \cdot \Delta h}{t \cdot \nu}, \text{ с}^{-2} \quad (2.81)$$

где Q – расход обрабатываемой воды, м³/с;

$\Delta h = h_{тр}$ – потери напора в зернистом слое, м;

V – объем пор зернистого слоя (контактной массы), м³;

t – время контакта воды с зернистой загрузкой, с;

v – кинематический коэффициент вязкости, м²/с.

Подставляя значения потерь напора в зернистой загрузке высотой H_ϕ из (2.71) в (2.81) получим

$$G = \sqrt{\frac{g \cdot H_3 \cdot i}{t \cdot v}}, \text{ с}^{-1}, \quad (2.82)$$

Учитывая соотношение

$$\frac{H_3}{t} = \frac{v}{m}, \quad (2.83)$$

где m – пористость контактной загрузки,

запишем выражение для скоростного градиента следующим образом

$$G = \sqrt{\frac{g \cdot v \cdot i}{m \cdot v}}. \quad (2.84)$$

Подставляя значение (2.84) в (2.80) получим [29]

$$\frac{n_1}{n_2} = \frac{\alpha_f}{\beta_f} \cdot \sqrt{\frac{n_1 \cdot n_1 \cdot m \cdot v}{g \cdot v \cdot i}}. \quad (2.85)$$

В условиях предельной насыщенности ($m = m_{пр}$, $i = i_{пр}$) формула (2.85) запишется в виде

$$\frac{n_1}{n_2} = \frac{\alpha_f}{\beta_f} \cdot \sqrt{\frac{n_1 \cdot n_1 \cdot m_{пр} \cdot v}{g \cdot v \cdot i_{пр}}}. \quad (2.86)$$

Для $v = \text{const}$ и $n_1 = \text{const}$ отношение $\frac{n_1}{n_2}$ является практически постоянным.

При достижении предельной насыщенности градиент скорости будет

$$G = \sqrt{\frac{g \cdot v \cdot i_{пр}}{m_{пр} \cdot v}} = \sqrt{\frac{g \cdot H_3 \cdot i_{пр}}{t \cdot v}}. \quad (2.87)$$

Анализ формулы (2.85) показывает, что при увеличении скорости фильтрования и гидравлического сопротивления загрузки интенсивность процесса укрупнения хлопьев снижается, поэтому верхний предел скорости фильтрования

при контактной коагуляции должен быть ограничен для каждого конкретного случая по результатам экспериментальных данных.

Эффективность очистки воды на всех типах водоочистных устройств определяется не только крупностью образующихся коагуляционных структур, но и в значительной степени их прочностью и плотностью. Как уже отмечалось, величина объемного содержания твердой фазы в хлопьях Φ , влияющая на их плотность, зависит от значения скоростного градиента и определяется по формуле (2.79). Что касается прочности хлопьев и микрохлопьев, то она является результатом сложения сил сцепления в контактах, приходящихся на единицу площади сечения коагуляционной структуры. По Е.Д. Бабенкову прочность агрегатов скоагулированных примесей P при неизменной дозе коагулянта также, как и величина Φ находится в прямой зависимости от G [5, 6]

$$P = K_2 \cdot G^y, \quad (2.88)$$

где y – показатель степени, $y=0,56$;

K_2 – коэффициент, зависящий от d_f .

Таким образом, при контактной коагуляции с использованием крупнозернистой загрузки увеличение градиента скорости с одной стороны приводит к уменьшению размера образующихся хлопьев (см. (2.80)), а с другой стороны уплотняет и упрочняет коагуляционные структуры.

Интенсификация процесса агломерации частиц примесей воды в гидравлическом смесителе, снабженным контактной камерой с крупнозернистой загрузкой должна обеспечить улучшение последующей очистки воды отстаиванием. Целесообразным также является экспериментальное исследование совместного использования способа контактной коагуляции на крупнозернистой загрузке с безреагентными способами интенсификации процесса коагуляции (например, рециркуляции части коагулируемой воды) с целью упрочнения образовавшихся на крупнозернистой загрузке агломератов взвешенных частиц (хлопьев).

Оптимальные режимы работы смесителя (дозы и точки ввода коагулянта, отношение расходов рециркуляционного и основного потоков воды $\frac{Q_p}{Q_b}$, величины

градиента скорости перемешивания в контактной камере, требуемые крупность и высота загрузки, скорости фильтрования) должны определяться в процессе лабораторных экспериментов.

Выводы:

1. На основании анализа закономерностей процесса турбулентной фильтрации получены уравнения, показывающие характер зависимости скорости движения жидкости в зернистой пористой среде от ее гранулометрического состава и потенциальной энергии потока.

2. Выявлен характер зависимости между гидравлическим уклоном для заиленного порового пространства зернистой загрузки в произвольный момент времени и начальным гидравлическим уклоном (в чистой загрузке) при турбулентном режиме фильтрования малоцентрированной водной суспензии.

2. Установлено, что интенсивность укрупнения хлопьев скоагулированных примесей воды с использованием крупнозернистых загрузок определяется величиной гидравлического сопротивления контактной массы, скоростью фильтрования, начальной концентрацией скоагулированных примесей, а также пористостью загрузки в условиях её предельной насыщенности.

3. Теоретически обоснована целесообразность применения способа контактной коагуляции на крупнозернистой загрузке для обеспечения более интенсивного хлопьеобразования в гидравлических смесителях. Значительный интерес представляет совместное использование предлагаемого способа с другими безреагентными способами интенсификации процесса коагуляции. Оптимальные режимы коагуляции при этом должны быть определены в процессе лабораторных экспериментов.

3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПО ОПРЕДЕЛЕНИЮ ЗНАЧЕНИЙ ПРЕДЕЛЬНОЙ НАСЫЩЕННОСТИ И ГИДРАВЛИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК КРУПНОЗЕРНИСТОЙ КОНТАКТНОЙ ЗАГРУЗКИ ПРИ ФИЛЬТРОВАНИИ В ТУРБУЛЕНТНОМ РЕЖИМЕ

3.1. Объект исследования, программа и методики проведения лабораторных испытаний

3.1.1. Объект исследования и описание лабораторной установки

Объектом исследований в диссертации являлась вода Сурского водохранилища, являющегося основным источником водоснабжения г. Пензы. Качественные показатели воды данного водохранилища в различные периоды года представлены в таблице 3.1. Исследования по определению значений предельной насыщенности для контактной загрузки различной крупности и ее гидравлических характеристик при фильтровании в турбулентном режиме проводились на лабораторной установке, схема которой приведена на рисунке 3.1. Установка была смонтирована в помещении основного блока водоподготовки площадки «Кирпичная» водопроводных очистных сооружений (ВОС) г. Пензы.

Исходная сырая вода Сурского водохранилища при помощи отводного трубопровода 1' d_y 32 мм забиралась из напорного водовода 1, соединяющего насосную станцию I подъема и входную камеру блока водоподготовки. Давление воды в водоводе составляло не более $0,5 \cdot 10^5$ Па. В отводной трубопровод 1' насосом-дозатором подавался 10%-ный раствор сернокислого алюминия (СА) для перемешивания с исходной сырой водой. В этот же трубопровод периодически подавался замутнитель для ускорения образования осадка в поровом пространстве фильтрующей загрузки (контактной массы). Интенсивность перемешивания воды с коагулянтom регулировалась в смесительном узле, состоящем из диафрагменного смесителя 2, вентилей 3 и 3', а также манометров 4 и 4'. Обработанная коагулянтom вода поступала в фильтровальную колонну 5 высотой 3,2 м и диаметром 0,1 м, в которую засыпалась исследуемая контактная масса (гранитный щебень) различной крупности толщиной 1,0 м. После фильтрования на контактной

Таблица 3.1 - Качество воды водоисточника г. Пенза (Сурское водохранилище) по основным показателям за 2009-2014 годы

Показатели	Единицы измерения	Зима	Весна	Паводок	Лето	Осень
Мутность	мг/л	1,38-6,8	1,00-1,96	42,7-107	2,49-6,72	2,6-7,9
Цветность	град	11-17	10-15	25-40	10-25	16-25
рН	-	7,3-8,1	7,5-7,7	7,4-8,1	7,7-8,3	7,85-8,2
Окисляемость перманганатная	мг О ₂ /л	2,8-4,64	3,2-4,16	4,0-9,5	4,32-6,56	3,84-5,3
Щелочность	мг-экв/л	2,45-2,85	2,70-3,15	0,8-1,5	1,6-2,4	2,15-2,55
Железо	мг/л	0,1-0,25	0,1-0,14	0,20-0,75	0,16-0,39	0,11-0,28
Фтор	мг/л	0,19-0,29	0,21-0,25	0,17-0,28	0,18-0,25	0,19-0,25
Алюминий	мг/л	0,010-0,073	0,023-0,064	0,041-0,062	0,008-0,073	0,032-0,074
Фенольный индекс	мг/л	0,004-0,032	0,0-0,026	0,0-0,031	0,0-0,027	0,0-0,021

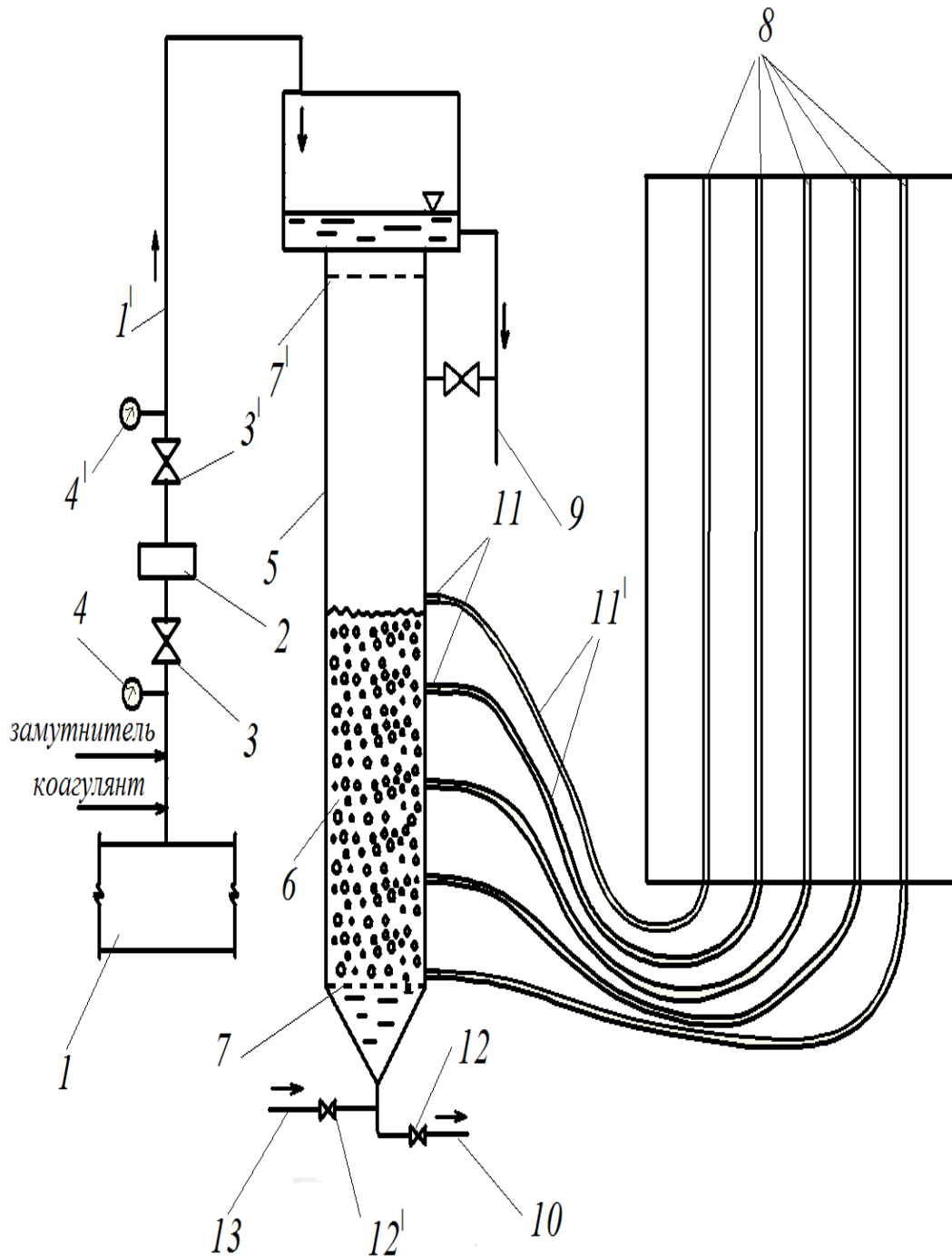


Рисунок 3.1. Схема лабораторной установки по определению гидравлических характеристик крупнозернистой контактной загрузки:

1 – трубопровод исходной воды; 1' – отводной трубопровод; 2 – диафрагменный смеситель; 3, 3' – регулирующие вентили; 4, 4' – манометры; 5 – фильтровальная колонна; 6 – крупнозернистая загрузка; 7 и 7' – поддерживающая и распределительная дырчатые перегородки; 8 – пьезометры; 9 – трубопровод для перелива и отбора проб; 10 – сбросной трубопровод; 11 – патрубки; 11' – шланги; 12, 12' – вентили; 13 – подача промывной воды

загрузке вода сбрасывалась в канализацию по трубопроводу 10. Расход воды определялся объемным методом. Для определения потерь напора в загрузке фильтровальная колонна 5 была снабжена расположенным на расстоянии 0,25 м друг от друга патрубками 11, соединенными шлангом 11' с пьезометрами. Расход воды, проходящей через установку, регулировался вентилями 3, 3', 4, 12 (d_y 32), установленными на трубопроводах 1' и 10. Фильтровальная колонна 5 имела переливной трубопровод 9 (d_y 50) для сброса части расхода воды, отвода промывной воды, а также для отбора проб.

3.1.2. Программа и методика проведения лабораторных исследований

Программа лабораторных исследований предусматривала коагулирующую обработку исходной сырой воды в смесителе и последующее ее фильтрование через слой крупнозернистой контактной загрузки. В течение экспериментов изменились гранулометрический состав загрузки и скорость фильтрования. Для определения гидравлического уклона i_0 в чистой (незаиленной) загрузке при заданной скорости фильтрования и выбранном гранулометрическом составе загрузки в начальный период эксперимента исходная вода не обрабатывалась коагулянтном.

Целью проведения исследований являлось нахождение закономерностей изменения гидравлического сопротивления загрузки в процессе ее заиливания, определение предельной насыщенности пор зернистого материала отложениями при различной крупности и гранулометрическом составе загрузки в заданном диапазоне скоростей фильтрования.

Гранулометрический состав гранитного щебня, применяемого в качестве контактной массы, определяли путем просеивания на калибровочных ситах с отверстиями 70, 50, 40, 30, 20 и 10 мм. Остатки на каждом сите взвешивали и определяли эквивалентный диаметр зерен $d_{э\text{кв}}$, а также коэффициент неоднородности K_n по формулам (2.48) и (2.49). В большинстве экспериментов исследовалась однородная загрузка с диаметром d_3 , взятая после отсева только на одном сите, у которой $d_{э\text{кв}} \approx d_3 = d_k$, $K_n \approx 1$ (где d_k – калибр сита).

Пористость контактной массы в водонасыщенном состоянии определялась по формуле

$$m_0 = \frac{M_{\text{вн}} - M_{\text{сух}}}{\rho \cdot V_{\text{вн}}} - \frac{W_{\text{в}}}{100}, \quad (3.1)$$

где $M_{\text{вн}}$, $V_{\text{вн}}$ – масса, кг, и объем, м³, образца контактной массы, поры которой полностью заполнены водой;

$M_{\text{сух}}$ – масса сухого образца, кг;

ρ – плотность воды, кг/м³;

$W_{\text{в}}$ – водопоглощение, % (по паспортным данным для гранитного щебня $W_{\text{в}}=0,1-0,2\%$).

Для определения насыщенности порового пространства в различных слоях загрузки с помощью пьезометров измеряли напор в расчетных сечениях. Далее определялся гидравлический уклон в выбранном слое загрузки в произвольный момент времени по формуле

$$i_c = \frac{H_1 - H_2}{h_{\phi}}, \quad (3.2)$$

где H_1 , H_2 – показание пьезометров в начале и конце слоя фильтрующей загрузки, м;

h_{ϕ} – толщина слоя, м, ($h_{\phi}=0,25$ м).

Аналогично определялся гидравлический уклон во всем слое загрузки

$$i = \frac{H_1 - H_2}{H_{\phi}}, \quad (3.3)$$

где H_{ϕ} – высота слоя загрузки, $H_{\phi}=1,0$ м.

В начальный период фильтрования по формуле (3.3) определялся гидравлический уклон i_0 в чистой загрузке.

Пористость загрузки (контактной массы) m в произвольный момент времени при известных i (i_c), i_0 и m_0 находили по формуле (2.65) с использованием метода последовательных приближений. Далее по соотношению (2.56) находилось значение насыщенности порового пространства δ . Величину предельной насы-

ценности $\delta_{пр}$ находили аналогичным способом, когда сопротивление загрузки после продолжительного фильтрования становилось постоянным ($i = \text{const}$)

Числа Рейнольдса в течение экспериментов определялись по формуле (2.61), а расчетную скорость фильтрования находили из соотношения

$$v = \frac{Q}{\omega}, \quad \text{м/с} \quad (3.4)$$

где Q – расход воды, проходящий через фильтровальную колонну, м³/с;

ω – площадь поперечного сечения колонны, $\omega = 0,78 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$.

Доза коагулянта СА изменялась в зависимости от мутности исходной воды.

3.2. Результаты экспериментальных исследований по определению предельной насыщенности и гидравлических характеристик крупнозернистой контактной загрузки

Лабораторные эксперименты проводились несколькими сериями. Для каждой серии опытов в фильтровальную колонну засыпалась однородная зернистая загрузка определенного диаметра, у которой заранее находилась пористость m_0 в водонасыщенном состоянии. В начальные моменты фильтрования исходная вода не обрабатывалась коагулянтом, и при помощи пьезометров определялся гидравлический уклон i_0 в чистой загрузке высотой $H=1,0$ м. Далее в воду вводился раствор коагулянта и замутнитель (промывная вода скорых фильтров), при этом ее мутность изменялась от 120 до 200 мг/л. В течение всего периода фильтрования снимались показания пьезометров и определялись значения гидравлического уклона i при заданной скорости фильтрования $v_1 = \text{const}$ до момента, когда значение i становилось постоянным, что соответствовало состоянию полной (предельной) насыщенности порового пространства загрузки осадком ($\delta = \delta_{пр}$). После этого осуществлялась промывка загрузки обратным током водопроводной воды и эксперимент повторялся при новой скорости фильтрования $v_2 = \text{const}$. Всего проводилось 6 серий экспериментов с однородной загрузкой диаметрами зерен $d_3 = d_{экр}$, равными 10, 20, 30, 40, 50 и 70 мм, а также одна серия экспериментов с неоднородной загрузкой с $d_{экр} = 33$ мм. Результаты экспериментальных исследований по

определению гидравлических уклонов в слое зернистой контактной массы показаны на рисунках 3.2 и 3.3.

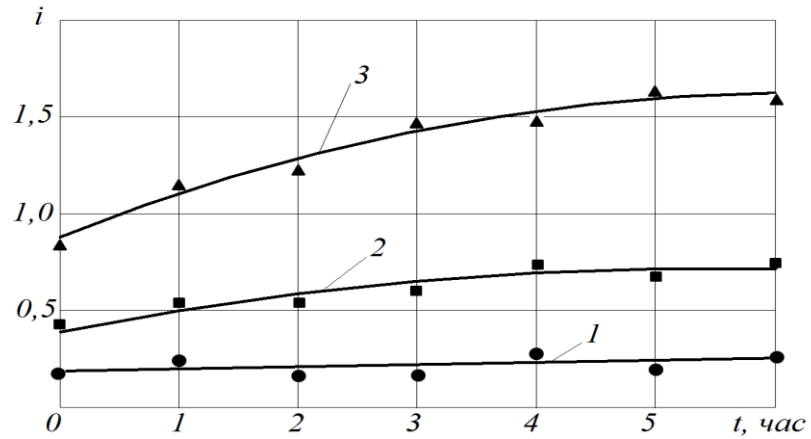
При использовании однородной загрузки с крупностью $d_3=10$ мм скорость фильтрования изменялась от 0,03 м/с до 0,07 м/с. При $v=0,03$ м/с гидравлический уклон изменялся в течение периода фильтрования с $i_0=0,17$ до $i=0,25$. При скорости $v=0,05$ м/с гидравлический уклон в течение времени $t=5,5-6$ ч увеличился от $i_0=0,4$ до $i=0,7$, при $v=0,07$ м/с начальное значение уклона составило $i_0=0,8$, а в условиях предельной насыщенности загрузки было равно $i=1,64$ (рисунок 3.2, а).

Для однородной загрузки с крупностью $d_3=20$ мм скорость фильтрования изменялась от 0,03 м/с до 0,09 м/с. При $v=0,03$ м/с гидравлический уклон изменялся от $i_0=0,08$ до $i=0,11$ в состоянии предельного насыщения. При $v=0,05$ м/с гидравлический уклон в течение $t=5,5-6$ ч увеличился с $i_0=0,2$ до $i=0,33$, при $v=0,07$ м/с уклон изменялся от $i_0=0,38$ до $i=0,75$, а при скорости $v=0,09$ м/с величина гидравлического уклона составила $i_0=0,73$ в начальные моменты фильтрования, а при достижении постоянного сопротивления загрузки значение уклона было равно $i=1,26$ (рисунок 3.2, б).

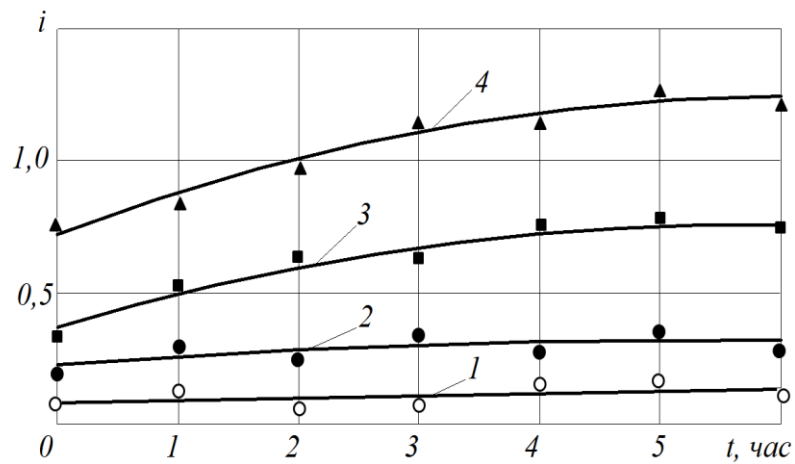
Для однородной загрузки со средним диаметром зерен $d_3=30$ мм скорости фильтрования изменялись в пределах от 0,05 м/с до 0,1 м/с. При $v=0,05$ м/с предельное насыщение порового пространства контактной массы устанавливалось через 6,5 – 7 часов с увеличением гидравлического уклона от $i_0=0,13$ до $i=0,24$ (рисунок 3.2, в). При скорости $v=0,07$ м/с значение уклона постепенно увеличивалось от $i_0=0,26$ до $i=0,46$, а при $v=0,1$ м/с – с $i_0=0,48$ до $i=0,91$.

В этой же серии лабораторных экспериментов исследовалась неоднородная загрузка из гранитного щебня с крупностью фракций от 20 до 50 мм. Эквивалентный диаметр контактной массы по результатам отсева составлял $d_{\text{экв}}=33$ мм, коэффициент неоднородности $K_n=1,7$. Скорость фильтрования изменялась от 0,05 м/с до 0,1 м/с. При $v=0,05$ м/с гидравлический уклон увеличивался от $i_0=0,15$ до $i=0,27$, при $v=0,07$ м/с величина уклона изменялась от $i_0=0,29$ до $i=0,52$, а при $v=0,1$ м/с значения гидравлического уклона были равны $i_0=0,56$ в чистой загрузке, а в состоянии предельного насыщения $i=1,01$. (рисунок 3.2, в). Увеличение

a)



б)



в)

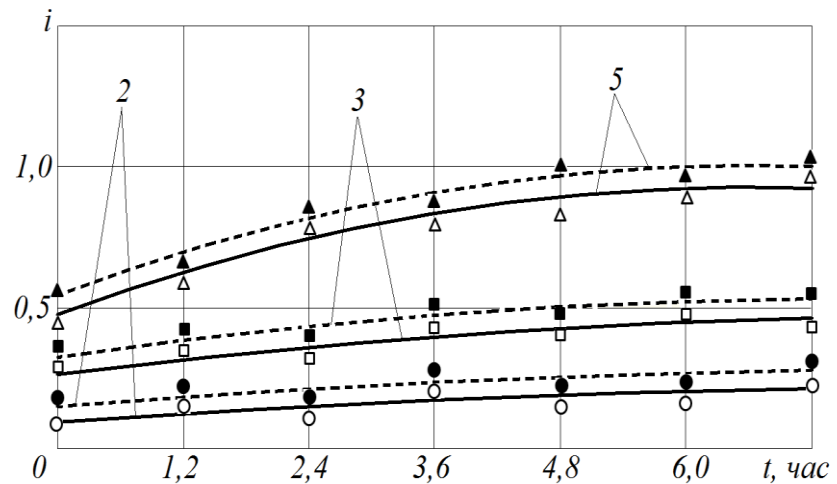


Рисунок 3.2. Графики изменения гидравлического уклона от времени фильтрования в контактной загрузке при крупности зерен:

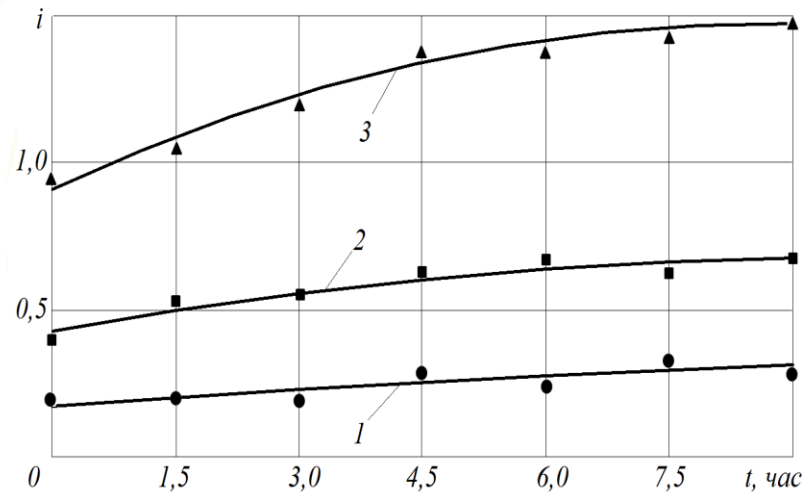
а) $d_3=10$ мм; б) $d_3=20$ мм; в) $d_3=30$ мм и $d_{3KB}=33$ мм;

—— однородная загрузка; - - - - - неоднородная загрузка

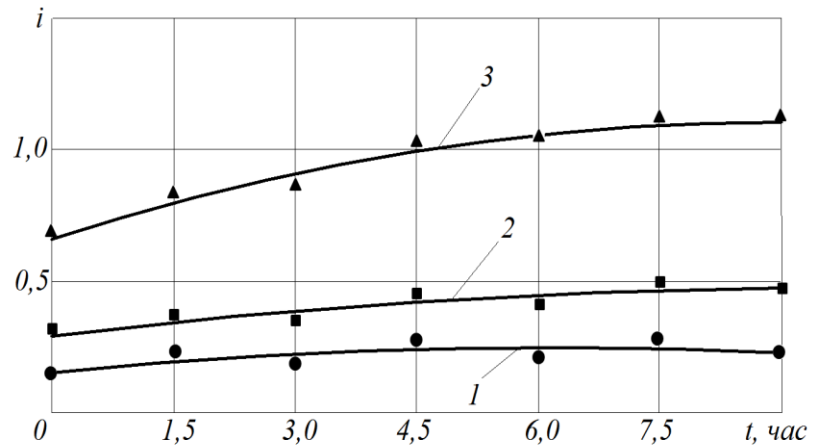
При $d_{3KB}=33$ мм, $d_{min}=20$ мм, $d_{max}=50$ мм, $K_H=1,7$:

1 – $v=0,03$ м/с; 2 – $v=0,05$ м/с; 3 – $v=0,07$ м/с; 4 – $v=0,09$ м/с; 5 – $v=0,1$ м/с

а)



б)



в)

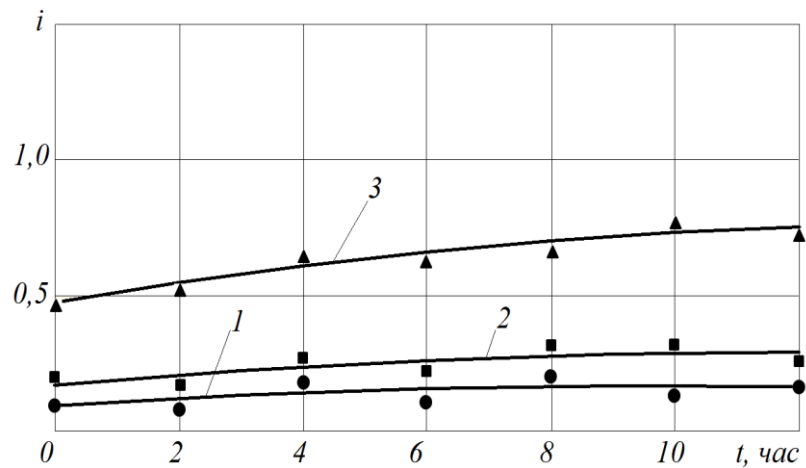


Рисунок 3.3. Графики изменения гидравлического уклона от времени фильтрования в однородной контактной загрузке при крупности зерен:

а) $d_3=40$ мм; б) $d_3=50$ мм; в) $d_3=70$ мм;

1 – $v=0,07$ м/с; 2 – $v=0,1$ м/с, 3 – $v=0,15$ м/с

сопротивления неоднородной загрузки с $d_{\text{экв}}=33$ мм по сравнению с однородной контактной массой с $d_3=30$ мм может быть объяснено меньшим значением ее начальной пористости (рисунок 3.4).

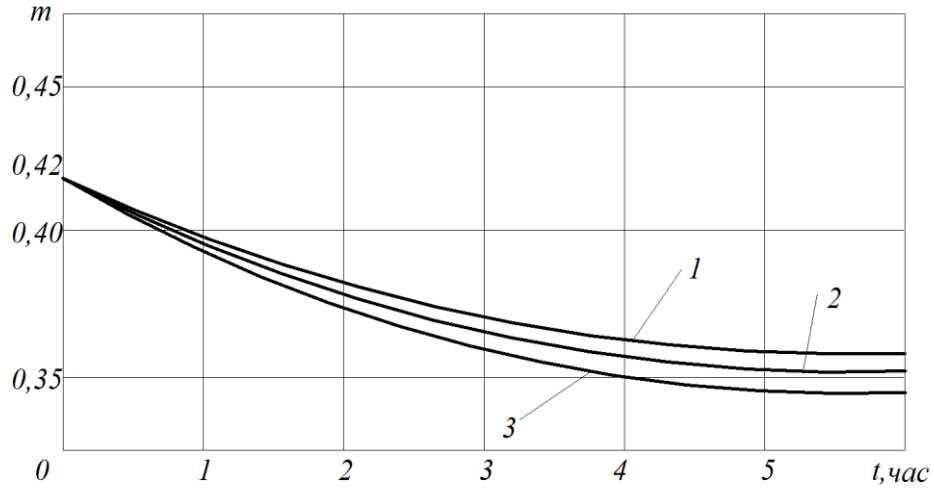
Для однородной загрузки с крупностью зерен $d_3=40$ мм скорости фильтрации в экспериментах изменялись от 0,07 до 0,15 м/с. При $v=0,07$ м/с гидравлический уклон увеличивался в течение 8-8,5 часов с $i_0=0,18$ в чистой загрузке до $i=0,32$ в предельно заиленной (см. рисунок 3.3, а). При $v=0,1$ м/с величина уклона составляла $i_0=0,34$ в начале и $i=0,63$ в конце периода фильтрации. При $v=0,15$ м/с значение гидравлического уклона изменялось от $i_0=0,85$ до $i=1,48$.

Для однородной загрузки с крупностью зерен $d_3=50$ мм скорости фильтрации также варьировались в пределах от 0,07 до 0,15 м/с. При $v=0,07$ м/с гидравлический уклон в чистой загрузке составлял $i_0=0,15$, а через 8 часов фильтрации в состоянии предельного насыщения пор загрузки был равен $i=0,24$ (см. рисунок 3.3, б). При $v=0,1$ м/с уклон увеличивался с $i_0=0,29$ до $i=0,46$, а при $v=0,15$ м/с – с $i_0=0,63$ до $i=1,1$.

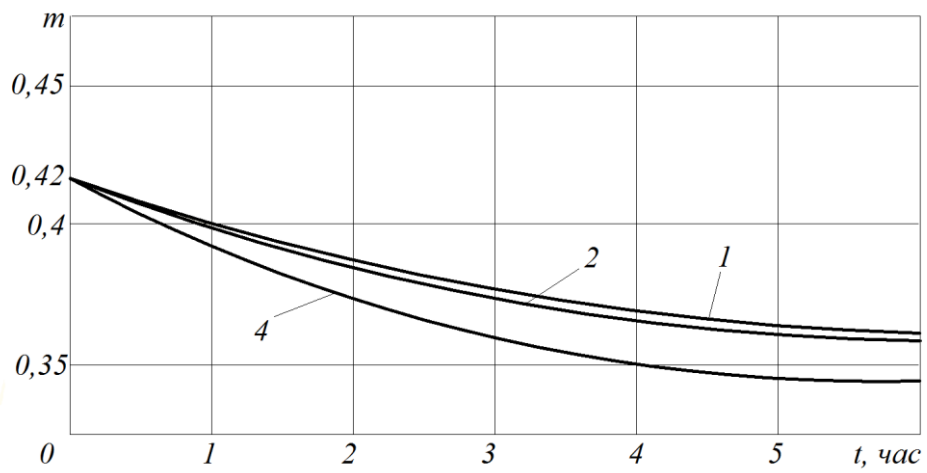
В шестой серии лабораторных экспериментов исследовалась однородная контактная загрузка с крупностью зерен $d_3=70$ мм. Время фильтрации до момента возникновения предельного насыщения порового пространства контактной массы составляло 10-12 часов, при этом скорости фильтрации изменялись от 0,07 м/с до 0,15 м/с. При $v=0,07$ м/с гидравлический уклон увеличивался с $i_0=0,13$ до $i=0,16$, при $v=0,1$ м/с – с $i_0=0,21$ до $i=0,31$ (см. рисунок 3.3, в). При скорости фильтрации $v=0,15$ м/с в чистой загрузке было зафиксировано значение уклона $i_0=0,5$, а в предельно заиленной $i=0,73$.

После определения гидравлических уклонов по (2.65) находились расчетные значения пористости m , соответствующие величинам i_0 , i и m_0 , и далее по соотношению (2.56) вычислялись значения насыщенности δ порового пространства контактной массы для заданного периода фильтрации. Значения δ в конце заданного периода фильтрации (от 6 до 12 часов для различной крупности зерен) при $i=\text{const}$ соответствовали состоянию предельной насыщенности ($\delta=\delta_{\text{пр}}$, $m=\text{const}$).

а)



б)



в)

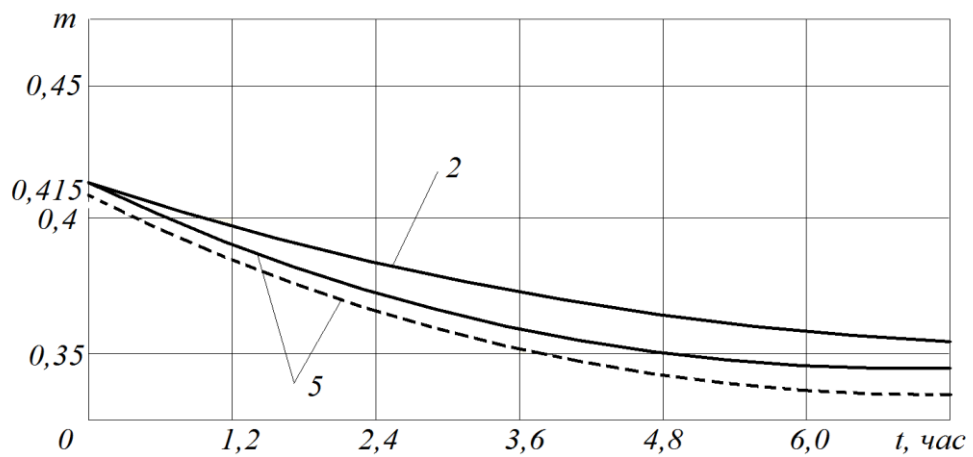


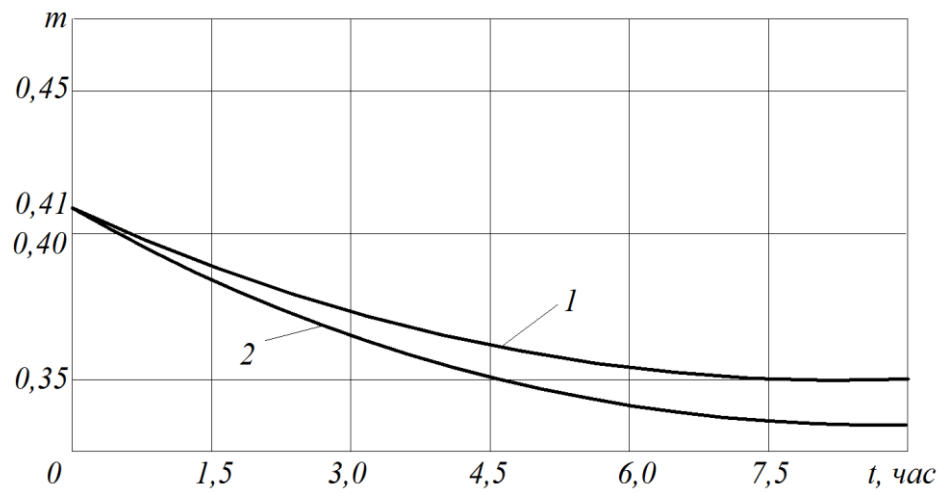
Рисунок 3.4. Графики зависимостей расчетных значений пористости однородной контактной загрузки от времени фильтрования при крупности зерен:

а) $d_3=10$ мм; б) $d_3=20$ мм; в) $d_3=30$ мм;

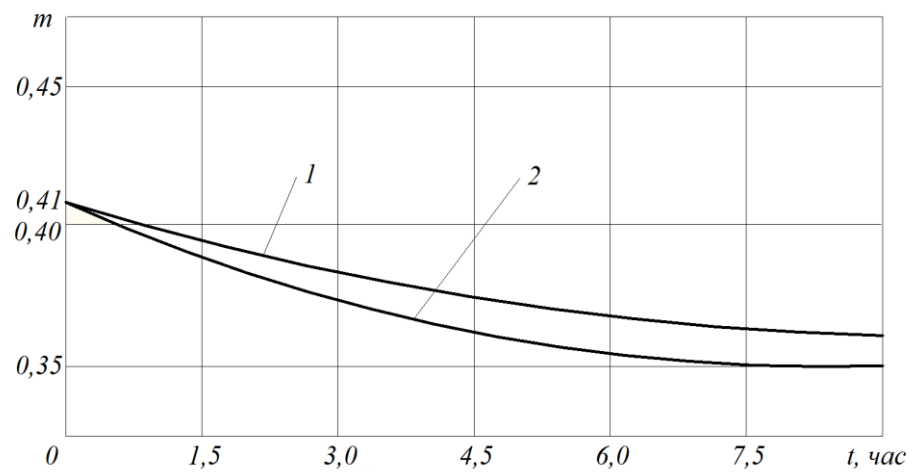
----- неоднородная загрузка $d_{3КВ}=33$ мм, $K_H=1,7$:

1 – $v=0,03$ м/с; 2 – $v=0,05$ м/с; 3 – $v=0,07$ м/с; 4 – $v=0,09$ м/с; 5 – $v=0,1$ м/с

а)



б)



в)

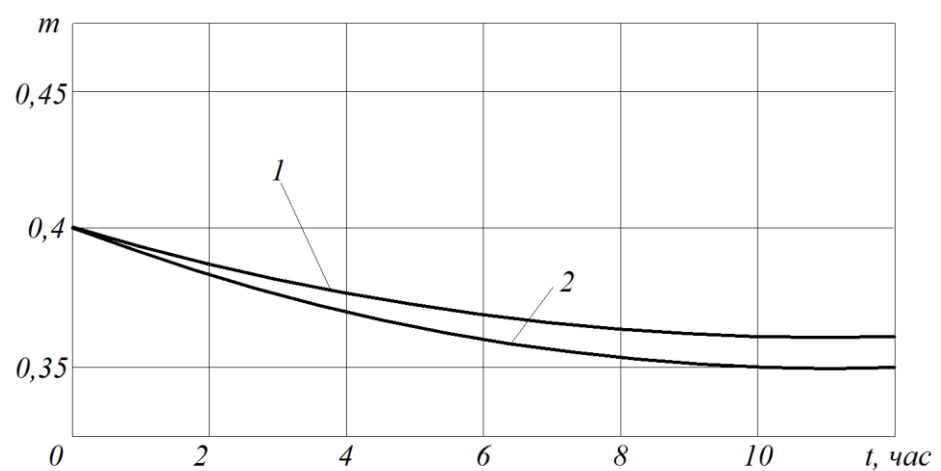


Рисунок 3.5. Графики зависимостей расчетных значений пористости однородной контактной загрузки от времени фильтрования при крупности зерен:

а) $d_3=40$ мм; б) $d_3=50$ мм; в) $d_3=70$ мм;

1 – $v=0,07$ м/с; 2 – $v=0,15$ м/с

Графики изменения пористости загрузки в течение времени фильтрования для пористой загрузки с различной крупностью частиц гранитного щебня представлены на рисунках 3.4 и 3.5, а графики изменения насыщенности порового пространства – на рисунках 3.6 и 3.7. Как показывает анализ графиков, для однородных загрузок крупностью зерен $d_3=10$ мм и $d_3=20$ мм пористость в течение периода фильтрования снижалась с $m_0=0,42$ до $m=0,345-0,36$ (см. рисунок 3.4, а, б), что соответствовало величинам предельной насыщенности $\delta_{пр}=0,14-0,18$ (рисунок 3.6, а, б). Значение $\delta_{пр}$ увеличивалось с возрастанием скорости фильтрования, что было отмечено также во всех остальных сериях экспериментов.

Для однородной контактной массы крупностью $d_3=30$ мм пористость в течение 6,5-7 часов снижалась с $m_0=0,415$ до $m=0,345-0,355$ (см. рисунок 3.4, в), что соответствовало величинам предельной насыщенности $\delta_{пр}=0,145-0,17$ (рисунок 3.6, в). В случае использования неоднородной загрузки с $d_{экв}=33$ мм пористость снижалась с $m_0=0,41$ до $m=0,34$ при $v=0,1$ м/с (см. рисунок 3.4, в), что влияло на увеличение гидравлического сопротивления по сравнению с однородной загрузкой примерно той же крупности. Для однородных контактных загрузок крупностью зерен $d_3=40$ мм и $d_3=50$ мм пористость в течение периода фильтрования снижалась с $m_0=0,41$ до $m=0,34-0,36$ (см. рисунок 3.5, а, б), что соответствовало величинам предельной насыщенности порового пространства $\delta_{пр}=0,122-0,171$ (рисунок 3.7, а, б).

Для контактной загрузки с крупностью зерен $d_3=70$ мм пористость в течение периода фильтрования, равного 11-12 ч снижалась с $m_0=0,4$ до $m=0,35-0,36$ при скоростях фильтрования от 0,07 до 0,15 м/с (см. рисунок 3.5, в), что соответствовало величинам предельной насыщенности $\delta_{пр}=0,1-0,124$ (рисунок 3.7, в).

Анализ графиков изменения пористости и насыщенности порового пространства контактной загрузки позволил сделать вывод о том, что величина предельной насыщенности увеличивается с возрастанием скорости фильтрования и уменьшается с увеличением крупности зерен загрузки.

На рисунках 3.8 и 3.9 представлены кривые распределения отложений в порах контактной массы в условиях предельной насыщенности порового

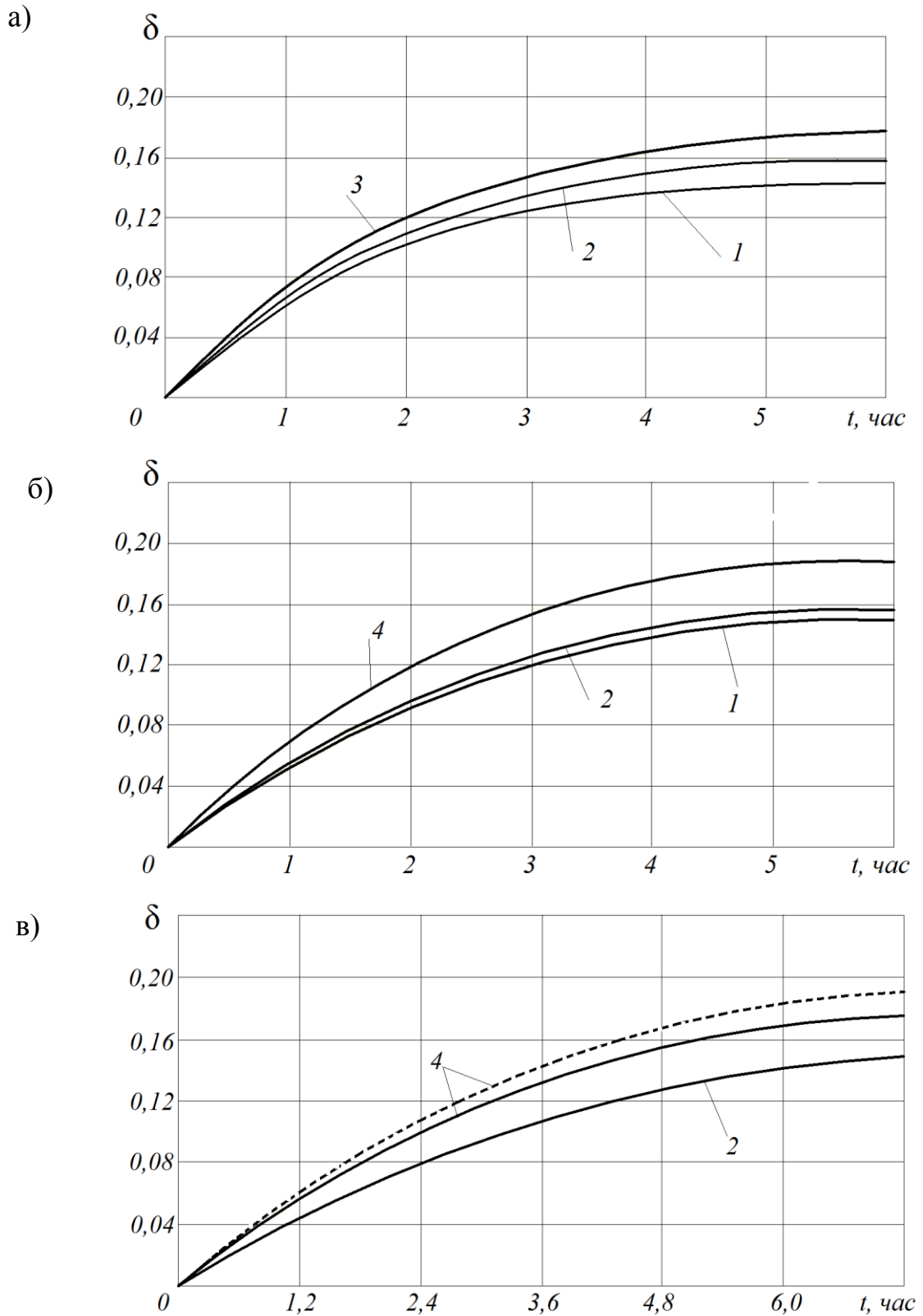


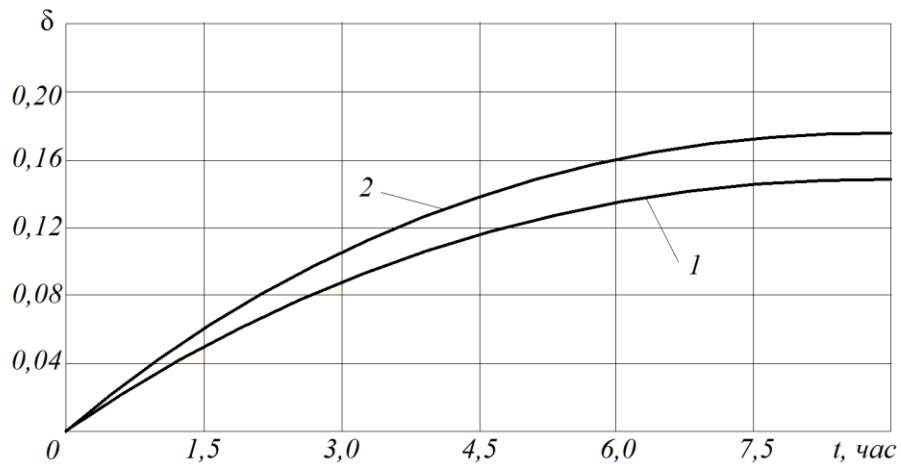
Рисунок 3.6. Графики зависимостей расчетных значений насыщенности однородной контактной загрузки от времени фильтрования при крупности зерен:

а) $d_3=10$ мм; б) $d_3=20$ мм; в) $d_3=30$ мм;

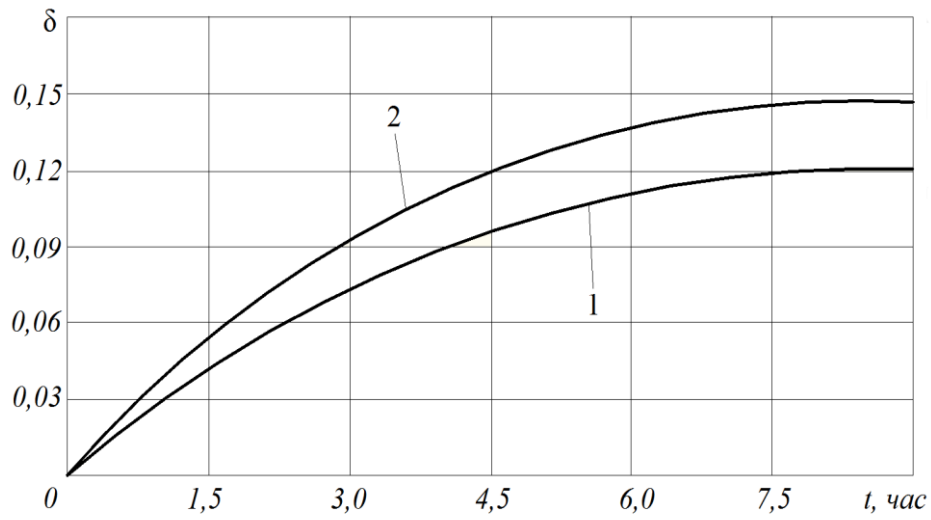
1 – $v=0,03$ м/с; 2 – $v=0,05$ м/с; 3 – $v=0,07$ м/с; 4 – $v=0,1$ м/с

----- неоднородная загрузка $d_{эКВ}=33$ мм, $K_H=1,7$

а)



б)



в)

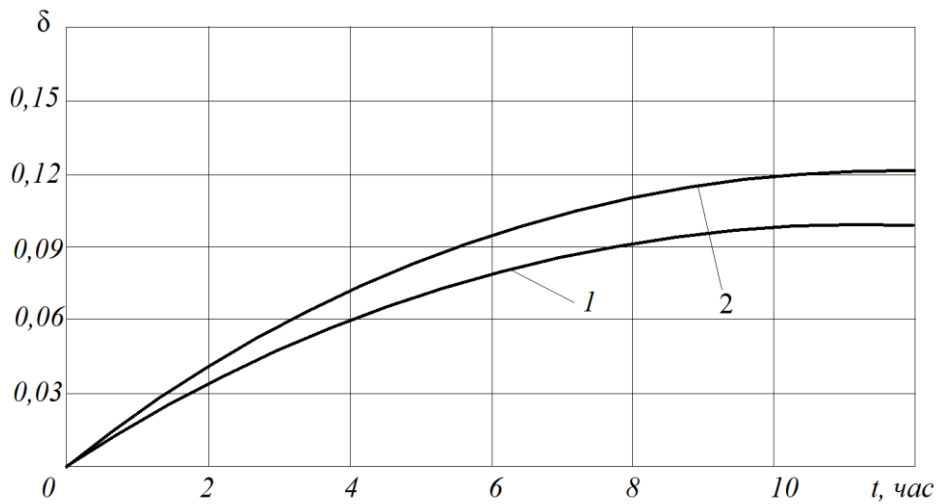


Рисунок 3.7. Графики зависимостей расчетных значений насыщенности однородной контактной загрузки от времени фильтрования при крупности зерен:

а) $d_3 = 40$ мм; б) $d_3 = 50$ мм; в) $d_3 = 70$ мм;

1 – $v = 0,07$ м/с; 2 – $v = 0,15$ м/с

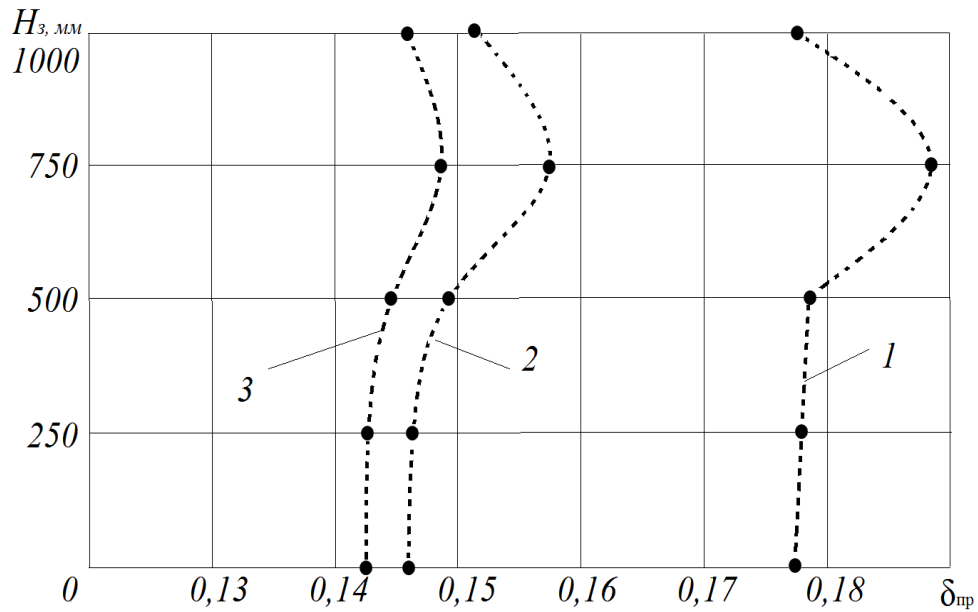


Рисунок 3.8. Кривые распределения отложений в порах контактной загрузки в условиях предельной насыщенности при крупности зерен и скорости фильтрации:
 1 – $d_3=10$ мм, $v=0,07$ м/с; 2 – $d_3=20$ мм, $v=0,05$ м/с; 3 – $d_3=30$ мм, $v=0,05$ м/с

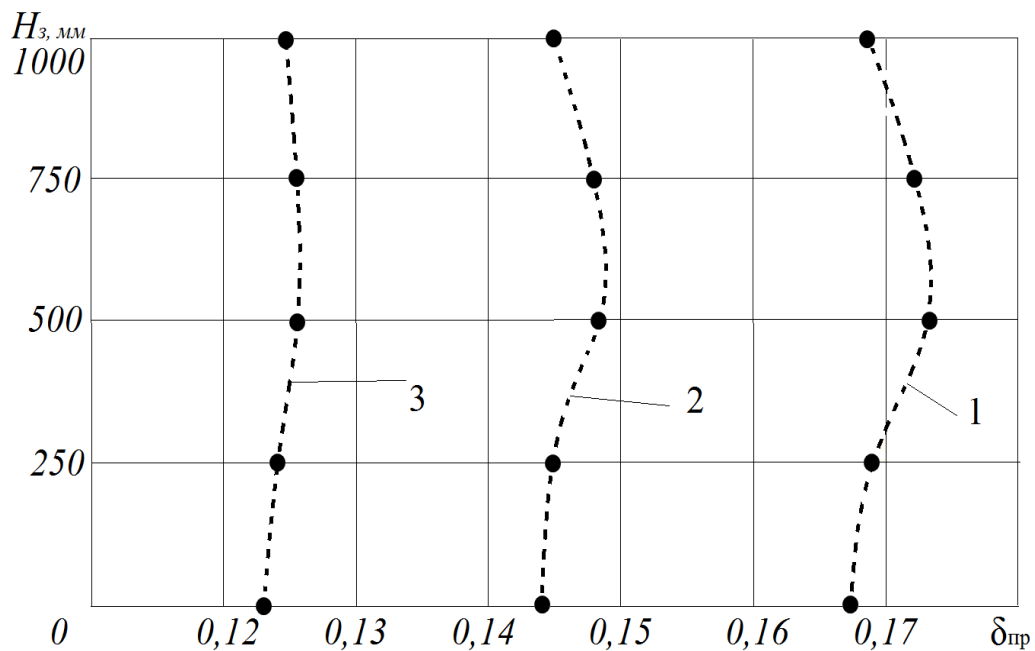


Рисунок 3.9. Кривые распределения отложений в порах контактной загрузки в условиях предельной насыщенности при крупности зерен и скорости фильтрации:
 1 – $d_3=40$ мм, $v=0,15$ м/с; 2 – $d_3=50$ мм, $v=0,15$ м/с; 3 – $d_3=70$ мм, $v=0,15$ м/с

пространства для щебня различной крупности, построенные по показаниям пьезометров, фиксирующих гидростатическое давление в каждом из четырех слоев загрузки толщиной 0,25 м (см. рисунок 3.1). Анализ кривых показывает, что распределение осадка в порах контактной массы является неравномерным. В первых по ходу фильтрования слоях загрузки наблюдается меньшая концентрация отложений, а в последующих слоях количество осадка увеличивается с последующим снижением концентрации отложений на выходе из загрузки. Разница концентраций осадка в слоях контактной массы уменьшается с увеличением скорости фильтрования и крупности зерен загрузки. Данный эффект может быть объяснен наличием в толще контактной массы так называемых «медленных» и «быстрых» пор, где скорости фильтрационного потока характеризуются соответственно меньшим и большим значениями, что было впервые отмечено Ю.И. Колодным и др. [45].

На рисунках 3.10 и 3.11 представлены графики изменения числа Рейнольдса и гидравлического уклона от скорости фильтрования и крупности зерен загрузки в условиях предельного насыщения порового пространства контактной загрузки. Графики на рисунке 3.10 были построены по формуле (2.61), а графики на рисунке 3.11 – по экспериментальным данным, представленным на рисунках 3.2.-3.3.

Анализ полученных кривых показал, что в экспериментах числа Рейнольдса изменялись от 76 при крупности зерен $d_3=10$ мм и $v=0,03$ м/с до 2691 при $d_3=70$ мм и $v=0,15$ м/с (см. рисунок 3.10), что говорит о наличии развитого турбулентного режима во всей области исследований. Графики на рисунке 3.11 могут быть представлены аналитическими зависимостями для применения в инженерных расчетах.

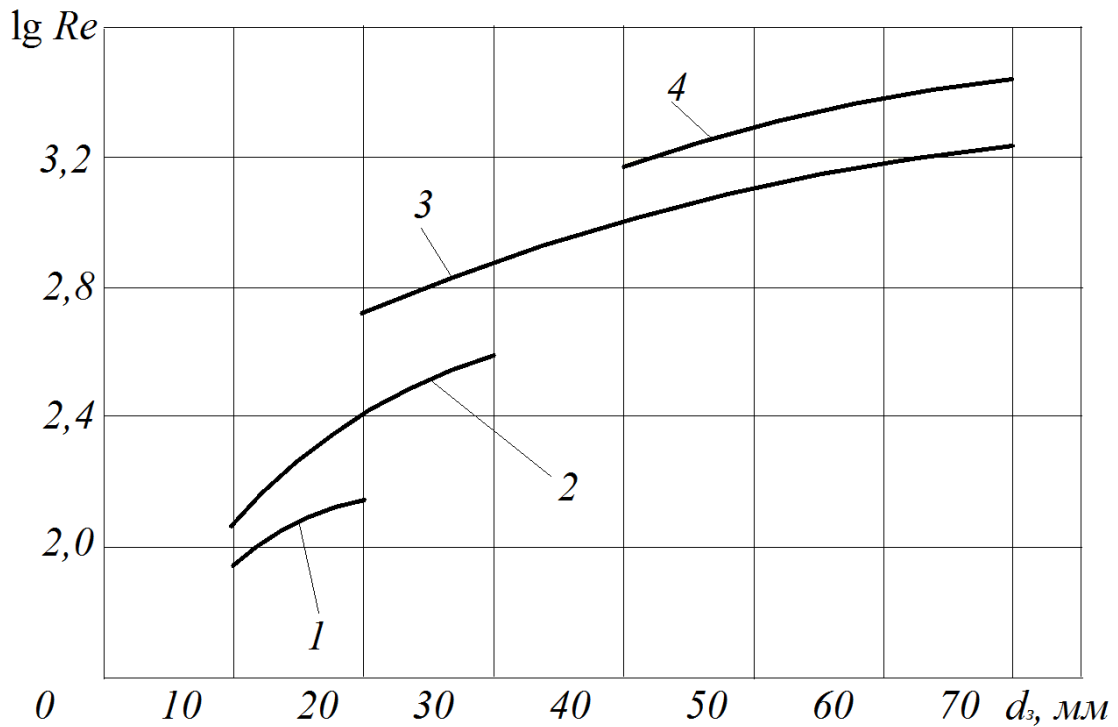


Рисунок 3.10. Графики изменения значений числа Рейнольдса от скорости фильтрации и крупности зерен загрузки в условиях предельного насыщения порового пространства:

1 – при $v=0,03$ м/с; 2 – при $v=0,05$ м/с, 3 – при $v=0,1$ м/с, 4 – при $v=0,15$ м/с

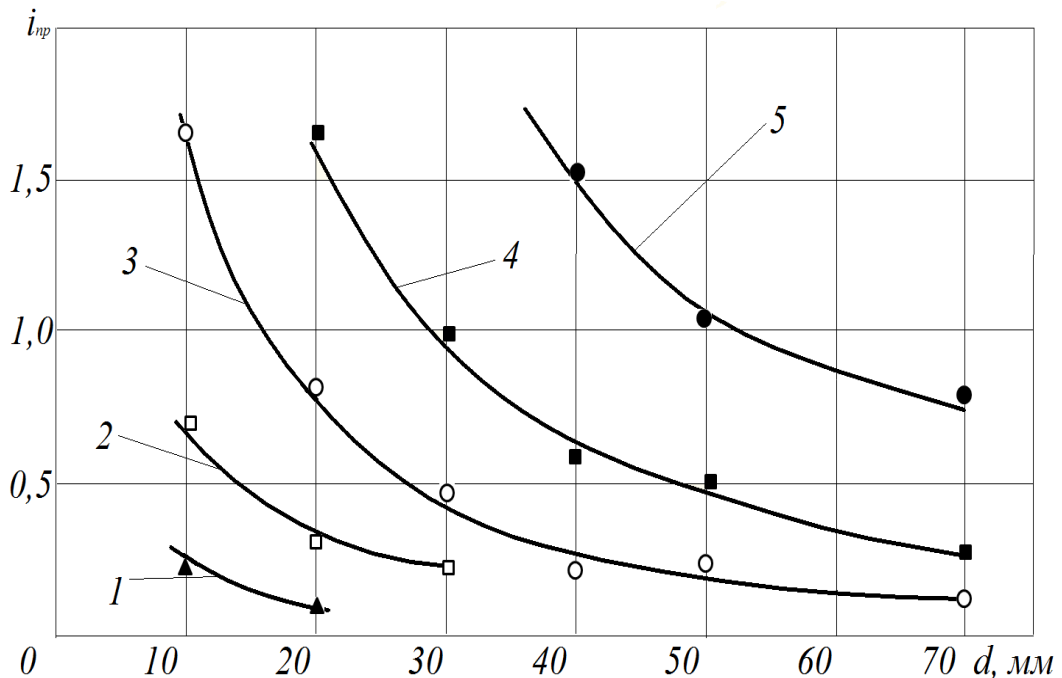


Рисунок 3.11. Графики изменения гидравлического уклона от скорости фильтрации и крупности зерен загрузки в условиях предельного насыщения порового пространства:

1 – при $v=0,03$ м/с; 2 – при $v=0,05$ м/с, 3 – при $v=0,7$ м/с, 4 – при $v=0,1$ м/с;
5 – при $v=0,15$ м/с

3.3 Оценка достоверности полученных экспериментальных данных. Разработка математических зависимостей для определения гидравлических уклонов при фильтровании коагулированной воды через слой контактной загрузки

Достоверность полученных экспериментальных результатов оценивалась по их воспроизводимости, полученной в трех сериях опытов. Повторение опытов производилось в одинаковых условиях.

При оценке достоверности экспериментальных данных производились вычисления следующих показателей:

1. Среднеарифметического значения определяемого параметра X_i при числе повторенных опытов $n=3$

$$\bar{X} = \frac{\sum_{i=1}^3 X_i}{n}. \quad (3.5)$$

2. Величины отклонения для данного измерения

$$a_i = X_i - \bar{X}. \quad (3.6)$$

3. Величины среднеквадратичной ошибки серии опытов

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^3 a_i^2}{n-1}}. \quad (3.7)$$

4. Ошибка репрезентативности серии опытов

$$m = \frac{\sigma}{\sqrt{n}}. \quad (3.8)$$

5. Погрешности серии опытов с числом степеней свободы $f=n-1=2$ при требовании надежности измерений $\beta=0,95$ и показателе надежности (стандартном значении критерия Стьюдента) $T=3,2$

$$\Delta = m \cdot T. \quad (3.9)$$

6. Коэффициента вариации серии опытов, %

$$K_v = \frac{100\sigma}{\bar{X}}. \quad (3.10)$$

Коэффициент вариации во всех случаях не превышал значения 5%, что свидетельствует о достоверности полученных результатов.

При турбулентном фильтровании коагулированной воды через слой однородной крупнозернистой загрузки в условиях предельного насыщения порового пространства величина гидравлического уклона может быть определена по формуле

$$i_{np} = K \frac{(1 - m_{np})^{1,1} \cdot v^{1,9}}{m_{np}^3 \cdot d_3^{1,1}}, \quad (3.11)$$

где K – коэффициент, $K=0,1$;

m_{np} – пористость заиленной загрузки, $0,335 \leq m_{np} \leq 0,37$;

v – скорость фильтрования, $0,03 \leq v \leq 0,15$ м/с;

d_3 – крупность зерен загрузки, $0,01 \leq d_3 \leq 0,07$ м.

Оценка адекватности математической модели (3.11) производилась с применением компьютерных программ. Проведенный анализ показал, что полученная зависимость адекватно отражает зависимость гидравлического уклона от пористости, скорости фильтрования и крупности зерен загрузки.

Выводы:

1. В процессе экспериментальных исследований выявлен характер зависимости изменения гидравлического уклона крупнозернистой контактной загрузки с $d_3=10-70$ мм от времени фильтрования коагулированной природной воды при развитии турбулентном режиме ее движения в порах ($Re > 76$). Установлено, что при фактически одном и том же эквивалентном диаметре зерен гидравлическое сопротивление однородной загрузки меньше, чем сопротивление неоднородной контактной массы.

2. Расчетным путем на основании экспериментальных данных получены зависимости изменения пористости и насыщенности порового пространства контактной загрузки с различной крупностью зерен от времени фильтрования, а так-

же эпюры распределения загрязнений по толщине слоя загрузки в условиях предельной насыщенности порового пространства. Установлено, что величина предельной насыщенности увеличивается с возрастанием скорости фильтрации и уменьшается с увеличением крупности зерен контактной загрузки.

3. Получена математическая зависимость, адекватно описывающая закономерность изменения гидравлического уклона от скорости фильтрации, крупности и пористости крупнозернистой контактной массы в условиях предельной насыщенности ее порового пространства при турбулентном режиме движения коагулированной воды.

4. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ КОАГУЛИРОВАНИЯ ПРИМЕСЕЙ ПРИРОДНОЙ ВОДЫ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ КРУПНОЗЕРНИСТОЙ КОНТАКТНОЙ ЗАГРУЗКИ

4.1. Объект исследований, программа и методики проведения лабораторных испытаний

4.1.1. Объект исследований и описание лабораторной установки

Объектом исследований являлась вода Сурского водохранилища, качественные показатели которой приведены в таблице 3.1. Согласно требованиям [65] основные показатели качества очищенной воды после реагентной обработки и двухступенчатой очистки отстаиванием и фильтрованием не должны превышать следующих значений: мутность – 1,5 мг/л; цветность – 20 град; перманганатная окисляемость – 5 мгО₂/л; остаточный алюминий – 0,5 мг/л. Требуемые значения рН устанавливаются в пределах от 6 до 9.

Исследования влияния контактной коагуляции с использованием крупнозернистой загрузки на эффективность очистки исходной воды, обработанной коагулянтом (сернокислым алюминием) проводились на лабораторной установке, смонтированной в помещении блока водоподготовки площадки «Кирпичная» ВОС г. Пензы. Схема установки показана на рисунке 4.1.

Исходная сырая вода Сурского водохранилища с помощью отводного трубопровода 2 забиралась из напорного водовода 1, соединяющего насосную станцию I подъема и блок водоподготовки. Давление воды в водоводе в течение периода проведения экспериментов было в пределах $0,5 \cdot 10^5$ Па. На трубопроводе 1 устанавливался патрубок 11 для отбора проб исходной воды, снабженный вентиляем 12. На трубопроводе 2 были установлены диафрагменный смеситель 3 с регулирующими вентилями 4 и 4', манометры 5 и 5', а также запорно-регулирующий вентиль 6. В точки А и В трубопровода 2 вводился раствор коагулянта от насоса-дозатора.

Контактная камера 7 внутренним диаметром 0,1 м работала в напорном режиме, высота фильтрующей крупнозернистой загрузки составляла 2,0 м. После

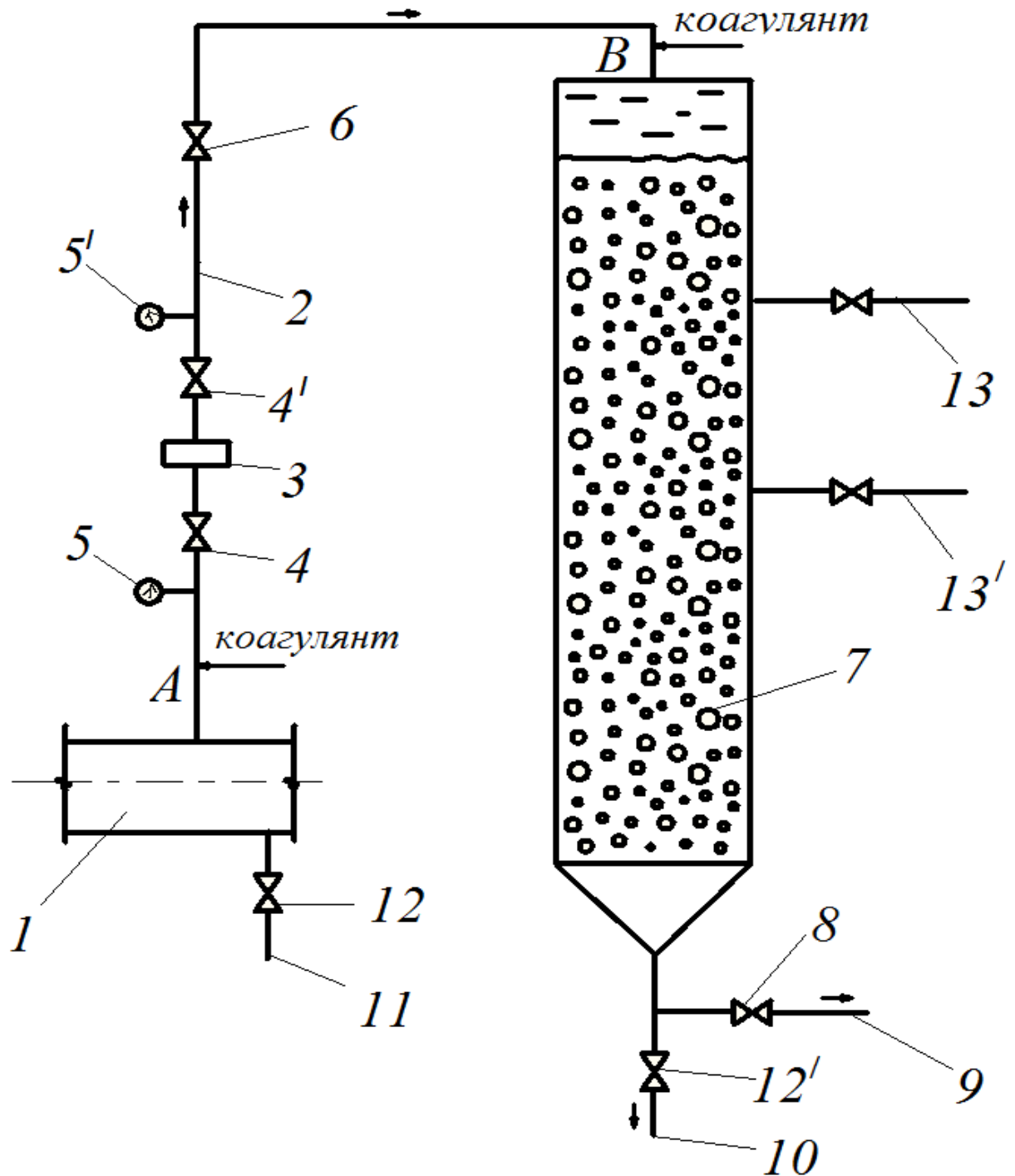


Рисунок 4.1. Схема лабораторной установки по исследованию процессов коагуляции с применением крупнозернистой контактной загрузки:

- 1 – трубопровод исходной воды; 2 – отводной трубопровод; 3 – диафрагменный смеситель;
 4, 4' – регулирующие вентили; 5, 5' – манометры; 6 – запорно-регулирующий вентиль;
 7 – контактная камера с загрузкой; 8 – регулирующий вентиль; 9 – сбросной трубопровод;
 10 – патрубок отбора проб обработанной воды; 11 – патрубок отбора проб исходной воды;
 12 и 12' – запорные вентили; 13, 13' – пробоотборники

фильтрации через контактную загрузку вода сбрасывалась в канализацию по трубопроводу 9. Отбор проб воды после контактной коагуляции производился через патрубки 10, 13, 13' (после прохождения водой слоя загрузки толщиной соответственно 2,0; 0,5 и 1,0 м). Расход воды через установку определялся объемным методом. Скорости фильтрации v устанавливались равными 0,03 м/с, 0,05 м/с, 0,08 м/с и 0,12 м/с.

Градиент скорости G при движении воды в толще фильтрующей крупнозернистой загрузки определялся из выражения (2.84), входящая в которое величина гидравлического уклона находилась из (3.11). Значения m определялись по графикам на рисунках 3.4 и 3.5.

Значение G , с^{-1} , при различных скоростях фильтрации через контактную массу с крупностью загрузки $d_3=10, 30, 40, 50$ и 70 мм при $\delta=\delta_{\text{пр}}$ приведены в таблице 4.1.

Таблица 4.1 - Значение градиента скорости при движении воды через слой контактной загрузки в условиях предельной насыщенности пор

Скорость фильтрации v , м/с	Градиент скорости G , с^{-1} , при крупности зерен загрузки				
	$d_3=10$ мм	$d_3=30$ мм	$d_3=40$ мм	$d_3=50$ мм	$d_3=70$ мм
0,03	443	256	216	184	146
0,05	982	575	470	404	321
0,08	2252	1169	993	813	660
0,12	4104	2105	1799	1577	1248

Время контакта t , с, обработанной коагулянтom воды с крупнозернистой загрузкой находилось по формуле:

$$t = \frac{H_3}{v} m_{\text{пр}}, \quad (4.1)$$

где $m_{\text{пр}}$ – пористость загрузки в состоянии предельного насыщения;

H_3 – толщина слоя загрузки, после прохождения которого отбирались пробы.

Значения t при различной толщине загрузки для диапазона скоростей v от 0,03 до 0,12 м/с показаны в таблице 4.2.

Таблица 4.2 - Значение времени контакта воды с крупнозернистой загрузкой при различных значениях H_3 и v

Толщина загрузки H_3 , м	Время контакта t , с, при скорости фильтрования			
	$v=0,03$ м/с	$v=0,05$ м/с	$v=0,08$ м/с	$v=0,12$ м/с
0,5	6,0-6,2	3,6-3,7	2,2-2,3	1,4-1,5
1,0	12,0-12,3	7,1-7,3	4,3-4,5	2,8-3,0
2,0	24,0-24,6	14,2-14,6	8,6-9,0	5,6-6,0

4.1.2. Программа и методика проведения лабораторных исследований

Программа лабораторных исследований по очистке воды природного поверхностного источника предусматривала коагуляционную обработку сырой воды 10%-ным раствором сернокислого алюминия (СА) при различных условиях перемешивания, флокулирование полученных агломератов скоагулированной взвеси с последующим отстаиванием и фильтрованием.

Целью проведения экспериментов являлось нахождение наиболее экономичных доз коагулянта, обеспечивающих высокое качество двухступенчатой очистки исходной воды при её обработке раствором СА в условиях комбинированного перемешивания в порах контактной загрузки и свободном объеме смеси-теля.

Для получения контрольных проб исходная вода отбиралась из трубопровода 1 при помощи патрубка 11, заливалась в емкость $V = 1,5$ л, обрабатывалась коагулянтом (дозой D_k) и перемешивалась с помощью механической мешалки при значениях градиента скорости $G_1=110-150$ с⁻¹.

Затем контрольные пробы воды перемешивались с флокулянтом ПАА при значениях градиента скорости $G_2=20$ с⁻¹ в течение 2 мин, и переливались в литровые стеклянные цилиндры, где отстаивались в течение 2 ч. Отстоянная (освет-

ленная) вода отбиралась из верхней части цилиндра и фильтровалась через бумажный фильтр. Дозы коагулянта и флокулянта, добавляемые в контрольные пробы воды соответствовали дозам этих реагентов, принятые на ВОС для обработки исходной воды Сурского водохранилища в день проведения эксперимента. Таким образом, при получении контрольных проб использовался способ перемешивания воды с коагулянтом в свободном объеме гидравлического смесителя.

В соответствии с программой экспериментов предусматривалось три этапа исследований.

Опытные пробы обработанной в контактной загрузке исходной воды на первом этапе испытаний готовились следующим образом. Исходная вода через открытый вентиль 6 (см. рисунок 4.1) по трубопроводу 2 поступала в камеру 7 с контактной загрузкой из гранитного щебня. В точку В трубопровода подавался с различными дозами $D_{к2}$ раствор СА. Пробы воды, прошедшей контактную коагуляцию в камере 7, отбирались из пробоотборников 13 и 13' или из патрубка 10 с помощью мензурки и смешивались в стеклянной емкости $V=1,5$ л с пробами исходной воды, взятыми из патрубка 11 в соотношении 1:9. Полученная смесь подвергалась перемешиванию с помощью механической мешалки при значениях градиента скорости G_1' , равных величинам G_1 , при которых обрабатывались контрольные пробы воды. Перед перемешиванием в емкость добавляли раствор коагулянта СА с дозой $D_{к1}=D_{к2}$. После перемешивания в течение 1 мин опытные пробы воды дополнительно обрабатывались флокулянтом ПАА при $G_2=20$ с⁻¹ в течение 2 мин, затем переливались в литровые стеклянные цилиндры, отстаивались в течение 2 ч и фильтровались.

Таким образом, на первом этапе при получении опытных проб моделировался способ комбинированной коагуляционной обработки воды с дробным введением реагентов, при котором большая часть расхода сырой (исходной) воды ($Q_1=0,9 Q$) подаётся в свободный объём гидравлического смесителя, а меньшая часть расхода исходной воды ($Q_2=0,1 Q$) после предварительной контактной коагуляции перемешивается с основным потоком в начале смесителя (рисунок 4.2).

Суммарные расходы коагулянта, вводимого в емкость $V=1,5$ л и в т. В установке при получении опытных проб на первом этапе испытаний (в пересчете на 1 л воды) были равны расходу коагулянта, вводимого в контрольные пробы воды.

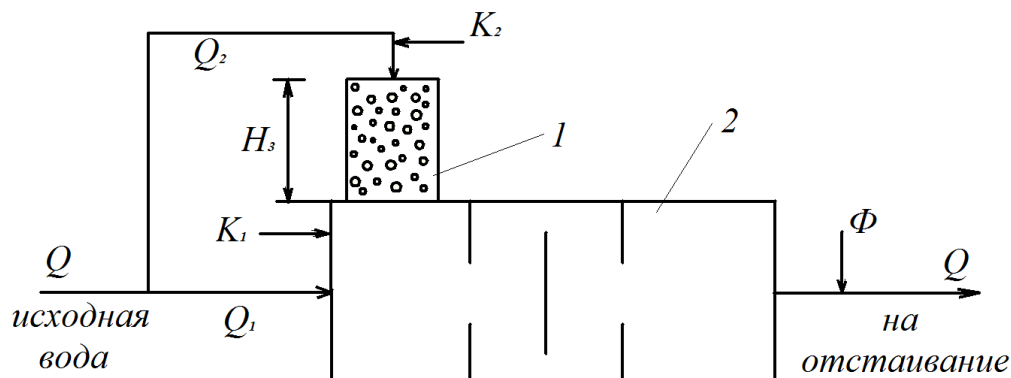


Рисунок 4.2. Схема моделирования реагентной обработки воды на первом этапе исследований:

1 – контактная камера; 2 – гидравлический смеситель; K_1 и K_2 – ввод коагулянта с дозами $D_{к1}$ и $D_{к2}$; Φ – ввод флокулянта; H_3 – высота загрузки

На втором этапе исследований исходная вода после перемешивания с раствором коагулянта при значениях градиента скорости $G_1' = 110-150 \text{ с}^{-1}$ в смесительном узле трубопровода 2 поступала в контактную камеру 7 с крупнозернистой загрузкой (см. рисунок 4.1). Градиент скорости G_1' в смесительном узле находился из выражения (1.4), в котором значение энергии, затрачиваемой на смешение, определялось по формуле

$$E = V \cdot \Delta p, \text{ Дж} \quad (4.2)$$

где V – объем трубопровода 2 внутренним диаметром d_y 40 между манометрами 5 и 5', м^3 ;

Δp – разность показаний манометров 5 и 5', Па.

Из патрубка 10 или пробоотборников 13 и 13' отбирались пробы воды, прошедшей контактную коагуляцию и смешивались в стеклянной емкости $V=1,5$ л с пробами исходной воды, взятыми из патрубка 11 в соотношениях от 2:98 до 10:90.

Полученная смесь дополнительно перемешивалась с раствором СА механической мешалкой при градиенте скорости $G_1 = G_1'$ в течение 1 мин. После этого в емкость вводился флокулянт ПАА с дозами, принятыми на ВОС для обработки исходной воды Сурского водохранилища в день проведения эксперимента, и перемешивался с водой при $G_2=20 \text{ с}^{-1}$ в течение 2 мин. Далее пробы воды переливались в литровые стеклянные цилиндры, отстаивались в течение 2 ч и затем фильтровались через бумажные фильтры.

Таким образом, на втором этапе испытаний моделировался способ комбинированной коагуляционной обработки воды, при котором определенная часть коагулируемой воды $Q_p=(0,02-0,1)Q$ рециркулировала в начало гидравлического смесителя через контактную камеру с крупнозернистой загрузкой (рисунок 4.3)

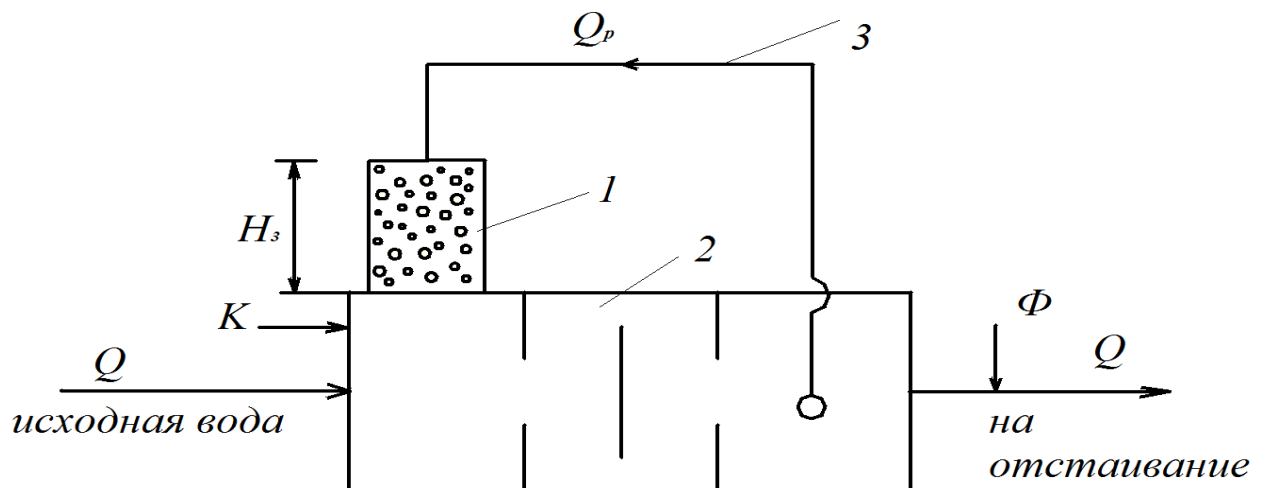


Рисунок 4.3. Схема моделирования реagentной обработки воды на втором этапе исследований:

- 1 – контактная камера; 2 – гидравлический смеситель; 3 – рециркуляция коагулируемой воды; K и Φ – ввод коагулянта с дозой D_k и флокулянта;
- H_z – высота загрузки

Суммарные расходы коагулянта, вводимого в т. А и в емкость $V=1,5$ л при получении опытных проб на втором этапе испытаний (в пересчете на 1 л пробы воды), были равны расходу коагулянта, вводимого в контрольные пробы воды.

Эксперименты третьего этапа исследований отличались от экспериментов второго этапа тем, что весь раствор СА вводился в т. В установки (см. рисунок

4.1) перед контактной камерой. Таким образом моделировался способ комбинированной коагуляционной обработки с концентрированным введением реагента в рециркуляционный поток перед контактной камерой (рисунок 4.4)

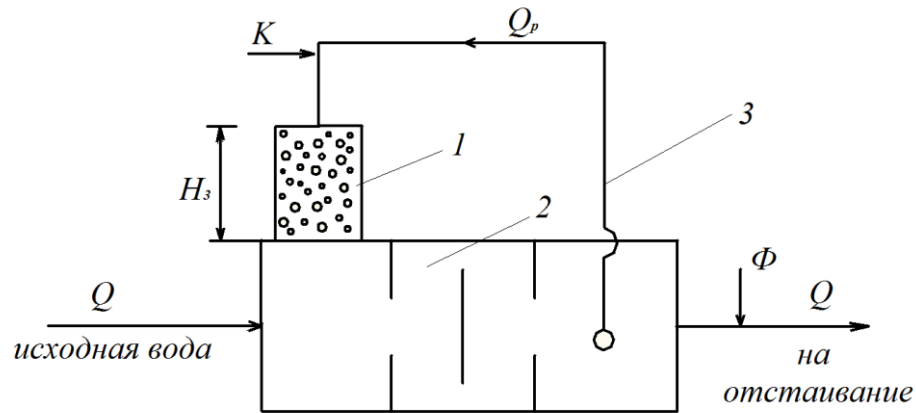


Рисунок 4.4. Схема моделирования реагентной обработки воды на третьем этапе исследований:

1 – контактная камера; 2 – гидравлический смеситель; 3 – рециркуляция коагулируемой воды; K и Φ – ввод коагулянта и флокулянта; H_z – высота загрузки

Дозы коагулянта СА, вводимого в точку В установки, при получении опытных проб на третьем этапе исследований (в пересчете на 1 л пробы воды), не превышали доз коагулянта при отборе контрольных проб, которые готовились по той же методике, что и для первого этапа.

Во всех экспериментах использовался очищенный СА ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$) с содержанием Al_2O_3 по массе 16%. Коагулирование проводилось при поддержании температуры воды в пробах, соответствующей температуре воды поверхностного источника на время проведения испытаний.

4.1.3. Методика проведения химических анализов

В соответствии с рекомендациями В.Л. Драгинского [33] эффективность действия коагулянта СА при различных способах реагентной обработки природной воды оценивалась по показателям мутности, цветности, перманганатной

окисляемости (ПО) и остаточному алюминию в исходной и очищенной воде. Кроме вышеуказанных показателей определялись также рН и щелочность воды.

Для определения мутности воды использовался турбидиметрический (фотометрический) способ измерения интенсивности ослабления проходящего света в соответствии с рекомендациями [52, 60]. В качестве измерительного прибора использовался фотоколориметр КФК при длине волны $\lambda=520$ нм. Оптическую плотность воды измеряли с помощью кювет толщиной поглощающего слоя 50 мм.

Величину мутности находили по градуировочному графику, построенному с использованием рабочих стандартных суспензий каолина различной массовой концентрации. Градуировочный график строился в координатах «оптическая плотность – величина мутности (мг/л)».

Величину мутности, мг/л, при разбавлении пробы рассчитывали по формуле:

$$X = \frac{A \cdot 100}{V}, \quad (4.3)$$

где А – мутность, найденная по калибровочному графику, мг/л;

V – объем пробы, взятой для анализа, мл;

100 – объем, до которого была разбавлена проба, мл.

Цветность исходной и очищенной воды определялась фотометрическим методом с применением хром-кобальтовой шкалы. Метод основан на измерении оптической плотности анализируемой пробы воды при длине волн 380 нм с последующим определением значения цветности по градуировочной характеристике, построенной по рекомендациям [23] в координатах оптическая плотность - градусы цветности.

Оптическая плотность воды измерялась фотоколориметром КФК с помощью кювет с толщиной поглощающего слоя 50 мм. Контроль стабильности градуировочной характеристики проводили не реже одного раза в три месяца, а также при замене оптических кювет.

Перманганатную окисляемость (ПО) определяли методом Кубеля, основанном на окислении веществ, присутствующих в воде, раствором перманга -

ната калия концентрацией 0,01 моль/л в сернокислой среде при кипячении.

Последовательность выполнения анализов ПО в исходной и очищенной воде осуществляли в соответствии с рекомендациями [53]. Величину перманганатной окисляемости (мг O₂/л) рассчитывали по формуле:

$$X = \frac{(A - B) \cdot K \cdot 0,01 \cdot 8 \cdot 1000}{V} = \frac{(A - B) \cdot K \cdot 80}{V}, \quad (4.4)$$

где А и В – объемы 0,01 н. перманганата калия, израсходованные на титрование исследуемой и холостой пробы, мл;

К – поправочный коэффициент к раствору перманганата калия;

V – объем пробы, взятой для анализа, мл;

8 – эквивалент кислорода. Если поправка к титру перманганата калия имела значение от 0,995 до 1,005, то при вычислении результатов её учитывали.

Определение концентрации в воде алюминия осуществляли методом, основанном на способности ионов алюминия образовывать с алюминоном оранжево-красное комплексное коллоидное соединение при рН=4,5 в присутствии сульфата аммония.

Анализы по выполнению измерений массовых концентраций производились фотометрическим методом.

Перед проведением анализов строили градуировочный график с применением растворов различной концентрации из металлического алюминия. График строился в координатах «оптическая плотность – содержание алюминия (мг/л)». Выполнение измерений по определению концентрации алюминия в воде производилось в соответствии с рекомендациями [54].

Концентрацию алюминия (мг/л) рассчитывали по формуле:

$$X = \frac{A}{V}, \quad (4.5)$$

где А – содержание алюминия, найденное по калибровочному графику, мг;

V – объем пробы, взятой для анализа, мл.

Измерение рН производилось электрометрическим методом. Анализы рН воды выполнялись в соответствии с рекомендациями [55]. Измерение щелочности воды производили титрометрическим методом. Анализы щелочности воды выполнялись в соответствии с рекомендациями [24].

Расчет свободной (Р) и общей (М) щелочности (мг-экв/л) проводили по формулам:

$$P = \frac{A \cdot K \cdot 0,1 \cdot 1000}{V} = \frac{A \cdot K \cdot 100}{V}, \quad (4.6)$$

$$M = \frac{B \cdot K \cdot 0,1 \cdot 1000}{V} = \frac{B \cdot K \cdot 100}{V}, \quad (4.7)$$

где А – объем 0,1 н. хлористоводородной кислоты, израсходованной на титрование по фенолфталеину, мл;

В – то же по смешанному индикатору или метиловому оранжевому, мл;

К – поправочный коэффициент к 0,1 н. раствору хлористоводородной кислоты;

V – объем пробы, взятой для определения, мл.

4.2. Результаты экспериментальных исследований по очистке природной воды с применением контактной коагуляции на крупнозернистой загрузке

Экспериментальные исследования проводились в следующие периоды года:

1. Июнь-август (маломутная вода со сравнительно небольшой цветностью и высокой температурой)
2. Ноябрь-декабрь (маломутная и малоцветная вода с низкой температурой)
3. Паводок в апреле-мае (повышенная мутность и цветность воды с низкой температурой и щелочностью).

Испытания первого этапа по комбинированной прямоточной схеме коагулирования, представленной на рисунке 4.2, проводились в летний период года.

При проведении лабораторных исследований в летний период года мутность исходной воды Сурского водохранилища изменялась в пределах 4,7-6,8 мг/л, температура воды была равна 21-22 °С, перманганатная окисляемость 4,7-5,8 мгО₂/л, цветность составляла 17-25 град, величина рН изменялась в пределах 7,6-7,7, щелочность – от 2,2 до 2,4 ммоль/л, концентрация алюминия составляла 0,03-0,04 мг/л. Доза СА, принятая на ВОС пл. «Кирпичная» при данных показателях воды составляла 9-10 мг/л, доза флокулянта ПАА – 0,07 мг/л. Подщелачивание воды при коагуляции не производилось.

Для каждой серии экспериментов использовалась однородная крупнозернистая загрузка (гранитный щебень) со средним диаметром зерен d_3 соответственно 10, 40 и 70 мм в состоянии предельной насыщенности осадком. Толщина контактного слоя загрузки H_3 в камере 7 (см. рисунок 4.1), после прохождения которого, отбирались пробы воды, составляла в разных сериях испытаний 0,5; 1,0 и 2,0 м. Скорость фильтрования v в камере 7 изменялась от 0,03 до 0,12 м/с. Соотношение объемов воды, прошедших соответственно через диафрагменный смеситель 3 и контактную камеру 7 было равно 9:1.

Результаты первого этапа экспериментальных исследований показаны на рисунках 4.5 - 4.9. Концентрации взвешенных веществ в контрольных пробах, обработанных СА при дозах D_k от 9 до 10 мг/л, находились в пределах 0,28-0,31 мг/л. При использовании в качестве контактной загрузки щебня с $d_3 = 10$ мм и толщиной $H_3 = 0,5$ м мутность опытных проб воды после отстаивания и фильтрования не уменьшалась по сравнению с мутностью очищенной воды в контрольной пробе ($M = 0,31$ мг/л) во всем диапазоне скоростей фильтрования. Время контакта t обработанной коагулянтной воды с крупнозернистой загрузкой при этом изменялось от 1,5 с до 6,0 с. При толщине загрузки $H_3 = 1,0$ м время контакта t увеличивалось до 12,0 с при $v = 0,03$ м/с и до 7,1 с при $v = 0,05$ м/с, что приводило к снижению мутности фильтрата в опытных пробах до 0,25-0,26 мг/л (рисунок 4.5). С увеличением толщины загрузки до $H_3 = 2,0$ м время контакта t воды со слоем щебня $d_3 = 10$ мм составляло 24,0 с и 8,6 с соответственно для $v = 0,03$ м/с и $v = 0,08$ м/с. Такое увеличение времени контакта позволило снизить мутность фильтрата в

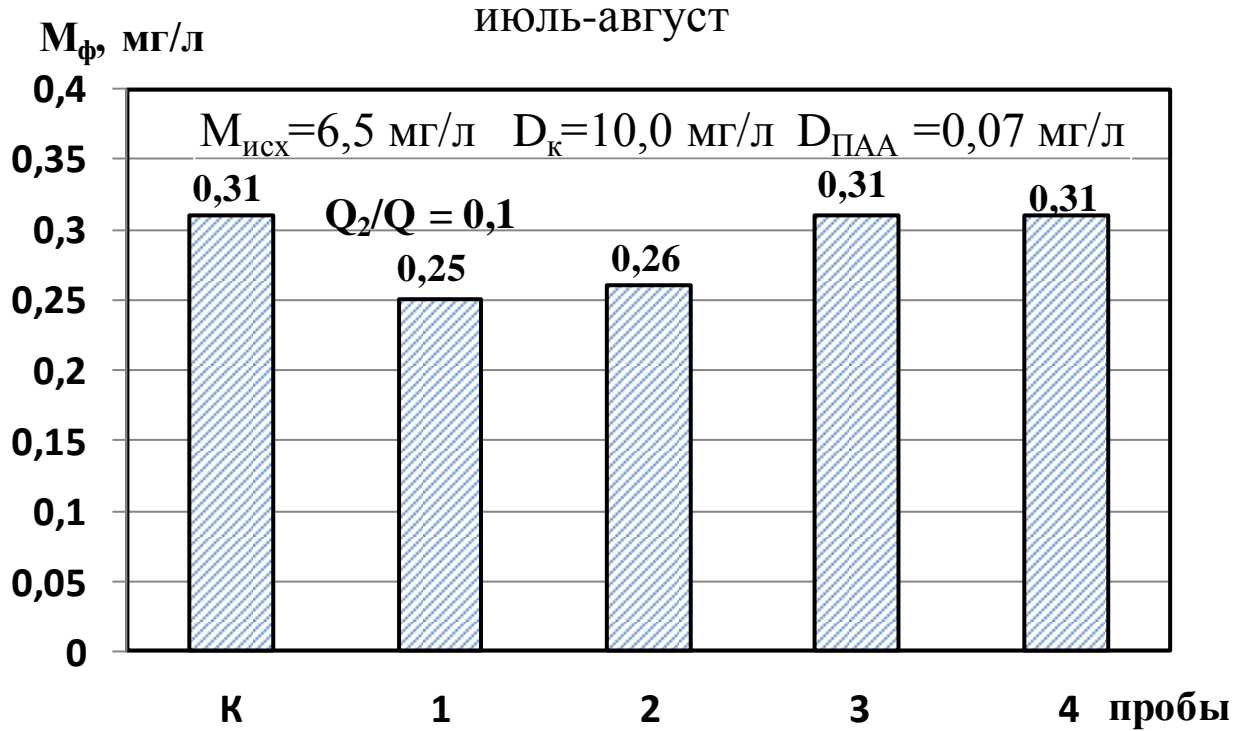


Рисунок 4.5. Диаграмма мутности фильтрата при прямоточной схеме комбинированного коагулирования (см. рис. 4.2) для $d_3=10$ мм, $H_3=1,0$ м при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

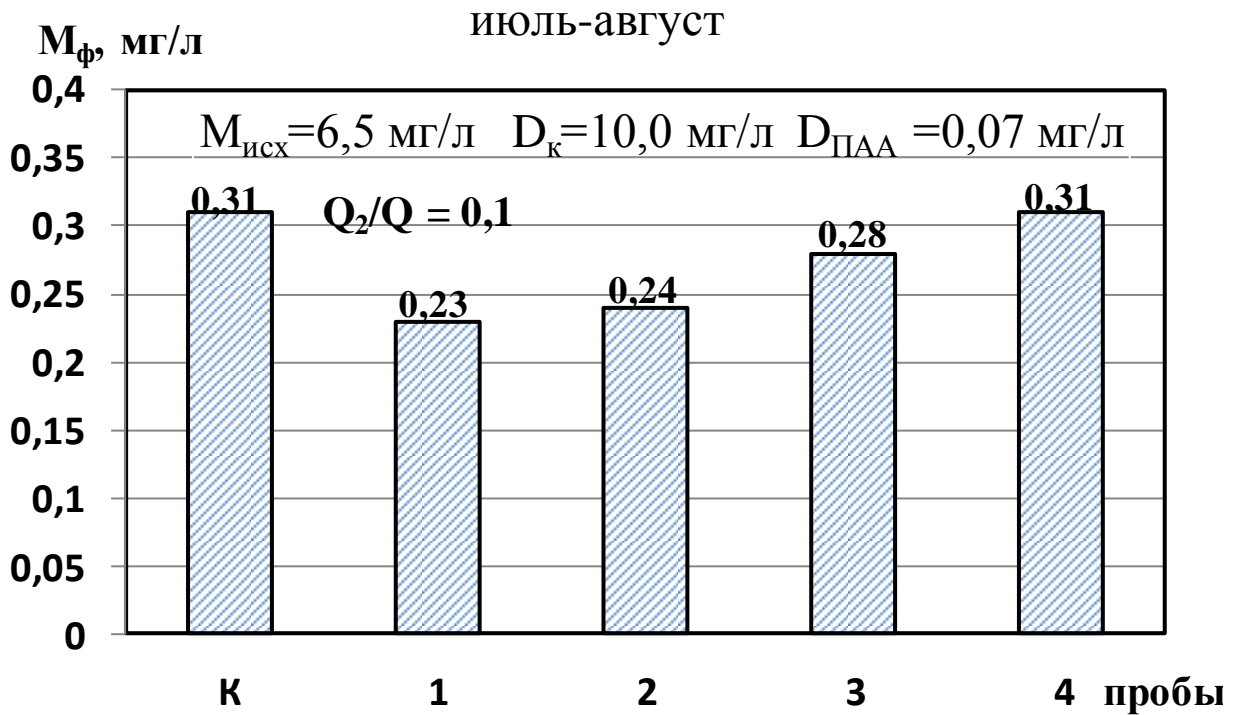


Рисунок 4.6. Диаграмма мутности фильтрата при прямоточной схеме комбинированного коагулирования (см. рис. 4.2) для $d_3=10$ мм, $H_3=2,0$ м при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

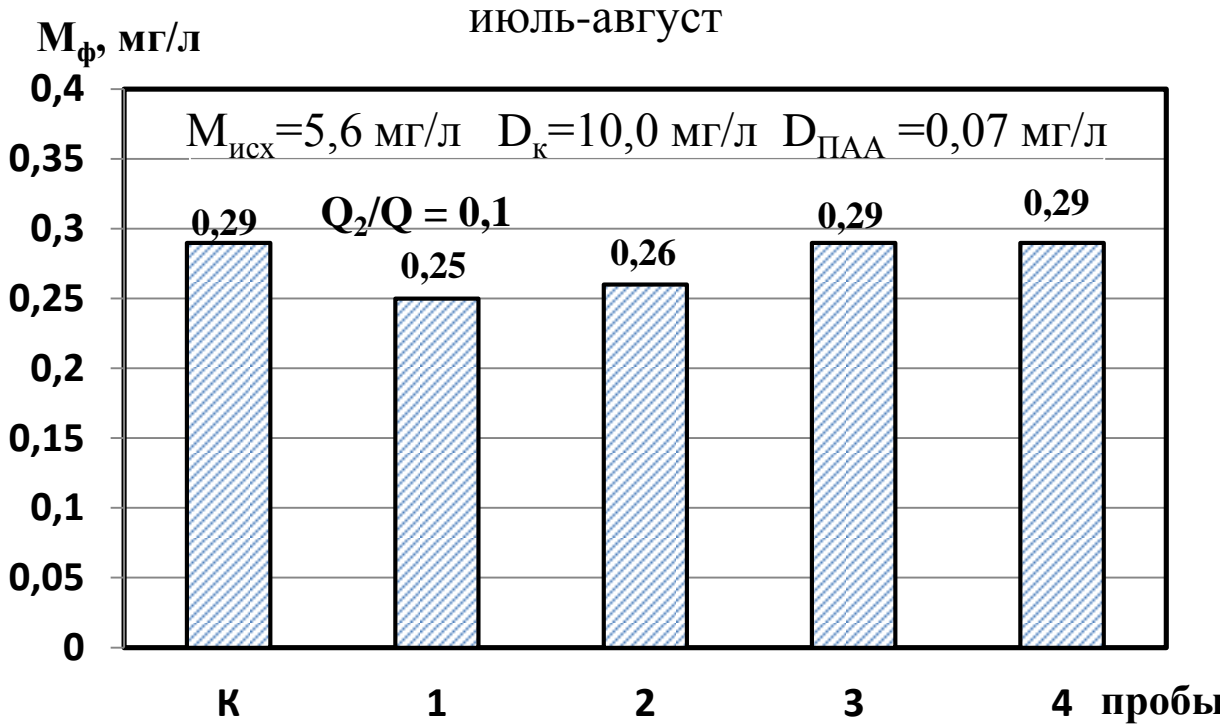


Рисунок 4.7. Диаграмма мутности фильтрата при прямоточной схеме комбинированного коагулирования (см. рис. 4.2) для $d_3 = 40 \text{ мм}$, $H_3 = 1,0 \text{ м}$ при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

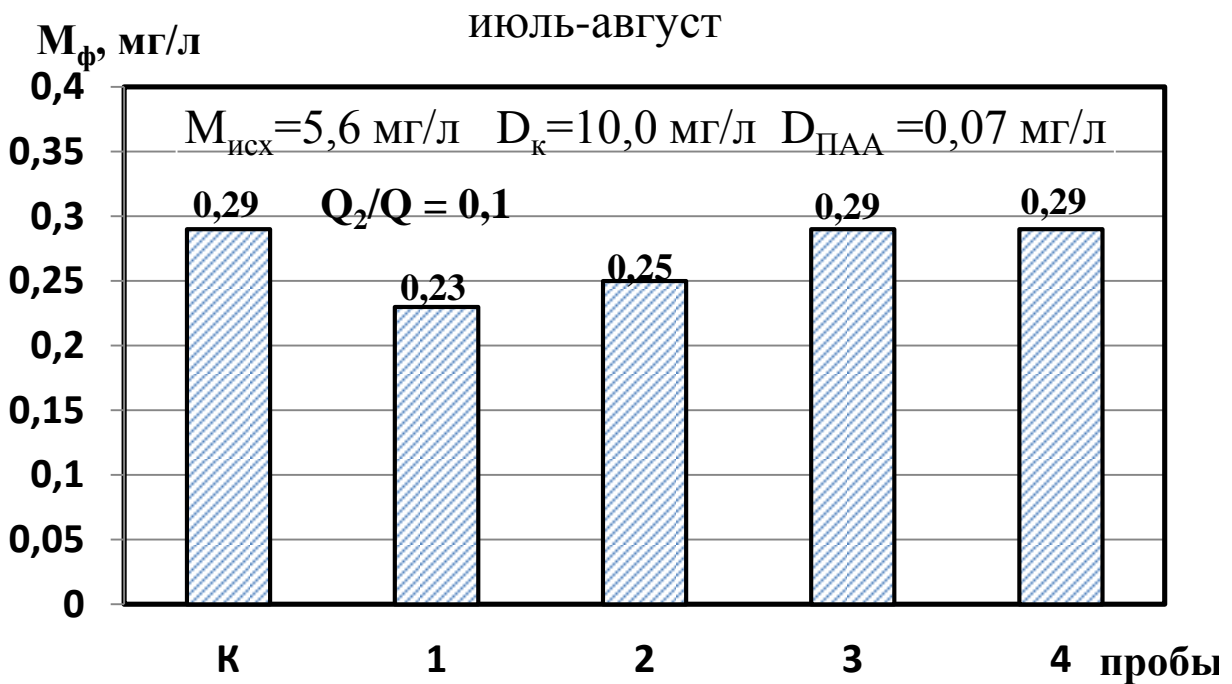


Рисунок 4.8. Диаграмма мутности фильтрата при прямоточной схеме комбинированного коагулирования (см. рис. 4.2) для $d_3 = 40 \text{ мм}$, $H_3 = 2,0 \text{ м}$ при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

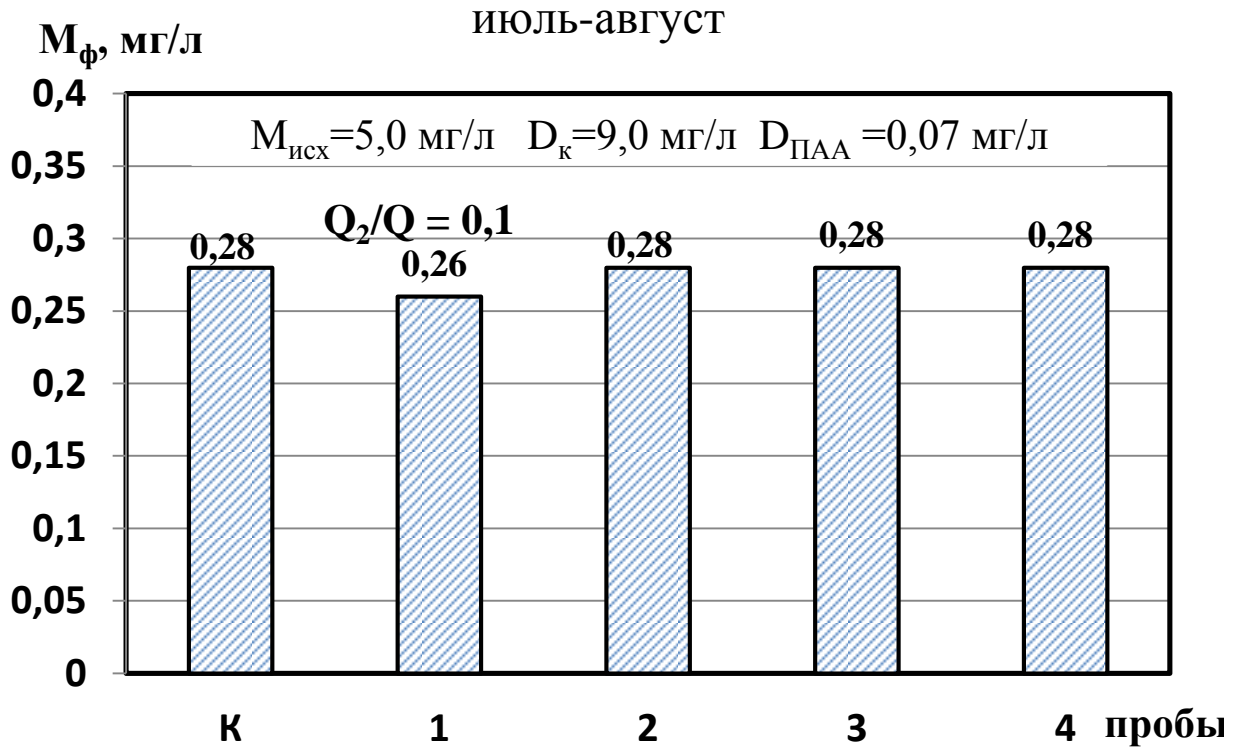


Рисунок 4.9. Диаграмма мутности фильтрата при прямоточной схеме комбинированного коагулирования (см. рис. 4.2) для $d_3=70$ мм, $H_3=2,0$ м при значениях v :

1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

опытных пробах до 0,23-0,28 мг/л (см. рисунок 4.6). В экспериментах с использованием контактной загрузки крупностью $d_3=40$ мм и толщиной слоя $H_3=0,5$ м мутность опытных проб воды после двухступенчатой очистки была равна мутности очищенной воды в контрольной пробе ($M=0,29$ мг/л) во всем диапазоне скоростей фильтрования v . При толщине загрузки $H_3=1,0$ м увеличение времени контакта со щебнем $d_3=40$ мм в два раза привело к незначительному снижению мутности фильтрата в опытных пробах при $v=0,03$ м/с - 0,05 м/с ($M_\phi=0,25-0,26$ мг/л) по сравнению с контрольной пробой (см. рисунок 4.7). При увеличении толщины загрузки до $H_3=2,0$ м мутность фильтрата в опытных пробах снижалась до 0,23-0,25 мг/л только при v от 0,03 м/с до 0,05 м/с (см. рисунок 4.8).

При использовании в качестве контактной загрузки щебня с $d_3=70$ мм и толщиной слоя $H_3=0,5$ м и $H_3=1,0$ м мутность опытных проб после отстаивания и фильтрования не снижалась по сравнению с контрольной пробой, мутность которой составляла 0,28 мг/л. Снижение мутности воды в опытных пробах по сравне-

нию с контрольной пробой наблюдалось только при скорости фильтрования $v=0,03$ м/с (см. рисунок 4.9).

Анализы очищенных опытных проб на перманганатную окисляемость (ПО) и цветность (Ц) показали незначительное снижение ПО и Ц по сравнению с контрольными пробами во всем диапазоне крупностей и толщин слоя контактной загрузки 1,0-2,0 м при скоростях фильтрования v от 0,03 до 0,12 м/с.

Таким образом, результаты первого этапа исследований показали, что при прямоточной комбинированной схеме коагуляционной обработки природной воды с использованием крупнозернистых контактных загрузок значимое снижение мутности в опытных пробах после двухступенчатой очистки по сравнению с контрольными пробами достигалось на щебне относительно малых фракций (10 и 40 мм) при времени контакта t обработанной коагулянтной воды не менее 14,2-14,6 с. Величина градиента скорости для фракций $d_3 = 10$ мм и $d_3 = 40$ мм при этом находилась в пределах от 216 до 982 с^{-1} [30].

Испытания второго этапа комбинированной коагуляционной обработки воды с рециркуляцией части потока коагулируемой воды через крупнозернистую контактную загрузку (см. рисунок 4.3) также производились в летний период года. В экспериментах использовалась загрузка со средним диаметром зерен d_3 10, 30 и 50 мм, так как применение загрузки с $d_3 = 70$ мм на первом этапе исследований не привело к значительному улучшению качества очистки природной воды, обработанной коагулянтной СА. Толщина H_3 контактной загрузки, находящейся в состоянии предельного насыщения в разных сериях экспериментов была равна 1,0-2,0 м. Объем рециркуляционного потока, прошедшего через контактную камеру, составлял 4, 7 и 10% от общего объема обрабатываемой коагулянтной природной воды. Скорость фильтрования воды v в контактной камере, так же, как и в испытаниях первого этапа, изменялась в пределах от 0,03 до 0,12 м/с.

Результаты второго этапа испытаний с применением контактной загрузки из гранитного щебня с $d_3 = 10$ мм показаны на рисунках 4.10 - 4.15. Концентрация взвешенных веществ в контрольной пробе, обработанной СА при $D_k=10$ мг/л, составляла 0,3 мг/л. При рециркуляции 10% объема коагулируемой воды через

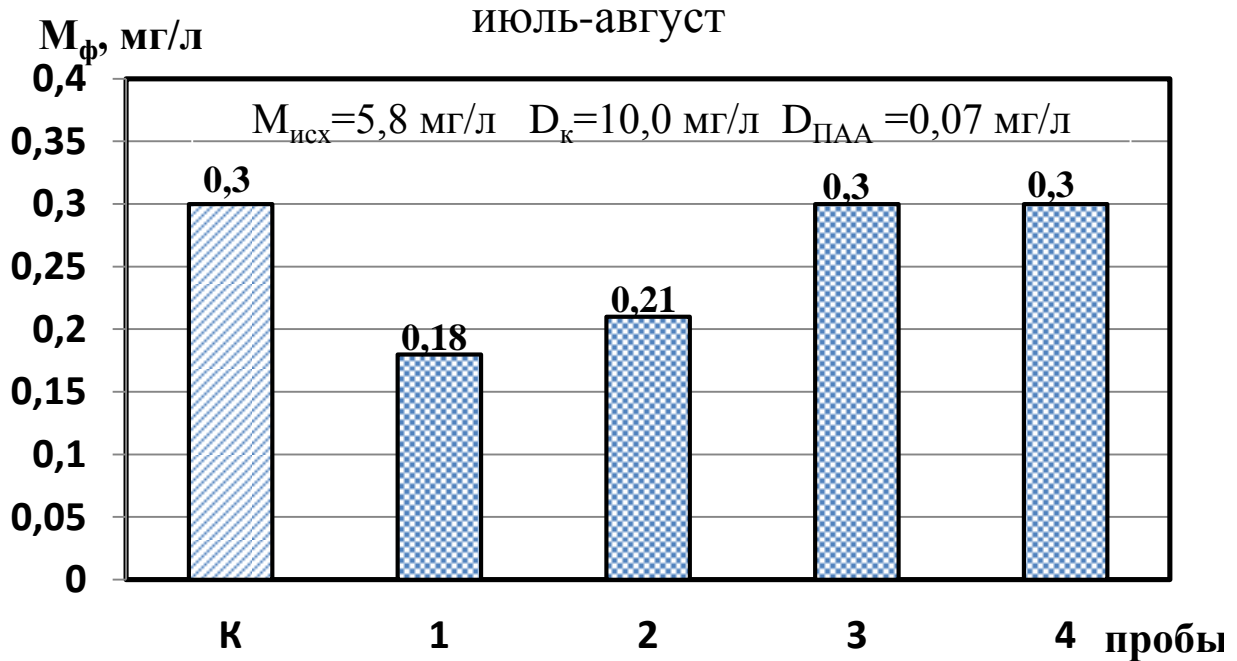


Рисунок 4.10. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10% объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 10$ мм, $H_3 = 1,0$ м при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

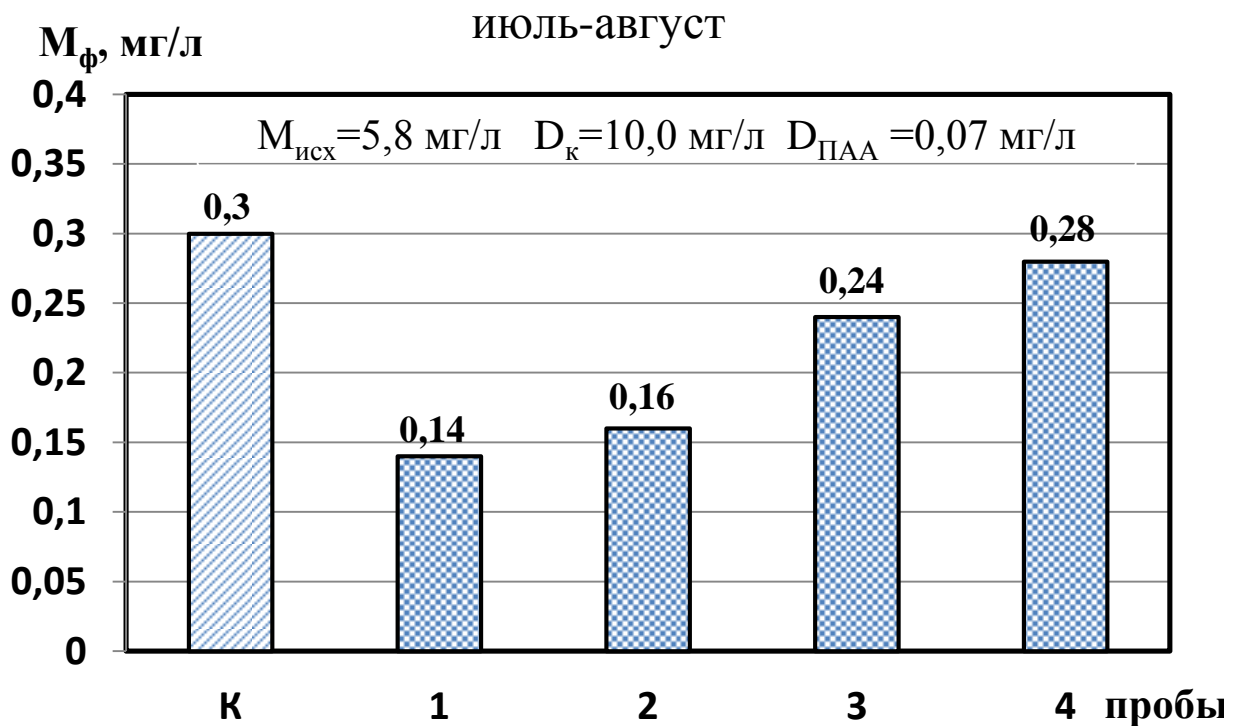


Рисунок 4.11. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10% объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 10$ мм, $H_3 = 2,0$ м при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

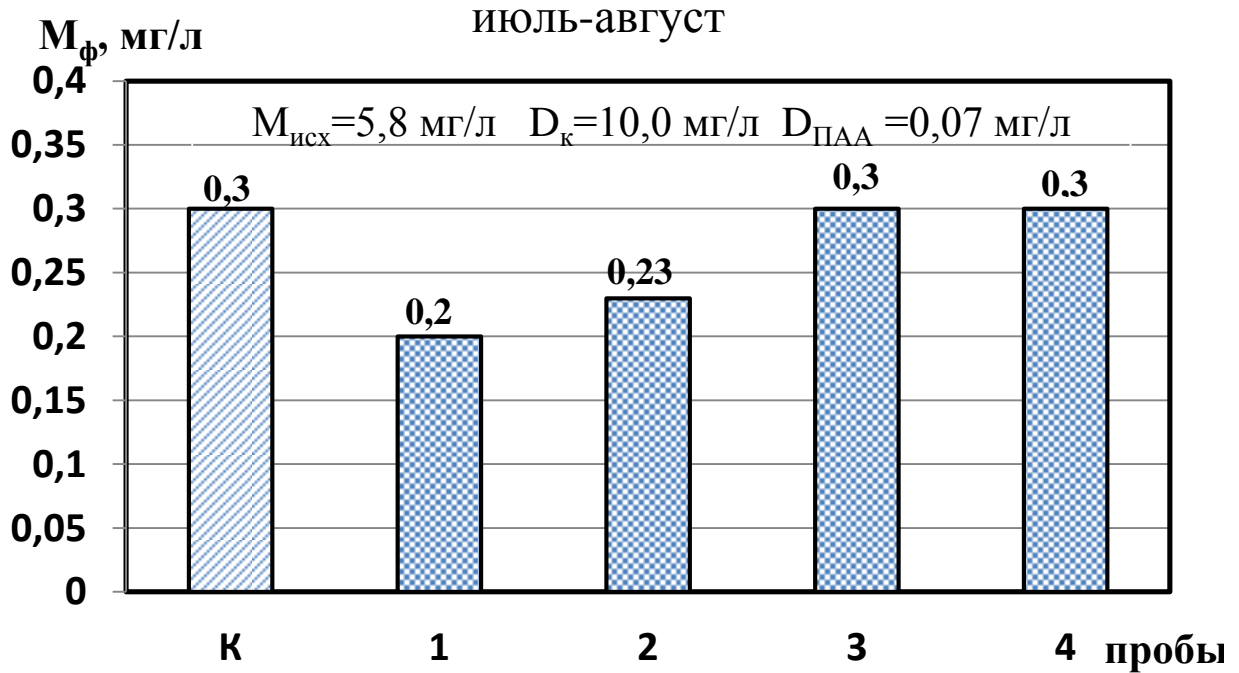


Рисунок 4.12. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 7 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 10$ мм, $H_3 = 1,0$ м при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

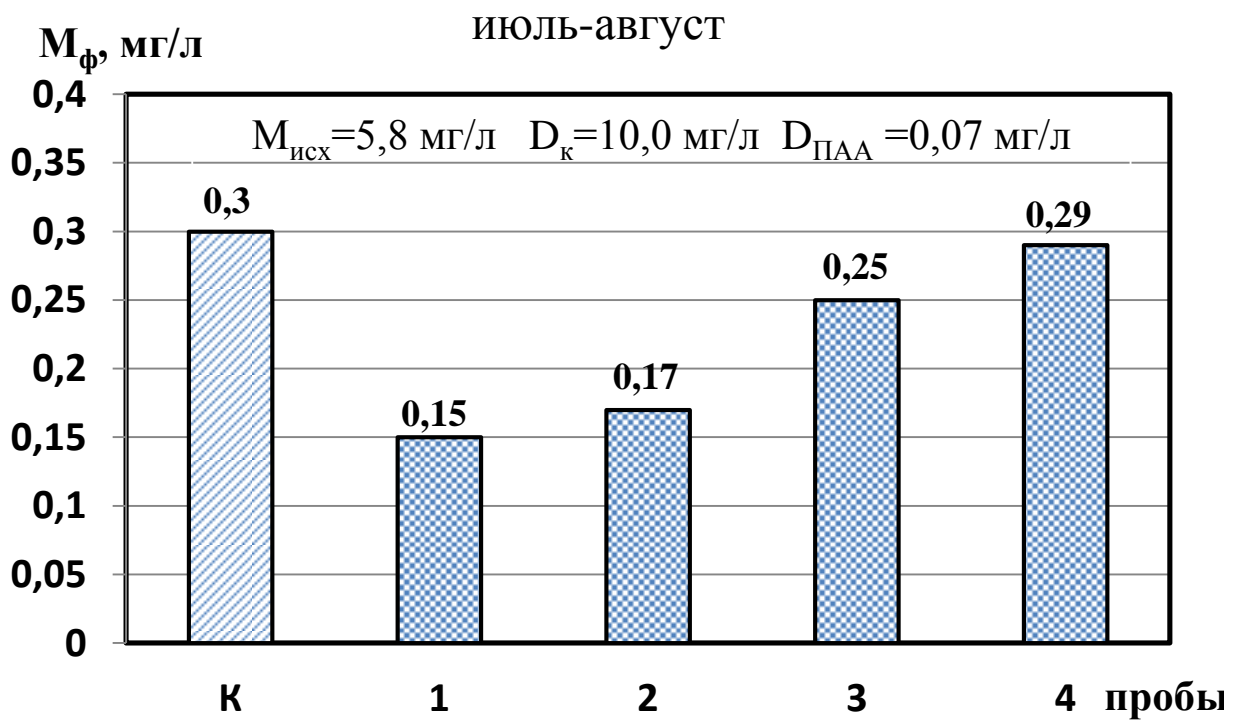


Рисунок 4.13. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 7 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 10$ мм, $H_3 = 2,0$ м при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

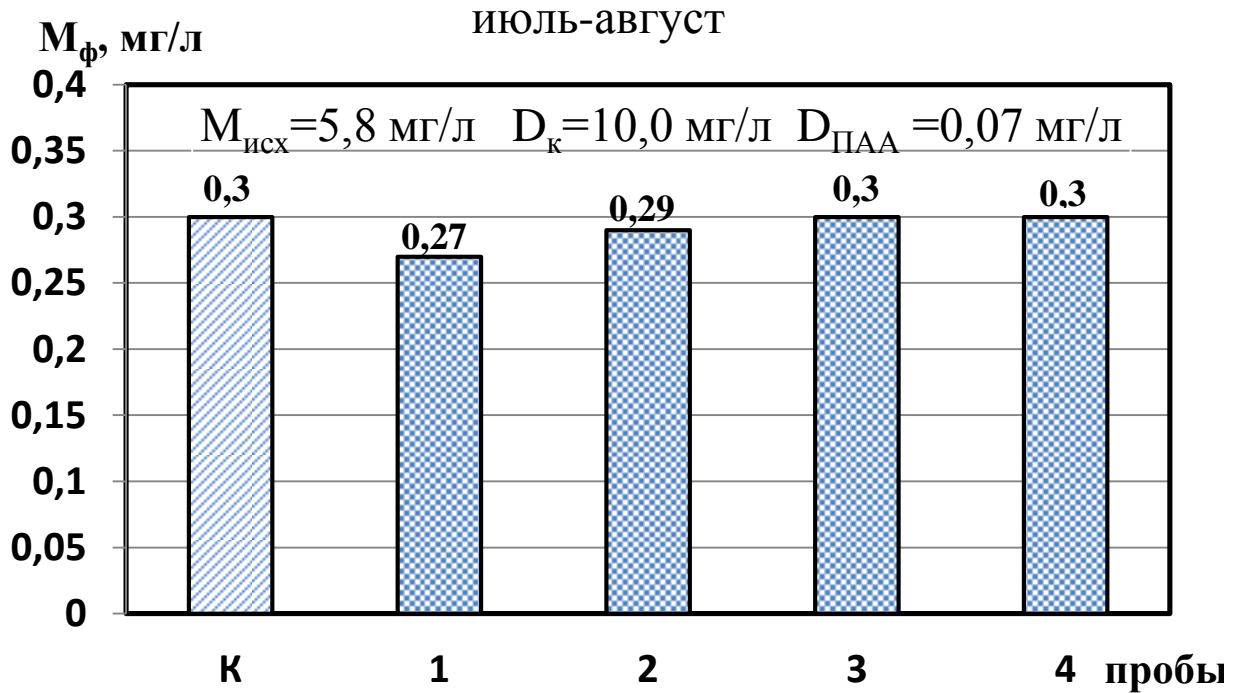


Рисунок 4.14. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 4 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 10$ мм, $H_3 = 1,0$ м при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

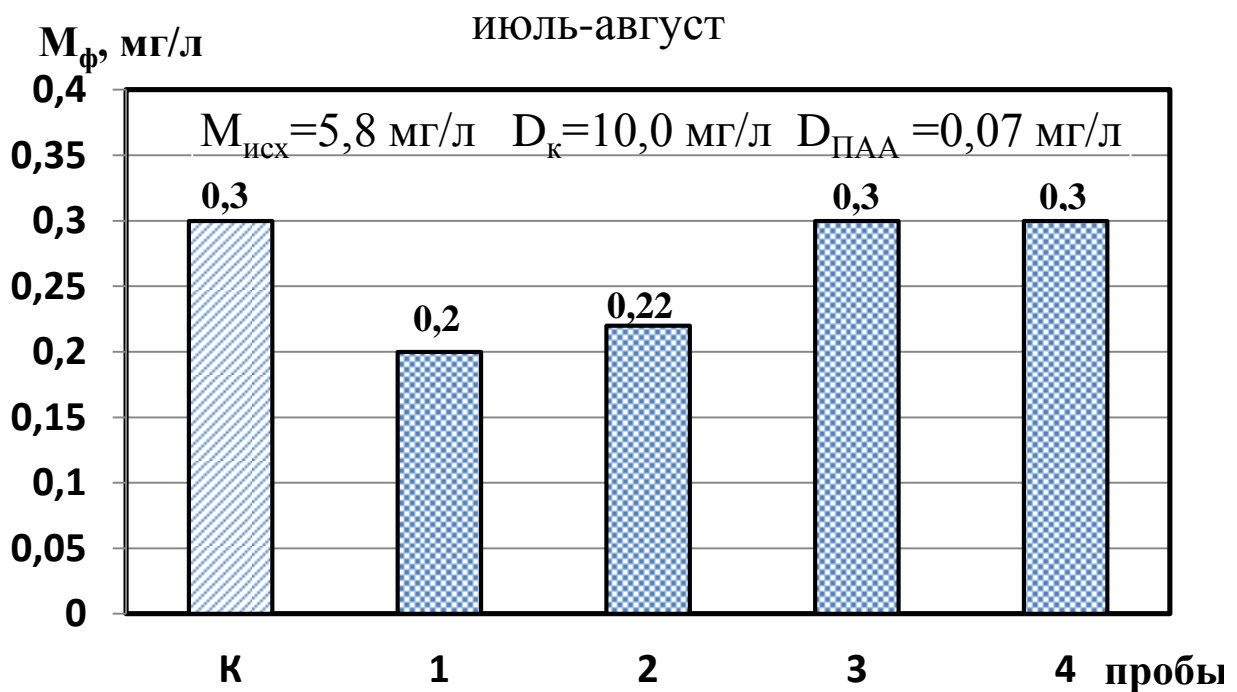


Рисунок 4.15. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 4 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 10$ мм, $H_3 = 2,0$ м при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

контактную камеру толщиной загрузки $H_3=1,0$ м мутность опытных проб воды после обработки СА с дозой $D_k=10$ мг/л двухступенчатой очистки изменялась от 0,18 до 0,3 мг/л при увеличении v от 0,03 до 0,12 м/с (рисунок 4.10). Увеличение высоты загрузки H_3 до 2,0 м приводило к улучшению качества очистки фильтрата, мутность которого находилась в пределах от 0,14 до 0,24 мг/л (рисунок 4.11), при диапазоне v от 0,03 до 0,08 м/с.

В экспериментах с 7%-ной рециркуляцией коагулируемой воды при толщине загрузки $H_3=1,0$ м мутность фильтрата в опытных пробах повышалась с 0,2 до 0,3 мг/л при увеличении скорости фильтрования от 0,03 до 0,08 м/с (рисунок 4.12). Контактная коагуляция рециркуляционного потока в слое толщиной $H_3=2,0$ м позволила снизить мутность фильтрата до 0,15 мг/л при $v=0,03$ м/с и до 0,25 мг/л при $v=0,08$ м/с (см. рисунок 4.13).

При контакте с зернистой загрузкой 4% объема коагулируемой природной воды для $H_3=1,0$ м мутность опытных проб после отстаивания и фильтрования находилась в пределах от 0,27 до 0,3 мг/л (см. рисунок 4.14). Увеличение времени контакта рециркуляционного потока с загрузкой при ее толщине $H_3=2,0$ м привело к некоторому снижению мутности фильтрата (0,2 мг/л при $v=0,03$ м/с и до 0,22 мг/л при $v=0,05$ м/с (см. рисунок 4.15)).

Результаты второго этапа испытаний с применением крупнозернистой загрузки средним диаметром частиц $d_3=30$ мм показаны на рисунках 4.16-4.20. Концентрация взвешенных веществ в контрольной пробе, обработанной коагулянтом при $D_k=9,0$ мг/л и осветленной отстаиванием и фильтрованием, составляла 0,27 мг/л. В экспериментах с 10%-ной рециркуляцией коагулируемой воды через щебень толщиной слоя $H_3=1,0$ м мутность опытных проб после обработки СА с дозой $D_{ко}=9,0$ мг/л и последующей двухступенчатой очистки изменялась от 0,21 мг/л до 0,27 мг/л для диапазона скоростей фильтрования v от 0,03 м/с до 0,12 м/с (рисунок 4.16). Для высоты слоя $H_3=2,0$ м и такого же диапазона скоростей за счёт увеличения времени контакта в два раза после обработки воды с $D_k=9,0$ мг/л мутность фильтрата в опытных пробах составляла от 0,17 мг/л при $v=0,03$ м/с до 0,25 мг/л при $v=0,08$ м/с (рисунок 4.17).

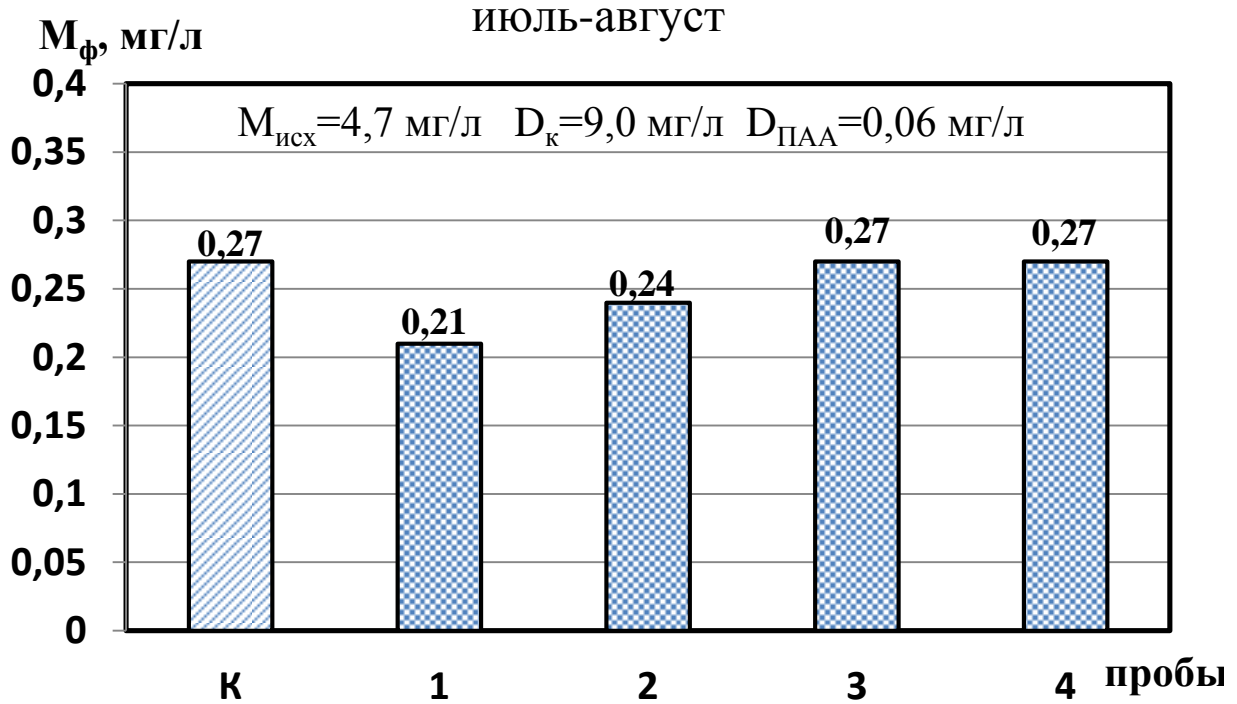


Рисунок 4.16. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 30$ мм, $H_3 = 1,0$ м при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

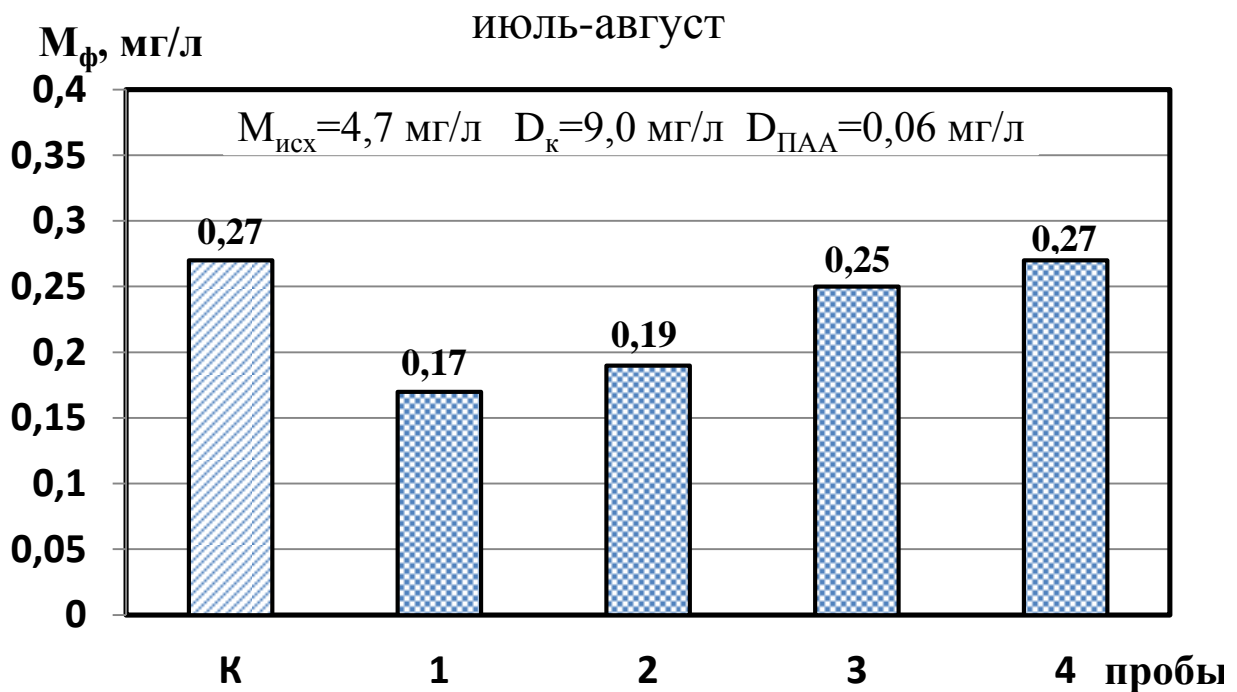


Рисунок 4.17. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 30$ мм, $H_3 = 2,0$ м при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

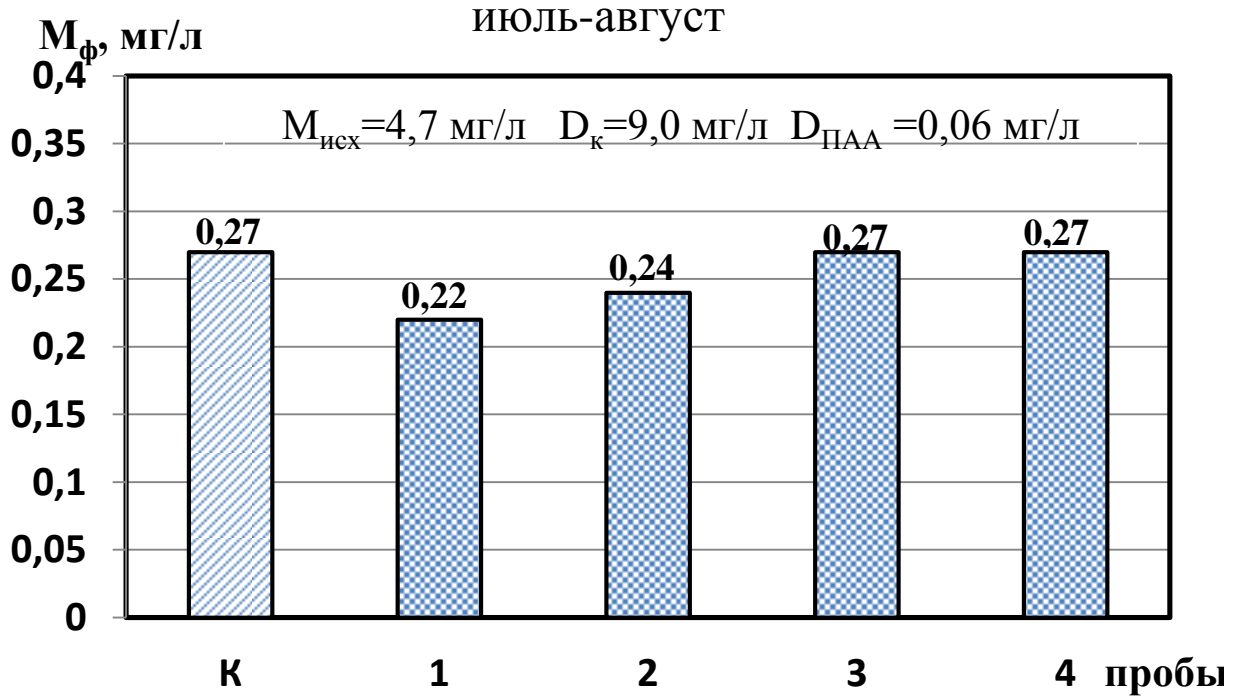


Рисунок 4.18. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 7 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 30$ мм, $H_3 = 1,0$ м при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

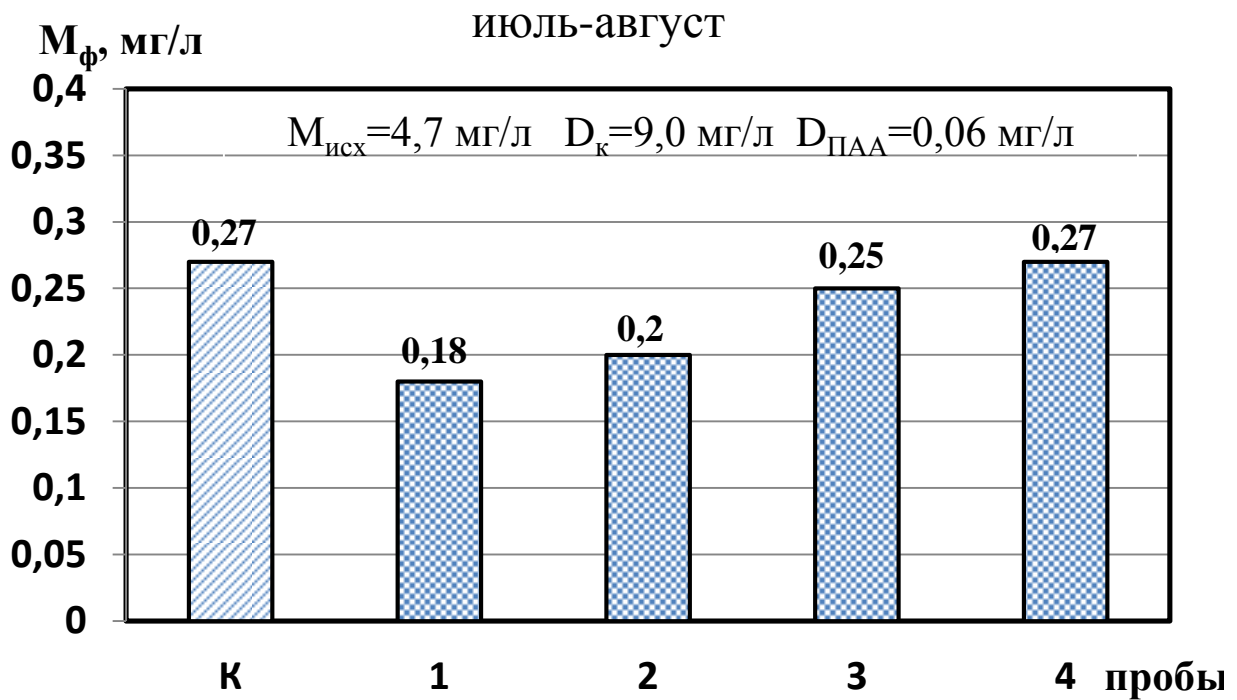


Рисунок 4.19. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 7 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 30$ мм, $H_3 = 2,0$ м при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

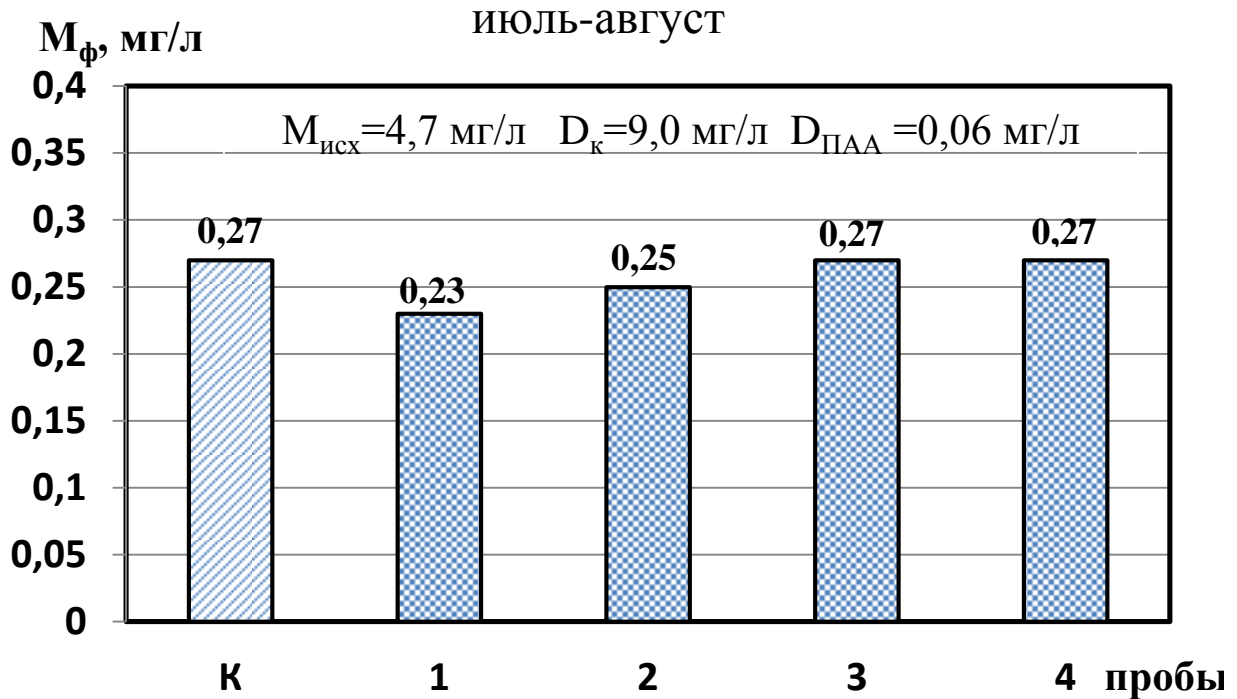


Рисунок 4.20. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 4 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3=30 \text{ мм}$, $H_3=2,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

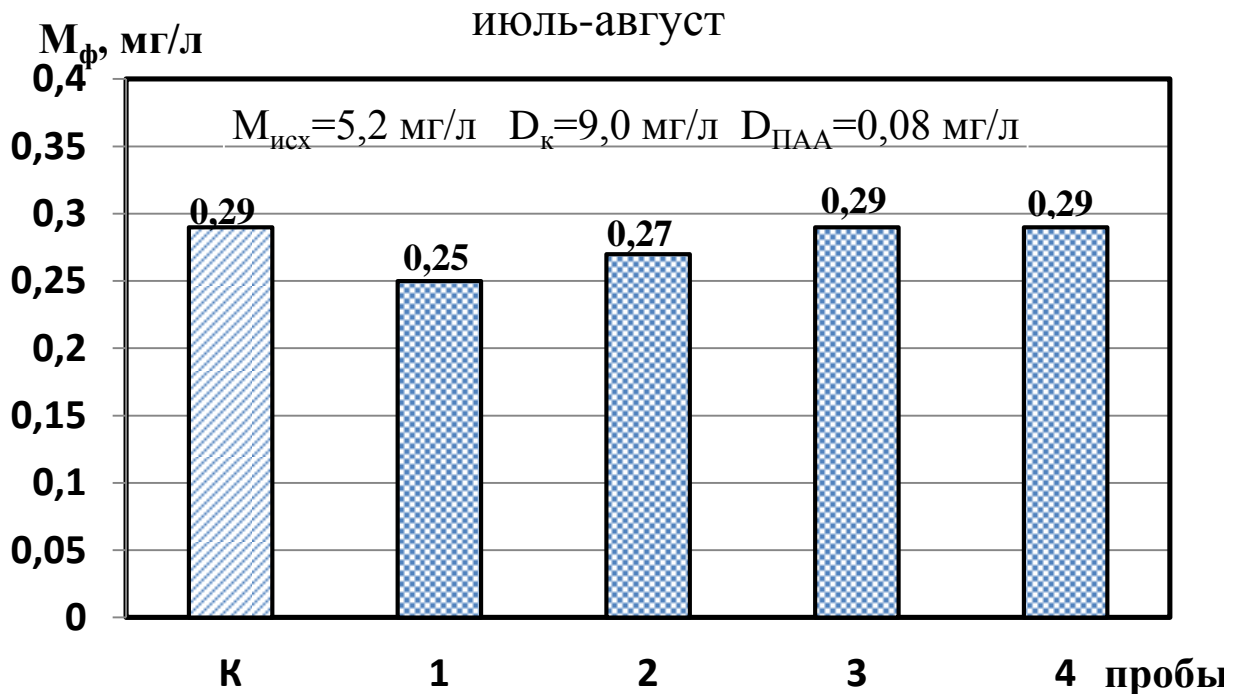


Рисунок 4.21. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3=50 \text{ мм}$, $H_3=1,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

При рециркуляции 7% объема коагулируемой воды и толщине контактной загрузки $H_3=1,0$ м мутность фильтрата в опытных пробах после обработки СА с $D_k=9,0$ мг/л составляла 0,22 мг/л для $v = 0,03$ м/с и 0,27 мг/л для $v = 0,08 - 0,12$ м/с (см рисунок 4.18). С увеличением толщины крупнозернистой загрузки до $H_3=2,0$ м мутность фильтрата снижалась до 0,18-0,25 мг/л (см. рисунок 4.19) при $v = 0,03-0,08$ м/с.

При контакте 4% объема коагулируемой воды со слоем щебня $H_3=1,0$ м мутность воды в опытных пробах после ее обработки с $D_k=9,0$ мг/л и последующей очистки отстаиванием и фильтрованием не изменялась и составляла 0,27 мг/л во всем диапазоне изменения v . Для толщины слоя загрузки $H_3=2,0$ м время контакта t рециркуляционного объема со щебнем составляло 24,3 с при $v = 0,03$ м/с, $t_k=14,4$ с при $v = 0,05$ м/с, $t_k=8,8$ с при $v = 0,08$ м/с и $t=5,8$ с при $v = 0,12$ м/с, а мутность фильтрата в опытных пробах находилась в пределах от 0,23 до 0,27 мг/л (см. рисунок 4.20).

Результаты второго этапа испытаний с применением гранитного щебня крупностью $d_3 = 50$ мм показаны на рисунках 4.21-4.23. Концентрация взвеси в контрольной пробе после обработки СА с дозой $D_k=9,0$ мг/л и последующей двухступенчатой очистки составила 0,29 мг/л. При рециркуляции 10% от объема обрабатываемой воды через слой щебня толщиной $H_3=1,0$ м мутность фильтрата при $D_k=9,0$ мг/л находилась в интервале от 0,25 до 0,29 мг/л при увеличении v от 0,03 до 0,12 м/с (см. рисунок 4.21). Увеличение толщины загрузки до $H_3=2,0$ м позволило снизить мутность воды в опытных пробах до 0,21-0,28 мг/л (рисунок 4.22) при $v= 0,03- 0,08$ м/с. Для 7%-ной рециркуляции через слой щебня $d_3 = 50$ мм и $H_3=1,0$ м изменения скорости фильтрования с 0,03 м/с до 0,12 м/с при $D_k=9,0$ мг/л не привело к снижению мутности воды опытных проб после очистки по сравнению с контрольной пробой. При толщине загрузки $H_3=2,0$ м мутность фильтрата в опытных пробах в том же интервале скоростей фильтрования находилась в пределах от 0,22 мг/л до 0,24 мг/л при $v= 0,03- 0,05$ м/с (рисунок 4.23).

При 4%-ной рециркуляции обработанной СА природной воды через слой щебня с $d_3=50$ мм, $H_3=1,0$ м и $H_3=2,0$ м мутность воды опытных проб после

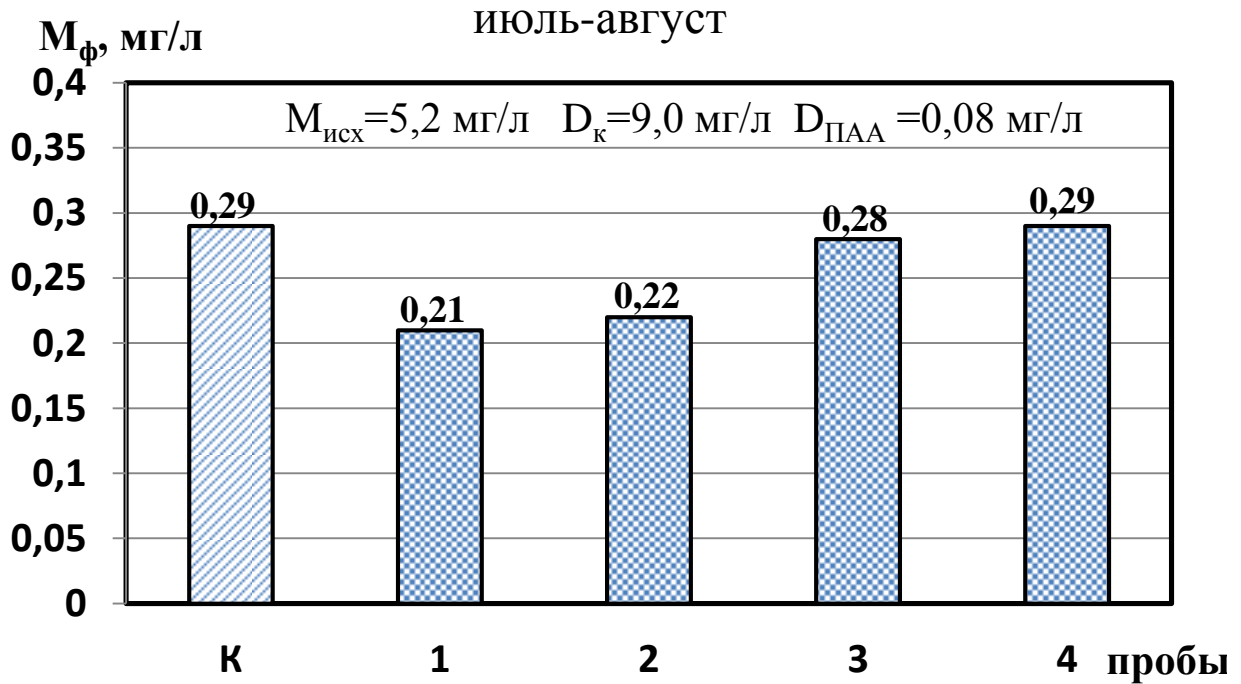


Рис. 4.22. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 50$ мм, $H_3 = 2,0$ м при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

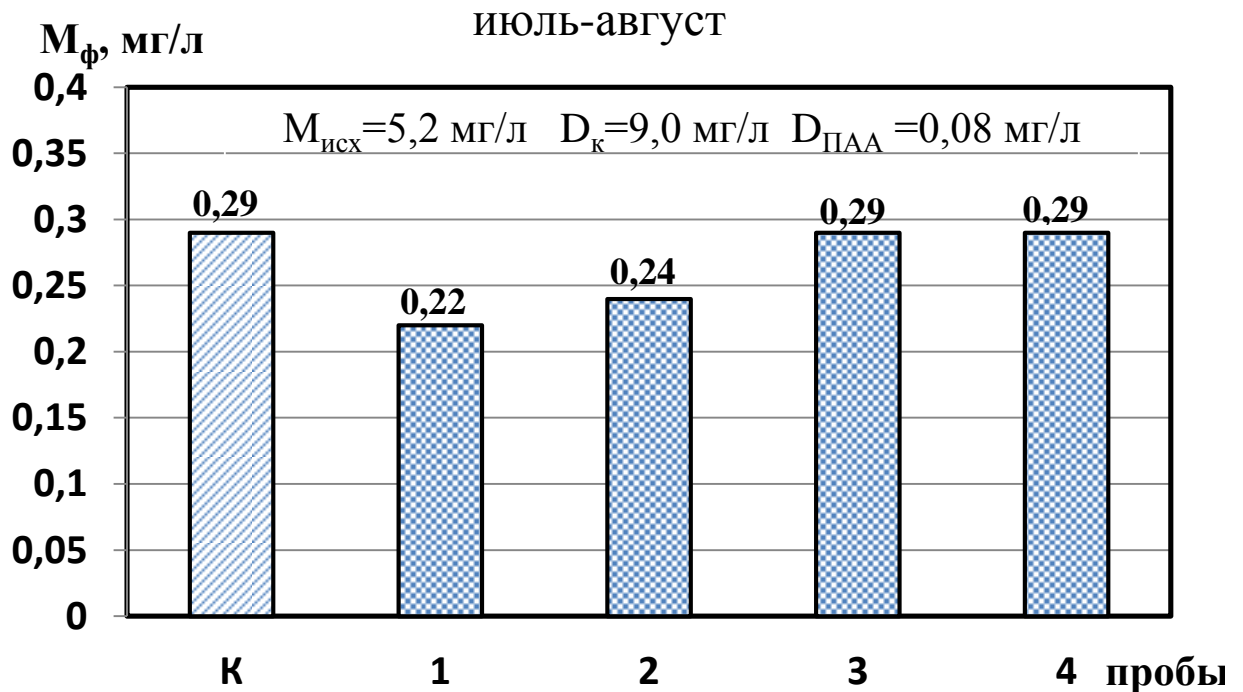


Рис. 4.23. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 7 % объема коагулируемой воды через контактную камеру для $d_3 = 50$ мм, $H_3 = 2,0$ м при значениях v :
1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

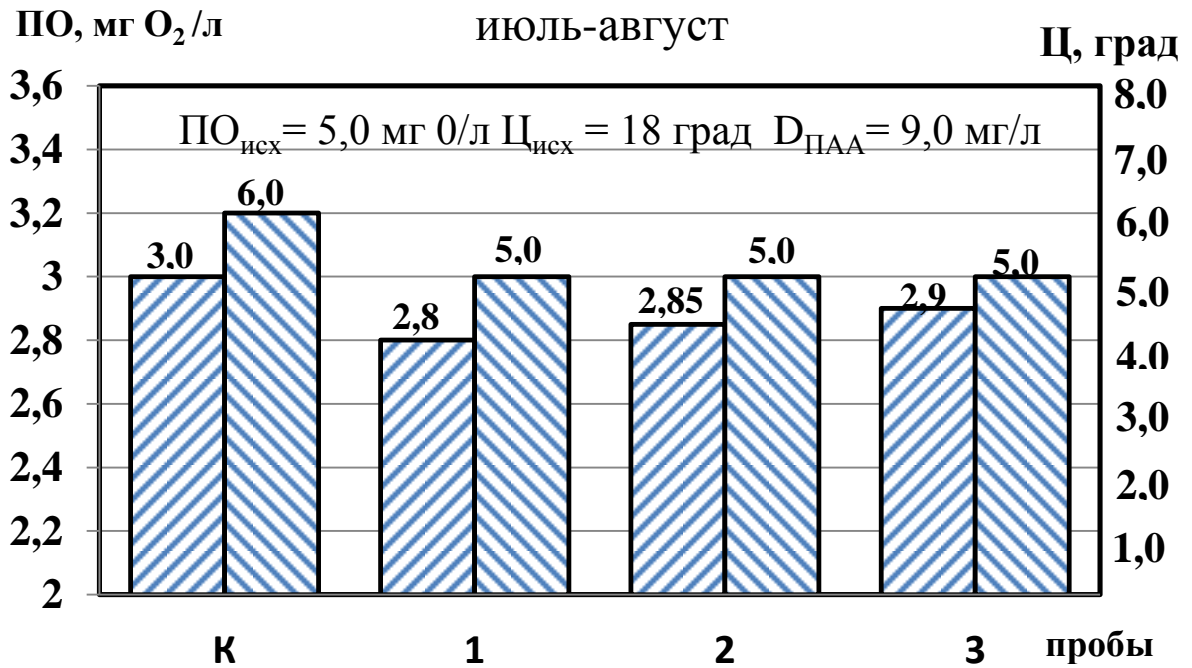
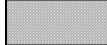



Рис. 4.24. Диаграммы перманганатной окисляемости (ПО) и цветности (Ц) фильтрата при $D_k=9,0$ мг/л и 10 % рециркуляции коагулируемой воды через контактную загрузку с $H_3=2,0$ м, $v=0,05$ м/с и крупностью фракций 1 – 10 мм; 2 – 30 мм; 3 – 50 мм;
К – контрольная проба;  – ПО;  – Ц

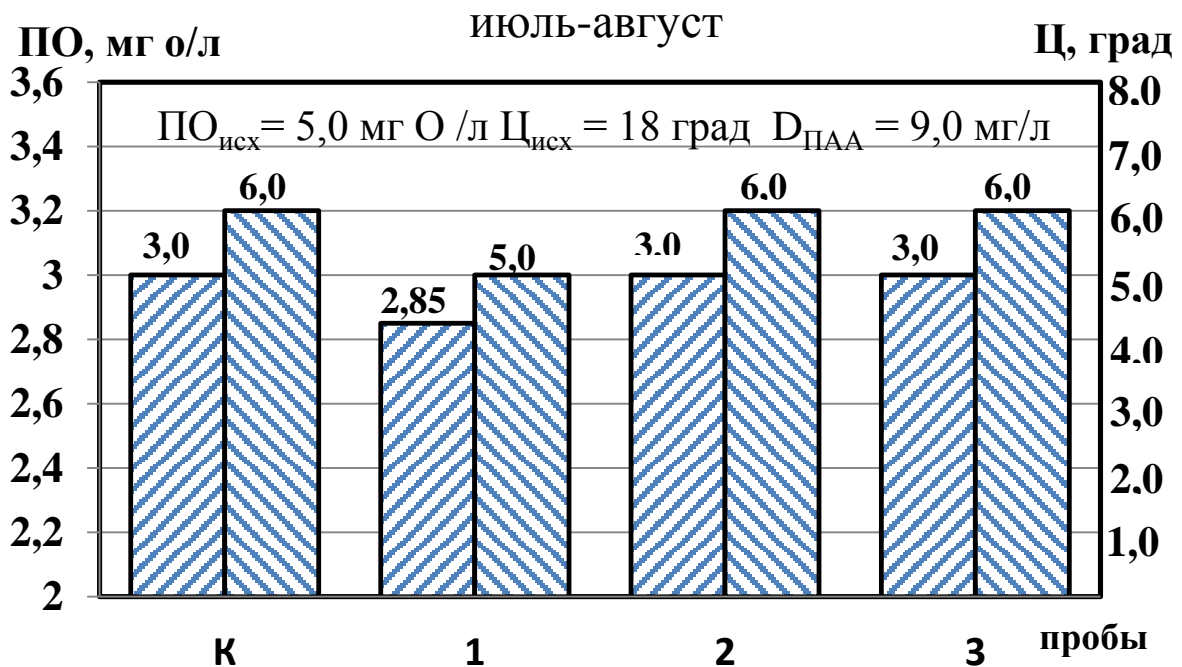




Рис. 4.25. Диаграммы ПО и цветности Ц фильтрата при $D_k=9,0$ мг/л и 7 % рециркуляции коагулируемой воды через контактную загрузку с $H_3=2,0$ м, $v=0,05$ м/с и крупностью фракций 1 – 10 мм; 2 – 30 мм; 3 – 50 мм; К – контрольная проба

 – ПО;  – Ц

двухступенчатой очистки не снижалась по сравнению с мутностью в контрольной пробе во всем диапазоне скоростей фильтрования

Анализ опытных проб очищенной воды на перманганатную окисляемость (ПО) и цветность (Ц), сделанные во время второго этапа экспериментов, показали снижение указанных показателей по сравнению с контрольными пробами при толщине контактной загрузки $H_3=2,0$ м. На рисунке 4.24 показаны диаграммы остаточных значений ПО и Ц в фильтрате опытных проб для $D_k=9,0$ мг/л, $H_3=2,0$ м, $v=0,05$ м/с и 10%-ной рециркуляции коагулируемой воды через зернистую загрузку фракций крупностью 10, 30 и 50 мм.

При уменьшении объема рециркуляции скоагулированной воды до 7% снижение величины Ц наблюдалось только при $d_3=10$ мм (см. рисунок 4.25). При $d_3=30$ мм и $d_3=50$ мм показатели ПО и Ц в опытных пробах возрастали, но не превышали соответствующих значений по сравнению с контрольной пробой.

Анализ результатов второго этапа исследований показал, что при комбинированной коагуляционной обработке природной воды с применением крупнозернистой загрузки средним диаметром зерен от 10 до 50 мм наиболее значимое снижение мутности, ПО и Ц наблюдается при величине рециркуляции не менее 7%, толщине загрузки $H_3=2,0$ м, градиенте скорости G от 180 до 982 с^{-1} и времени контакта рециркуляционного объема коагулируемой воды с частицами гранитного щебня не менее 14,2 - 14,6 с. Дальнейшее увеличение высоты загрузки H_3 (более 2 м) и скорости фильтрования более 0,08 м/с нецелесообразно в связи с возрастанием ее гидравлического сопротивления и необходимостью увеличения требуемого напора для водоподъемного устройства, обеспечивающего возврат части потока коагулируемой воды в контактную камеру.

На третьем этапе испытаний осуществлялось исследование схемы комбинированной коагуляционной обработки природной воды с концентрированным вводом СА в рециркуляционный поток перед контактной камерой с крупнозернистой загрузкой (см. рисунок 4.4). Испытания проводились в летний, осенне-зимний периоды, а также в паводок.

В экспериментах использовалась загрузка из гранитного щебня крупностью 10, 30 и 50 мм, находящаяся в состоянии предельного насыщения, толщина слоя щебня составляла $H_3=2,0$ м.

Объем рециркуляционного потока, прошедшего через контактную загрузку, составлял 7 и 10% от общего объема обрабатываемой воды. Скорость фильтрования v в контактной камере в экспериментах изменялась от 0,03 до 0,12 м/с.

Результаты третьего этапа испытаний в летний период с применением крупнозернистой щебеночной загрузки с $d_3=10$ мм показаны на рисунках 4.26-4.27. Концентрация взвеси в исходной воде составляла 5,8 мг/л, а мутность фильтрата в контрольной пробе, обработанной $D_k=10,0$ мг/л, составляла 0,3 мг/л. При рециркуляции 10% объема обработанной коагулянтной воды мутность опытных проб после обработки СА с дозой $D_k=10,0$ мг/л (отнесенной ко всему объему обрабатываемой воды) и двухступенчатой очистки изменялась от 0,10 до 0,25 мг/л при возрастании v от 0,03 до 0,12 м/с (рисунок 4.26). Мутность фильтрата в опытных пробах, обработанных СА при $D_k=8,0$ мг/л (экономия реагента 20%) для всего диапазона скоростей фильтрования была ниже, чем в контрольной пробе ($M_\phi=0,3$ мг/л) кроме проб, отобранных при $v=0,12$ м/с. При 7 %-ной рециркуляции мутность фильтрата в опытных пробах, обработанных коагулянтной с $D_k=10,0$ мг/л, возрастала от 0,12 мг/л до 0,26 мг/л с увеличением v от 0,03 до 0,12 м/с (рисунок 4.27). Изменение дозы коагулянта до $D_k=8,0$ мг/л привело к повышению концентраций взвеси в очищенных пробах ($M_\phi=0,17-0,31$ мг/л), которые, тем не менее, при $v=0,03-0,08$ м/с были ниже значения мутности фильтрата в контрольной пробе.

Результаты третьего этапа испытаний с применением гранитного щебня средним диаметром частиц $d_3=30$ мм показаны на рисунках 4.28-4.29. Концентрация взвеси в исходной воде для летнего периода составляла 4,7 мг/л, а в фильтрате контрольной пробы, обработанной СА при $D_k=9,0$ мг/л была равна 0,27 мг/л. При контакте 10% коагулируемой воды с крупнозернистой загрузкой мутность воды в опытных пробах после обработки коагулянтной с $D_k=9,0$ мг/л и последующей очистки составляла 0,14-0,26 мг/л для заданного диапазона скоростей

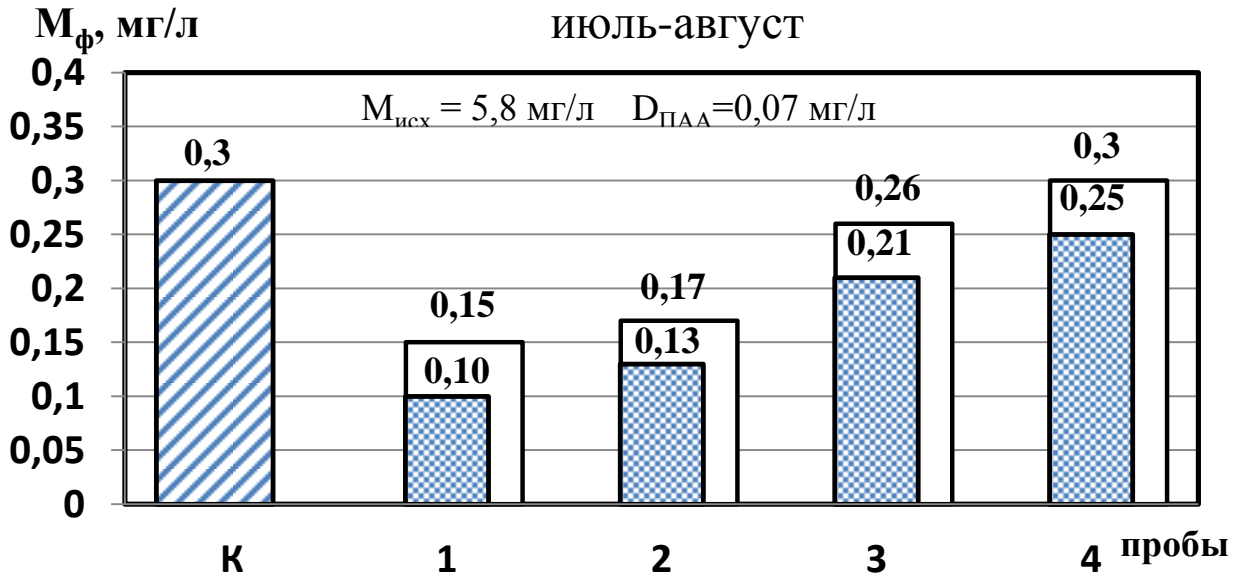


Рисунок 4.26. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 10 \text{ мм}$, $H_3 = 2,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба при $D_k = 10,0 \text{ мг/л}$

– опытные пробы при $D_k = 10,0 \text{ мг/л}$; – опытные пробы при $D_k = 8,0 \text{ мг/л}$

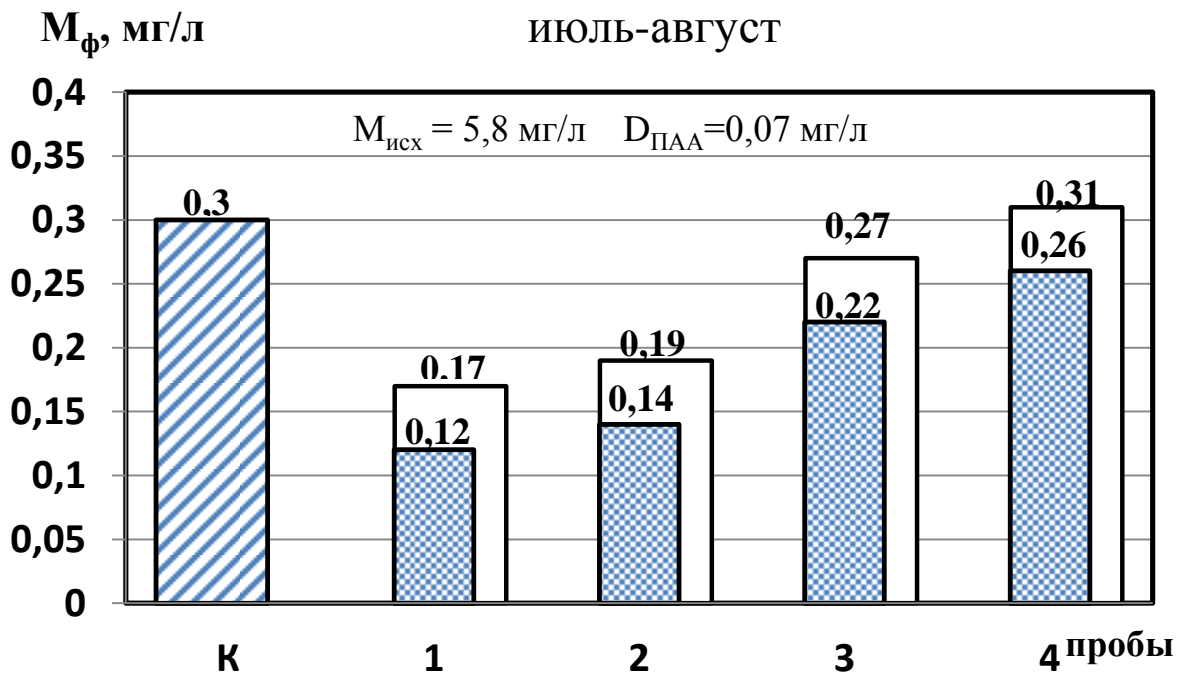


Рисунок 4.27. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 7 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 10 \text{ мм}$, $H_3 = 2,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба при $D_k = 10,0 \text{ мг/л}$

– опытные пробы при $D_k = 10,0 \text{ мг/л}$; – опытные пробы при $D_k = 8,0 \text{ мг/л}$

фильтрации (рисунок 4.28). Мутность фильтрата в опытных пробах, обработанных СА при $D_k=7,0$ мг/л (экономия коагулянта 22,3%) в экспериментах с $v=0,03-0,08$ м/с была ниже значения мутности в контрольной пробе ($M_{\phi}=0,19-0,26$ мг/л). Рециркуляция 7% объема коагулируемой воды при $D_k=9,0$ мг/л позволила получить величины мутности опытных проб воды после двухступенчатой очистки от 0,15 мг/л при $v=0,03$ м/с до 0,27 мг/л при $v=0,12$ м/с (рисунок 4.29). Снижение дозы коагулянта при обработке опытных проб до $D_k=7,0$ мг/л дало изменение показателей мутности фильтрата в пределах от 0,19 мг/л до 0,33 мг/л. Значения M_{ϕ} не выше, чем в контрольной пробе, были получены только при $v=0,03-0,08$ м/с.

Результаты экспериментальных данных, полученных при концентрированном вводе коагулянта в рециркуляционный объем коагулируемой воды, проходящей через слой контактной массы размером частиц $d_3=50$ мм приведены на рисунках 4.30 – 4.31. Концентрация взвеси в исходной воде для летнего периода составляла 5,2 мг/л, мутность фильтрата в контрольной пробе, обработанной раствором СА с $D_k=9,0$ мг/л была равна 0,29 мг/л. При 10%-ной рециркуляции и дозе коагулянта, отнесенной ко всему объему воды в опытных пробах, равной $D_k=9,0$ мг/л мутность фильтрата составляла от 0,16 до 0,29 мг/л при изменении v от 0,03 до 0,12 м/с (см. рисунок 4.30). При уменьшении дозы коагулянта до $D_k=7,0$ мг/л мутность фильтрата в опытных пробах при том же диапазоне скоростей фильтрации находилась в пределах от 0,21 мг/л до 0,35 мг/л. Значение M_{ϕ} не выше, чем в контрольной пробе были достигнуты при $v=0,03-0,08$ м/с. Рециркуляция в размере 7% от общего объема обрабатываемой воды при $D_k=9,0$ мг/л и последующей двухступенчатой очистки оптимальных проб позволила получить остаточную мутность фильтрата от 0,17 мг/л при $v=0,03$ м/с до 0,29 мг/л при v от 0,12 м/с (см. рисунок 4.31). Обработка рециркуляционного объема коагулянтом с $D_k=7,0$ мг/л дала остаточную мутность фильтрата в опытных пробах в пределах 0,22-0,36 мг/л. На рисунках 4.32-4.33 представлены диаграммы изменения перманганатной окисляемости (ПО) и цветности (Ц) воды в очищенных пробах. Опытные пробы были получены при $Q_p/Q=0,1$ (см. рис. 4.32) и $Q_p/Q=0,07$ (см. рисунок 4.33) для

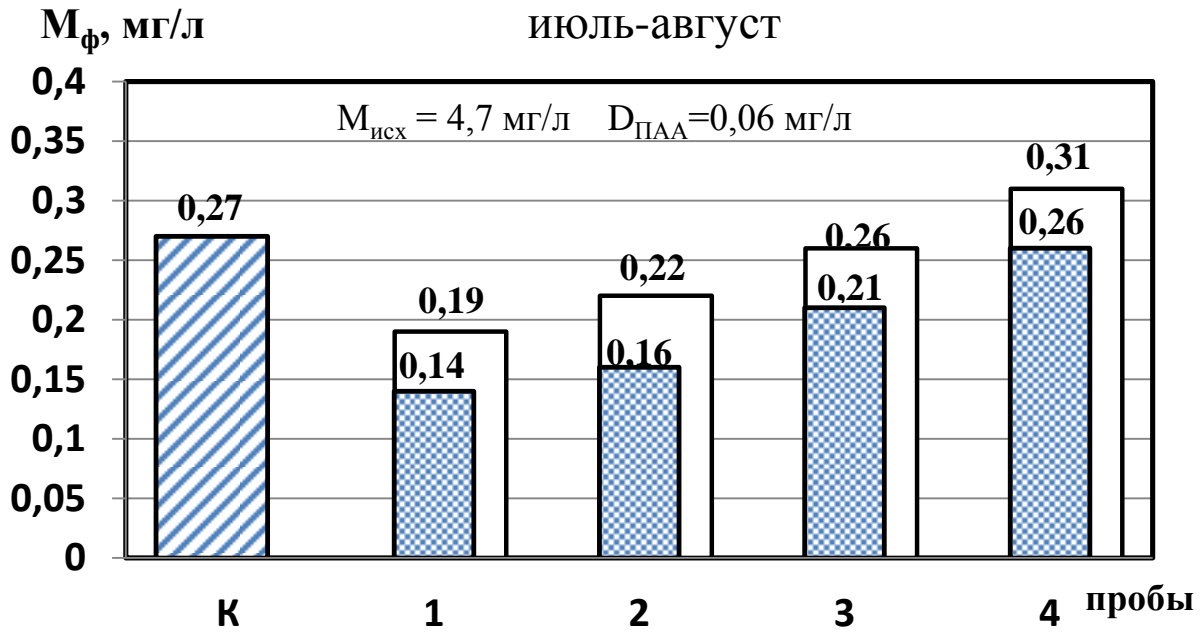


Рисунок 4.28. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 30$ мм, $H_3 = 2,0$ м при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с;

К – контрольная проба при $D_k = 9,0$ мг/л

– опытные пробы при $D_k = 9,0$ мг/л; – опытные пробы при $D_k = 7,0$ мг/л

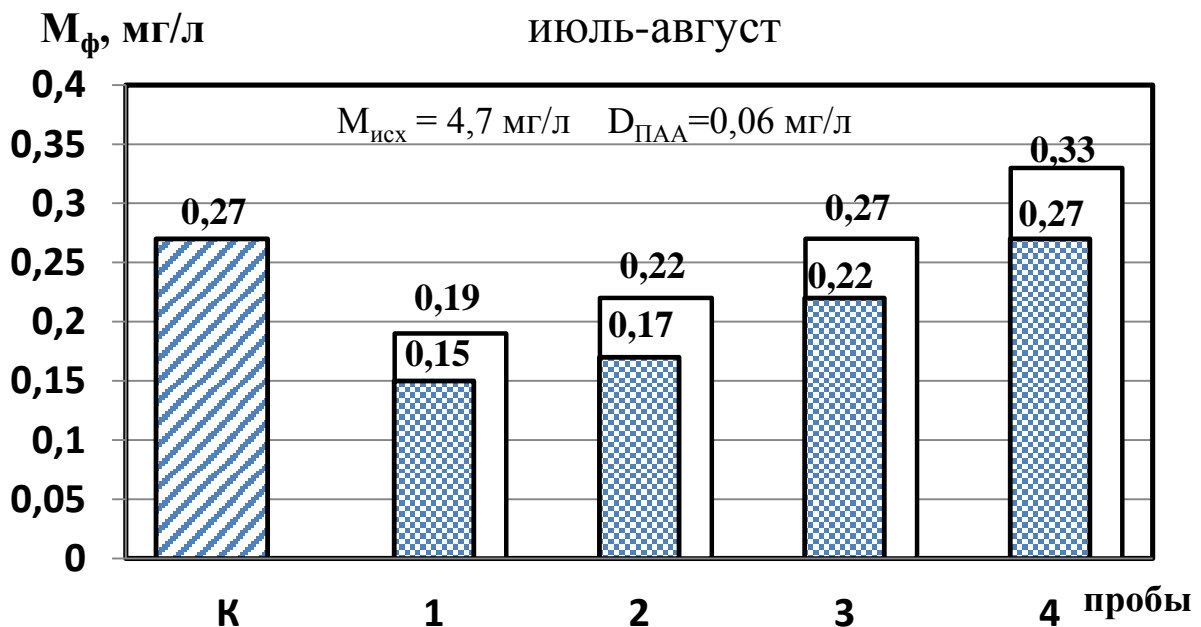


Рисунок 4.29. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 7 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 30$ мм, $H_3 = 2,0$ м при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с;

К – контрольная проба при $D_k = 9,0$ мг/л

– опытные пробы при $D_k = 9,0$ мг/л; – опытные пробы при $D_k = 7,0$ мг/л

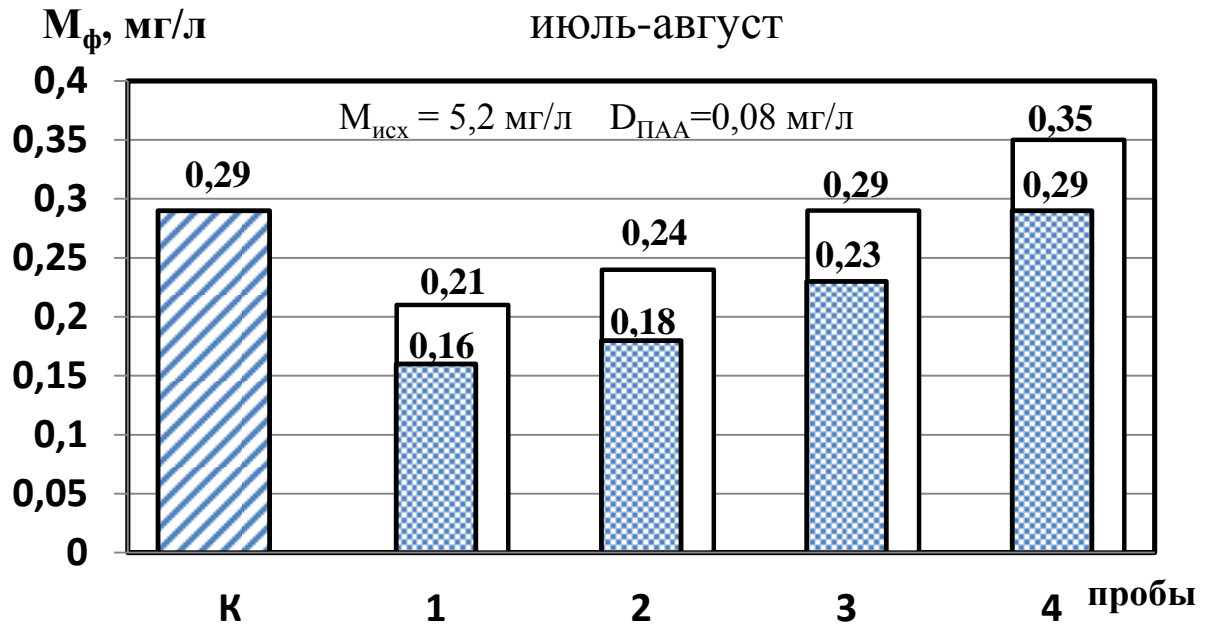


Рисунок 4.30. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 50 \text{ мм}$, $H_3 = 2,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба при $D_k = 9,0 \text{ мг/л}$

– опытные пробы при $D_k = 9,0 \text{ мг/л}$; – опытные пробы при $D_k = 7,0 \text{ мг/л}$

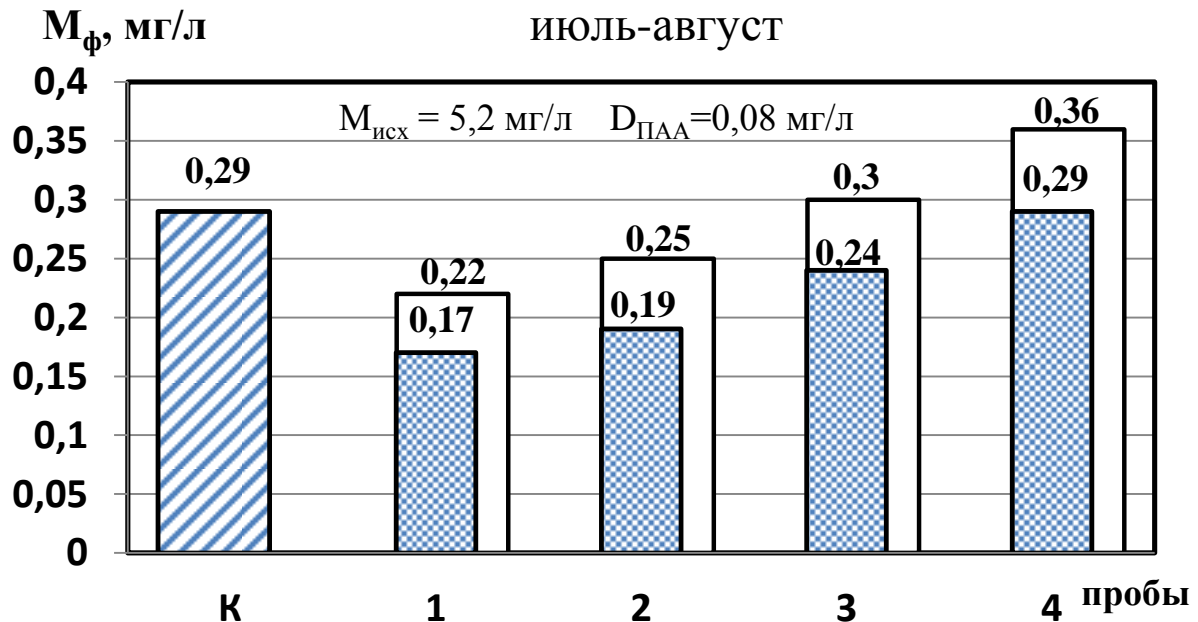


Рисунок 4.31. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 7 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 50 \text{ мм}$, $H_3 = 2,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба при $D_k = 9,0 \text{ мг/л}$

– опытные пробы при $D_k = 9,0 \text{ мг/л}$; – опытные пробы при $D_k = 7,0 \text{ мг/л}$

дозы СА $D_k=8,0$ мг/л, в то время как контрольная проба обрабатывалась коагулянтом с дозой $D_k=10,0$ мг/л.

При проведении третьего этапа испытаний в ноябре-декабре (осенне-зимний период) мутность воды Сурского водохранилища составляла 6,3-7,8 мг/л, температура воды была равна 3-3,5 °С, перманганатная окисляемость (ПО) изменялась в пределах 3,8-4,3 мгО₂/л, цветность находилась в пределах 16-18 град, величина рН изменялась в пределах 7,8-7,9, щелочность от 2,4 до 2,5 ммоль/л, концентрация алюминия до 0,05 мг/л.

Подщелачивание воды при коагуляции не производилось. В экспериментах использовалась контактная загрузка фракции 10, 30 и 50 мм с толщиной слоя $H_3=2,0$ м, находящаяся в состоянии предельной насыщенности. Соотношение Q_p/Q фиксировалось на уровне 0,07 и 0,1, скорости фильтрования через слой щебня изменялись от 0,05 до 0,15 м/с.

Результаты экспериментальных исследований при концентрированном коагулировании в рециркуляционный объем воды, проходящей через слой контактной загрузки $d_3=10$ мм, показаны на рисунках 4.34-4.35. Мутность исходной воды в период испытаний составляла 7,2 мг/л, мутность контрольной пробы, обработанной раствором СА при $D_k=16,0$ мг/л, после двухступенчатой очистки отстаиванием и фильтрованием была равна 0,4 мг/л. При рециркуляционном объеме, составляющем 10% от всего объема обрабатываемой воды и дозе коагулянта в опытных пробах $D_k=16,0$ мг/л мутность фильтрата изменялась от 0,16 мг/л до 0,36 мг/л при увеличении v от 0,03 до 0,12 м/с (см. рис. 4.34). При $D_k=12,0$ мг/л (экономия коагулянта 25%) мутность фильтрата в опытных пробах при $v=0,03-0,08$ м/с не превышала значение мутности фильтрата в контрольной пробе. Рециркуляция величиной 7% с дозой коагулянта $D_k=16,0$ мг/л позволила получить мутность фильтрата в опытных пробах 0,18 мг/л при $v=0,03$ м/с, 0,21 мг/л при $v=0,05$ м/с, 0,3 мг/л при $v=0,08$ м/с и 0,37 мг/л при $v=0,12$ м/с (см. рисунок 4.35). Уменьшение дозы коагулянта до $D_k=12,0$ мг/л дало остаточную мутность в фильтрате опытных проб от 0,22 мг/л до 0,43 мг/л. Превышение значения мутности в

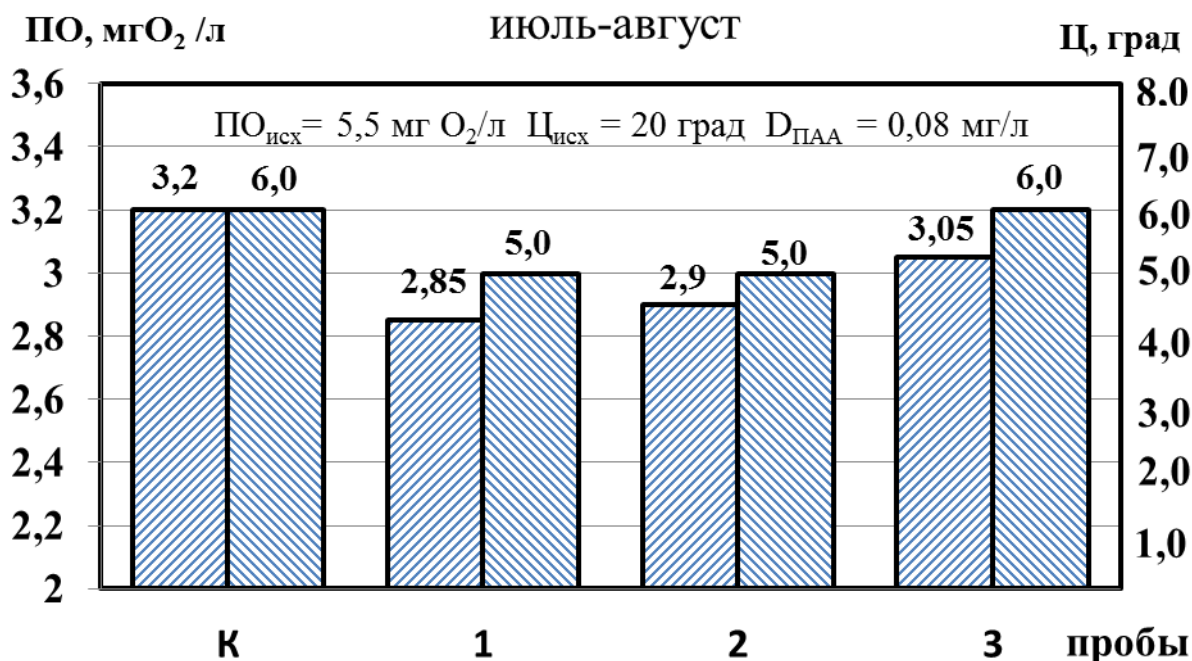


Рисунок 4.32. Диаграммы перманганатной окисляемости (ПО) и цветности (Ц) фильтрата при $D_k=8,0$ мг/л и 10 %-ной рециркуляции коагулируемой воды через контактную загрузку с $H_3=2,0$ м, $v=0,05$ м/с и крупностью фракций:

1 – 10 мм; 2 – 30 мм; 3 – 50 мм; К – контрольная проба при $D_k=10,0$ мг/л

■ – ПО; ▨ – Ц

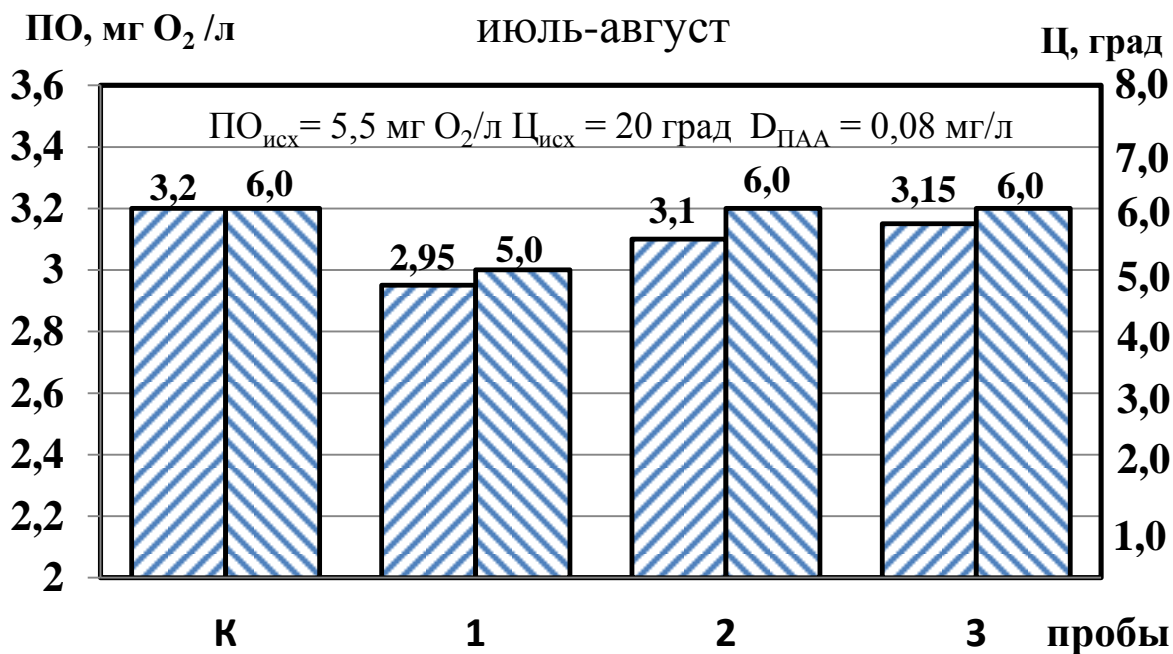


Рисунок 4.33. Диаграммы перманганатной окисляемости (ПО) и цветности (Ц) фильтрата при $D_k=8,0$ мг/л и 7 %-ной рециркуляции коагулируемой воды через контактную загрузку с $H_3=2,0$ м, $v=0,05$ м/с и крупностью фракций:

1 – 10 мм; 2 – 30 мм; 3 – 50 мм; К – контрольная проба при $D_k=10,0$ мг/л

■ – ПО; ▨ – Ц

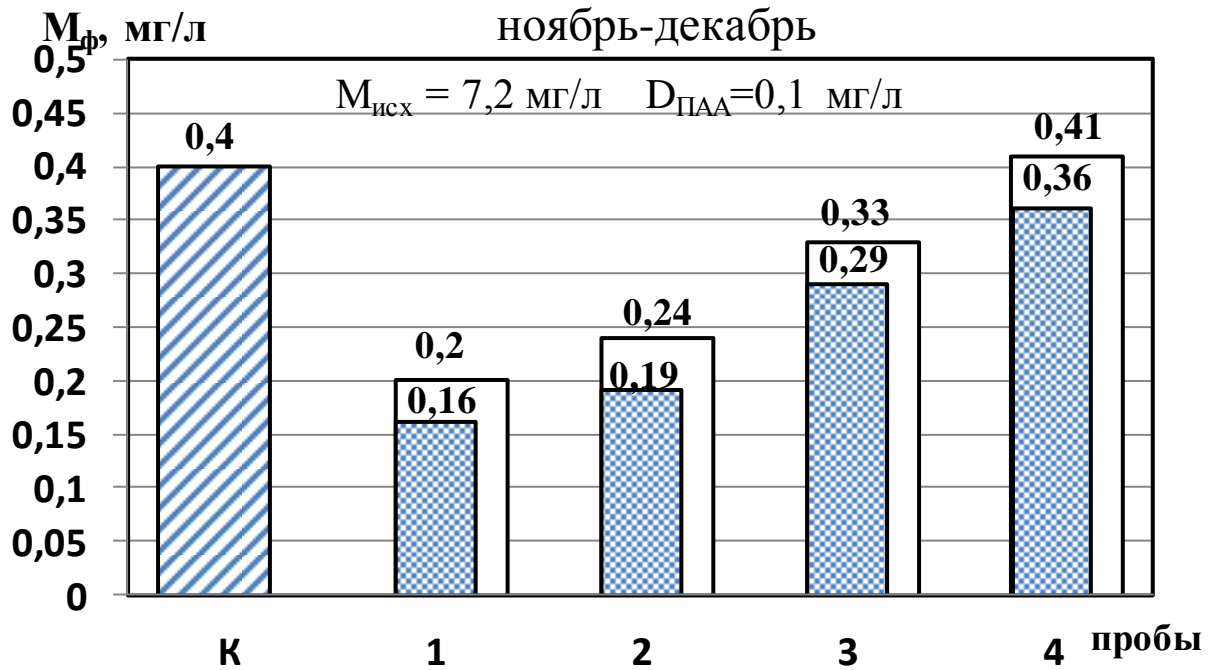


Рисунок 4.34. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 10 \text{ мм}$, $H_3 = 2,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с;

К – контрольная проба при $D_k = 16,0 \text{ мг/л}$

■ – опытные пробы при $D_k = 16,0 \text{ мг/л}$; □ – опытные пробы при $D_k = 12,0 \text{ мг/л}$

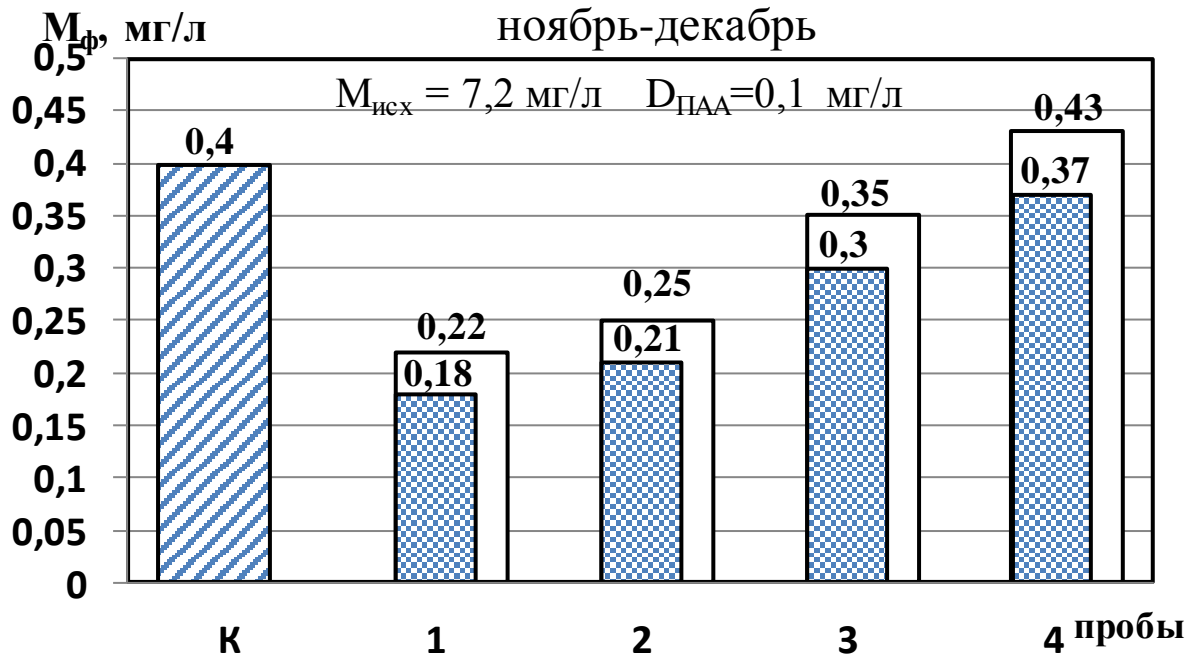


Рисунок 4.35. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 7 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 10 \text{ мм}$, $H_3 = 2,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с;

К – контрольная проба при $D_k = 16,0 \text{ мг/л}$

■ – опытные пробы при $D_k = 16,0 \text{ мг/л}$; □ – опытные пробы при $D_k = 12,0 \text{ мг/л}$

контрольной пробе было получено при $v = 0,12$ м/с.

Результаты третьего этапа испытаний при крупности контактной загрузки $d_3 = 30$ мм представлены на рисунках 4.36-4.37. Мутность исходной воды составляла 6,8 мг/л, мутность фильтрата в контрольной пробе, обработанной коагулянтом с дозой $D_k = 15,0$ мг/л, была равна 0,38 мг/л при 10%-ной рециркуляции и дозе СА $D_k = 15,0$ мг/л мутность фильтрата в опытных пробах изменялась от 0,19 до 0,37 мг/л при увеличении скорости фильтрования v от 0,03 до 0,12 м/с (рисунок 4.36). Снижение дозы коагулянта на 26,6% ($D_k = 11,0$ мг/л) дало диапазон изменения мутности фильтрата $M_\phi = 0,23-0,42$ мг/л. При рециркуляции 7% и дозе СА $D_k = 15,0$ мг/л мутность фильтрата опытных проб M_ϕ была в пределах от 0,21 мг/л до 0,38 мг/л (рисунок 4.37). Снижение дозы СА до $D_k = 11,0$ мг/л привело к увеличению значений M_ϕ до 0,25-0,43 мг/л.

Результаты экспериментов с концентрированным вводом СА в рециркуляционный объем, прошедший через слой щебня с крупностью частиц $d_3 = 50$ мм показаны на рисунках 4.38-4.39. Мутность исходной воды была равна 7,4 мг/л, после обработки СА с дозой $D_k = 16,0$ мг/л и очистки отстаиванием и фильтрованием мутность воды в контрольной пробе составляла 0,41 мг/л. При рециркуляции 10% воды и $D_k = 16,0$ мг/л мутность фильтрата в опытных пробах была в пределах от 0,22 мг/л до 0,41 мг/л для диапазона v от 0,03 до 0,12 м/с (см. рисунок 4.38). Снижение дозы коагулянта до $D_{ко} = 12,0$ мг/л привело к увеличению M_ϕ до 0,27-0,47 мг/л. При 7%-ной рециркуляции и $D_k = 16,0$ мг/л мутность фильтрата в опытных пробах изменялась от 0,24 мг/л при $v = 0,03$ м/с до 0,41 мг/л при $v = 0,12$ м/с (см. рисунок 4.39). Экономия дозы коагулянта от контрольной на 25% ($D_k = 12,0$ мг/л) привела к некоторому повышению мутности очищенной воды (от 0,28 мг/л до 0,48 мг/л), однако значения M_ϕ при $v = 0,03 - 0,08$ м/с не превышали величины мутности фильтрата в контрольной пробе.

Экспериментальные данные по перманганатной окисляемости (ПО) и цветности (Ц) очищенной воды, проведенные в осенне-зимний период, показали, что использование способа концентрированного ввода всего расхода СА в рециркуляционный объем коагулируемой воды с его последующим пропуском через слой

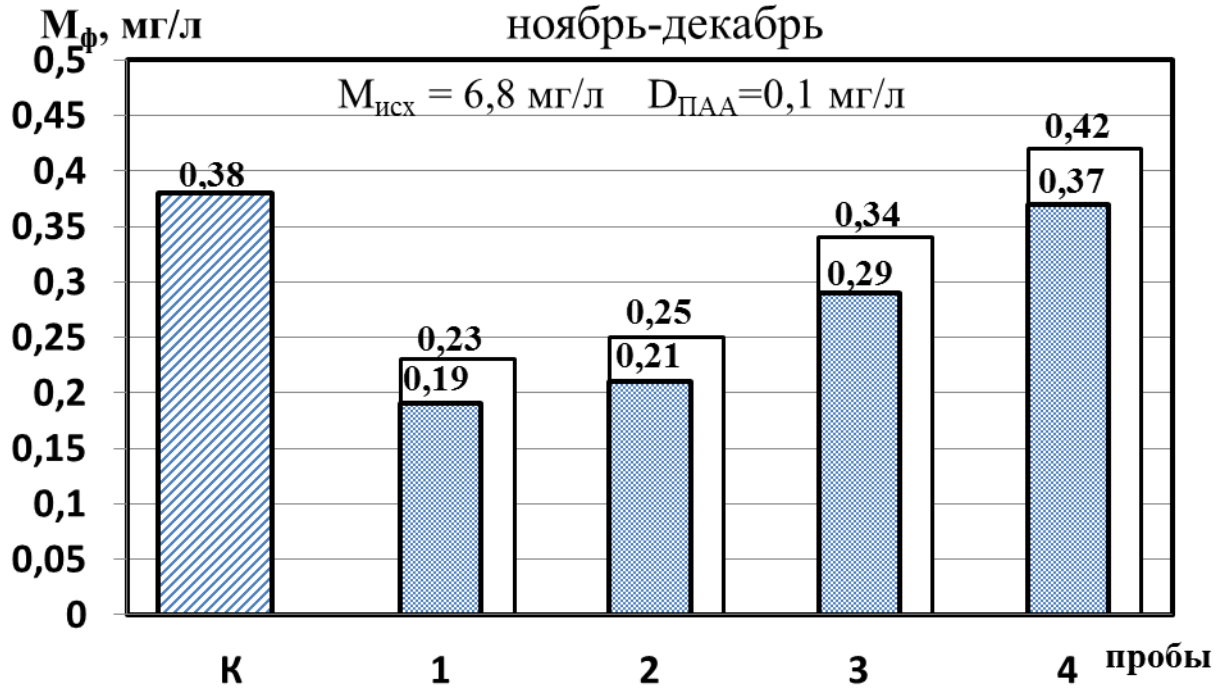


Рисунок 4.36. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 30 \text{ мм}$, $H_3 = 2,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба при $D_k = 15,0 \text{ мг/л}$

– опытные пробы при $D_{ко} = 15,0 \text{ мг/л}$; – опытные пробы при $D_{ко} = 11,0 \text{ мг/л}$

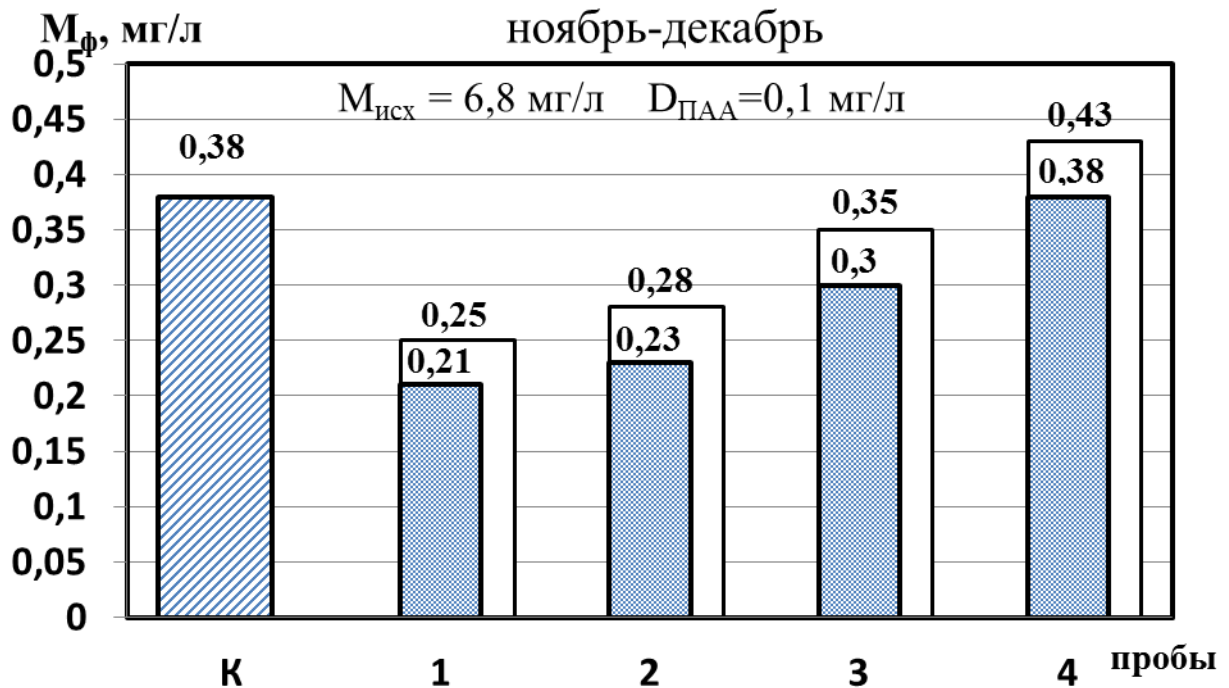


Рисунок 4.37. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 7 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 30 \text{ мм}$, $H_3 = 2,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба при $D_k = 15,0 \text{ мг/л}$

– опытные пробы при $D_{ко} = 15,0 \text{ мг/л}$; – опытные пробы при $D_{ко} = 11,0 \text{ мг/л}$

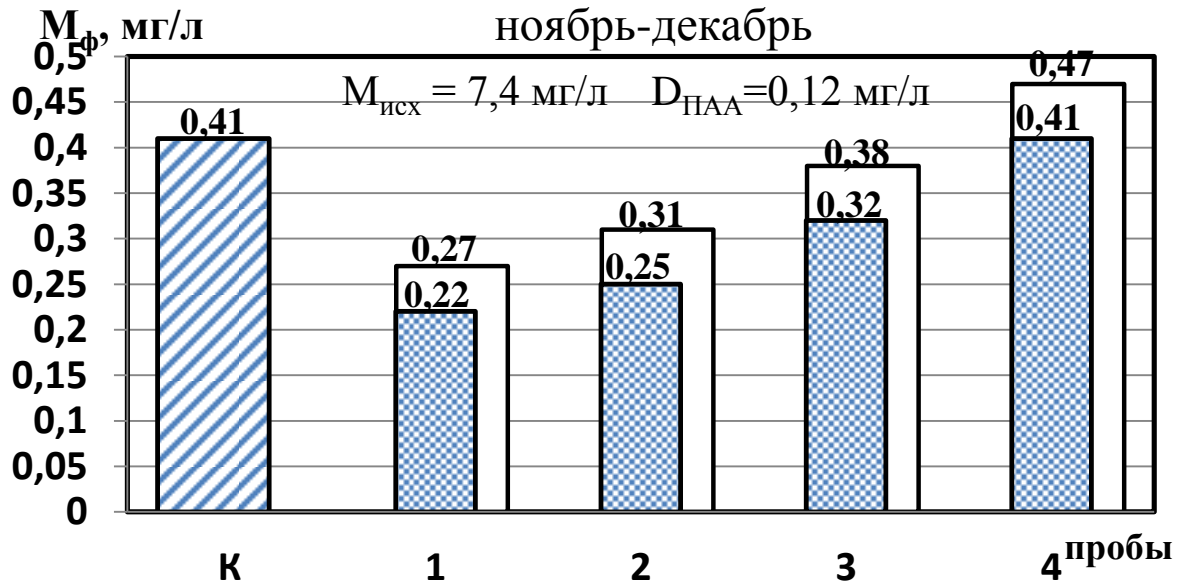


Рисунок 4.38. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 10 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 50 \text{ мм}$, $H_3 = 2,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с;

К – контрольная проба при $D_k = 16,0 \text{ мг/л}$

▨ – опытные пробы при $D_{ко} = 16,0 \text{ мг/л}$; □ – опытные пробы при $D_{ко} = 12,0 \text{ мг/л}$

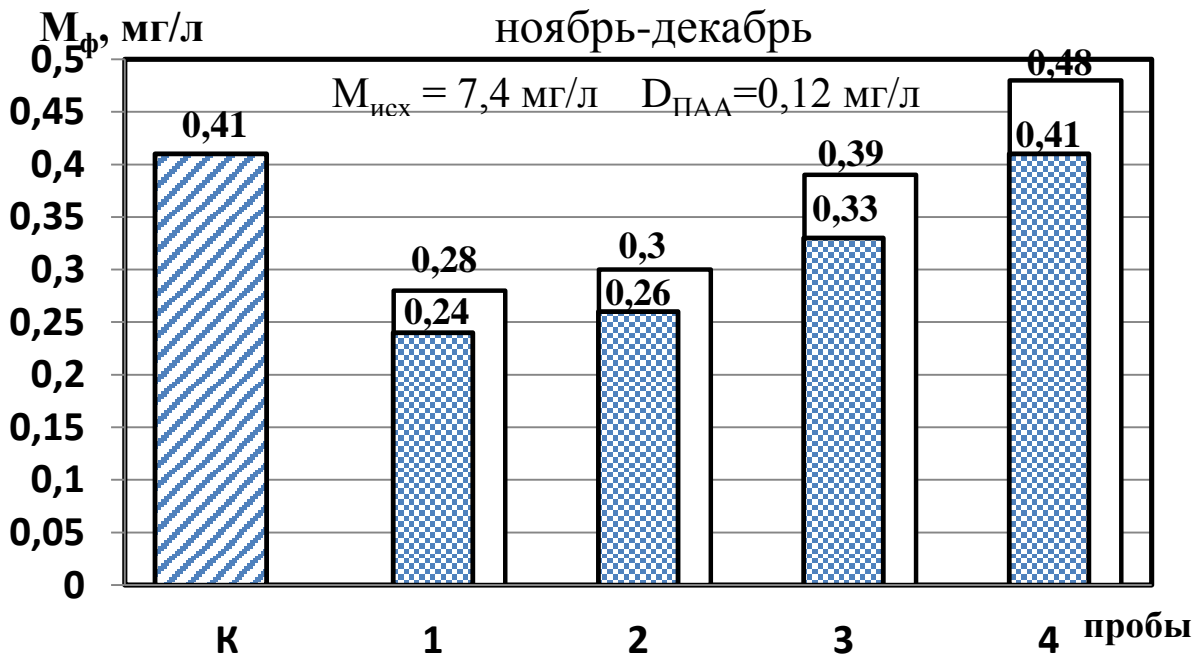


Рисунок 4.39. Диаграммы мутности фильтрата при рециркуляции 7 % объема коагулируемой воды через контактную камеру с концентрированным вводом раствора СА для загрузки с $d_3 = 50 \text{ мм}$, $H_3 = 2,0 \text{ м}$ при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с;

К – контрольная проба при $D_k = 16,0 \text{ мг/л}$

▨ – опытные пробы при $D_{ко} = 16,0 \text{ мг/л}$; □ – опытные пробы при $D_{ко} = 12,0 \text{ мг/л}$

крупнозернистой контактной загрузки с v от 0,05 до 0,15 м/с позволяет снизить дозу СА на 20-25 % по сравнению с традиционным способом перемешивания воды с коагулянтom в гидравлическом смесителе без ухудшения качества очистки в диапазоне скоростей фильтрования от 0,03 до 0,08 м/с. На рисунках 4.40-4.41 представлены диаграммы остаточных значений ПО и Ц в фильтрах контрольной и опытных проб при значениях Q_p/Q равных 0,1 и 0,07, высоте загрузки $H_3=2,0$ м, скорости фильтрования через щебень $v=0,05$ м/с и крупности частиц 10, 30 и 50 мм. Доза коагулянта при обработке контрольной пробы составляла 16,0 мг/л, а при обработке опытных проб – 12,0 мг/л (экономия СА - 25%). Значения концентраций остаточного алюминия во всех очищенных пробах находились в пределах 0,08-0,12 мг/л, что оказалось значительно ниже установленного ПДК (0,5 мг/л).

Одна из серий экспериментальных исследований проводилась во время весеннего паводка (апрель-май). Мутность исходной воды изменялась от 55 до 68 мг/л, температура воды была равна 2,5 - 3,0 °С, ПО=6,4 - 7,6 мгО₂/л, величина цветности составляла 38 – 40 град, величина рН изменялась в пределах от 7,6 до 7,7, щелочность – от 1,2 до 1,25 ммоль/л, концентрация алюминия в исходной воде была в пределах 0,04- 0,06 мг/л.

Доза СА, принятая на ВОС при данных показателях воды, а также для контрольной и опытных проб составляла $D_k=60,0$ мг/л, подщелачивание воды не производилось, доза флокулянта $D_{ПАА}=0,15$ мг/л.

Мутность воды в контрольной пробе после двухступенчатой очистки составляла 0,56 мг/л. Значения мутности фильтрата в очищенных опытных пробах отличались от аналогичного показателя в контрольной пробе весьма незначительно. На рисунке 4.42 показаны характерные для периода паводка диаграммы мутности очищенной воды при $Q_p/Q=0,1$ и пропуске рециркуляционного объема, обработанного СА, через слой щебня $d_3=10$ мм и $H_3=2,0$ м со скоростями v от 0,03 до 0,12 м/с. Величина градиента скорости G в контактной загрузке при этом находилась в пределах от 440 с⁻¹ до 4100 с⁻¹. Показатели ПО и Ц в фильтрате

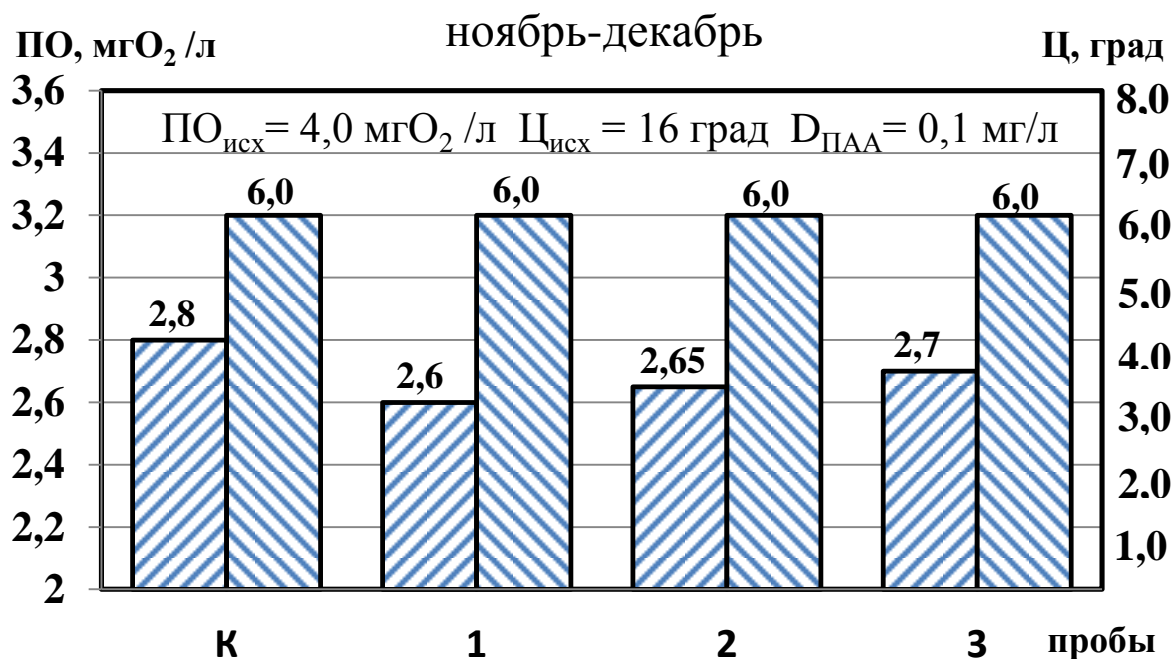


Рис. 4.40. Диаграммы перманганатной окисляемости (ПО) и цветности (Ц) фильтрата при комбинированном вводе СА с $D_k=12,0 \text{ мг/л}$ и 10 %-ной рециркуляции коагулируемой воды через контактную загрузку с $H_3=2,0 \text{ м}$, $v=0,05 \text{ м/с}$ и крупностью фракций: 1 – 10 мм; 2 – 30 мм; 3 – 50 мм; К – контрольная проба при $D_k=16,0 \text{ мг/л}$

■ – ПО; ■ – Ц

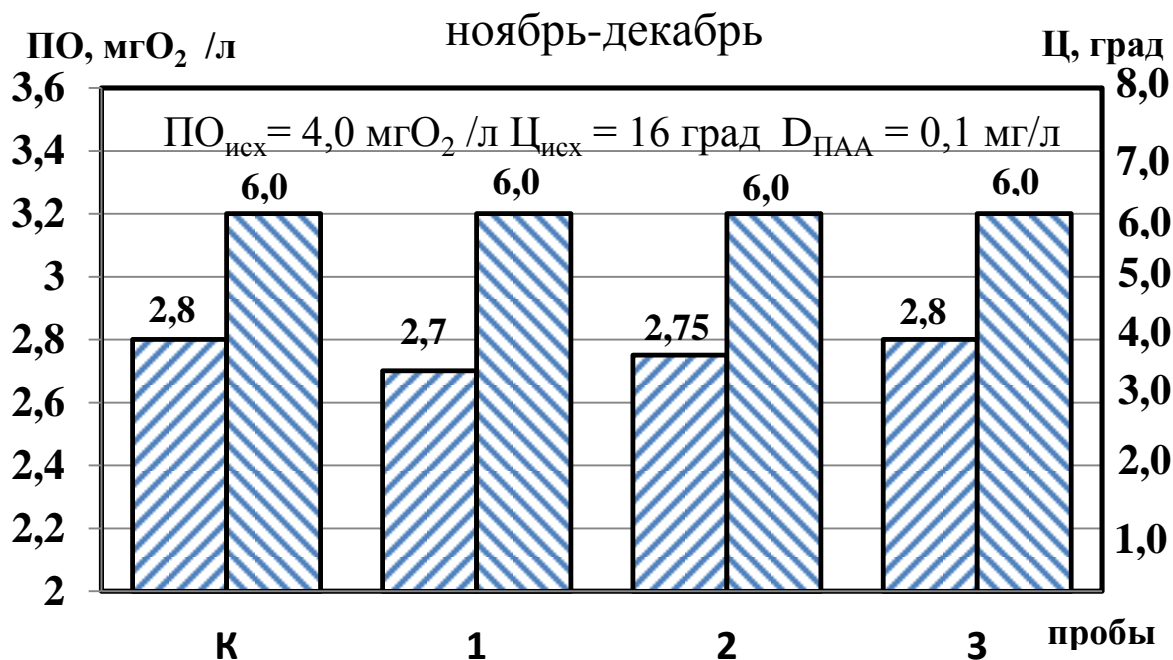


Рис. 4.41. Диаграммы перманганатной окисляемости (ПО) и цветности (Ц) фильтрата при концентрированном вводе СА с $D_k=12,0 \text{ мг/л}$ и 7 %-ной рециркуляции коагулируемой воды через контактную загрузку с $H_3=2,0 \text{ м}$, $v=0,05 \text{ м/с}$ и крупностью фракций: 1 – 10 мм; 2 – 30 мм; 3 – 50 мм; К – контрольная проба при $D_k=16,0 \text{ мг/л}$

■ – ПО; ■ – Ц

опытных проб также незначительно отличались от соответствующих показателей в контрольной пробе. Характерные диаграммы ПО и Ц в фильтрате контрольной и опытных проб при $Q_p/Q = 0,1$ загрузки с d_3 10, 20 и 50 мм, толщине слоя $H_3=2,0$ м и скорости $v=0,05$ м/с представлены на рисунке 4.43.

Анализ экспериментальных данных, полученных на третьем этапе испытаний в летний и осенне-зимний периоды показал, что способ концентрированного ввода коагулянта в рециркуляционный поток коагулируемой воды, пропускаемый через крупнозернистую контактную загрузку, позволяет снизить дозу СА на 20-25% без ухудшения качества очищенной воды по сравнению с традиционным способом обработки воды коагулянтам в смесителе гидравлического типа. Рекомендуемая крупность фракций контактной загрузки составляет от 10 до 50 мм, время контакта рециркуляционного потока со слоем щебня должно быть не менее 9,0 с, что соответствует скорости фильтрования до 0,08 м/с при высоте загрузки $H_3=2,0$ м. Так как высокие значения градиента скорости G приводят к значительному увеличению гидравлического сопротивления загрузки и высоты контактной камеры, рекомендуется осуществлять процесс контактной коагуляции при $180 \leq G \leq 800 \text{ с}^{-1}$ (см. таблицу 4.1).

Применение предлагаемого способа коагуляционной обработки воды в период паводка нецелесообразно, так как экономия коагулянта при повышенной мутности и низкой температуре водоисточника не достигается.

4.3. Оценка достоверности полученных экспериментальных данных. Разработка математической зависимости для определения повышения эффекта осветления природной воды при обработке коагулянтам с применением крупнозернистой контактной загрузки

Достоверность полученных экспериментальных результатов оценивалась по их воспроизводимости, полученной в трех сериях опытов. Повторение опытов производилось в одинаковых условиях. Среднеарифметические значения определяемых параметров X_i , а также величины отклонения для каждого измерения a_i'

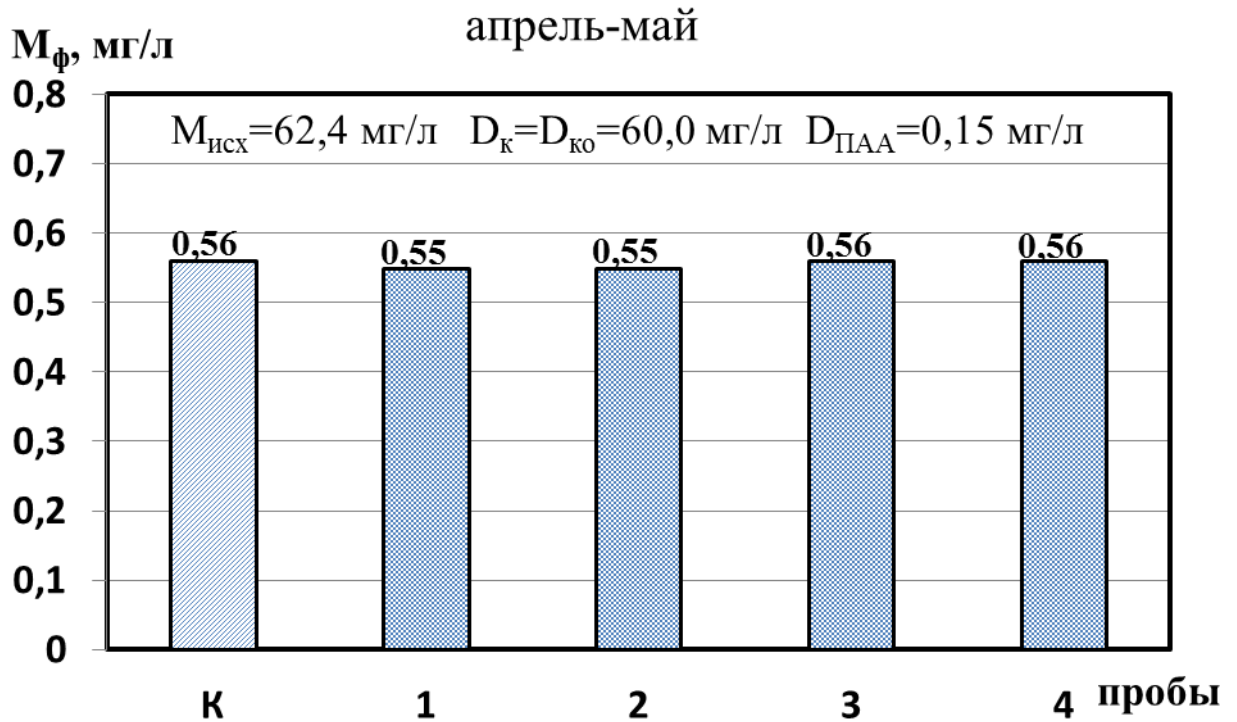


Рис. 4.42. Диаграммы мутности фильтрата при концентрированном вводе раствора СА и 10 %-ной рециркуляции коагулируемой воды через контактную камеру с загрузкой $d_3 = 10$ мм, $H_3 = 2,0$ м при значениях v : 1 – 0,03 м/с; 2 – 0,05 м/с; 3 – 0,08 м/с; 4 – 0,12 м/с; К – контрольная проба

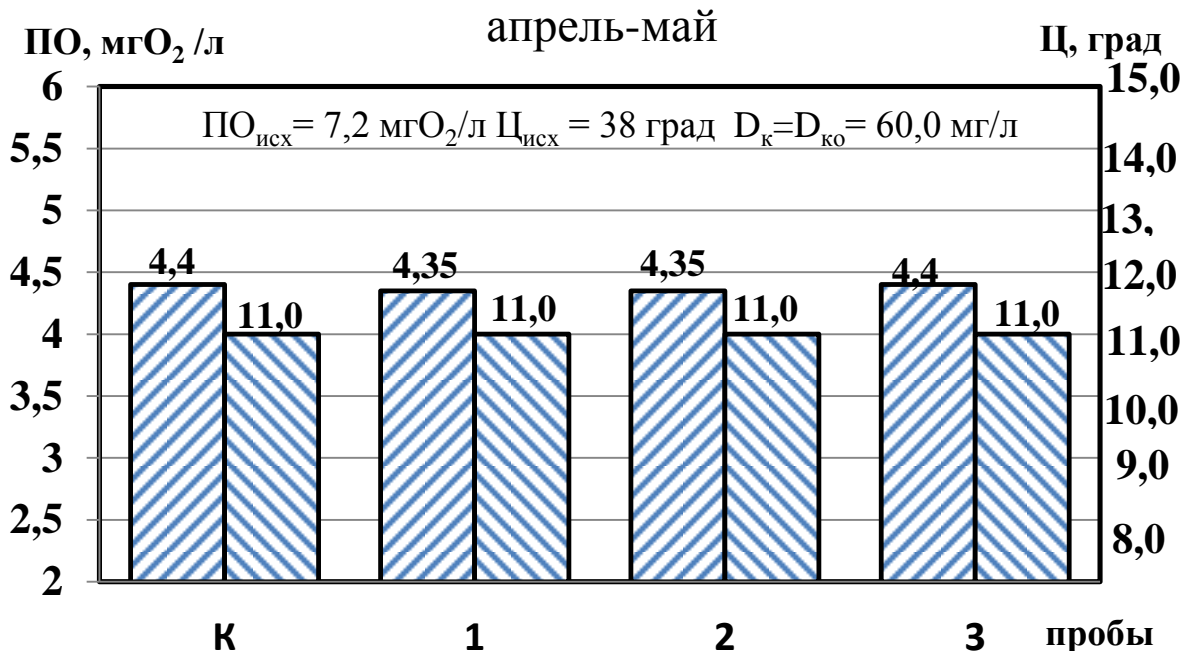


Рис. 4.43. Диаграммы перманганатной окисляемости (ПО) и цветности (Ц) фильтрата при концентрированном вводе СА и 10 %-ной рециркуляции коагулируемой воды через контактную загрузку с $H_3 = 2,0$ м, $v = 0,05$ м/с и крупностью фракций: 1 – 10 мм; 2 – 30 мм; 3 – 50 мм; К – контрольная проба

– ПО;
 – Ц

среднеквадратичных ошибок серии опытов σ , ошибки репрезентативности серии опытов m , погрешности серии опытов Δ и коэффициенты вариации серии опытов K_v определялись по формулам (3.5)-(3.10). Коэффициент вариации во всех случаях не превышал значение 5%, что свидетельствует о достоверности полученных результатов.

При использовании способа концентрированного ввода коагулянта СА в рециркуляционный поток коагулируемой воды, пропускаемый через крупнозернистую контактную загрузку с возвратом в начало гидравлического смесителя, повышение эффекта осветления природной воды после ее двухступенчатой очистки отстаиванием и фильтрованием может быть определено по формуле

$$\Delta \mathcal{E} = \mathcal{E}_1 - \mathcal{E}_2 = 1,12 \cdot G^{0,17} (t - 8,6)^{0,28} \left(\frac{0,01}{d_3} \right)^{0,1} \left(\frac{Q_p}{Q} \right)^{0,3}, \% \quad (4.8)$$

где \mathcal{E}_1 – эффект осветления природной воды при ее обработке коагулянт-ом СА предлагаемым способом, %;

\mathcal{E}_2 – эффект осветления природной воды при ее обработке коагулянт-ом СА с той же дозой традиционным способом в смесителе гид-равлического типа, %;

G –градиент скорости при перемешивании рециркуляционного по-тока коагулируемой воды с раствором СА в слое контактной крупнозернистой загрузки, с^{-1} , ($180 \leq G \leq 800 \text{ с}^{-1}$);

t – время контакта рециркуляционного потока с крупнозернистой загрузкой, с , ($t \geq 9,0 \text{ с}$);

d_3 – средний диаметр зерен однородной крупнозернистой загрузки, м ($0,01 \leq d_3 \leq 0,05 \text{ м}$);

Q – общий расход обрабатываемой воды, $\text{м}^3/\text{с}$;

Q_p – рециркуляционный расход воды, $\text{м}^3/\text{с}$, $Q_p = (0,07-0,1)Q$.

Оценка адекватности математической модели производилась с примениени-ем компьютерных программ. Проведенный анализ показал, что полученная зави-симось адекватно отражает величину повышения эффекта осветления при коагу-ляционной обработке природной воды предлагаемым способом.

Выводы:

1. Перемешивание рециркуляционного расхода природной воды с раствором СА в толще крупнозернистой контактной загрузки позволяет улучшить эффект удаления примесей после двухступенчатой водоочистки отстаиванием и фильтрованием по сравнению с традиционным способом перемешивания в гидравлическом смесителе в периоды года с незначительной мутностью, температурой и щелочностью воды в поверхностном источнике.

2. Предложен и экспериментально обоснован реагентосберегающий способ коагуляционной обработки природной воды в гидравлическом смесителе, предусматривающий рециркуляцию части коагулируемой воды, концентрированный ввод коагулянта, пропуск рециркуляционного потока через слой крупнозернистой загрузки при турбулентном режиме фильтрования и возврат его в начало смесителя.

3. Экспериментально установлены рекомендуемые параметры процесса перемешивания рециркуляционного потока воды с раствором коагулянта в слое контактной загрузки; градиент скорости перемешивания от 180 до 800 с⁻¹, время контакта воды с крупнозернистой загрузкой не менее 9,0 с, крупность загрузки от 10 до 50 мм, величина рециркуляционного расхода в пределах 7-10% от общего расхода обрабатываемой воды.

4. Использование предлагаемого способа и технологии концентрированного коагулирования воды с рекомендуемыми параметрами перемешивания рециркуляционного потока в крупнозернистой загрузке позволит снизить дозы СА на 20-25 % без ухудшения качества водоочистки по сравнению с традиционным способом коагуляционной обработки и перемешивания всего расхода природной воды в типовом смесителе. В период паводка при значительной мутности исходной воды ($M > 50$ мг/л), ее реагентная обработка с применением крупнозернистой загрузки нецелесообразна вследствие отсутствия экономии коагулянта.

5. Получена математическая зависимость, адекватно отражающая повышение эффекта осветления природной воды после ее коагуляционной обработки предлагаемым способом и последующей двухступенчатой очистки отстаиванием и фильтрованием.

5. ПРОИЗВОДСТВЕННЫЕ ИСПЫТАНИЯ ТЕХНОЛОГИИ КОАГУЛИРОВАНИЯ С ПРИМЕНЕНИЕМ КРУПНОЗЕРНИСТОЙ КОНТАКТНОЙ ЗАГРУЗКИ И ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЕЕ ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ. РЕКОМЕНДАЦИИ К РАСЧЕТУ ОСНОВНЫХ УСТРОЙСТВ И ОБОРУДОВАНИЯ

5.1. Производственные испытания предлагаемой технологии и оценка ее экономической эффективности

Испытания разработанной технологии коагулирования с применением крупнозернистой контактной загрузки в производственных условиях производились на блоке II площадки «Кирпичная» водопроводных очистных сооружений (ВОС) г. Пензы, имеющем фактическую производительность 80 тыс. м³/сут (3334 м³/ч).

В состав блока II ВОС пл. «Подгорная» входят два контактных резервуара со смесителями гидравлического типа, двенадцать горизонтальных отстойников со встроенными камерами хлопьеобразования и шесть скорых фильтров. На контактные резервуары блока II ВОС по двум трубопроводам d_y 800 мм поступает исходная вода от насосной станции I подъема, расположенной на водозаборном узле «Сурское водохранилище». Реагентная обработка сурской воды включает в себя:

- первичное хлорирование в контактном резервуаре;
- коагуляцию серноокислым алюминием (СА) с содержанием Al₂O₃ 16%;
- флокуляцию полиакриламидом (ПАА);
- вторичное хлорирование в резервуарах чистой воды.

Количество резервуаров чистой воды на пл. «Подгорная» – 2, объем каждого резервуара – 6000 м³.

На блоке II пл. «Кирпичная» контактные резервуары имеют размеры в плане 27×4,1 м (рисунок 5.1). Каждый контактный резервуар 1 разделен вертикальными перегородками на три продольных коридора, в которых ширина крайних составляет 1400 мм, среднего – 1300 мм. В каждый последующий коридор вода поступает через проем площадью 1,1 м² со скоростью прохода в нем порядка 0,4 м/с. Последний коридор камеры разделен горизонтальными перегородками

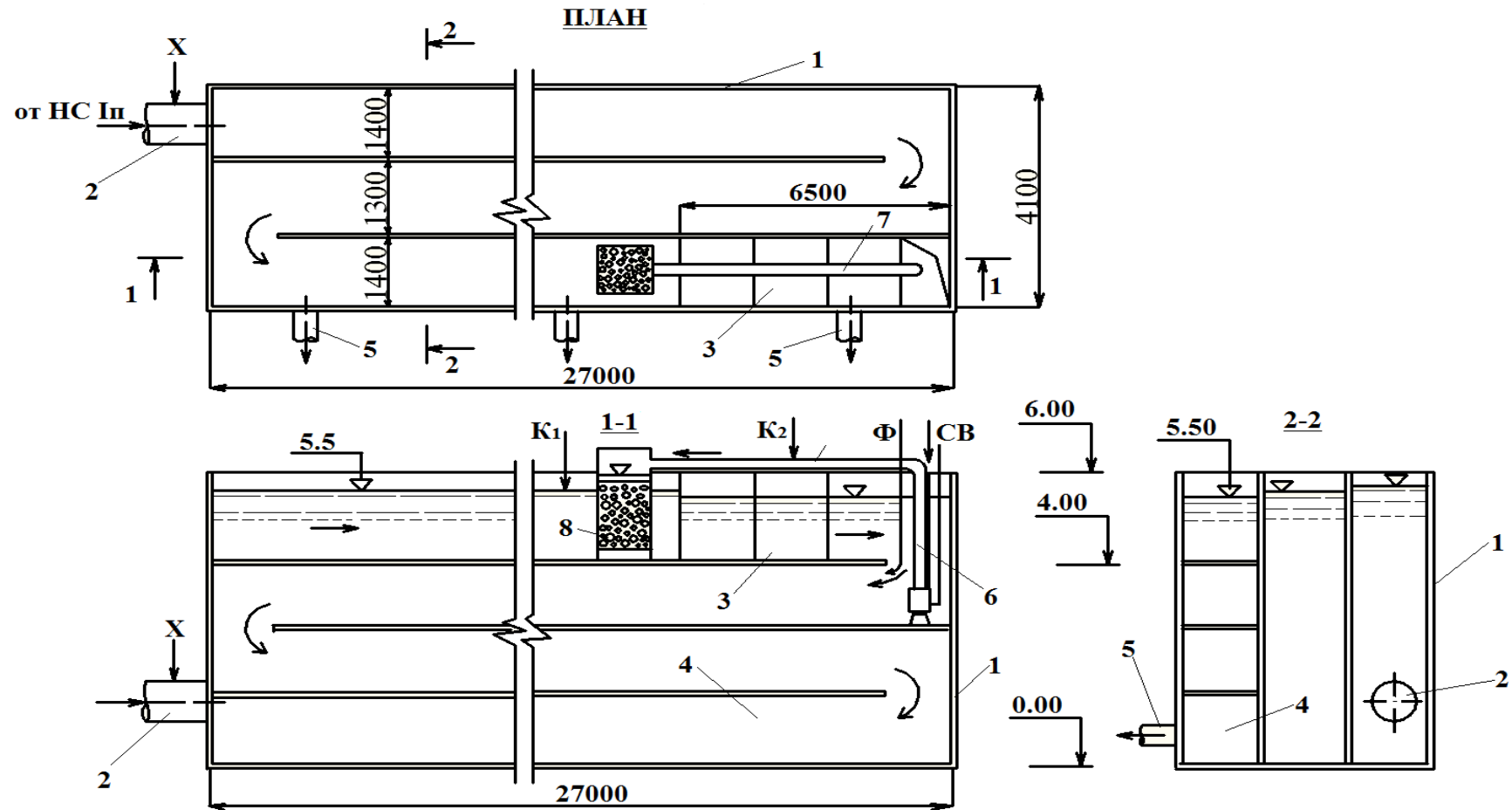


Рисунок 5.1. Схема контактного резервуара со смесителем блока II ВОС пл. Кирпичная:

1 – контактный резервуар; 2 – труба подачи сырой воды $d_y 800$; 3 – дырчатый смеситель; 4 – нижний распределительный канал; 5 – трубы подачи воды в камеры хлопьеобразования $d_y 400$; 6 – эрлифт; 7 – рециркуляционный трубопровод $d_y 250$ мм; 8 – контактная камера с крупнозернистой загрузкой

X – хлор; Ф – флокулянт; СВ – сжатый воздух; K_1 – ввод коагулянта до реконструкции; K_2 – ввод коагулянта после реконструкции

на четыре канала. В верхнем канале предусмотрен дырчатый смеситель 3, оборудованный тремя перфорированными стальными перегородками. Перфорация выполнена в виде квадратов 100×100 мм. Скорость движения воды в отверстиях перегородок составляет порядка $0,9-1,0$ м/с. Размер смесителя в плане $6,5 \times 1,4$ м, высота – 2 м.

Время нахождения воды в смесителе составляет около 30 с. После смесителя вода поступает в три нижерасположенных канала, затем из нижнего распределительного канала 4 по трубам 5 диаметром 400 мм она подается в камеры хлопьеобразования горизонтальных отстойников.

До реконструкции в первом и втором контактных резервуарах ввод коагулянта (K_1) осуществлялся в верхние каналы непосредственно перед дырчатыми смесителями (см. рисунок 5.1). При проведении реконструкции второго контактного резервуара в проеме между каналами после дырчатого смесителя был установлен эрлифт 6 с диаметром ствола d_y 250 мм. Подача сжатого воздуха в смесительное устройство эрлифта осуществлялось при помощи воздуходувки Lutos производительностью $220 \text{ м}^3/\text{ч}$ и развиваемым избыточным давлением до 50 кПа. В верхнем канале контактного резервуара непосредственно перед первой дырчатой перегородкой смесителя была установлена выполненная из полиэтилена открытая контактная камера 8 (см. рисунок 5.1) с размером $1,0 \times 1,0$ м и высотой 2,5 м. Камера имела дырчатое днище с размерами отверстий 30 мм. В камеру засыпалась крупнозернистая контактная загрузка из однородного гранитного щебня крупностью 40 мм. Высота загрузки составляла 1400 мм. Верхняя часть камеры соединялась со стволом эрлифта 6 горизонтальным рециркуляционным трубопроводом диаметром 250 мм и длиной 6,5 м. Раствор коагулянта (K_2) вводился в рециркуляционный трубопровод 7 непосредственно перед контактной камерой 8.

Система рециркуляции коагулируемой воды имела следующие технические характеристики:

- расчетный расход рециркуляционного потока - $167 \text{ м}^3/\text{ч}$;
- удельный расход воздуха на единицу объема перекачиваемой воды - до $1,3 \text{ м}^3/\text{м}^3$;

- скорость движения водовоздушной смеси в рециркуляционном трубопроводе - 2,2 м/с;
- скорость фильтрования рециркуляционного потока в слое крупнозернистой загрузки - 0,046 м/с;
- время контакта коагулируемой воды с крупнозернистой загрузкой - 11 с;
- потери напора в слое контактной загрузки - до 0,15 м.

Производственные испытания предлагаемой технологии, предусматривающей концентрированный ввод раствора коагулянта в рециркуляционный поток коагулируемой воды, пропускаемый через слой крупнозернистой контактной загрузки проводились в летний и осенне-зимний периоды года, а также во время паводка.

В контрольном смесителе, расположенном в первом контактном резервуаре блока II ВОС пл. «Кирпичная», коагуляционная обработка сырой воды осуществлялась по типовой схеме с вводом раствора коагулянта (K_1) в канал перед первой перфорированной перегородкой (см. рисунок 5.1). Расчетные дозы коагулянта D_k для контрольного смесителя ежедневно устанавливались по результатам пробного коагулирования, полученным в лаборатории ВОС пл. «Кирпичная».

Отбор проб очищенной воды, обработанной коагулянтном СА в контрольном смесителе, осуществлялся после скорых фильтров, входящих в общую секцию с данным смесителем.

В опытном смесителе, расположенном во втором контактном резервуаре блока II ВОС пл. «Кирпичная», коагуляционная обработка осуществлялась по схеме в рециркуляцией 10% коагулируемой воды и вводом раствора коагулянта (K_2) в рециркуляционный трубопровод непосредственно перед камерой с контактной загрузкой (см. рисунок 5.1). Расчетные дозы коагулянта $D_{ко}$ для опытного смесителя были ниже по сравнению с дозами D_k для контрольного смесителя в течение всего периода испытаний. Отбор проб очищенной воды, обработанной коагулянтном в опытном смесителе, осуществлялся после отстойников и фильтров, входящих в общую секцию с данным смесителем. Пробы исходной (сырой) и

очищенной воды в опытной и контрольной секциях анализировались на мутность (М), перманганатную окисляемость (ПО) и цветность (Ц).

Результаты сравнительных испытаний существующей и предлагаемой технологии коагуляционной обработки сурской воды за 8 месяцев испытаний представлены в таблице 5.1. В течение каждого месяца испытаний фиксировались средние и максимальные значения параметров сырой и очищенной воды, а также доз коагулянтов.

Анализ результатов промышленных испытаний позволил сделать следующие выводы:

- при использовании стандартной технологии коагулирования средние дозы раствора СА составляли в летний период – 13,9 мг/л и осенне-зимний период - 14,1 мг/л. Средние дозы СА при использовании предлагаемой технологии коагулирования составляли соответственно 11,3 и 10,9 мг/л при этом качество очищенной воды после отстойников и фильтров в опытной и контрольной секциях по мутности, цветности и перманганатной окисляемости было стабильно высоким:

- в период паводка даже незначительное снижение дозы коагулянта (на 9-10%) с использованием предлагаемой технологии коагулирования привело к ухудшению качества фильтрованной воды по мутности и перманганатной окисляемости ниже нормативных требований [81] к питьевой воде.

Таким образом, разработанная технология коагулирования воды с применением контактных камер с крупнозернистой загрузкой может быть рекомендована к использованию на водопроводных очистных сооружениях в качестве реагентосберегающей за исключением периода паводка.

5.2. Расчет экономической эффективности от внедрения новой технологии коагулирования воды

Технико-экономическая оценка эффективности предлагаемой технологии коагулирования с применением крупнозернистой контактной загрузки по сравнению с традиционной технологией коагулирования осуществлялась применительно к блокам I и II ВОС на пл. «Кирпичная» г. Пензы суточной производитель-

Таблица 5.1 - Результаты сравнительных испытаний существующей и предлагаемой технологий коагуляционной обработки сурской воды на блоке II ВОС пл. «Кирпичная» г. Пензы

Месяцы	Исходная вода						Очищенная вода															
	Мутность (М), мг/л		Окисляемость (ПО), мгО ₂ /л		Цветность (Ц), град		Существующая технология								Предлагаемая технология							
	Д _к , мг/л		М, мг/л		ПО, мгО ₂ /л		Ц, град		Д _к , мг/л		М, мг/л		ПО, мгО ₂ /л		Ц, град							
	ср.	макс.	ср.	макс.	ср.	макс.	ср.	макс.	ср.	макс.	ср.	макс.	ср.	макс.	ср.	макс.	ср.	макс.	ср.	макс.	ср.	макс.
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
Май (паводок)	54,3	96,7	6,7	7,4	28	34	56,4	92,0	$\frac{7,8}{1,03}$	$\frac{10,4}{1,25}$	4,05	4,3	10	12	50,8	84	$\frac{8,5}{1,17}$	$\frac{14,3}{1,57}$	4,43	5,1	13	16
Июнь	13,8	22,1	5,4	6,2	16	18	22,8	33,2	$\frac{4,8}{0,52}$	$\frac{7,3}{0,73}$	3,3	3,7	9	11	18,2	26,6	$\frac{4,75}{0,52}$	$\frac{7,2}{0,74}$	3,4	3,75	9	11
Июль	4,5	7,0	5,2	5,8	17	20	9,3	10,8	$\frac{3,5}{0,49}$	$\frac{4,9}{0,61}$	3,1	3,6	7	8	8,1	8,7	$\frac{3,57}{0,5}$	$\frac{5,02}{0,63}$	3,2	3,63	8	9
Август	4,2	6,7	5,1	5,8	18	22	9,6	10,1	$\frac{3,1}{0,58}$	$\frac{3,7}{0,77}$	3,15	3,7	6	7	7,7	8,2	$\frac{3,0}{0,55}$	$\frac{3,6}{0,72}$	3,18	3,8	6	7
Сентябрь	4,8	7,7	4,8	5,3	19	22	10,3	11,5	$\frac{3,3}{0,61}$	$\frac{3,9}{0,78}$	2,6	2,9	6	7	8,2	8,7	$\frac{3,4}{0,6}$	$\frac{3,95}{0,77}$	2,7	2,95	7	8
Октябрь	5,2	8,0	4,6	5,0	18	21	12,5	15,3	$\frac{3,8}{0,63}$	$\frac{4,7}{0,8}$	2,55	2,7	7	8	10,5	11,4	$\frac{3,8}{0,62}$	$\frac{4,6}{0,72}$	2,62	2,8	8	9
Ноябрь	5,0	7,8	4,1	4,8	15	18	16,3	17,2	$\frac{3,6}{0,57}$	$\frac{4,2}{0,75}$	2,3	2,64	6	7	12,2	13,0	$\frac{3,4}{0,52}$	$\frac{4,15}{0,7}$	2,35	2,7	7	8
Декабрь	4,3	4,8	3,9	4,2	12	16	17,1	18,4	$\frac{3,3}{0,65}$	$\frac{4,0}{0,91}$	2,1	2,7	6	7	12,8	13,9	$\frac{3,5}{0,7}$	$\frac{4,2}{0,98}$	2,3	2,9	6	7

Примечание: В числителе показаны значения мутности воды после отстойников, в знаменателе – после фильтров

ностью $Q_{сут}=220$ тыс. м³/сут.

Экономическая эффективность определялась по годовым эксплуатационным затратам на электроэнергию и реагенты исходя из того, что фонд зарплаты для персонала, затраты энергии на дозирование реагентов и амортизационные отчисления одинаковы по обоим вариантам обработки воды.

Годовые эксплуатационные затраты на коагулянт СА (за исключением двухмесячного периода паводка) по традиционному способу коагуляционной обработки сырой воды при средней дозе СА $D_k=14,0$ мг/л и его стоимости $C_{уд}=14,7$ руб/кг составит

$$Z_1 = \frac{D_k \cdot Q_{сут} \cdot T_{год}}{10^3} \cdot C_{уд} = \frac{14,0 \cdot 220000 \cdot (365 - 60)}{10^3} \cdot 14,7 = 13809180 \text{ руб},$$

где $T_{год}$ - число суток в году без паводка.

Годовые эксплуатационные затраты на коагулянт по предлагаемой технологии при его средней дозе $D_k=11,2$ мг/л, мощности воздуходувок для эрлифтов $N=30$ кВт и стоимости 1 кВт·ч электроэнергии $C_{эл}=4,0$ руб (в ценах 2015 г.)

$$Z_2 = \frac{D_{ко} \cdot Q_{сут} \cdot T_{год}}{10^3} \cdot C_{уд} + N \cdot 24 \cdot T_{год} \cdot C_{эл} = \frac{11,2 \cdot 220000 \cdot 305}{10^3} \cdot 14,7 + 30 \cdot 24 \cdot 305 \cdot 4,0 = 11047344 + 878400 = 11925744 \text{ руб}.$$

Расчетный годовой технико-экономический эффект в ценах 2015 г. от внедрения предлагаемой технологии составит

$$\mathcal{E} = Z_1 - Z_2 = 13809180 - 11925744 = 1883436 \text{ руб}.$$

5.3. Рекомендации к расчету основных устройств и оборудования, входящих в состав технологической схемы

5.3.1. Контактная камера с крупнозернистой загрузкой

Контактная камера выполняется круглой или квадратной в плане и устанавливается в начале смесителя перед первой перегородкой. Площадь поперечного сечения камеры определяется по формуле

$$F_k = \frac{Q_p}{v}, \text{ м}^2 \quad (5.1)$$

где Q_p – рециркуляционный расход коагулируемой воды, м³/с;

v – расчетная скорость фильтрования, м/с.

Величина Q_p выбирается в пределах 7-10% от общего расхода Q обрабатываемой вод. Рекомендуемая скорость фильтрования в соответствии с экспериментальными данными, приведенными в п.4.2 составляет от 0,03 до 0,08 м/с.

Материал контактной однородной крупнозернистой загрузки – гранитный щебень крупностью фракций d_3 10, 20, 30, 40 или 50 мм. Высота (толщина) слоя загрузки (рисунок 5.2) находится из выражения

$$H_3 = t \cdot v / m, \text{ м} \quad (5.2)$$

где t – время контакта рециркуляционного потока с загрузкой, с. Расчетное значение t должно быть не менее 9,0 с.

m – пористость загрузки в состоянии предельной насыщенности.

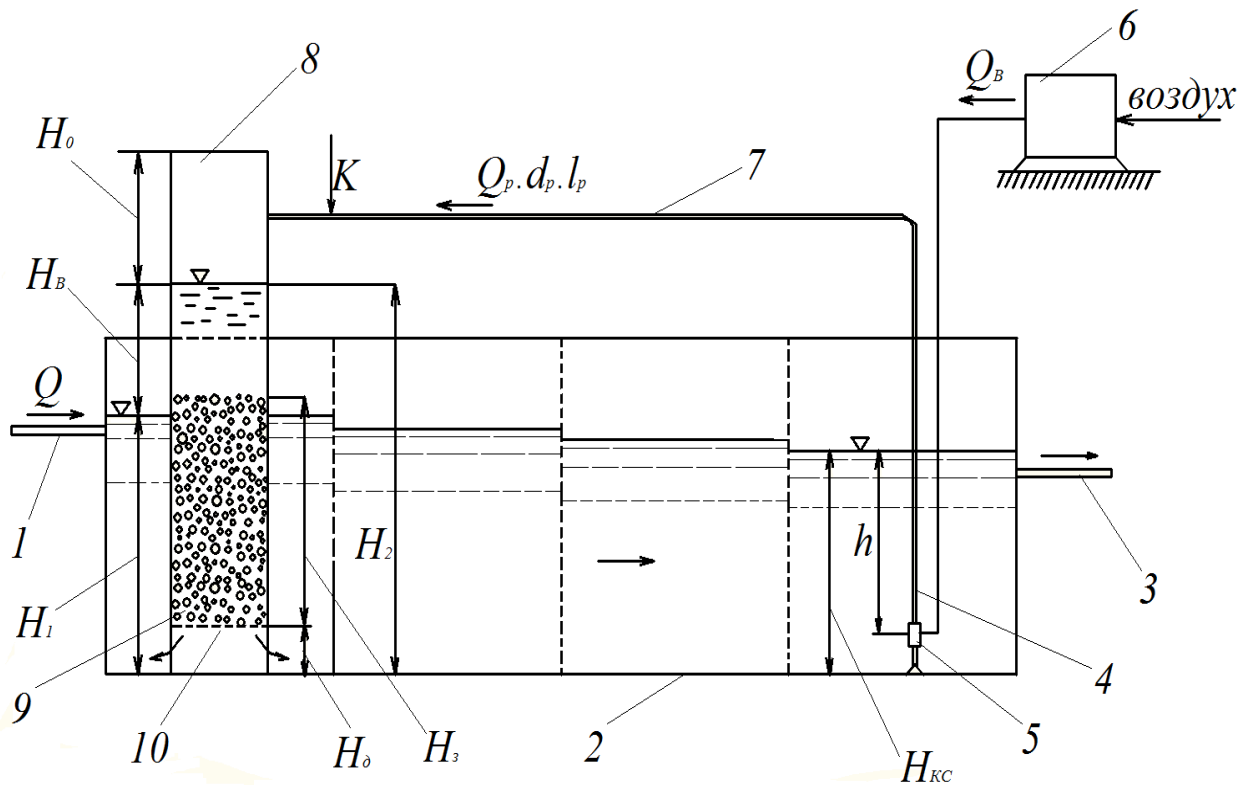


Рисунок 5.2. Схема смесителя, оборудованного системой рециркуляции коагулируемой воды, с контактной камерой:

- 1 – трубопровод подачи сырой воды; 2 – смеситель; 3 – трубопровод отвода обработанной воды; 4 – ствол эрлифта; 5 – воздухосмесительное устройство;
- 6 – воздуходувка; 7 – рециркуляционный трубопровод; 8 – контактная камера;
- 9 – крупнозернистая загрузка; 10 – дырчатое днище;
- K – ввод раствора коагулянта

По графикам (см. рисунки 3.4-3.5) при расчётной скорости фильтрования v_ϕ находится пористость m для выбранного диаметра d однородной крупнозерни-

стой загрузки в состоянии предельного насыщения. По формуле (3.11) при известных значениях m , d и v находится гидравлический уклон i . Потери напора в контактной камере (см. рисунок 5.2) определяются по формуле

$$H_B = H_3 \cdot i, \text{ м.}$$

Общая высота контактной камеры (см. рисунок 5.2)

$$H_K = H_1 + H_B + \Delta_1 + d_p + \Delta_2 = H_2 + H_0, \text{ м} \quad (5.4)$$

где H_1 – глубина воды в начале смесителя, м;

Δ_1 – расстояние по вертикали от низа рециркуляционного трубопровода до отметки воды в контактной камере, $\Delta_1 = 0,15$ м;

d_p – диаметр рециркуляционного трубопровода, м;

Δ_2 – расстояние по вертикали от верха рециркуляционного трубопровода до верха камеры, $\Delta_2 = 0,25$ м;

H_2 – глубина воды в контактной камере относительно дна смесителя, м

$$H_2 = H_1 + H_B. \quad (5.5)$$

Рекомендуемое расстояние от дырчатого днища камеры до низа смесителя находится в пределах 0,3-0,4 м. Диаметр отверстий в дырчатом днище определяется из соотношения

$$d_0 = d_3 - 0,005, \text{ м.} \quad (5.6)$$

Количество отверстий назначается исходя из скорости прохождения через них потока воды, равной 0,7-1,0 м/с.

После нахождения конструктивных параметров контактной камеры определяется градиент скорости перемешивания в толще крупнозернистой загрузки

$$G = \sqrt{\frac{\rho \cdot H_B}{t \cdot \nu}}, \text{ с}^{-1} \quad (5.7)$$

Величина кинематического коэффициента вязкости ν определяется по справочникам в зависимости от температуры воды. Значение градиента скорости G должно находиться в пределах от 180 до 800 с^{-1} . Если в результате расчетов величина G находится за пределами рекомендуемых значений, то назначается другое время контакта t или толщина загрузки H_3 и расчет повторяется снова.

5.3.2. Рециркуляционный трубопровод

Рециркуляционный трубопровод соединяет выходной (напорный) патрубок водоподъемного устройства (насоса, эрлифта) с верхней частью контактной камеры. При перекачке коагулируемой воды насосом диаметр d_p рециркуляционного трубопровода назначается, исходя из рекомендуемой скорости движения потока 1,2-1,8 м/с. Потери напора по длине в этом случае находятся по формуле

$$h_p = K_M \cdot i_B \cdot l_p, \text{ м} \quad (5.8)$$

где i_B – гидравлический уклон, определяемый по таблицам расчета водопроводных труб [78];

l_p – длина трубопровода (см. рисунок 5.2);

K_M – коэффициент, учитывающий местные сопротивления, $K_M=1,1-1,15$.

При использовании эрлифта в качестве водоподъемного устройства по рециркуляционному трубопроводу движется поток водовоздушной смеси с объемной концентрацией воздуха

$$C_z = \frac{Q_B}{Q_B + Q_p} = \frac{Q_B}{Q_{cm}}, \quad (5.9)$$

где Q_B – расход воздуха, м³/с.

Величина Q_B в начале гидравлического расчета трубопровода выбирается ориентировочно ($Q_B=1,2-2,5 Q_p$), а затем уточняется после расчета эрлифта.

Кинематическая вязкость водовоздушной смеси определяется по соотношению [63]

$$\nu_{cm} = \nu \frac{1 + 4,5C_z}{1 - C_z}, \text{ м}^2/\text{с}. \quad (5.10)$$

Внутренний диаметр рециркуляционного трубопровода находится по формуле

$$d_p = \sqrt{\frac{4 \cdot (Q_B + Q_p)}{\pi \cdot \nu_c}}, \text{ м} \quad (5.11)$$

где ν_c – рекомендуемая скорость движения водовоздушной смеси,

$$2,0 \leq \nu_c \leq 3,0 \text{ м/с}.$$

Число Рейнольдса при транспортировке смеси по трубопроводу

$$\text{Re}_{cm} = \frac{\nu_c \cdot d_p}{\nu_{cm}}. \quad (5.12)$$

Коэффициент гидравлического трения при движении водовоздушной смеси

$$(5.13)$$

$$\lambda_{см} = \frac{A_1}{\text{Re}_{см}^n}$$

где A_1 и n – постоянные.

Для пластмассовых труб $A_1=0,288$ и $n=0,226$ [78].

Потери давления при движении водовоздушной смеси по трубопроводу

$$\Delta p = \lambda_{см} \frac{l_p}{d_p} \frac{v_c^2}{2} \cdot K_{см} \cdot \rho_{см}, \text{ Па.} \quad (5.14)$$

где $\rho_{см}$ – плотность смеси.

$$\rho_{см} = \rho \cdot (1 - C_{г}), \text{ кг/м}^3 \quad (5.15)$$

где ρ – плотность воды, $\rho=1000$ кг/м³.

Потери напора в метрах водяного столба, соответствующие найденному значению Δp , определяются из соотношения

$$h_p = \Delta p / \rho \cdot g, \text{ м.} \quad (5.16)$$

5.3.3. Водоподъемное устройство

Определяется требуемый напор, развиваемый водоподъемным устройством

$$H = H_{г} + h_p + h_u, \text{ м} \quad (5.17)$$

где $H_{г}$ – геометрическая высота подъема воды, м;

h_u – напор на излив в контактной камере, м.

Величина $H_{г}$ находится из выражения

$$H_{г} = H_2 + \Delta_1 + 0,5d_p - H_{кc}, \text{ м} \quad (5.18)$$

где $H_{кc}$ – глубина воды в последнем коридоре смесителя, м (см. рисунок 5.2).

$$H_{кc} = H_1 - \Delta h_{см}, \text{ м} \quad (5.19)$$

$\Delta h_{см}$ – потери напора в смесителе, м.

При использовании эрлифта в качестве водоподъемного устройства определяется удельный расход воздуха на единицу объема подкачиваемой воды [70] из соотношения

$$\lg \frac{Q_B}{Q_p} = \frac{2}{\sqrt{L/H}} - 1, \quad (5.20)$$

где L – длина эрлифта, м.

$$L = H + h, \text{ м.} \quad (5.21)$$

где h – глубина погружения эрлифта от уровня воды в смесителе до места подвода воздуха, м (см. рисунок 5.2).

После определения удельного расхода воздуха по (5.20) производится уточненный расчет рециркуляционного трубопровода, начиная с формулы (5.9).

При использовании насоса в качестве водоподъемного устройства для найденных значений Q_p и H подбирается марка насоса и мощность его электродвигателя.

5.3.4. Подбор воздуходувки

Расчетный расход воздуходувки принимается равным Q_B . Напор воздуходувки определяется по формуле

$$H_B = h + \Delta h_B + \Delta h_{\text{всм}}, \text{ м} \quad (5.22)$$

где $h_{\text{всм}}$ – потери напора в воздухомесительном устройстве эрлифта,

$$h_{\text{всм}} = 0,25, \text{ м.}$$

Δh_B – потери напора в воздуховоде, $\Delta h_B = 0,1 - 0,15$ м.

При известных значениях Q_B и H подбирается марка воздуходувки и мощность электродвигателя.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. На основе анализа литературных источников показано, что способ контактной коагуляции с использованием зернистых загрузок во многих случаях обеспечивает повышение скорости агломерации примесей природной воды после ее коагуляционной обработки. Применение крупнозернистой контактной загрузки в конструкциях гидравлических смесителей водопроводных очистных сооружений позволяет стабильно интенсифицировать процесс хлопьеобразования в условиях постоянно изменяющегося в течение года качества воды поверхностного источника при сохранении высокой пропускной способности смесительных устройств.

2. Установлено, что эффективность процесса укрупнения микрохлопьев скоагулированной взвеси при контактной коагуляции с использованием крупнозернистых загрузок определяется величиной гидравлического сопротивления контактной массы, скоростью фильтрования, начальной концентрацией скоагулированных примесей, а также пористостью загрузки в условиях предельной насыщенности.

3. На основании экспериментальных исследований выявлен характер зависимости изменения гидравлического уклона крупнозернистой контактной загрузки от времени фильтрования коагулированной природной воды при развитом турбулентном режиме ее движения в порах ($Re > 76$).

Получена математическая зависимость, адекватно описывающая закономерность изменения гидравлического уклона от скорости фильтрования, крупности и пористости крупнозернистой контактной массы в условиях предельной насыщенности ее порового пространства при турбулентном режиме движения коагулированной воды.

4. Предложен, теоретически и экспериментально обоснован реагентосберегающий способ коагуляционной обработки природной воды в гидравлическом смесителе, предусматривающий рециркуляцию части коагулируемой воды, концентрированный ввод коагулянта, пропуск рециркуляционного потока через слой

крупнозернистой загрузки при турбулентном режиме движения и возврат его в начало смесителя.

Экспериментально установлены рекомендуемые параметры процесса перемешивания рециркуляционного потока воды с раствором коагулянта в слое контактной загрузки; градиент скорости перемешивания от 180 до 800 с⁻¹, время контакта воды с крупнозернистой загрузкой не менее 9,0 с, крупность загрузки от 10 до 50 мм, величина рециркуляционного расхода в пределах 7-10% от общего расхода обрабатываемой воды.

5. Использование предлагаемого способа и технологии концентрированного коагулирования воды с рекомендуемыми параметрами перемешивания рециркуляционного потока в крупнозернистой загрузке позволит снизить дозы СА в летний период на 20%, а в осенне-зимний период на 25% без ухудшения качества водоочистки по сравнению с традиционным способом коагуляционной обработки и перемешивания всего расхода природной воды в типовом смесителе. В период паводка при значительной мутности исходной воды ($M > 50$ мг/л) ее реагентная обработка с применением крупнозернистой загрузки нецелесообразна вследствие отсутствия экономии коагулянта.

6. Получена математическая зависимость, адекватно описывающая повышение эффекта осветления природной воды после ее коагуляционной обработки предлагаемым способом и последующей двухступенчатой очистки отстаиванием и фильтрованием.

7. Технология коагулирования с применением крупнозернистой контактной загрузки прошла производственные испытания на блоке II пл. «Кирпичная» ВОС г. Пензы производительностью 80 тыс. м³/сут.

Расчетный годовой экономический эффект от внедрения новой технологии составил более 1 млн. 800 тыс. руб. (в ценах 2015 года).

8. Разработаны рекомендации к расчету основных устройств и оборудования, входящих в состав технологической схемы коагуляционной обработки воды с использованием крупнозернистой контактной загрузки. Результаты работы могут быть рекомендованы к внедрению на очистных сооружениях коммунальных водопроводов с коагуляционной обработкой воды поверхностных источников.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Алексеева, Л.П. Оценка эффективности применения оксихлорида алюминия по сравнению с другими коагулянтами / Л.П. Алексеева // Водоснабжение и санитарная техника. – 2003. – № 2.
2. А.С. 182602. Способ реагентной обработки воды с применением рециркуляции / Е.Ф. Кургаев, Е.Д. Бабенков, В.Е. Гуртовенко, и др. // Бюллетень №11. – 1996.
3. Аэров, М.Э. Аппараты со стационарным зернистым слоем / М.Э. Аэров, О.М. Тодес, Д.А. Наринский. – Л.: Химия (ЛО), 1979. – 176 с.
4. Аюкаев, Р.И. Производство и применение фильтрующих материалов для очистки воды: Справочное пособие / Р.И. Аюкаев, В.З. Мельцер. – Л.: Стройиздат (ЛО), 1985. – 120 с.
5. Бабенков, Е.Д. Влияние перемешивания воды на физические параметры коагулированной взвеси / Е.Д. Бабенков // Химия и технология воды. – 1980. – № 5. – т. 2.
6. Бабенков, Е.Д. Влияние степени дисперсности примесей на физические параметры коагулированной взвеси / Е.Д. Бабенков // Химия и технология воды. – 1983. – № 1. – т. 5.
7. Бабенков, Е.Д. Очистка воды коагулянтами / Е.Д. Бабенков. – М.: Недра, 1977. – 356 с.
8. Бабенков, Е.Д. Размерно-плотностная характеристика хлопьев коагулированной взвеси / Е.Д. Бабенков // Химия и технология воды. – 1981. – № 3. – 3. – С. 212-215.
9. Бабенков, Е.Д. Режим перемешивания воды в процессах водоподготовки / Е.Д. Бабенков // Химия и технология воды. – 1984. – № 3. – т. 2.
10. Бабенков, Е.Д. Исследование работы вертикального смесителя с фонтанирующим слоем зернистого материала / Е.Д. Бабенков // Тр. ВНИИ ж.-д. транспорта, 1979. – вып. 613. – С. 31-43.

11. Батищев, Я.Ф. Гидродинамические сопротивления труб с шаровой насадкой разных размеров / Я.Ф. Батищев // Известия АН СССР. Энергетика и транспорт, 1976. – №3.

12. Бутко, А. В. Исследование пневматического перемешивания коагулированной воды с целью хлопьеобразования / А. В. Бутко, Е. Ф. Кургаев, В. А. Михайлов, В. А. Лысов // Химия и технология воды. – 1991. – № 4. – т. 13. – С. 340-344.

13. Бутко, А. В. Применение воздушного перемешивания в процессах смешения и хлопьеобразования / А. В. Бутко, В. А. Михайлов, М. Ю. Баринов // Водоснабжение и санитарная техника. – 1995. – № 7. – С. 20-22.

14. Вейцер, Ю.И. Высокомолекулярные флокулянты в процессах очистки природных и сточных вод / Ю.И. Вейцер, Д.М. Минц. – М.: Стройиздат, 1984. – 201 с.

15. Войтов, Е.Л. Очистка маломутных природных вод с высоким содержанием органических соединений для питьевого водоснабжения: автореф. дисс... д-р тех. наук: 05.23.04 / Е.Л. Войтов. – Иркутск, ИрГТУ, 2012. – 35 с.

16. Волков, В.З. Новые коагулянты в практике Московского водопровода / В.З. Волков, Е.А. Столярова, Е.А. Никольская // Водоснабжение и санитарная техника. – 2003. – №2.

17. Герасимов, Г.Н. Процессы коагуляции-флокуляции при обработке воды / Г.Н. Герасимов // Водоснабжение и санитарная техника. – 2001. – № 3.

18. Гетманцев, С.В. Использование современных коагулянтов в практике российских водоочистных предприятий / С.В. Гетманцев // Водоснабжение и санитарная техника. – 2006. – №4.

19. Гетманцев, С.В. Оценка эффективности применения различных типов коагулянтов для очистки волжской воды / С.В. Гетманцев, А.А. Рученин и др. // Водоснабжение и санитарная техника. – 2003. – № 9.

20. Гетманцев, С.В. Система выбора эффективных технологий очистки природных вод с применением алюмосодержащих коагулянтов / С.В. Гетманцев // Водоснабжение и санитарная техника. – 2011. – № 8.

21. Говорова, Ж.М. Выбор и оптимизация водоочистных технологий / Ж.М. Говорова. – Вологда – Москва: Вологодский ГТУ, 2003. – 111 с.
22. ГОСТ 8267-93. Щебень и гравий из плотных горных пород для строительных работ. Технические условия. – М.: ФГУП «СТАНДАРТИНФОРМ», 2008.
23. ГОСТ Р 52769-2007. Вода. Методы определения цветности. – М.: ФГУП «СТАНДАРТИНФОРМ», 2010.
24. ГОСТ Р 52769-2007. Вода. Методы определения щелочности и массовой концентрации карбонатов и гидрокарбонатов.– М.: ФГУП «СТАНДАРТИНФОРМ», 2009.
25. Грабовский, А.П. Математическая модель коагуляции и регенерации крупнозернистых слоев малой толщины / А.П. Грабовский // Химия и технология воды. – 1990. – №6. – т. 12.
26. Гришин, Б.М. Исследования реагентосберегающего способа коагуляционной очистки воды поверхностного источника / Б.М. Гришин, М.А. Сафронов и др. // Известия вузов. Строительство. – 2010. - №6. – С. 48-55.
27. Гришин, Б.М. Экспериментальные исследования очистки воды Сурского водохранилища с использованием алюмосодержащих коагулянтов / Б.М. Гришин, М.А. Сафронов и др. // Водоочистка. – 2010. - №7. – С. 23-29.
28. Гришин, Б.М. Закономерности изменения гидравлического сопротивления крупнозернистой контактной загрузки при фильтровании водной суспензии / Б.М. Гришин, С.Ю. Андреев, С.М. Салмин // Региональная архитектура и строительство. – 2013. – №3. – С. 121-127.
29. Гришин, Б.М. Теоретические исследования процесса коагуляции воды с использованием крупнозернистой контактной загрузки / Б.М. Гришин, А.Н. Кошев, С.М. Салмин // Водоочистка. – 2014. – №6. – С. 22-26.
30. Гришин, Б.М. Экспериментальные исследования очистки воды с применением контактной коагуляции на крупнозернистой загрузке / Б.М. Гришин, А.И. Шеин, С.М. Салмин // Водоочистка. – 2015. – №4. – С.22-26 .
31. Дерягин, Б.В. Теоретические основы и контроль процессов флотации / Б.В. Дерягин, С.С. Духин, Н.Н.Рулев. – М.: Недра, 1980.

32. Драгинский, В.Л. Повышение эффективности реагентной обработки воды на водопроводных станциях / В.Л. Драгинский, Л.П. Алексеева // Водоснабжение и санитарная техника. – 2000. – №5.

33. Драгинский, В.Л. Коагуляция в технологии очистки природных и сточных вод / В.Л. Драгинский, Л.П. Алексеева, С.В. Гетманцев. – М.: Науч. изд., 2005. – 576 с.

34. Драгинский, В.А. Повышение эффективности очистки воды на ЮВС г. Ярославля / В.Л. Драгинский, Л.П. Алексеева, А.В. Моисеев и др. // Водоснабжение и санитарная техника. – 2002. – №5.

35. Егоров, А.И. Некоторые закономерности процесса комбинированной обработки воды коагулянтом с применением азрирования / А.И. Егоров, И.С. Морозова // Труды ВНИИ ВОДГЕО. – М., 1975. – вып. 48.

36. Жужиков, В.А. Фильтрование / В.А. Жужиков. – М.: Химия, 1971. – 440 с.

37. Журба, М.Г. Водоснабжение. Том 2. Улучшение качества воды / М.Г. Журба, Ж.М. Говорова. – М.: Изд-во АСВ, 2008. – 344 с.

38. Журба, М.Г. Интенсификация процессов очистки маломутных цветных вод в осветлителях со взвешенным осадком (часть 1)/М.Г. Журба, Ж.М. Говорова, Л.В. Гандурина, О.Б. Говоров // Водоснабжение и санитарная техника.–2012.– №4.

39. Зеленин, В.Е. Применение оксихлоридов алюминия на Нерлинской водопроводной станции г. Владимира / В.Е. Зеленин, Е.А. Украинская, Е.А. Юдина, О.А. Рохманова // Водоснабжение и санитарная техника. – 2005. – №10. – ч.2.

40. Кантор, Л.И. Выбор типа коагулянта с учетом сезонных периодов / Л.И. Кантор, Р.И. Киекбаев, Е.А. Кантор, А.В. Харабрин // Водоснабжение и санитарная техника. – 2006. – №5.

41. Кирсанов, А.А. Экономическая эффективность применения коагулянта на насосно-фильтровальной станции г. Самары/ А.А.Кирсанов, Ю.А.Егорова, В.Н. Ерчев, В.А. Дударов //Водоснабжение и санитарная техника.–2011. –№9.– ч.2.

42. Киселев, П.Г. Гидравлика. Основы механики жидкости / П.Г. Киселев. – М.: Энергия, 1980. – 360 с.
43. Клячко, В.А. Очистка природных вод / В.А. Клячко, И.Э. Апельцин. – М.: Стройиздат, 1971. – 579 с.
44. Клячко, В.А. Подготовка воды для промышленного и городского водоснабжения / В.А. Клячко, И.Э. Апельцин. – М.: Стройиздат, 1962. – 819 с.
45. Колодный, Ю.И. О процессах, протекающих в агрегативно-неустойчивых суспензиях при их движении в пористой среде / Ю.И. Колодный, Б.Б. Дерягин, С.С. Духин, Г.А. Мартынов // Коллоидный журнал. – 1980. – №3. – т. XLII. – с. 473-480.
46. Константинов, Д.В. Изучение эффективности новых отечественных реагентов на водопроводной станции г. Сарапула / Д.В. Константинов, Н.Б. Полосова, А.Е. Татаре, С.В. Снигирев // Водоснабжение и санитарная техника.–2003. – №9.
47. Кульский, Л.А. Технология очистки природных вод / Кульский Л.А., Строкач П.П. – Киев: Вища школа, 1981. – 328 с.
48. Кургаев, Е.Ф. Осветлители воды / Е.Ф. Кургаев. – М.: Стройиздат, 1977. – 172 с.
49. Курганов, А.М. Справочник по гидравлическим расчетам систем водоснабжения и канализации / А.М. Курганов, Н.Ф. Федоров. – Л.: Стройиздат (Ленингр. отд.), 1973. – 408 с.
50. Лейбензон, Л.С. Движение природных жидкостей и газов в пористой среде / Л.С. Лейбензон. – М.: ОГИЗ, 1974.
51. Мельцер, В.З. Изменение геометрических и гидравлических характеристик зернистой пористой среды при ее заилении / В.З. Мельцер// Тр. АКХ им. К.Д. Памфилова: Водоснабжение. – 1970. – вып. 76. – с. 23-34.
52. Методика выполнения измерений мутности питьевых, природных и сточных вод турбодиметрическим методом, ПНД Ф 14.1:2:4.213-05. – М.: ФСЭТАН, 2005.

53. Методика выполнения измерений перманганатной окисляемости в пробах питьевых, природных и сточных вод титриметрическим методом, ПНД Ф 14.1:2:4.154-99. – М.: Госкомэкологии РФ, 2004.

54. Методика выполнения измерений массовой концентрации алюминия в пробах природных, очищенных сточных вод и питьевых вод фотометрическим методом, ПНД Ф 14.1:2:4. 166-2000. – М.: Госкомэкологии РФ, 2004.

55. Методика выполнения измерений рН в водах потенциометрическим методом, ПНД Ф 14.1:2:3:4. 121-97. – М.: Госкомэкологии РФ, 2004.

56. Минц, Д.М. Теоретические основы технологии очистки воды / Д.М. Минц. – М.: Стройиздат, 1964. – 156 с.

57. Минц, Д.М. Фильтры АКХ и расчеты промывки фильтров / Д.М. Минц, С.А. Шуберт – М.: Изд-во МКХ РСФСР, 1951.

58. Минц, Д.М. Фильтрация малоконцентрированных водных суспензий через зернистые слои/ Д.М. Минц // Научные труды АКХ им. К.Д. Памфилова, 1951. – вып. 2-3.

59. Николадзе, Г.И. Водоснабжение: Учебник для вузов / Г.И. Николадзе, М.А. Сомов. – М.: Стройиздат, 1987. – 688 с.

60. Новиков, Ю.В. Методы исследования качества воды водоемов / Ю.В. Новиков, К.О. Ласточкина, З.Н. Болдина. – М.: Медицина, 1990. –400 с.

61. Патент 2307075 РФ. Устройство для очистки воды / Е.Л. Войтов, Ю.Л. Сколубович. – Бюллетень №27. – 2007.

62. Патент 143766 РФ. Смеситель / Б.М. Гришин, С.М. Салмин. – Бюллетень №21. – 2014.

63. Покровский, В.Н. Очистка сточных вод тепловых электростанций / В.Н. Покровский, Е.П. Аракчеев. – М.: Энергия, 1980. – 256 с.

64. Пособие по проектированию сооружений для очистки и подготовки воды (к СНиП 2.04.02-84 «Водоснабжение. Наружные сети и сооружения») / НИИ КВОВ АКХ им. К.Д. Памфилова. – М.: ЦИТП Госстроя СССР, 1989. – 128 с.

65. СанПиН 2.1.4.1074-01. Питьевая вода. Гигиенические требования к качеству воды централизованных систем питьевого водоснабжения. Контроль качества. – М.: Минздрав России, 2002. – 111 с.

66. Сафин, Р.Н. Применение полиоксихлорида алюминия на водозаборах ОАО «Татнефть» / Р.Н. Сафин, С.В. Базин, С.В. Гетманцев, С.В. Снигирев // Водоснабжение и санитарная техника. – 2003. – №2.

67. Сафронов, М.А. Повышение эффективности реагентной обработки поверхностных природных вод алюмосодержащими коагулянтами: автореф. дисс... канд. тех. наук: 05.23.04 / М.А. Сафронов. – Пенза, ПГУАС, 2010. – 20 с.

68. Сколубович, Ю.Л. Повышение эффективности работы водопроводных станций / Ю.Л. Сколубович, Е.Л. Войтов, А.М. Никитин // Водоснабжение и санитарная техника. – 2011. - №2. – с. 21-25.

69. СНиП 2.04.02 -84. Водоснабжение. Наружные сети и сооружения. – М.: Минстрой РФ, 1996.

70. Справочник проектировщика. Канализация населенных пунктов и промышленных предприятий / Под ред. В.Н. Самохина.–М.: Стройиздат, 1981.–639 с.

71. Справочник по очистке природных и сточных вод / Л.Л. Пааль, Я.Я. Кару, Х.А. Мельдер, Б.Н. Репин. – М.: Высшая школа, 1994. – 336 с.

72. Справочник по свойствам, методам анализа и очистке воды / Под ред. Кульского Л.А. – Киев: Наукова думка, 1980. – 174 с.

73. Справочник проектировщика. Водоснабжение населенных мест и промышленных предприятий / Под ред. И.А. Назарова. – М.:Стройиздат, 1977.–288 с.

74. Сычев, А.В. Некоторые вопросы применения полиоксихлорида алюминия «АКВА-АУРАТ™-30» / А.В. Сычев, С.В. Гетманцев // Водоснабжение и санитарная техника. – 2004. –№9.

75. Технический справочник по обработке воды / Под ред. М.И. Алексеева, В.Г. Иванова, А.М. Курганова и др. – СПб: Новый журнал. – 2007. – т.1.

76. Фрог, Б.Н. Водоподготовка / Б.Н. Фрог, А.П. Левченко. – М.: Изд-во МГУ, 1996. – 680 с.

77. Храменков, С.В. Использование современных коагулянтов и флокулянтов в системе Московского водопровода / С.В. Храменков, А.В. Коверга, О.Е. Благова // Водоснабжение и санитарная техника. – 2001. – №3.
78. Шевелев, Ф.А. Таблицы для гидравлического расчета водопроводных труб / Ф.А. Шевелёв, А.Ф. Шевелёв. – М.: Бастет, 2008. – 352 с.
79. Camp, T.R. Velocity gradient and integral work in fluid motion – Journ. Boston Soc.Civil Eng, 1943. – 30 - № 4. - p.219-237.
80. Camp, T.R. Flocculation and flocculation basins / T.R. Camp. – Trans. Amer. Soc. Civil Eng, 1955. – 120. – p. 1-16.
81. Camp, T.R. Floc volume concentration / T.R. Camp. – Journ . Amer. Water Works Assoc., 1968. – №6. – 60. – p. 656-673.
82. Fair, G.M. Mathematical model of coagulation / G.M. Fair, R.S. Gemmel. – Journ . Colloid Sei, 1964. – №4. – 19. – p. 360-372.
83. Hudson, H.E. Physical aspects of flocculation / H.E. Hudson. – Journ . Amer. Water Works Assoc., 1965. – №7. – 57. – p. 885-892.
84. Parker, D.S. Floe breakup in turbulent flocculation process / D.S. Parker, W.J. Kaufman, D. Jenkins. - Journ . Sanit. Eng Div Proc. ASCE, 1972.– №1. – 98. – p. 79-99.
85. Tambo, N. Physical characteristics of flocs strength of floc / N. Tambo, H. Hozumi. – Water Research, 1979. – №5. – 13. – p. 421-427.

Утверждаю
 Генеральный директор
 ООО «СТЭН»
 Е.А. Титов
 14 августа 2015 г.

АКТ

о внедрении результатов научно-исследовательской работы
 г. Пенза 14 04 2015 г.

Мы нижеподписавшиеся,

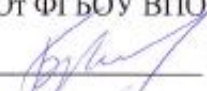


- со стороны ФГБОУ ВПО «Пензенский государственный университет архитектуры и строительства» заведующий кафедрой ВВГ д.т.н., проф. Б.М. Гришин, доцент кафедры ВВГ, к.т.н. М.А. Сафронов, аспирант кафедры ВВГ С.М. Салмин

- со стороны ООО «СТЭН» начальник производственно- технического отдела А.М. Габидуллин,

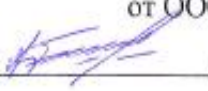
составили настоящий акт в том, что в 2015 году предложенная кафедрой ВВГ ПГУАС технология коагулирования, включающая в себя рециркуляцию части обрабатываемой воды в дырчатом смесителе и фильтрование рециркуляционного потока через контактную камеру с крупнозернистой загрузкой после концентрированного ввода коагулянта, внедрена в проект реконструкции блоков I и II площадки «Кирпичная» водопроводных очистных сооружений г. Пензы производительностью 220 тыс. м³ в сутки.

Ожидаемый ежегодный экономический эффект от внедрения новой технологии за счет экономии коагулянта – сульфата алюминия – составит 1, 883 млн. рублей в ценах 2015 г.

От ФГБОУ ВПО ПГУАС

 Б.М. Гришин
 М.А. Сафронов
 С.М. Салмин

от ООО «СТЭН»

 А.М. Габидуллин