

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ
ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
«САМАРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

На правах рукописи



Тихонов Константин Валерьевич

**РАЗРАБОТКА МЕТОДА ОБРАТНОГО ОСМОСА С УТИЛИЗАЦИЕЙ
КОНЦЕНТРАТА И ЕГО ПРИМЕНЕНИЕ В ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ
СХЕМАХ ОЧИСТКИ ХОЗЯЙСТВЕННО-БЫТОВЫХ СТОЧНЫХ ВОД**

Специальность 2.1.4 – «Водоснабжение, канализация, строительные
системы охраны водных ресурсов»

ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель:

Доктор технических наук

Первов Алексей Германович

Самара – 2024

СОДЕРЖАНИЕ

| | |
|--|----|
| ВВЕДЕНИЕ | 4 |
| ГЛАВА 1. ПУТИ РАЗВИТИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД | 12 |
| 1.1 Проблема загрязнения водных объектов сточными водами | 12 |
| 1.2 Процессы биологической очистки | 14 |
| 1.3 Технологии мембранно-биологической очистки | 23 |
| 1.4 Технологии мембранной очистки сточных вод | 25 |
| 1.5 Выводы по обзору и постановка задач | 33 |
| ГЛАВА 2. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССОВ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД С ПРИМЕНЕНИЕМ МЕМБРАН ОБРАТНОГО ОСМОСА И ВЛИЯНИЯ СОСТАВА ОЧИЩАЕМОЙ ВОДЫ НА ПОКАЗАТЕЛИ РАБОТЫ МЕМБРАННОЙ УСТАНОВКИ | 36 |
| 2.1 Цели и задачи экспериментальной программы | 36 |
| 2.2 Доочистка сточной воды, прошедшей биологическую очистку | 38 |
| 2.3 Предочистка сточных вод на ультрафильтрационных мембранах | 47 |
| 2.4 Очистка сточной воды без использования биологических методов.. | 54 |
| 2.5 Очистка иловой воды от избыточного аммония | 62 |
| 2.6 Выводы по главе 2 | 65 |
| Глава 3. ОБРАБОТКА ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ И РАЗРАБОТКА МЕТОДИКИ РАСЧЕТА МЕМБРАННЫХ УСТАНОВОК, ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ДЛЯ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД | 67 |
| 3.1 Рассматриваемые схемы | 67 |
| 3.2 Прогноз состава очищенной воды в зависимости от значения выхода фильтрата и состава исходной воды | 69 |
| 3.3 Определение требуемого значения выхода фильтрата и площади мембранной поверхности | 71 |
| 3.4 Определение параметров работы ультрафильтрационной установки предочистки перед блоком обратного осмоса | 80 |
| 3.5 Осадкообразование, скорость роста загрязнений и частота промывок для мембран обратного осмоса | 85 |
| 3.6 Выводы по главе 3 | 90 |

| | |
|---|-----|
| Глава 4. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ ПРИМЕНЕНИЯ ОБРАТНОГО ОСМОСА В РАССМАТРИВАЕМЫХ СХЕМАХ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД | 91 |
| 4.1 Оптимизация работы установок ультрафильтрации и режимов их промывки..... | 91 |
| 4.3 Оценка вариантов реконструкции станций биологической очистки. | 94 |
| 4.4 Техничко-экономическое сравнение блочно-модульных установок сверхмалой производительности на основе технологий обратного осмоса и биологической очистки | 102 |
| 4.5 Выводы по главе 4 | 109 |
| ЗАКЛЮЧЕНИЕ | 110 |
| СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ..... | 112 |
| УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ | 125 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ А | 126 |

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы исследования. Разработка новых и совершенствование существующих методов и технологий очистки сточных вод является важной научно-прикладной задачей. Значимыми направлениями для исследований является повышение надежности работы очистных сооружений, уменьшение их строительных габаритов и сокращение расходов на их эксплуатацию. В мировой практике применение мембранных методов очистки сточной воды рассматривается как наиболее перспективное направление развития технологий очистки хозяйственно-бытовых, производственных сточных вод. Классические схемы очистки сточных вод, разработанные на основе биологических методов очистки, при работе в «сложных» условиях (низкие температуры, очень высокая неравномерность расхода, низкое БПК) не способны стабильно обеспечивать требуемое качество очистки. Применение физико-химических методов, основанных на дозировании в очищаемую воду химических реагентов с последующей ее фильтрацией, также не позволяет стабильно обеспечить необходимое качество очистки и сопряжено со сложной эксплуатацией. В то же время применение метода обратного осмоса способно обеспечить требуемую надежность протекания процесса и гарантировать необходимую степень очистки воды. Широкое применение этого метода сдерживается большой величиной образующегося концентрата, требующего утилизации и захоронения. В настоящей работе представлена технология, позволяющая решить такую актуальную задачу, как радикальное уменьшение объема образующегося концентрата, что позволяет сократить эксплуатационные расходы при использовании технологии обратного осмоса в технологических процессах очистки сточных вод. Разработка наилучшей доступной технологии на основе процесса обратного осмоса, позволяющей заменить собой технологии биологической и физико-химической очистки в условиях, где эти процессы являются малоэффективными, – задача чрезвычайно актуальная.

Степень разработанности темы. Применению мембранных аппаратов и их адаптации к условиям работы со сточными водами посвящены работы зарубежных ученых: Val Frenkel, Mark Wilf, Gram Pierce (США), Anthony Fane (Австралия), Manuel del Pino (Испания), а также отечественных специалистов: Ф. Н. Карелина, Ю. И. Дытнерского, Г. Г. Каграманова, А. А. Свитцова, А. Г. Первова – и многих других отечественных и зарубежных ученых. В России научный центр ОАО «Мосводоканал» проводит исследовательские работы, связанные с внедрением мембранных технологий в проекты по очистке сточных вод.

Основная часть существующих работ связана с исследованием ультрафильтрационных мембран, используемых либо для доочистки биологически очищенного стока, либо для отделения активного ила от очищаемой воды (мембранный биореактор), тогда как применение обратного осмоса для очистки сточной воды освещено крайне мало, а методики расчета установок обратного осмоса для работы в условиях очистки бытовых сточных вод на настоящий момент не существует.

Объект исследования. Процессы очистки сточных вод различного состава по технологии обратного осмоса и образование концентрата. Мембранные обратноосмотические и нанофильтрационные модули. Процесс сокращения объемов получаемого концентрата.

Предмет исследования. Проведение опытных и теоретических исследований по определению характеристик работы мембранных установок в процессе очистки сточных вод от биогенных элементов и загрязнений, характеризующихся показателем ХПК. Прогнозирование и вычисление состава очищенной воды в зависимости от заданной величины выхода фильтрата.

Цель и задачи исследования. Целью исследования является получение и анализ данных, характеризующих работу мембранных установок при их применении для очистки хозяйственно-бытовых сточных вод, по схемам, сокращающим объем образующегося концентрата и обеспечивающим уровень

очистки до нормативов, предъявляемых к очищенным сточным водам, сбрасываемым в водный объект.

Задачами исследования являлись:

– обзор существующих технологий очистки хозяйственно-бытовых сточных вод и основных проблем, снижающих их эффективность при использовании;

– анализ мирового опыта применения обратного осмоса для очистки хозяйственно-бытовых сточных вод, изучение проблемы осадкообразования на мембранах, методов предочистки и технологий уменьшения объема образующегося концентрата;

– проведение экспериментальных исследований: определение эффективности очистки хозяйственно-бытовых сточных вод; изучение процесса сокращения расхода концентрата; определение зависимостей снижения величин производительностей и селективностей мембран разного типа при очистке хозяйственно-бытовых сточных вод;

– анализ влияния состава хозяйственно-бытовых сточных вод на процесс очистки при использовании мембранных элементов;

– разработка методики расчета требуемых технических параметров мембранной установки для достижения заданной величины выхода фильтрата;

– технико-экономическое сравнение применимости исследованной технологии с широко используемыми технологиями очистки хозяйственно-бытовых сточных вод в различных диапазонах производительностей и условий эксплуатации.

Научная новизна работы:

– разработана и научно обоснована технология очистки хозяйственно-бытовых сточных вод, использующая метод обратного осмоса и позволяющая сократить расход концентрата до величины в 1 % от расхода обрабатываемой воды;

– получены зависимости изменения селективностей обратноосмотических и нанофильтрационных мембран по аммонийному азоту от значений коэффициента снижения объема концентрата K (соотношение расхода исходной воды и концентрата) и определены эмпирические коэффициенты, позволяющие прогнозировать требуемое количество мембранных ступеней очистки и допустимые значения коэффициента снижения объема исходной воды;

– на основании математической обработки экспериментальных зависимостей получены уравнения, позволяющие определять расчетные показатели работы мембранных установок: площадь поверхности мембран и количество мембранных аппаратов на каждой ступени обработки концентрата, требуемых для достижения заданной величины расхода концентрата.

Теоретическая и практическая значимость работы:

– разработаны основные принципы очистки хозяйственно-бытовых сточных вод с применением метода обратного осмоса, состоящие в разделении на очищенную воду и концентрат, расход которого составляет около 1 % от расхода обрабатываемой воды;

– теоретически и экспериментально обоснована возможность радикального сокращения расхода концентрата, образующегося при работе установок обратного осмоса, концентрация солей в котором может достигать 80 г/л;

– разработана технология обработки концентрата установок обратного осмоса, используемых для очистки и доочистки хозяйственно-бытовых сточных вод, позволяющая получать «крепкий» концентрат с величиной общего солесодержания, достигающей 80 г/л при низких величинах рабочего давления;

– определены математические зависимости величины снижения производительности и селективности мембран от значения коэффициента

снижения объема исходной воды в процессах очистки сточной воды и обработки концентрата;

– впервые обоснованы экономические преимущества применения технологии обратного осмоса при строительстве новых и реконструкции существующих очистных сооружений канализации в сравнении с технологией мембранных биореакторов;

– выполнен технико-экономический расчет, демонстрирующий преимущества использования разработанных блочно-модульных установок над установками, работающими на основе технологий с активным илом в условиях низких температур и низких концентраций загрязняющих веществ в обрабатываемой воде.

Методология и методы исследования. В основе научной работы лежат методы теоретического, экспериментально-теоретического и эмпирического уровней. К основным направлениям относятся сбор и обобщение научно-технической информации о предмете и объекте исследования с последующим ее анализом и построением научных гипотез. С целью решения поставленных задач использовались экспериментальные работы с применением специальных физико-химических подходов с последующей обработкой полученных данных методом математического анализа и компьютерного моделирования.

Положения, выносимые на защиту:

– технология очистки хозяйственно-бытовых сточных вод методом обратного осмоса, обеспечивающая сокращение объема концентрата в 100 раз по сравнению с классическим методом, при низких значениях рабочего давления;

– методика расчета обратноосмотических установок, позволяющая рассчитать площадь мембранной поверхности, требуемую для достижения заданной величины выхода фильтрата, при заданном качестве очищенной воды;

– практические и теоретические результаты изучения аспектов работы установок обратного осмоса, сконструированных по схеме сокращения расхода концентрата, при очистке хозяйственно-бытовых сточных вод;

– рекомендации по эффективному проведению химических промывок мембран для удаления осадков органических веществ;

– результаты исследований по определению требуемых значений основных параметров работы мембранных установок на всех ступенях технологической схемы (рабочего давления, периодичности промывок, удельного расхода моющих реагентов и др.), позволяющие минимизировать эксплуатационные затраты.

Степень достоверности полученных результатов.

Экспериментальная работа велась на лабораторном оборудовании, в котором использовались серийно выпускаемые мембранные аппараты и насосы; для анализа результатов использовались современные общепринятые лабораторные методики и приборы, обладающие необходимой степенью точности. Достоверность полученных результатов подтверждается многолетней практикой проведения экспериментов по описанным методикам, длительностью и большим объемом экспериментальных исследований. Полученные результаты легко воспроизводимы и продемонстрировали высокую сходимость с основными теоретическими исследованиями в данной области.

Личный вклад автора состоит в постановке цели и задач диссертационной работы, в разработке программ и выполнении исследований, обработке и систематизации полученных данных, создании расчетной методики, позволяющей производить расчеты и строить прогнозирующие зависимости, выполнении технико-экономических расчетов и внедрении в практику проектирования разработанных схем и методов. К личному вкладу в том числе относится написание научных работ и публикаций.

Апробация результатов работы. Основные положения и результаты диссертационного исследования докладывались на следующих научно-практических конференциях: XI научно-технической конференции «Яковлевские чтения», посвященной памяти академика РАН Сергея Васильевича Яковлева (16 марта 2016 г., Москва); научно-технической конференции «Технологии в инженерно-экологическом строительстве, механизации и жилищно-коммунальном комплексе» (19–20 декабря 2017 г., Москва); XXI Международной научной конференции «Строительство – формирование среды жизнедеятельности» (25–27 апреля 2018 г., Москва); XIV Международной научно-технической конференции «Яковлевские чтения», посвященной памяти академика РАН С.В. Яковлева и 90-летию со дня создания факультета «ВиВ» (14–15 марта 2019 г., Москва); XV Международной научно-технической конференции «Яковлевские чтения», посвященной памяти академика РАН С.В. Яковлева (19 марта 2020 г., Москва).

Предложенная в работе методика расчета была представлена на конкурс научно-исследовательских работ обучающихся в области водоснабжения и водоотведения, проводимый НИУ МГСУ совместно с АО «Мосводоканал», и получила 1-е место по направлению «Очистка городских сточных вод».

Внедрение результатов работы. Результаты работы были использованы в ходе разработки концепции реконструкции канализационных очистных сооружений «Укромное» в г. Симферополе для обеспечения приема канализационных стоков от объекта «Ангар» в Международном аэропорту Симферополь. Технология очистки сточных вод на мембранах обратного осмоса положена в основу разработок типовой линейки станций для очистки низкоконцентрированных сточных вод, предназначенных для работы в условиях Крайнего Севера. Данные разработки ведутся в АО «ПИНИБ ГИТЕСТ» под руководством автора.

Публикации. По материалам диссертации опубликовано 12 научных работ, из которых 3 работы опубликованы в журналах, включенных в перечень

рецензируемых научных изданий, в которых должны быть опубликованы основные научные результаты диссертации на соискание ученой степени кандидата наук, на соискание ученой степени доктора наук, и 4 работы – в журналах, индексируемых в международных реферативных базах Scopus и WoS.

Структура и объем работы. Диссертация изложена на 125 страницах, включает 81 рисунок и 9 таблиц. Состоит из введения, 4 глав, заключения, списка литературы из 103 наименований и приложения.

ГЛАВА 1. ПУТИ РАЗВИТИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

1.1 Проблема загрязнения водных объектов сточными водами

Проблема загрязнения водных ресурсов появлялась с того времени, как люди стали строить по-настоящему крупные города. Так, первые упоминания о канализационных системах можно найти в исторических книгах, описывающих жизненный уклад людей, относящийся к периоду бронзового века. К несчастью, в Средние века это искусство было утрачено и вплоть до XIX века в «развитых» европейских странах нечистоты выливались прямо на городские улицы. Зачастую именно загрязненные сточные воды, проникавшие повсюду, являлись распространителями холеры, дизентерии, чумы и других смертельных заболеваний. Царившая вокруг антисанитария на протяжении многих веков приводила к эпидемиям и массовому вымиранию людей. К концу XIX века из-за увеличения городского населения проблема только усугубилась [1].

На примере России мы увидим, что несмотря на то, что в крупных городах (Москве и Санкт-Петербурге) к этому времени уже имелись канализационные системы, функция их сводилась лишь к транспортировке сточной воды до водного объекта. В связи с этим уже тогда уровень загрязнённости рек был довольно на высоком уровне. В XX–XXI вв. стремительный рост промышленности, широкое применение бытовой химии в домохозяйствах, а также реагентов, применяемых для борьбы с гололедом, довели проблему до критического уровня.

Ввиду сложившейся ситуации происходит резкий толчок в развитии технологий очистки сточных вод. Во всех развитых странах начинает уделяться все больше внимания вопросам санитарной защиты населения и экологии, поскольку с этого момента контроль над данной сферой становится стратегически важным для выживания человечества как вида.

С каждым годом указанный вопрос приобретает все большую остроту и актуальность еще и потому, что загрязнение водных объектов бытовыми стоками, содержащими в себе такие биогенные элементы, как азот и фосфор, ведет к эвтрофикации (от др.-греч. εὐτροφία – ‘хорошее питание’) – процессу насыщения водоёмов биогенными элементами, сопровождающемуся ростом биологической продуктивности водных бассейнов. Протекание данного процесса приводит к изменению баланса в экосистеме водного объекта, что влечет за собой гибель ценных пород рыб и заболачивание местности.

Сегодня для защиты окружающей среды и населения от негативного воздействия сточных вод на территории РФ действует «Водный кодекс Российской Федерации» [2], регламентирующий взаимодействие с водными объектами, в том числе запрещающий сбрасывать в них неочищенные сточные воды, которые должны быть очищены до норм, регламентируемых СанПиН 2.1.5.980-00 [3].

Основные классические подходы к очистке сточных вод достаточно подробно описаны в работах [4–9]. Как правило, рассматриваются пять основных технологических направлений:

- механическая очистка [5],
- биологическая очистка [6],
- физико-химическая очистка [7],
- дезинфекционная очистка [8],
- обработка осадков [9].

Наиболее технологически сложными и экологически значимыми считаются методы, направленные на удаление из воды органических загрязнений, характеризующихся показателем ХПК (или БПК), и биогенных элементов, таких как азот и фосфор.

На сегодняшний день для их удаления применяются биологические и физико-химические методы, а также их различные комбинации. Обработка сточной воды в реакторах биологической очистки считается ключевой и

обязательной в соответствии со справочником ИТС 10-2015 [10], за исключением случаев, когда ее применение невозможно в виду временного (сезонного) пребывания людей на объекте.

Научные исследования, направленные на совершенствование этих методов, являются одним из наиболее востребованных и актуальных инструментов для решения описываемой проблемы. С целью выявления наиболее перспективных направлений исследования и недостатков существующих методов автором был проведен анализ литературных источников, посвященных сложившейся ситуации, результаты которого представлены в настоящей главе.

1.2 Процессы биологической очистки

Процесс очистки сточных вод в биологических очистных сооружениях основан на биохимическом разрушении органических веществ группой организмов, развивающихся в емкостных сооружениях [4].

Основную роль в этом процессе играет биомасса, состоящая из различных групп бактерий – одноклеточных организмов с прочной внешней мембраной [7], получившая название «активный ил». Сооружение, в котором организуется основной процесс и содержится биомасса, получило название «биологический реактор». В классической схеме очистки используется аэробный процесс, в котором в качестве окислителя применяется воздух (кислород), вводимый в биореактор через систему аэрации. Органические загрязнения, содержащиеся в сточной воде, поглощаются биомассой, которая рециркулирует внутри сооружений. Со временем при наличии необходимых внешних условий активный ил накапливается, а его масса в системе становится избыточной для оптимального протекания процесса. Избыточный активный ил выводится из системы и направляется на утилизацию.

Описанная технология была теоретически обоснована в 1912–1913 гг. английским инженером Джоном Фоулером, а первые практические

эксперименты с использованием активного ила и аэрации свет увидел в 1914 году [11]. Эти исследования послужили отправной точкой в развитии целого направления в прикладной науке, которое интенсивно развивается и сегодня.

В тот же период для разделения активного ила и очищаемой воды был предложен метод гравитационного осаждения – отстаивание. Именно этот подход более ста лет оставался единственным [8]. Сооружения, в которых происходит процесс разделения, называются отстойниками. В отстойниках активный ил под воздействием гравитационных сил осаждается и направляется либо в аэротенк (биореактор), либо на утилизацию.

Теоретические основы технологии биологической очистки подробно описаны в работах известных ученых С.В. Яковлева и Ю.В. Воронова [4], М. Хенце [6], а практический опыт ее применения освещен в книгах Н.С. Жмур [12] и О.В. Харькиной [13].

Описываемая технология служит для удаления из очищаемой воды органических загрязнений, характеризующихся увеличением БПК и некоторой части азота и фосфора. БПК – «количество кислорода, потребляемое на биохимическое окисление содержащихся в сточных водах загрязняющих веществ в определенный интервал времени» [14].

Стоит отметить, что классические схемы нацелены главным образом на очистку воды от органических соединений и неэффективны при необходимости глубокого удаления азота и фосфора (эффект очистки не более 30–40%), а сегодня с учетом современных нормативов такая необходимость есть повсеместно. Для протекания процесса аэробной очистки в сточной воде «необходимо обеспечивать содержание биогенных элементов не менее 5 мг/л азота и 1 мг/л фосфора на каждые 100 мг/л БПК. При меньшем содержании биогенных элементов следует добавлять их в виде солевых растворов, либо других материалов (отходов и др.), содержащих их в большом количестве» [15].

В мировой практике, в зависимости от внешних условий и характеристик очищаемой сточной воды, применялись классические схемы трех основных типов:

- реактор с полным перемешиванием,
- реактор с поршневым потоком,
- реактор со ступенчатой подачей.

Каждый из реакторов имеет свои технологические особенности (распределение потоков очищаемой воды, интенсивность аэрации, точку возврата активного ила), позволяющие более эффективно очищать сточные воды в конкретно заданных условиях расхода и концентрации загрязнений. Обобщённая принципиальная схема классического метода показана на рисунке 1.1.

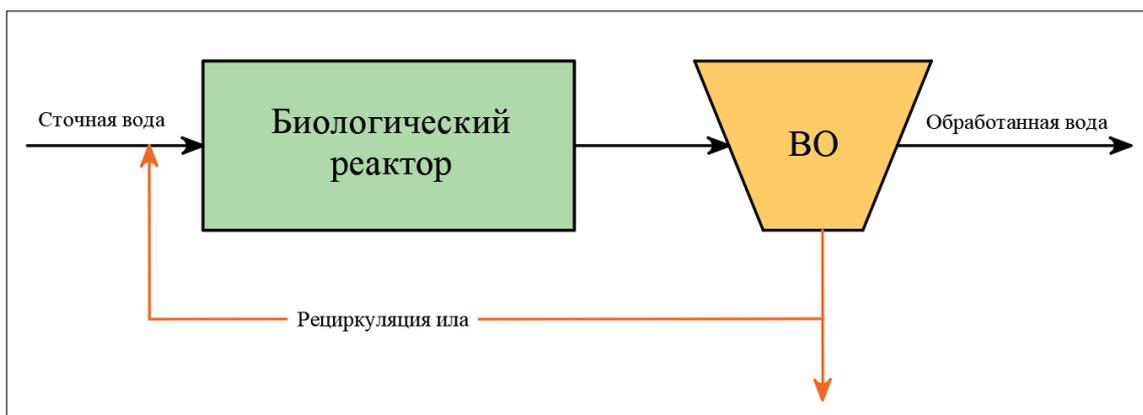


Рисунок 1.1. Принципиальная схема биологической очистки

На сегодняшний день КОС (канализационные очистные сооружения), построенные по классической технологии, продолжают эксплуатироваться повсеместно, однако нуждаются в модернизации, поскольку не могут обеспечить требуемого качества очистки, регламентированного сегодня гигиеническим нормативом 2.1.5.1315-03 [16] и приказом Минсельхоза России [17].

Для выполнения этих требований на современных очистных сооружениях необходимо обеспечивать более глубокое удаление загрязнений

по таким показателям, как взвешенные вещества, ХПК (БПК), биогенные элементы и др.

С целью достижения более высоких эффектов очистки по этим загрязнениям мировым научно-техническим сообществом разрабатывались специальные схемы, основанные на классическом процессе, позволяющие одновременно реализовывать в себе процессы аэробного и анаэробного окисления органики, нитрификацию, денитрификацию и удаления фосфора. Такие схемы при их правильном выборе и надлежащей эксплуатации способны обеспечить очистку воды до значений, близких к требуемым.

Для их успешной реализации должны быть организованы специальные условия, обеспечивающие протекание процессов в едином блоке сооружений. Для создания таких условий были разработаны многочисленные схемы, специально адаптированные к соответствующему составу обрабатываемой воды, к производительности станции очистки, а также к климатическим особенностям эксплуатации сооружений. На сегодняшний день известно более десятка таких схем: JNB-процесс, UCT-процесс, MJNB-процесс, MUCT-процесс, VIP-процесс, процесс Vardenpho, A2/O-процесс и др. [18].

Одними из первых стали схемы Ludzack – Ettinger, разработанная в 1962 году (рисунок 1.2), и последовавшая за ней Modified Ludzack – Ettinge – MLE [19] (рисунок 1.3), реализующие процессы удаления азота (нитрификации – денитрификации). В последствии появились двухиловые и трехиловые схемы, преимущество которых заключается в возможности снижения общих объёмов емкостных сооружений за счет культивирования ила, что адаптировано к конкретным условиям на каждой ступени.

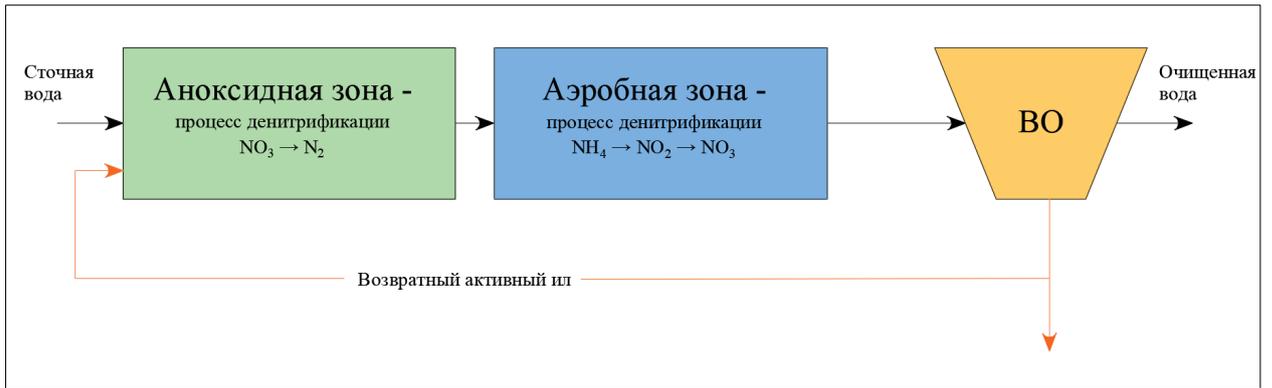


Рисунок 1.2. Принципиальная схема процесса Ludzack – Ettinger

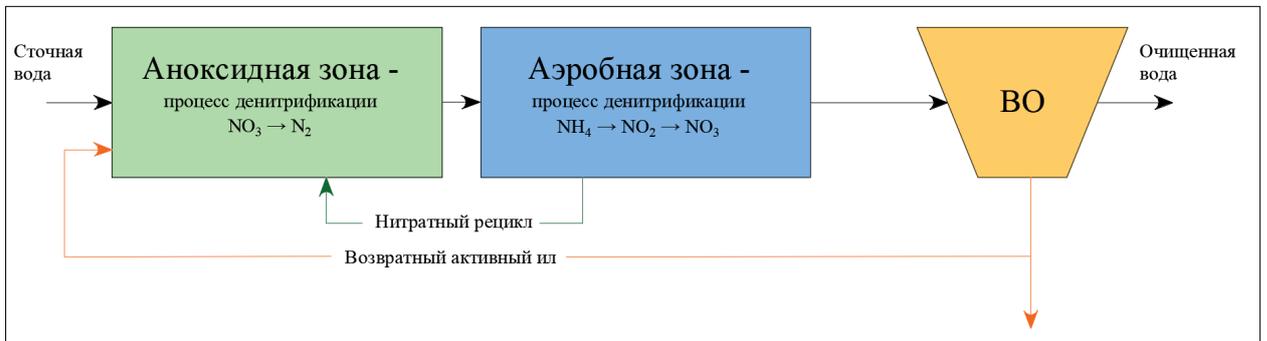


Рисунок 1.3. Принципиальная схема процесса Modified Ludzack – Ettinger

Такие технологические схемы еще более сложны в реализации, однако позволяют снизить необходимый возраст аэробного ила на 30–50% и увеличить скорость денитрификации в 1,5–2 раза. Пример двухступенчатой схемы с пост-денитрификацией показан на рисунке 1.4.

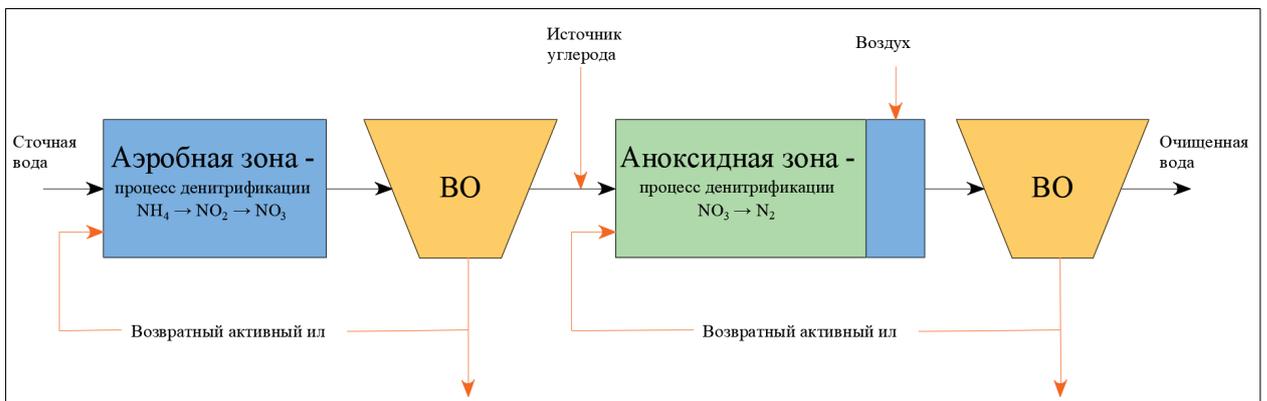


Рисунок 1.4. Схема двухступенчатого процесса с пост-денитрификацией

Отдельным направлением стали исследования, нацеленные на изучение процессов биологического удаления фосфора, первые из которых проводились еще в 40-х годах XX века [20–21].

На сегодняшний день наиболее распространение получили следующие технологии, комбинирующие процесс биологического и биохимического удаления фосфора с вышеописанными процессами удаления азота:

- схема технологии A/O® Process [22], представленная на рисунке 1.5, позволяет реализовать биологическое удаление фосфора, частичную нитрификацию и глубокую денитрификацию;

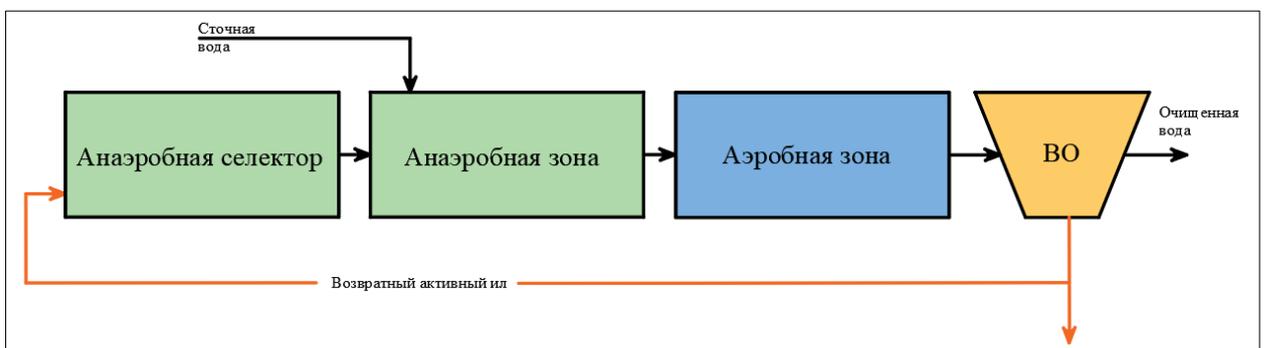


Рисунок 1.5. Принципиальная схема A/O-процесса

- схема технологии A2/O® Process [23], представленная на рисунке 1.6, дополнена аноксидной зоной для создания более оптимальных условий для глубокой нитрификации и имеет возможность реализовывать процесс без анаэробного селектора;

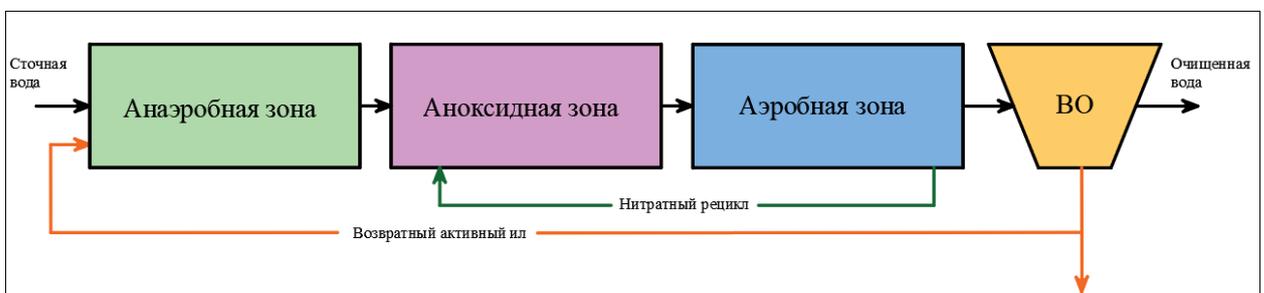


Рисунок 1.6. Принципиальная схема A2/O-процесса

- схема технологии UCT [24], представленная на рисунке 1.7, позволяющая организовать более глубокое удаление фосфора и нитрификацию-денитрификацию;

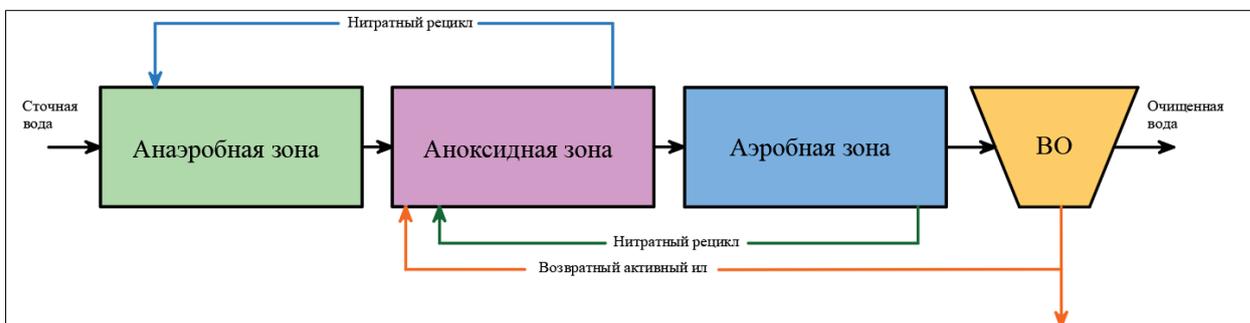


Рисунок 1.7. Принципиальная схема UCT-процесса

- схема технологии МУСТ [25], представленная на рисунке 1.8, являющаяся модификацией вышеописанной технологической схемы, имеющая дополнительную аноксидную зону.

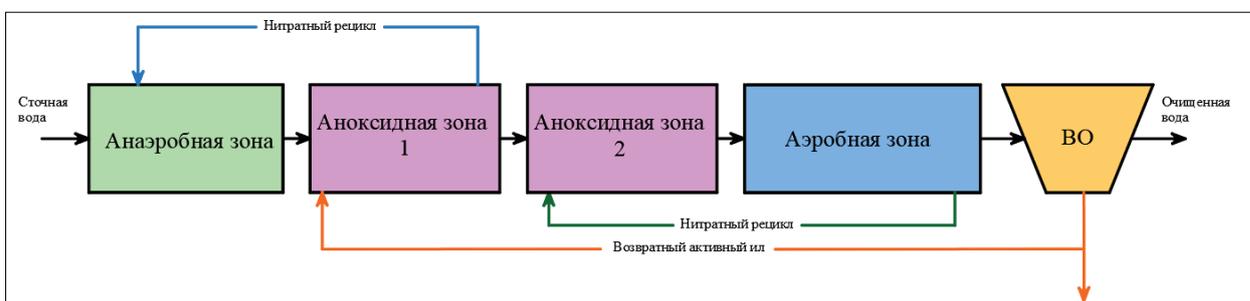


Рисунок 1.8. Принципиальная схема МУСТ-процесса

В современной практике для выполнения расчетов таких сложных технологий используются приемы математического моделирования, способные с той или иной точностью прогнозировать и описывать работу очистных сооружений [26–33]. В статье [34] приводится выражение для определения скоростей основных процессов, протекающих при биологической очистке в соответствии с моделью ASM 2, ручной расчет которых представляет собой весьма сложную задачу. Для упрощения математических исчислений на практике широкое распространение получили

такие программные продукты, как: BioWin, Simba, GPS-X, STOAT, позволяющие моделировать процесс достаточно точно.

Для упрощения расчетов в инженерной практике применяются такие методики, как ATV-DVWK-A 131E (Германия), стандарт H576-2010 (Китай) и многие другие [35].

При проектировании очистных сооружений канализации необходимо учитывать, что применение вторичных отстойников практически никогда не способно гарантировать достижение нормативных показателей очистки по взвешенным веществам. Для обеспечения этого норматива применяются сооружения доочистки (третичной очистки). В современной практике для этих целей используются самопромывные песчаные фильтры [36] или барабанные (дисковые) фильтры, оборудованные системой автоматической промывки, опыт внедрения которых описан в статье [37].

Таким образом, современная технология биологической очистки включает в себя целый комплекс сооружений, в том числе сооружения доочистки, которые также стоит учитывать при оценке эксплуатационных и капитальных затрат.

К преимуществам описанных технологий стоит отнести невысокие затраты, приведенные по основному технологическому процессу, широкий спектр применения, наличие весьма глубоких познаний в теоретических и практических аспектах технологических процессов у специалистов в данной области.

После рассмотрения недостатков технологий необходимо выделить следующие:

- высокие эксплуатационные затраты на утилизацию и захоронение осадка, составляющие 50% от всех эксплуатационных затрат на очистку сточной воды. Диаграмма распределения затрат представлена на рисунке 1.9 [38];



Рисунок 1.9. Усреднённая структура эксплуатационных расходов на очистку коммунально-бытовых сточных вод

- сложность проектирования и эксплуатации, что становится особенно актуальным для станций малой производительности, поскольку осуществление постоянного контроля основных технологических показателей на таких сооружениях весьма затруднительно, а содержание высококвалифицированного персонала становится серьёзной статьёй эксплуатационных затрат;
- низкая эффективность в условиях пониженных температур очищаемой воды (при температуре ниже 12 С° протекание процессов нитроденитрификации практически останавливается) и в условиях неравномерного или непостоянного стока;
- большие объёмы сооружений, влекущие за собой выделение большой строительной площади и проведение объёмных строительномонтажных работ;
- недостаточная эффективность и ненадежность работы гравитационных отстойников, требующих применения сооружений доочистки;
- длительный срок ввода в эксплуатацию (от 20 до 90 суток).

1.3 Технологии мембранно-биологической очистки

Одним из наиболее уязвимых процессов биологической очистки является процесс разделения активного ила и очищаемой воды, осуществляемый во вторичных отстойниках. На практике часто возникает необходимость увеличить производительность и надежность данного сооружения при невозможности увеличения его объемов. Для решения этой задачи были разработаны скребковые механизмы [40], специальные конструкции переливных каналов [39], модули тонкослойного отстаивания [41]. Известны также и теоретические работы по математическому моделированию процесса отстаивания [42–43].

На сегодняшний день одним из наиболее перспективных и радикальных методов отделения биомассы и воды является мембранный биореактор (МБР), объединяющий в себе аэротенк и вторичный отстойник [44]. Основная идея технологии заключается в отказе от гравитационного разделения, которое заменено на фильтрование через ультрафильтрационные и/или микрофильтрационные мембраны.

Применение мембранной технологии позволяет создать абсолютный барьер для активного ила, который обеспечивает возможность поддержания очень высоких концентраций ила в биореакторе (8 мг/л и более). Так как в описываемой технологии ход процесса не зависит от способности активного ила к осаждению, время пребывания активного ила в системе может быть достаточно большим (до 40 суток и даже выше), тогда как в аэротенке оно составляет около 15 суток [45]. Известно, что более высокий возраст ила позволяет добиться большей интенсивности процессов нитроденитрификации, а возможность поддерживать высокую дозу ила обеспечивает возможность значительно сократить объем биореактора.

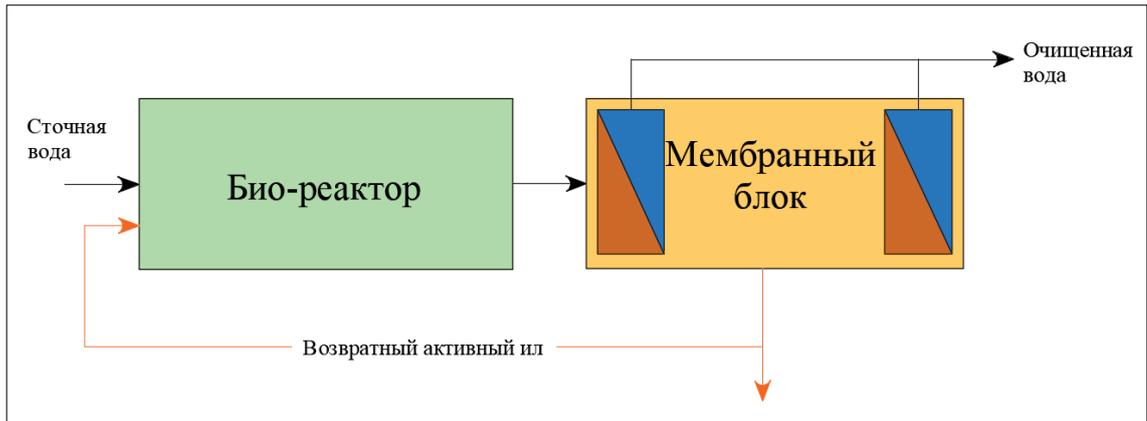


Рисунок 1.10. Принципиальная схема мембранного биореактора

В качестве мембранного блока применяются модули трех основных конструкций: полволоконные, плоские и трубчатые. На рисунке 1.11 представлены элементы и общий вид погружного полволоконного мембранного модуля, являющегося самым распространенным типом.



Рисунок 1.11. Принципиальная схема МБР

Технология демонстрирует очень высокие показатели степени очистки по взвешенным веществам – от 1 до 3 мг/л [46], что позволяет отказаться от доочистки сточной воды, прошедшей биологическую очистку на фильтрах (третичной очистки) [47–48]. Кроме того, степень очистки, обеспечиваемая при помощи МБР, достаточна для дальнейшей обработки воды на мембранах

обратного осмоса, что позволит повторно использовать очищенную воду в технических целях [49].

К основным преимуществам технологии относятся: уменьшение строительных габаритов сооружения (возможность не увеличивать объёмы существующей станции при необходимости увеличить ее производительность до двукратной), стабильное качество очищенной воды по взвешенным веществам (по сравнению со схемами с вторичными отстойниками).

К недостаткам относятся более высокие капитальные и эксплуатационные затраты (в том числе на амортизацию мембранных блоков) в сравнении со схемами глубокой биологической очистки.

Таким образом, технология МБР позволяет устранить некоторые описанные недостатки биологической очистки за счет увеличения удельных затрат, однако, сохраняя в себе технологию активного ила, наследует все ограничения, присущие схемам, описанным в разделе 1.2.

Несмотря на это, технология находит широкое применение по всему миру и является востребованной в случаях, когда требуется сократить площадь застройки.

1.4 Технологии мембранной очистки сточных вод

История развития технологий мембранной очистки сточных вод (здесь имеются в виду именно обратноосмотические мембраны) началась в 1970-х годах в американском штате Калифорния в водном округе Ориндж (OCWD), где были построены первые крупные очистные сооружения на базе установок обратного осмоса, получившие название Water Factory 21. Сооружения обеспечивали доочистку 20 тыс. м³/сут сточной воды, которая закачивалась в водоносные горизонты, и удовлетворяли 50% потребности в чистой воде округа Ориндж. Опыт эксплуатации этих сооружений позволил усовершенствовать процесс доочистки сточных вод, в результате чего к концу 1990-х годов мембранные технологии получили широкое распространение в США и Сингапуре, где были построены многочисленные очистные

сооружения средней производительностью 20 тыс. м³/сут. Принципиальная схема технологии представлена на рисунке 1.10.

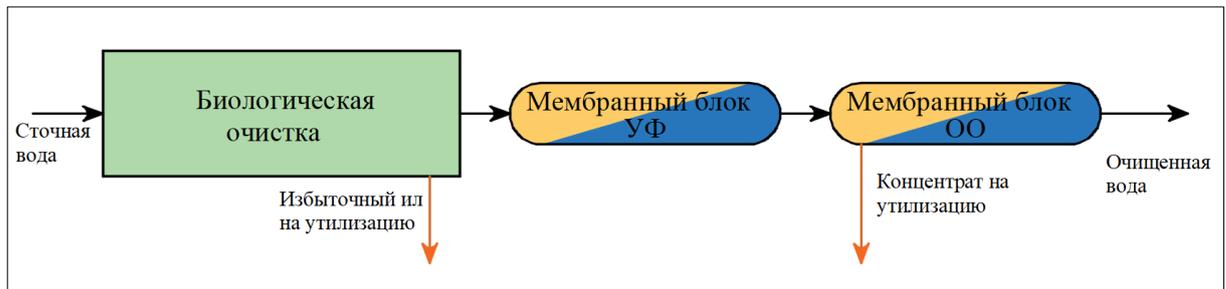


Рисунок 1.12. Принципиальная схема процесса WRO

В начале 2000-х годов были построены очистные сооружения большей производительности: Sulaibiya (320 тыс. м³/сут), Ulu Pandan (148 тыс. м³/сут) и другие; реконструированы сооружения Water Factory 21, которые получили название GWRS; их производительность достигла 379 тыс. м³/сут [45, 50]. На рисунке 1.11 представлена фотография мембранных модулей станции Bedok (32 тыс. м³/сут) в Сингапуре [51].



Рисунок 1.13. Блок обратноосмотических мембран

Технология, реализованная на таких сооружениях, позволяет использовать очищенную воду повторно. К примеру, очистные сооружения

WBWRP (округ Лос-Анджелес), работающие с 1996 года, производят очищенную воду 5 различных типов:

- вода, прошедшая доочистку (третичную очистку), используется для орошения и некоторых видов промышленности;
- нитрифицированная вода, используемая для градирен;
- умягченная вода после обратного осмоса используется для пополнения запасов подземных источников воды;
- чистая вода после обратного осмоса используется для котлов низкого давления;
- сверхчистая вода после обратного осмоса используется для котлов высокого давления.

Такой подход обеспечивает большой экономический эффект, а поскольку в округе Лос-Анджелеса расположено много промышленных потребителей, то правильная организация системы технического водоснабжения позволяет получать постоянную прибыль.

В настоящее время исследования, направленные на совершенствование мембранных технологий, весьма актуальны и ведутся по всему миру [52–55].

В отечественной же практике применение мембранных технологий не имело такого широкого распространения, однако в последние десятилетия представители российской науки, бизнеса и управления проявили всевозрастающую заинтересованность в их развитии.

«Мембранные технологии рассматриваются как одно из наиболее перспективных направлений развития биологической очистки городских сточных вод» [56], – именно такой вывод был представлен в 2019 году на сайте ведущего водоканала России.

В 2011 году были введены в эксплуатацию КОС «Красная поляна» производительностью 15 тыс. м³/сут, доочистка на которых осуществляется на микрофильтрационных мембранах. На рисунке 1.14 представлена фотография этого блока доочистки.



Рисунок 1.14. Блок ультрафильтрационных мембран

В 2017 году АО «Мосводоканал» ввел в эксплуатацию блок доочистки на основе микрофильтрационных мембран производительностью 2000 м³/сут в поселке Щапово. Мембранная фильтрация обеспечила глубокую доочистку от мелкодисперсных взвешенных и коллоидных веществ, а также бактерий, обеспечив тем самым стабильное качество очищенных сточных вод по этим показателям, соответствующее нормативам на сброс в водоем [57].

В статьях д.т.н. Перова А.Г. неоднократно описано применение мембран для очистки и доочистки поверхностных сточных вод [58] и сточных вод промышленных автономных объектов [59].

К очевидным преимуществам технологии относятся:

- высокое качество воды, получаемое в результате очистки, полностью соответствует требованиям современных нормативов, а также дает возможность использовать такую воду повторно;
- высокая степень надежности технологии, обеспечивающая стабильное качество очищенной воды;
- срок ввода в эксплуатацию составляет не более 1–3 дней;

- низкая зависимость от температуры воды.

К препятствиям, стоящим на пути к широкому внедрению мембранных технологий в России, можно отнести высокие приведенные затраты и отсутствие глубоких теоретических и практических знаний в вопросах мембранной очистки у широкого круга специалистов.

К недостаткам самой технологии обратного осмоса всегда относят:

- высокие требования к воде (по взвешенным веществам), подаваемой на мембрану, влекущие за собой необходимость организации дорогостоящей предочистки;
- значительный объем концентрата (25–40% от расхода очищаемой воды), подлежащего утилизации;
- высокие капитальные затраты при строительстве и модернизации очистных сооружений, включающих блок обратного осмоса;
- малая исследованность вопроса в области очистки сточных вод.

С появлением технологии МБР и общим совершенствованием технологии производства мембран (что влечет за собой снижение их удельной стоимости, увеличение удельной производительности и снижение эксплуатационных затрат) интерес к исследованиям в этой области возрос многократно. Существовавшие ранее недостатки были устранены или сведены к возможному минимуму. Сотрудниками кафедры водоснабжения и водоотведения НИУ МГСУ Первовым А.Г., Андриановым А.П., Матвеевым Н.А., Спицовым Д.В. [60–63] был проведен широкий спектр исследований, направленных на устранение описанных недостатков.

Поскольку именно конструкция мембранного аппарата оказывает прямое влияние на интенсивность зарастания мембраны, применение «рулонных» аппаратов стандартных конструкций на сточной воде сильно ограничено в связи с высоким содержанием в ней взвешенных веществ. Однако применение специальных конструкций мембран с «открытым каналом», исследования которых были проведены Первовым А.Г. с

соавторами [64], снимают данное ограничение. Конструкция мембраны такого аппарата приведена на рисунке 1.15.

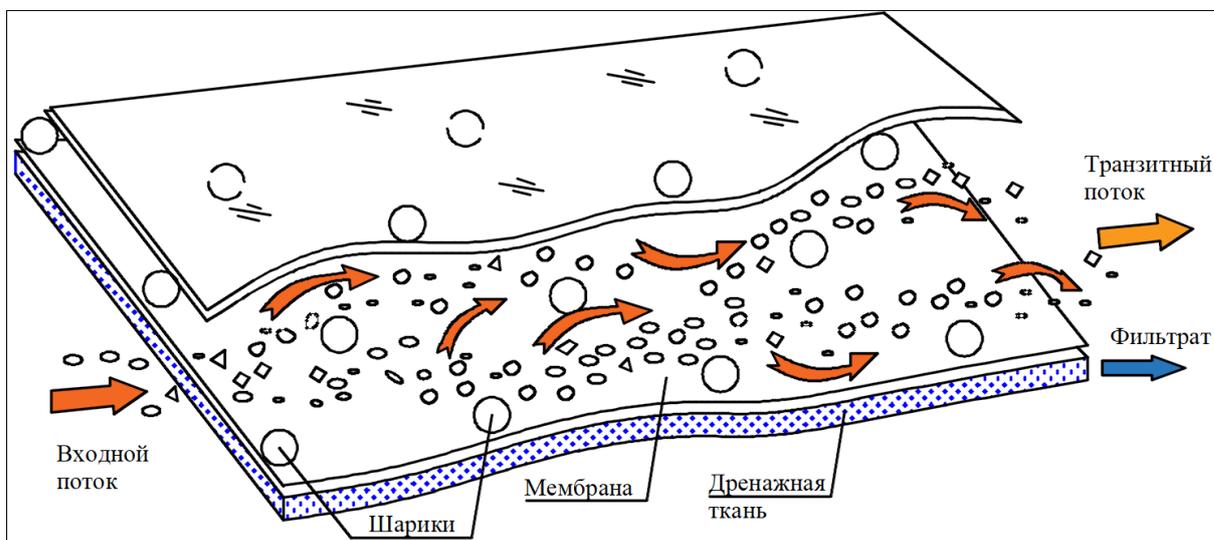


Рисунок 1.15. Схема мембраны для аппарата с «открытым» каналом

Применение аппаратов такой конструкции позволяет снижать потери напора на 55–60% в сравнении со стандартной конструкцией аппарата и делает возможным его применение на сточной воде без предочистки от взвешенных веществ.

Решения, описанные в работе [65], позволяют сделать вывод об эффективности применения специальных мембранных установок для очистки ливневых сточных вод и вод, загрязненных масло- и нефтепродуктами. Решения, приведенные в данной работе, весьма оригинальны и позволяют сделать предположения о возможности применения подобных схем для очистки как промышленных, так и хозяйственно бытовых сточных вод. Внешний вид и технологическая схема такой установки представлены на рисунке 1.16.



Рисунок 1.16. Установка мембранной очистки ливневых сточных вод

В работе [66] описана схема обратноосмотической установки, реализующая в себе похожую схему. Использование 2-й ступени очистки, работающей на основе нанофильтрационных мембран, позволяет исследователям добиться уменьшения расхода концентрата до 1% от общего объема очищаемой воды. Общий вид схемы утилизации представлен на рисунке 1.17 [67].

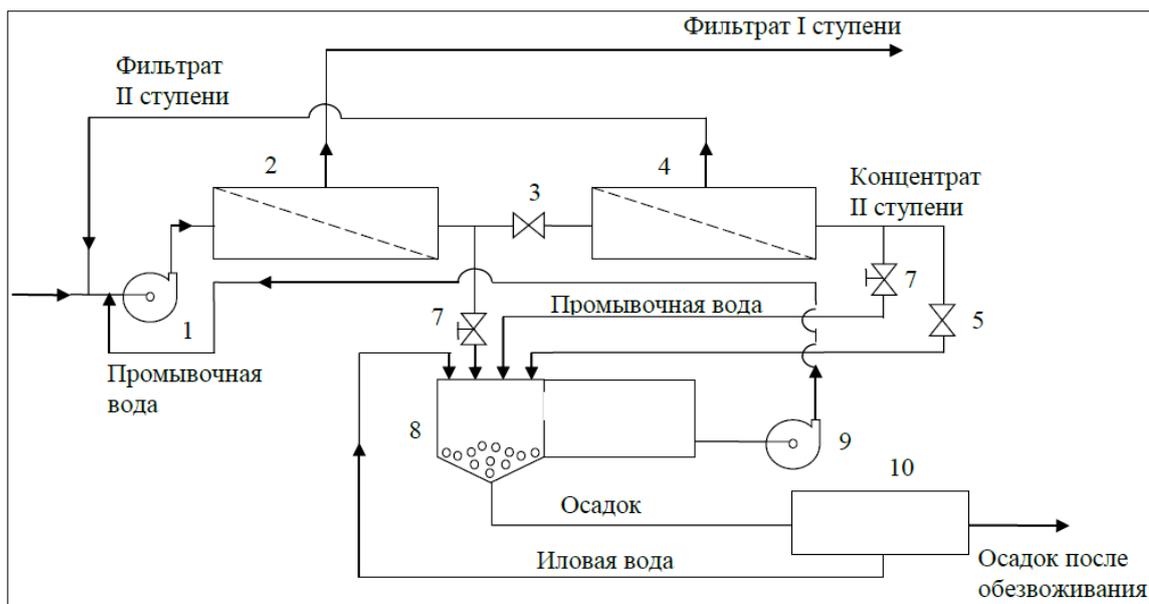


Рисунок 2.17. Технологическая схема сокращения расхода концентрата для ливневых сточных вод

Биообрастание на мембранах с «открытым каналом» практически не будет снижать их производительность, что подтверждено экспериментами, описанными в работе [68] А.Г. Первова.

Принимая за основу описанный принцип и учитывая возможность применения мембранных аппаратов с «открытым каналом», специалистами была разработана схема, представленная на рисунке 1.18, позволяющая значительно сократить расход концентрата, используя при этом низконапорные мембраны с величиной рабочего давления до 1,5 МПа. Метод состоит в применении «ступенчатого каскада» нанофильтрационных мембран, при котором пермеат каждой ступени направляется на вход в аппараты предыдущей ступени.

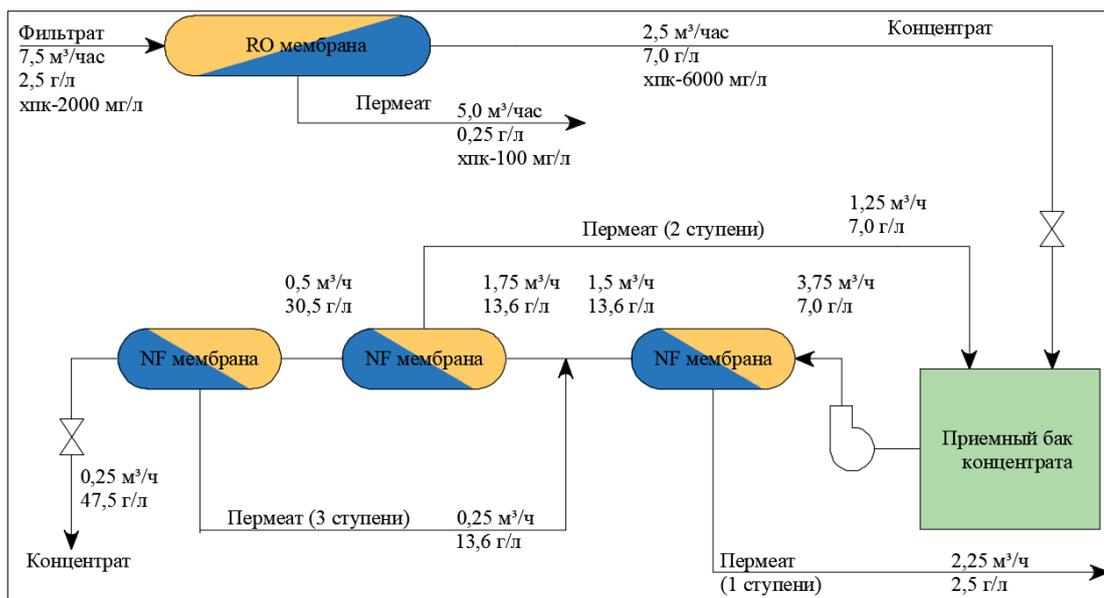


Рисунок 3.18. Принципы сокращения расхода концентрата установок обратного осмоса путем применения мембран с низкой селективностью

1.5 Выводы по обзору и постановка задач

Подробное рассмотрение современных технологий очистки сточных вод показывает необходимость дальнейшего совершенствования применяемых методов очистки и поиска наиболее эффективных их комбинаций, разработки специальных методов для ряда особых условий формирования и транспортировки очищаемой воды.

Изучение мирового опыта применения мембранных технологий показало высокий интерес научно-технического сообщества к этому вопросу.

Такой подход к очистке сточных вод уже получил признание в США, Сингапуре, Австралии и ряде других стран. Интересными представляются работы [69–73], описывающие отдельные аспекты процесса очистки сточной воды с применением мембранных аппаратов. Однако эти исследования носят локальный и бессистемный характер. Кроме того, влияние больших концентраций органических веществ в очищаемой воде на производительность мембран также мало исследовано, а имеющиеся сведения во многом противоречивы [74–80]. Очевидно, что в такой ситуации

необходимо выполнить дополнительные эксперименты с целью определения основных расчетных показателей для проектирования мембранных установок, работающих в различных условиях.

В настоящее время прослеживается три ярко выраженных направления развития технологий, позволяющих стабильно обеспечивать качество очистки.

Первое направление представляют технологии модернизации блока биологической очистки, направленные на создание специальных кислородных режимов в отдельных секциях блока, а также режимов рециркуляции иловой смеси, позволяющих добиться более глубокого удаления биогенных элементов и загрязнений, представленных величиной ХПК.

Второе направление, позволяющее частично решить описанные недостатки глубокой биологической очистки, совмещает в себе процесс мембранного фильтрования на ультрафильтрационных мембранах и процесс биологической очистки при помощи активного ила. Основное технологическое сооружение, являющееся сердцем данной технологии, получило название мембранный биологический реактор.

Третье направление, попытка развития которого предпринята в настоящей работе, представляет технологии на основе мембран обратного осмоса, использование которых возможно как в качестве дополнительной ступени, обеспечивающей доочистку сточной воды, прошедшей биологическую очистку (при различной ее глубине), так и в качестве основной ступени очистки, исключающей применение активного ила.

Учитывая все описанное, было сделано предположение о возможности и рентабельности применения технологии обратного осмоса в условиях России по нескольким направлениям:

- доочистка сточной воды, прошедшей биологическую очистку;
- очистка сточной воды без использования биологических методов (для условий пониженных температур и непостоянных расходов);

- обработка иловой воды, позволяющей снизить нагрузку на блоки биологической очистки (блоки удаления биогенных элементов);
- утилизация (уменьшение расхода) концентрата, получаемого в процессе работы обратноосмотических установок.

В рамках развития этих направлений в настоящей работе предполагается решить следующие исследовательские задачи:

- разработка технологии доочистки бытовой сточной воды, прошедшей биологическую очистку на обратноосмотических мембранах с уменьшенным расходом концентрата как альтернативы классической модернизации очистных сооружений;
- разработка технологии очистки бытовой сточной воды на основе обратноосмотических мембран в качестве альтернативы биологической очистки для блочно-модульных станций сверхмалой производительности, работающих в условиях пониженных температур очищаемой воды;
- оптимизация технологии ультрафильтрационной предочистки, позволяющей снизить эксплуатационные затраты;
- определение основных технологических параметров работы мембранных аппаратов для реализации стабильного и эффективного процесса очистки сточных вод до заданных параметров.
- разработка методики расчета мембранных блоков, позволяющей определить такие технологические параметры, как требуемая площадь мембранной поверхности, селективность и рабочее давление, а также позволяющей спрогнозировать качество получаемого фильтрата и концентрата.
- определить границы применимости каждой из разработанных технологий и провести их технико-экономическое обоснование.

ГЛАВА 2. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССОВ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД С ПРИМЕНЕНИЕМ МЕМБРАН ОБРАТНОГО ОСМОСА И ВЛИЯНИЯ СОСТАВА ОЧИЩАЕМОЙ ВОДЫ НА ПОКАЗАТЕЛИ РАБОТЫ МЕМБРАННОЙ УСТАНОВКИ

2.1 Цели и задачи экспериментальной программы

В результате анализа литературы и сформированных на ее основе исследовательских задач были разработаны принципиальные схемы, предполагающие применение метода обратного осмоса в технологии очистки сточных вод. На рисунке 2.1 представлена схема модернизации «классических» очистных сооружений, использующая ультрафильтрационные и обратноосмотические мембраны в качестве блока доочистки. Такая схема позволяет обеспечивать требуемую глубину удаления как биогенных элементов, так и целого ряда других загрязнений без модернизации биологического блока и увеличения площади застройки.

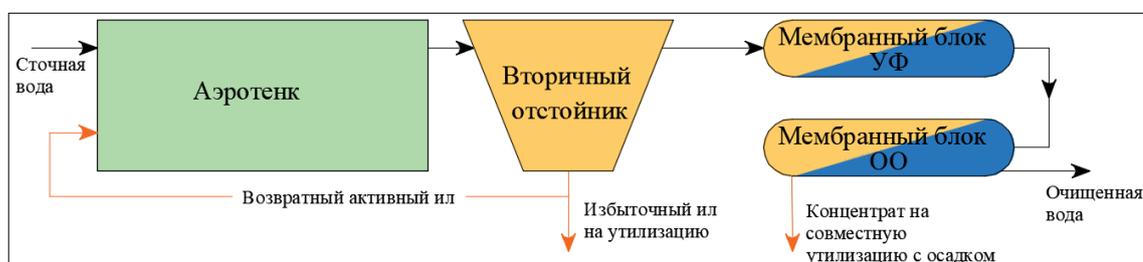


Рисунок 2.1. Принципиальная схема применения обратного осмоса для доочистки сточных вод

Схема, представленная на рисунке 2.2, предполагает использование обратного осмоса в качестве основной стадии очистки сточных вод для сооружений сверхмалой производительности (50–500 м³/сут). Применение такой технологии позволит отказаться от метода биологической очистки, что выглядит весьма привлекательным в условиях низких температур очищаемой воды, в особенности для низкоконцентрированных сточных вод Крайнего Севера.

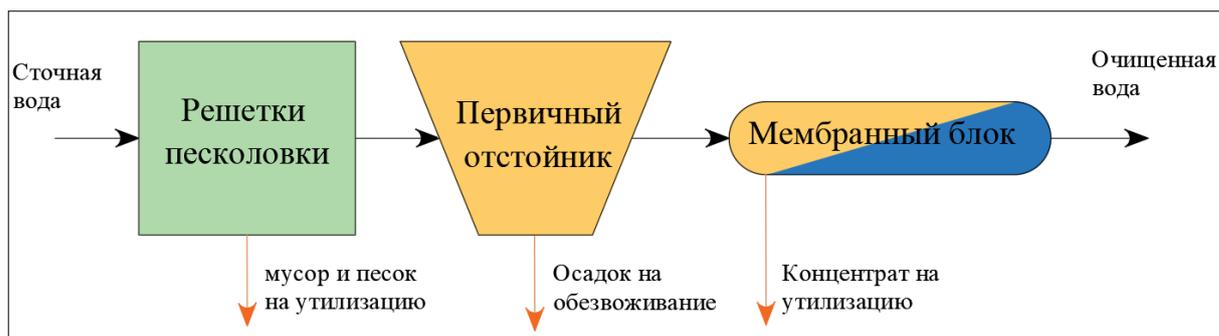


Рисунок 2.2. Принципиальная схема применения обратного осмоса для «прямой» очистки сточных вод

На крупных и сверхкрупных очистных сооружениях мембранный блок предполагается использовать для очистки иловой воды. Такая схема, позволяющая значительно снизить нагрузку на аэротенк по биогенным элементам, показана на рисунке 2.3.

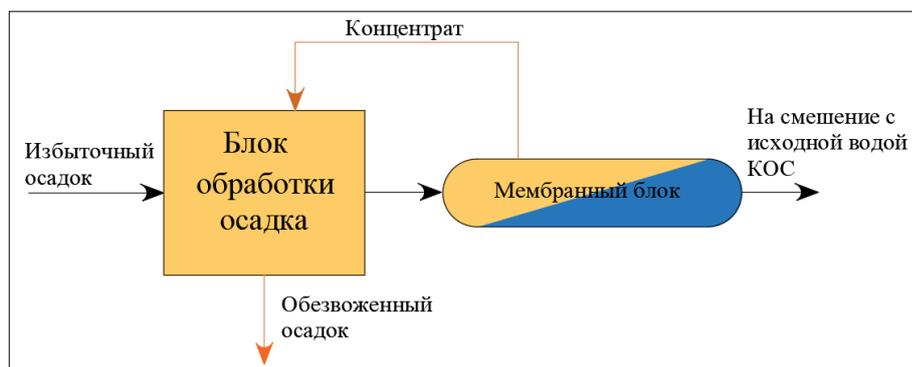


Рисунок 2.3. Принципиальная схема применения обратного осмоса для очистки иловой воды

Расход концентрата, получаемого в процессе работы таких блоков, предполагается уменьшать, используя схему, показанную на рисунке 2.4.

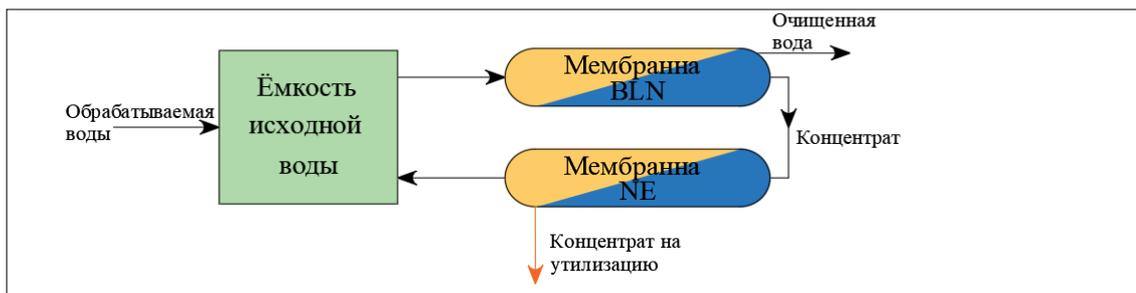


Рисунок 2.4. Принципиальная схема утилизации концентрата обратного осмоса при очистке (доочистке) сточных вод

Ниже представлены описание и результаты экспериментов, проведенных с применением различных типов мембран для исследования процесса очистки сточных вод по предложенным схемам. Целью их проведения являлось получение зависимостей, позволяющих определить требуемый тип мембран, их селективность и количество, величину выхода фильтрата, определить площадь мембран, а также подобрать оптимальные значения используемых давлений при проектировании мембранных установок для каждой из рассматриваемых схем.

2.2 Доочистка сточной воды, прошедшей биологическую очистку

Первой целью эксперимента было определение параметров разрабатываемого мембранного блока (по схеме, приведенной на рисунке 2.1), способного обеспечить очистку сточной воды от наиболее проблемных загрязнений (азота и ХПК) и довести ее до соответствия требованиям, предъявляемым к очищенной воде, сбрасываемой в водные объекты.

Второй целью эксперимента было обоснование возможности радикального уменьшения объема концентрата до величины, не превышающей 1% от расхода обрабатываемой воды, по схеме, представленной на рисунке 2.4.

Задачами исследований были: определение требуемой величины выхода фильтрата на ОО-мембранах первой и второй ступеней и их селективности в зависимости от концентрации загрязнений в исходной воде; определение концентраций загрязняющих веществ в фильтратах и концентратах, полученных на каждом этапе; определение необходимой площади мембран для достижения величины выхода фильтрата не менее 99%.

Для проведения эксперимента была использована хозяйственно-бытовая сточная вода, очищенная биологическим методом и прошедшая вторичное

отстаивание. Вода была отобрана на очистных сооружениях г. Наро-Фоминска (Московская область) в объеме 70 литров. Методика проведения подобных экспериментов подробно описана в статьях [72, 73, 81, 82] и заключалась в измерении производительности мембран (объема профильтрованной воды) при разной концентрации загрязняющих веществ в исходной воде и измерении контролируемых показателей в фильтрате и концентрате при разных значениях кратности объемного концентрирования исходной воды.

В аппарате обратного осмоса использовались низконапорные обратноосмотические мембраны BLN-типа, производимые компанией CSM (рулонный элемент RE-2012-100). Для обработки концентрата использовались нанофильтрационные мембраны NE-типа (рулонный элемент NE-1812-70). Давление, создаваемое насосом, составляло 6 бар.

Технологическая схема и внешний вид экспериментальной установки показаны на рисунке 2.5.

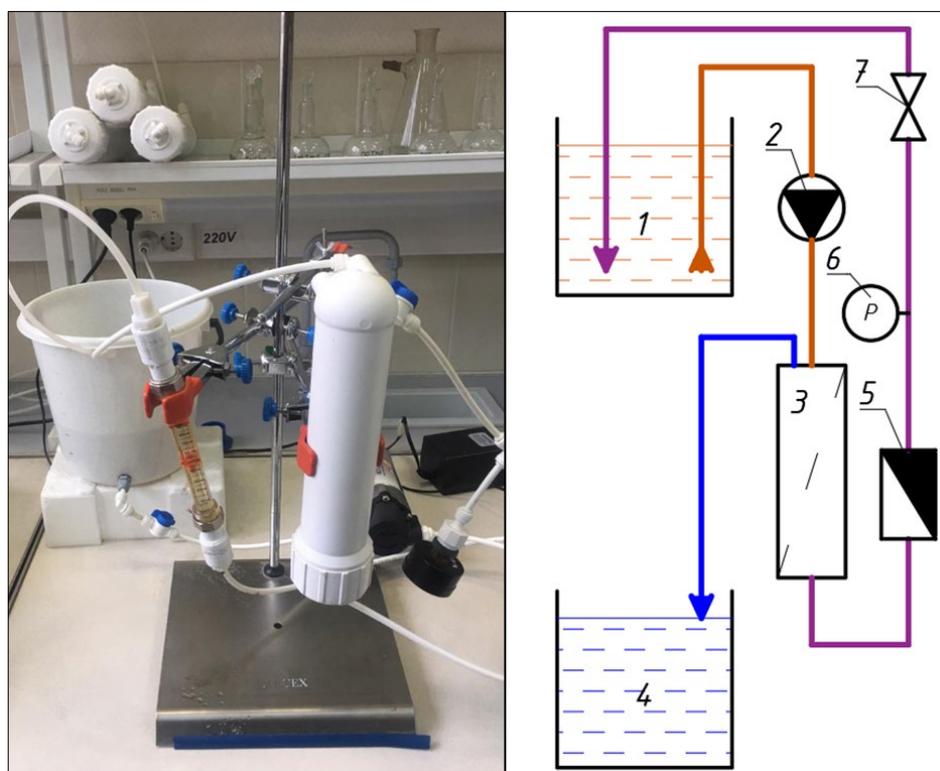


Рисунок 2.5. Принципиальная схема и фотография экспериментальной установки обратного осмоса

Анализы показателей качества воды проводились в соответствии с ГОСТ 31859-2012 (ХПК), ГОСТ 33045-2014 и ПНД Ф 14.1:2:4.277-2013 (аммонийный азот), ГОСТ 31940-2012 (сульфаты) и др. В условиях лаборатории МГСУ измерения проводились на следующем лабораторном оборудовании: кондуктометр S30 (Mettler Toledo), термостат-реактор CR 4200 (WTW), pH-метр HANNA HI 2215, UDK 149 (VELP), DK8 (VELP), SMS (VELP). В полевых условиях применялась портативная лаборатория HACH CEL и портативный TDS-метр для измерения общего солесодержания.

Сточная вода перекачивалась из бака исходной воды (1) на мембранный аппарат (3) с помощью бустерного насоса (2). В мембранном аппарате, в котором использовалась обратноосмотическая мембрана BLN-типа, поток поступающей воды разделялся на два – очищенную воду и концентрат. Очищенная вода поступает в бак очищенной воды (4), тогда как концентрат возвращается в бак (1). Расход воды контролировался при помощи расходомера (5), а давление – манометром (6). Для регулировки расхода (соотношение Q_f/Q_i) использовался регулирующий вентиль (7).

Во время работы испытательной установки объем концентрата в баке 1 постоянно уменьшался, а объем очищенной воды в баке 4 постоянно рос. Отношение объема в баке 1 в начале эксперимента к объему в баке 1 в определенный момент времени определяется как кратность объемного концентрирования K . В практике опреснения воды значение K не превышает 4–6 [73], поскольку концентрация растворенных солей в концентрате растет и может происходить кристаллизация растворенных солей, а также коагуляция органических примесей и обрастание мембраны. Поэтому на первом этапе производилось концентрирование воды в исходном баке лишь до значения $K = 10$.

На первом этапе общее количество исходной воды составляло 70 литров, при этом количество концентрата составило 7 литров, а количество фильтрата – 63 литра.

Мембранная поверхность в модулях составляла 0,5 квадратных метров, а селективность по иону аммония – 95–90%.

В ходе эксперимента подтвердилось, что концентрация ионов аммония в фильтрате обратноосмотических мембран BLN (использованных на первом этапе) превышает допустимые для сброса значения. Это объясняется тем, что низконапорные обратноосмотические мембраны имеют невысокую селективность по одновалентным ионам (от 85 до 90%). Поэтому для более эффективного удаления ионов аммония следует применять двухступенчатую обработку фильтрата.

На втором этапе эксперимента фильтрат, полученный в первой стадии, вторично обрабатывался на мембране BLN в соответствии с требованием по содержанию аммонийного азота в очищенной воде (0,5 мг/л). В конце второй стадии эксперимента объем исходной воды в баке (1) составил 6,3 литра, что соответствует значению $K = 10$. В технологической схеме этот объем возвращается в голову мембранного блока и смешивается с потоком исходной воды, так как его качество сопоставимо с качеством сточной воды после вторичного отстойника.

На рисунке 2.6. показаны зависимости концентраций ионов аммония и сульфат-ионов в фильтрате установок первой и второй ступеней в зависимости от K при фильтрации через мембраны типа BLN.

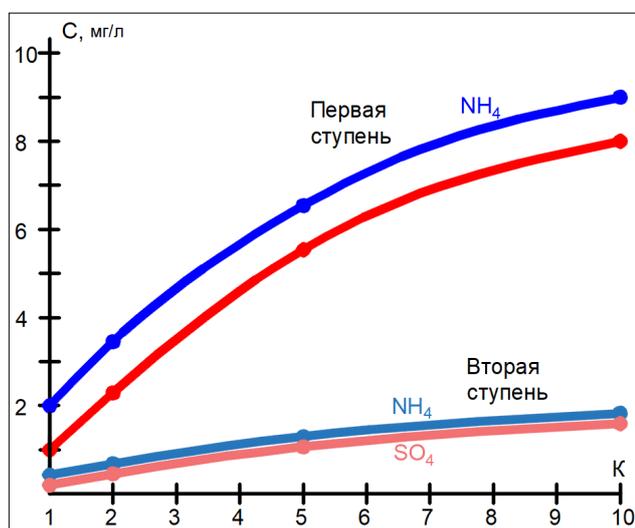


Рисунок 2.6. График изменения концентрации загрязнений в фильтрате в зависимости от значения коэффициента K

На третьем этапе эксперимента концентрат в объеме 7 литров, полученный в результате эксперимента на первой стадии, обрабатывался при помощи мембранного модуля NE до достижения объема в 0,5–0,7 литров в исходном баке. Нанофильтрационная мембрана позволила обработать воду с большим солесодержанием и довести K до значения 10, таким образом, общее значение K на двух ступенях составило 100 ед. Во время каждой стадии эксперимента из баков 1 и 4 регулярно отбирались образцы для проведения анализов при значениях $K = 1, 2, 5$ и 10.

Результатом данного эксперимента стали данные об изменениях производительности мембран и концентрации загрязнений в получаемом фильтрате и концентрате для исследуемых значений K .

На рисунке 2.7 представлены аппроксимирующие кривые, описывающие зависимости концентраций хлорид-ионов, сульфат-ионов и ионов аммония в фильтрате от K для первой и третьей стадий эксперимента.

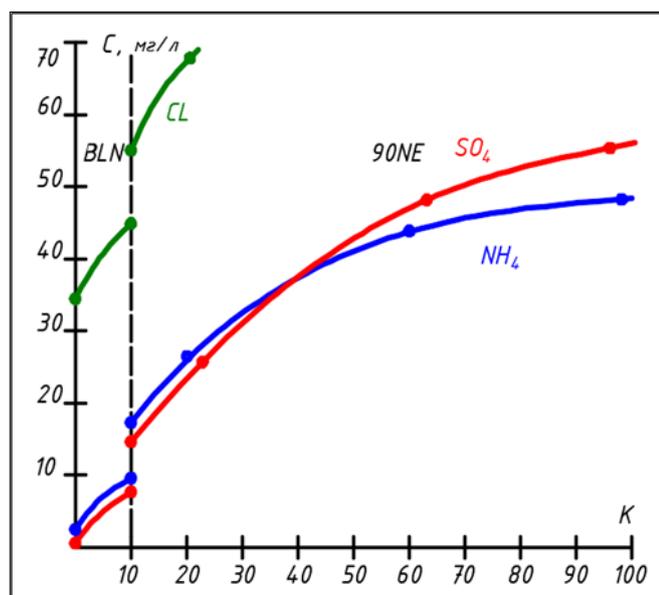


Рисунок 2.7. График изменения концентрации загрязнений в фильтрате в зависимости от K

На рисунке 2.8 представлены зависимости концентраций ионов аммония, сульфат-ионов и значений ХПК в фильтрате от объема профильтрованной через мембрану воды. Концентрации фосфат-ионов в фильтрате оказались на порядок меньше значений ПДК, установленных для сброса, и поэтому они не представлены на графике.

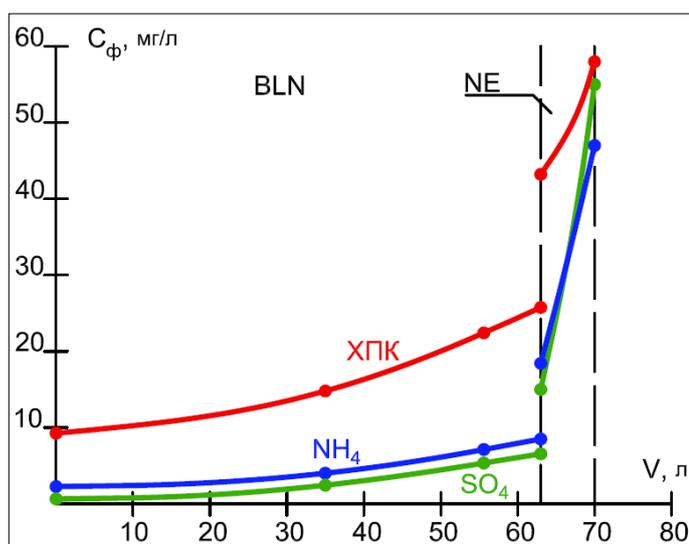


Рисунок 2.8. График изменения концентрации загрязнений в фильтрате в зависимости от объема полученного фильтрата

Скорость роста концентрации загрязнений в фильтрате с увеличением K на первом этапе эксперимента явно ниже, чем на третьем. Это может быть объяснено более высокой селективностью обратноосмотической мембраны BLN по сравнению с селективностью нанофильтрационной мембраны NE, использованной на третьей стадии.

Во время первого этапа около 5–10% солей, содержащихся в обрабатываемой воде, проникают в фильтрат через мембрану. А на третьем этапе в фильтрат проникает 15–20% солей из-за низкой селективности нанофильтрационной мембраны. В этом случае экспериментальная зависимость нелинейная: концентрация солей в фильтрате не растет пропорционально уменьшению объема концентрата (воды в баке 1).

На рисунке 2.9 показана зависимость концентрации ионов аммония в фильтрате от общего количества накопленного фильтрата. Площадь заштрихованной фигуры позволяет определить общее количество солей в фильтрате на разных стадиях обработки (при различных значениях объема полученного фильтрата).

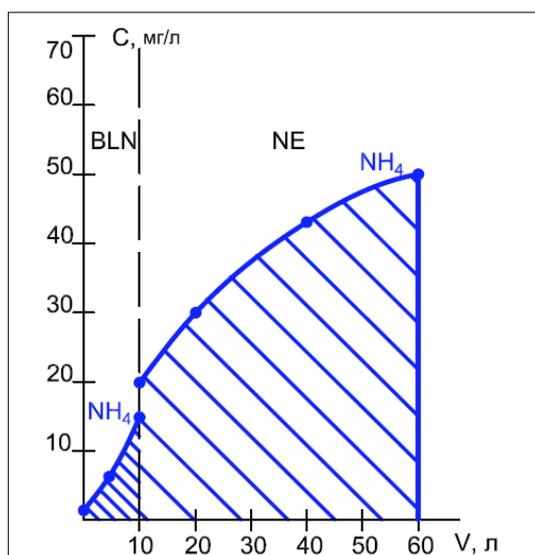


Рисунок 2.9. График изменения концентрации ионов аммония в фильтрате в зависимости от его общего объема

На рисунке 2.10 продемонстрированы зависимости значений концентраций ионов аммония, сульфат-ионов, а также значения величины ХПК в концентрате, получаемом в эксперименте в процессе обработки исходной воды для различных значений коэффициента концентрирования.

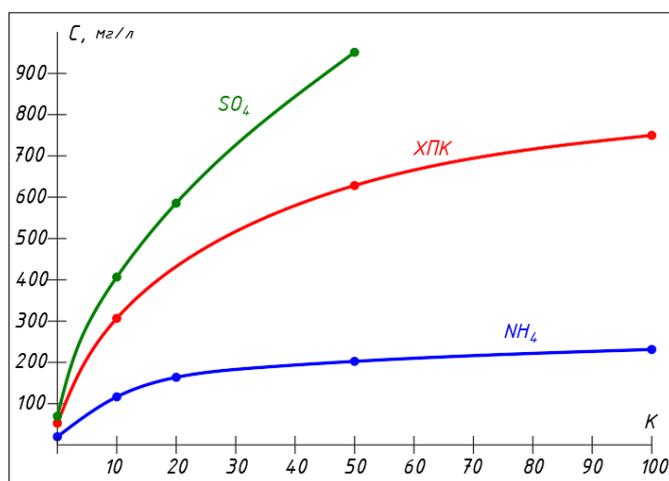


Рисунок 2.10. График изменения концентрации загрязнений в концентрате в зависимости от значения K

На основе данных, полученных при измерении производительности мембран для обоих этапов эксперимента, был построен график, представленный на рисунке 2.11, описывающий зависимости снижения величин производительности мембран BLN с ростом количества профильтровавшейся воды (от 0 до 63 литров) и мембран NE при дальнейшем увеличении количества фильтрата с 63 до 69,3 л.

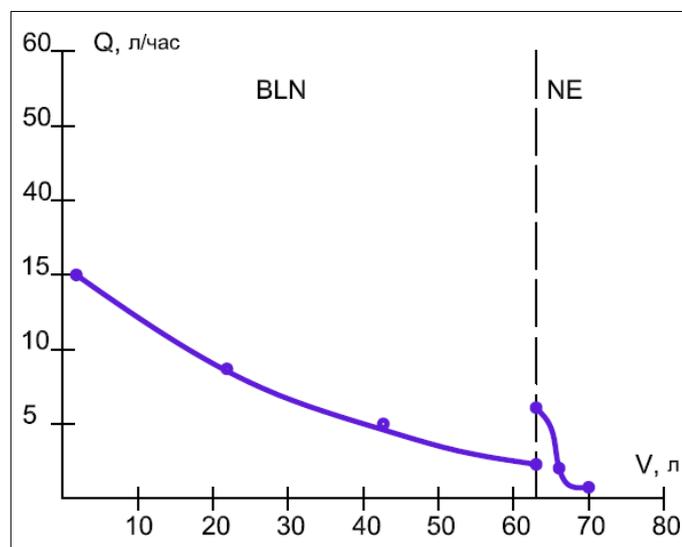


Рисунок 2.11. График изменения производительности мембран в зависимости от объемов профильтрованной воды

На рисунке 2.12 показаны зависимости производительности мембран от величины K для сточных вод с разным содержанием органических веществ.

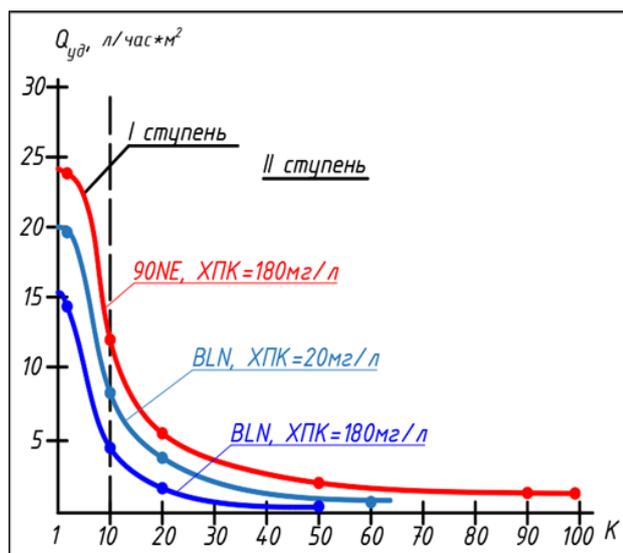


Рисунок 2.12. График изменения производительности мембран в зависимости от величины K

Как видно из графиков, производительность мембран в процессе обработки сточной воды снижается более чем в 10 раз. Производительность мембран определялась при давлении в 6 бар.

Результаты экспериментов были сведены в таблицу 2.1.

Таблица 2.1

| № | Загрязнение | Вода после биологической очистки | | | | | | |
|---|---------------------------|----------------------------------|---|------------|-----------|------------|---------------------------------|-------------|
| | | Исходная вода | После обработки на мембранах обратного осмоса | | | | После обработки на НФ-мембранах | |
| | | | Перм. К=2 | Перм. К=10 | Конц. К=2 | Конц. К=10 | Перм. К=100 | Конц. К=100 |
| 1 | pH | 7,0 | 6,65 | 6,8 | 7,6 | 7,7 | 7,1 | 8,0 |
| 2 | NH_4^+ мг/л | 1,27 | 0,15 | 0,5 | 2,6 | 10,1 | 3,5 | 57 |
| 3 | $(\text{PO}_4)^{3-}$ мг/л | 0,17 | 0,02 | 0,18 | 0,33 | 1,6 | 1,5 | 8,32 |
| 4 | ХПК мг/л | 32 | 32 | 48 | 220 | 384 | - | - |
| 5 | БПК ₅ мг/л | 7,24 | 0,7 | 2,16 | 7,7 | 13,8 | 4,61 | 124,5 |
| 6 | $(\text{SO}_4)^{2-}$ | 23 | 0,12 | 0,47 | 39 | 206 | 5,9 | 1218 |
| 7 | Cl^- мг/л | 266 | 29 | 41,4 | 416 | 1942 | 735 | 5822 |
| 8 | Неф/про. мг/л | 4,1 | 0,02 | 0,1 | 7,7 | 31,1 | - | - |

| | | | | | | | | |
|----|---------------------------------------|----------------------------------|---|--------------|---|--|---------------------------------|-------------|
| 9 | СПАВ, мг/л | 1,8 | 0,05 | 0,25 | 2,5 | 10,2 | - | - |
| 10 | Общ. сол., мг/л | 465 | 50 | 250 | 725 | 3580 | 1215 | 17160 |
| № | Загрязнение | Обработка сточных вод напрямую | | | Обработка фугата после обезвоживания осадка | | | |
| | | Вода после первичных отстойников | Пермеат обратноосмотических мембран, К=2 | | Фугат | Пермеат обратноосмотических мембран, К=2 | | |
| 1 | рН | 7,8 | 7,2 | | 6,5-7,5 | | 6,5 | |
| 2 | NH ₄ ⁺ мг/л | 55 | 6,3 | | 1587 | | 132,1 | |
| 3 | (PO ₄) ³⁻ мг/л | 0,5 | 0,06 | | 137 | | 12,4 | |
| 4 | ХПК мг/л | 1120 | 28 | | 1830 | | 22,9 | |
| 5 | БПК ₅ мг/л | - | - | | - | | - | |
| 6 | (SO ₄) ²⁻ | 100 | 0,46 | | 25 | | 0,14 | |
| 7 | Cl ⁻ мг/л | 300 | 32 | | 320 | | 23 | |
| 8 | Неф/про. мг/л | 0,3 | 0,04 | | 2,0 | | 0,01 | |
| 9 | СПАВ, мг/л | 2,7 | 0,1 | | 1,0 | | 0,3 | |
| 10 | Общ. сол., мг/л | 7,8 | 7,2 | | 6,5-7,5 | | 6,5 | |
| № | Загрязнение | Вода после биологической очистки | | | | | | |
| | | Вода после биологической очистки | После обработки на мембранах обратного осмоса | | | | После обработки на НФ-мембранах | |
| | | | Пермеат К=2 | Пермеат К=10 | Конц. К=2 | Конц. К=10 | Пермеат К=100 | Конц. К=100 |
| 1 | рН | 7,0 | 6,65 | 6,8 | 7,6 | 7,7 | 7,1 | 8,0 |
| 2 | NH ₄ ⁺ мг/л | 1,27 | 0,15 | 0,5 | 2,6 | 10,1 | 3,5 | 57 |
| 3 | (PO ₄) ³⁻ мг/л | 0,17 | 0,02 | 0,18 | 0,33 | 1,6 | 1,5 | 8,32 |
| 4 | ХПК мг/л | 190 | 32 | 48 | 220 | 384 | - | - |
| 5 | БПК ₅ мг/л | 7,24 | 0,7 | 2,16 | 7,7 | 13,8 | 4,61 | 124 |
| 6 | (SO ₄) ²⁻ | 23 | 0,12 | 0,47 | 39 | 206 | 5,9 | 1218 |
| 7 | Cl ⁻ мг/л | 266 | 29 | 41,4 | 416 | 1942 | 735 | 5822 |
| 8 | Неф/про. мг/л | 4,1 | 0,02 | 0,1 | 7,7 | 31,1 | - | - |
| 9 | СПАВ, мг/л | 1,8 | 0,05 | 0,25 | 2,5 | 10,2 | - | - |
| 10 | Общ. сол., мг/л | 465 | 50 | 250 | 725 | 3580 | 1215 | 17160 |

2.3 Предочистка сточных вод на ультрафильтрационных мембранах

Серьезной проблемой при очистке сточной воды при помощи обратного осмоса является необходимость серьезной ее предочистки – удалению из нее взвешенных веществ (частиц активного ила) [45, 83, 84]. Обычно для предварительной очистки перед системами обратного осмоса используются системы микро- или ультрафильтрации [85, 86]. Капитальные и эксплуатационные затраты на такие системы составляют величину в 30–45% от стоимости системы обратного осмоса.

Эффективность работы мембран зависит от размера пор, концентрации взвешенных веществ в очищаемой воде и величины рабочего давления. Наибольший интерес представляют исследования возможностей увеличения эффективности процесса – снижение энергетических и капитальных затрат [87–89].

В последние годы ввиду распространения мембранных биореакторов для предочистки применяются системы погружного типа, где для обеспечения требуемого перепада давления используют вакуум-насосы [90].

Известно, что такой режим позволяет избежать таких негативных явлений, как быстрое накопление на поверхности мембран слоя осадка и «закупорка» пор мембраны, а также уменьшить значение гидравлического сопротивления осадка [91]. Поскольку удельная производительность мембран имеет низкую величину, требуется большая площадь фильтрующей поверхности мембран и затраты на мембранное оборудование.

В границах исследований технологии, продемонстрированной на рисунке 2.1, для повышения эффективности работы мембранных аппаратов и увеличения величины их удельной производительности представляется важным исследовать работу мембран при увеличении рабочего давления и сопоставить стоимости капитальных и эксплуатационных затрат, а также эффективность использования «сухого» способа размещения мембранного оборудования [92].

Проведение эксперимента было направлено на изучение работы мембран при различных значениях рабочего давления и концентраций активного ила с целью получения сведений об их удельной производительности.

Экспериментальные работы велись на лабораторном стенде, схема которого показана на рисунке 2.13. Объектом исследования являлась сточная вода, прошедшая вторичное отстаивание, которая была получена на канализационных очистных сооружениях г. Наро-Фоминска. В экспериментах использовался мембранный элемент с капиллярными ультрафильтрационными мембранами. Размер пор таких мембран – 0,05 мкм. Общая площадь фильтрующей поверхности – 0,5 м².

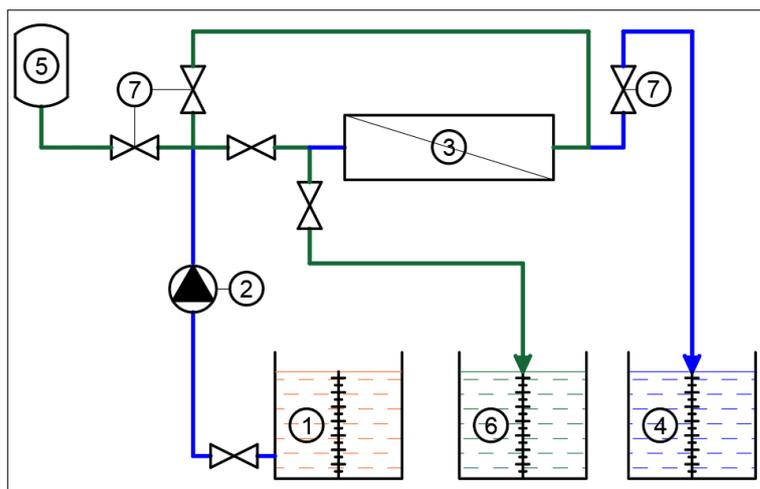


Рисунок 2.13. Принципиальная схема экспериментальной установки ультрафильтрации

Сточная вода помещалась в бак 1, откуда бустерным насосом 2 подавалась в мембрану 3. Для поддержания равномерного рабочего давления использовался гидроаккумулятор 5. Фильтрат от мембранного аппарата собирался в пробоотборник 4. Величины рабочего давления в экспериментах составляли 0,5; 1; 2; 3 бар.

Обратная промывка осуществлялась деионизированной водой, полученной на мембране обратного осмоса. Для проведения промывок деионизированная вода помещалась в бак исходной воды 1.

Для переключения потоков между баками использовались шаровые краны 7. Бустерный насос перекачивал промывную воду в тракт фильтрата, а ее сбор производился через тракт исходной воды в пробоотборник 6. Для регулирования давления использовался байпасный кран 7 и расширительный бак промывной воды 5.

На рисунке 2.14 (А) представлены результаты зависимости производительности мембранного аппарата от давления при фильтровании деионизированной воды. На рисунке 2.14 (Б) представлена зависимость концентраций взвешенных веществ в фильтрате от давления, позволяющая определить величину давления, при которой начинается «проскок» ила в отфильтрованную воду.

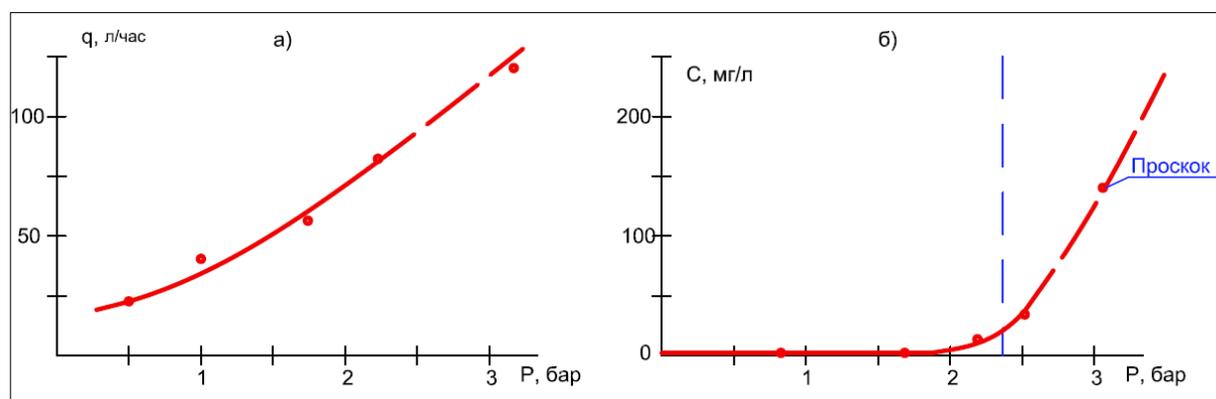


Рисунок 2.14. График изменения скорости фильтрации в зависимости от объемов профильтрованной воды

По данным, полученным в ходе эксперимента, были построены графики зависимостей объема фильтрата от времени при давлении 0,5 и 1,5 бара для различных концентраций активного ила, показанные на рисунке 2.15.

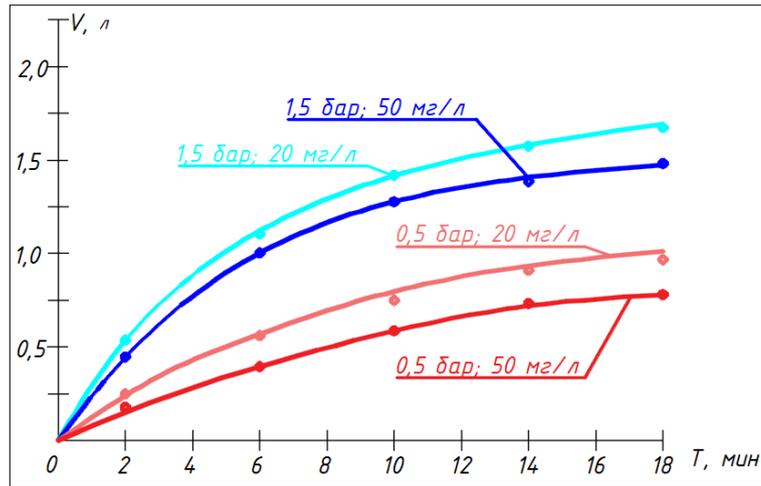


Рисунок 2.15. График изменения объемов фильтрации в зависимости от времени

По значениям тангенсов углов наклона касательных к кривым в различных точках можно определить значения производительности мембранного аппарата для различных моментов времени. На рисунке 2.16 показаны зависимости изменения производительности ультрафильтрационной мембраны для фильтроцикла при различных концентрациях ила в очищаемой воде и при различных значениях давления.

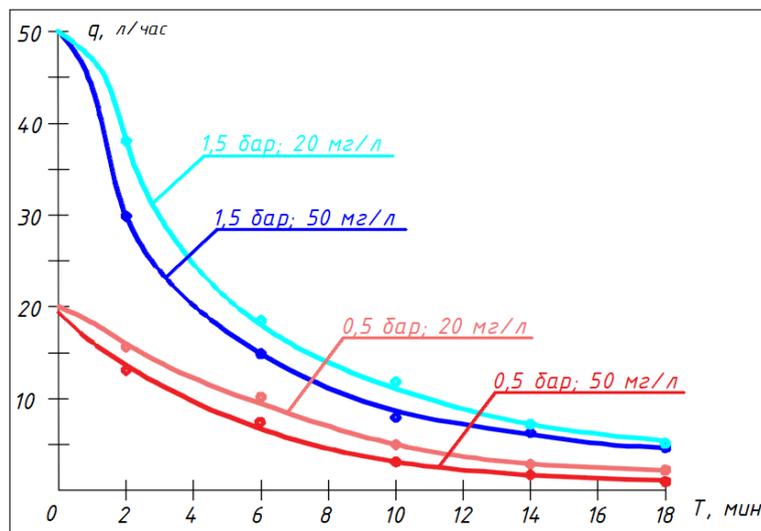


Рисунок 2.16. График изменения скорости фильтрации в зависимости от времени

На рисунках 2.17, 2.18 показаны результаты исследования эффективности промывок при различных значениях рабочего деления в зависимости от концентраций взвешенных веществ в очищаемой воде. На рисунке 2.17 представлены зависимости объема промывной воды, профильтровавшейся через мембраны «обратным током», от времени для разных условий фильтрации исходной воды, а на рисунке 2.18 результаты определения концентраций взвешенных веществ в пробах промывной воды в зависимости от времени промывки.

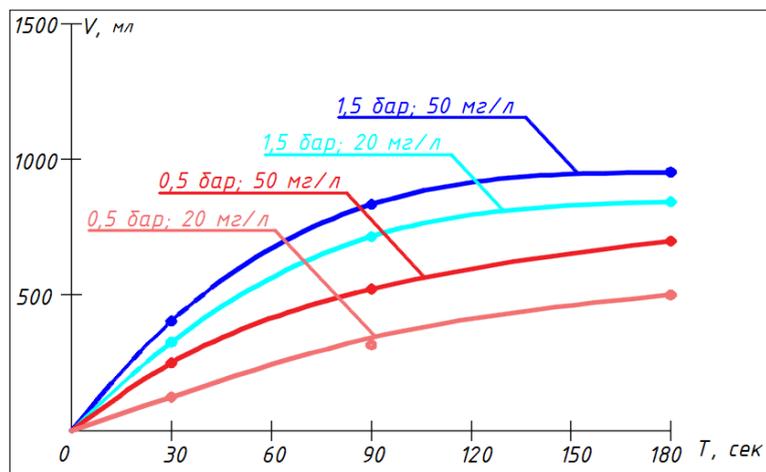


Рисунок 2.17. График изменения объема промывной воды в зависимости от времени промывки

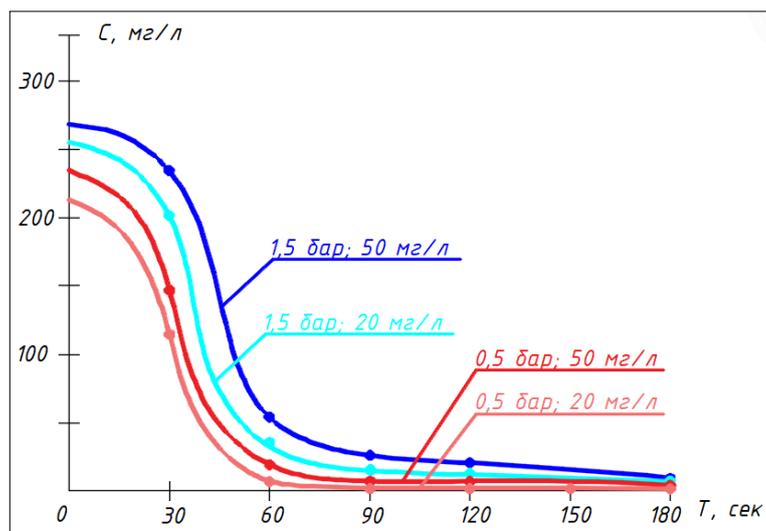


Рисунок 2.18. График изменения концентрации взвешенных веществ в промывной воде в зависимости от времени промывки

Количество взвешенных веществ, удаленных с поверхности мембран при промывке, в зависимости от объема промывной воды представлено на рисунке 2.19.

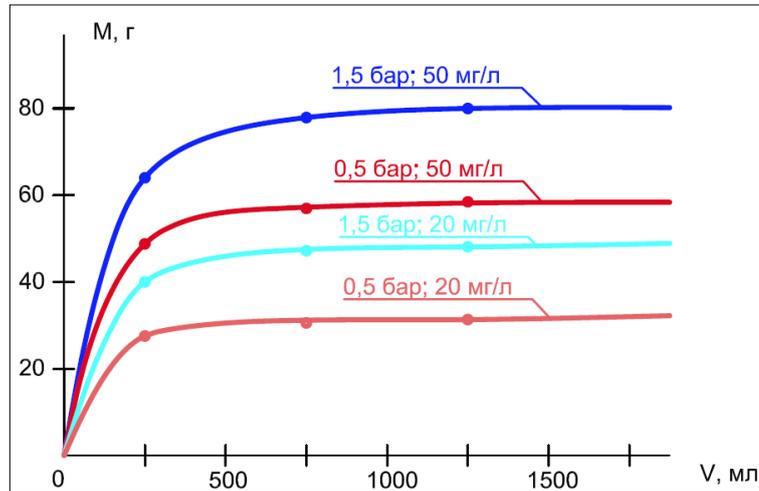


Рисунок 2.19. Зависимость количества удаленных с мембраны загрязнений при промывке от объема промывной воды

На рисунке 2.20 показаны концентрации взвешенных веществ в промывной воде в зависимости от времени промывки.

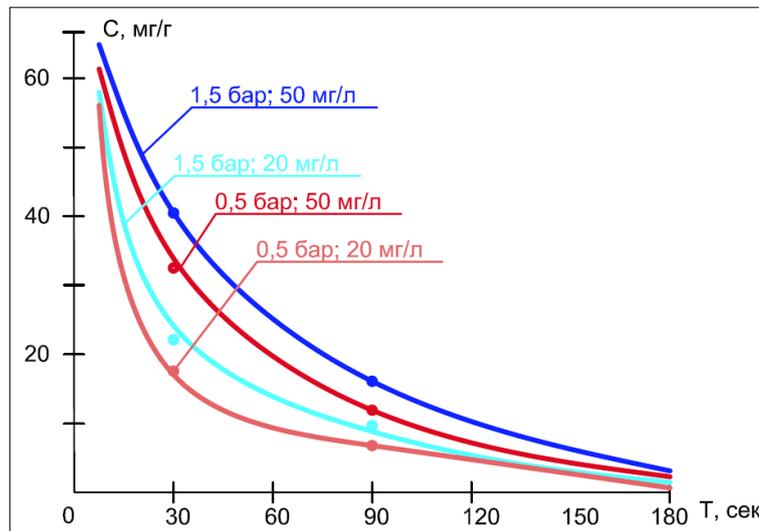


Рисунок 2.20. График изменения количества удаленных с мембран загрязнений при промывке от времени

Очевидно, что скорость фильтрования падает тем быстрее, чем больше концентрация взвешенных веществ в исходной воде, а с другой стороны,

темпы уменьшения производительности оказываются меньше с понижением величины давления: при меньшем давлении меньше величина удельного сопротивления осадка.

Как видно из рисунка 2.16, скорость фильтрования уменьшается тем быстрее, чем больше концентрация взвеси в исходной воде. С другой стороны, темпы снижения производительности оказываются меньше с понижением величины рабочего давления: при меньшем давлении падает величина удельного сопротивления осадка.

Если величина рабочего давления низкая (0,5 бар), величина удельной производительности мембран также заметно низкая. Известно, что чем меньше продолжительность фильтроцикла, тем больше оказывается величина общего количества получаемой воды с единицы площади фильтрующей поверхности.

2.4 Очистка сточной воды без использования биологических методов

В эксперименте изучалась технология, предназначенная для очистки сточных вод методом обратного осмоса «напрямую» (без применения биологической очистки) по схеме, приведенной на рисунке 2.2. Такой подход к очистке уже прорабатывался рядом авторов [70–72, 84], однако практической информации о применении обратного осмоса в этом направлении в литературе очень мало.

Проблему создает тот факт, что показатель ХПК в сточной воде имеет очень высокое значение (300–500 мг/л и выше), что должно отрицательно влиять на работу мембранного аппарата, вызывая образование органических осадков. Влияние высоких концентраций органических веществ на производительность мембран также мало исследовано. В приведенной схеме предлагается использовать мембранные аппараты рулонного типа с открытым

каналом, которые позволяют обрабатывать сточные воды с высоким содержанием взвешенных веществ.

Разработка этой технологии представляет особую актуальность для применения на станциях очистки сточных вод сверхмалой производительности, эксплуатирующихся в условиях Крайнего Севера, где биологическая очистка оказывается малоэффективной из-за низких температур сточных воды, а также в случаях периодической и вахтовой работы сооружений при постоянно меняющейся нагрузке.

Основной целью экспериментов являлось определение селективности мембран по ионам аммония в зависимости от объема отфильтрованной воды, а также технологических и конструктивных характеристик установки обратного осмоса. Также в процессе увеличения ХПК в концентрате увеличивается опасность образования на мембранной поверхности отложений органических осадков, скорость образования которых требовалось определить.

Поскольку наличие концентрата представляет еще более серьезную проблему при очистке сточных вод напрямую, чем в случаях обработки биологически очищенных сточных вод, дополнительной задачей экспериментальных исследований было изучение возможности получить минимальный объем концентрата для его последующей утилизации.

В экспериментах использовалась сточная вода, полученная из сборного лотка первичных отстойников очистных сооружениях г. Наро-Фоминска. Объем сточной воды составлял 70 литров. Характеристики используемой сточной воды: ХПК – 260–280 мг/л; NH_4 – 16–20 мг/л; TDS – 530 мг/л.

Эксперимент проводился на установке, представленной на рисунке 2.5. На первом этапе производилась обработка сточной воды с применением мембраны BLN-типа, которая в этом случае позволила уменьшить объём получаемого концентрата в семь раз. Дальнейшее снижение объема

концентрата производилось с помощью мембран NE-типа, имеющих большую удельную производительность.

На рисунке 2.21 представлен график зависимости объема отфильтрованной воды от времени фильтрации для двух ступеней с BLN-мембраной и одной ступени 70NE обработки концентрата.

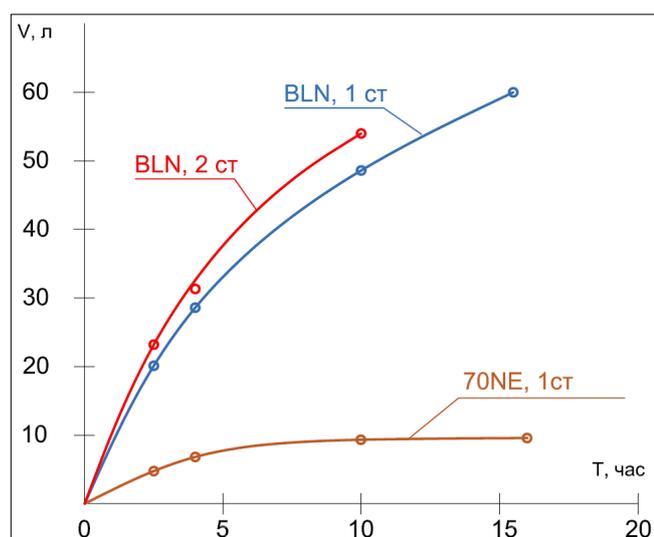


Рисунок 2.21. Зависимости объема профильтрованной воды от времени фильтрации

Фильтрат первой ступени фильтровался через вторую ступень BLN, как и в первой экспериментальной работе, при этом за 10 часов эксперимента кратность концентрирования достигла значения $K = 10$.

На рисунке 2.22 показаны полученные зависимости концентраций NH_4^+ , SO_4^{2-} и ХПК в концентрате (а) и в фильтрате (б) для процесса обработки сточной воды.

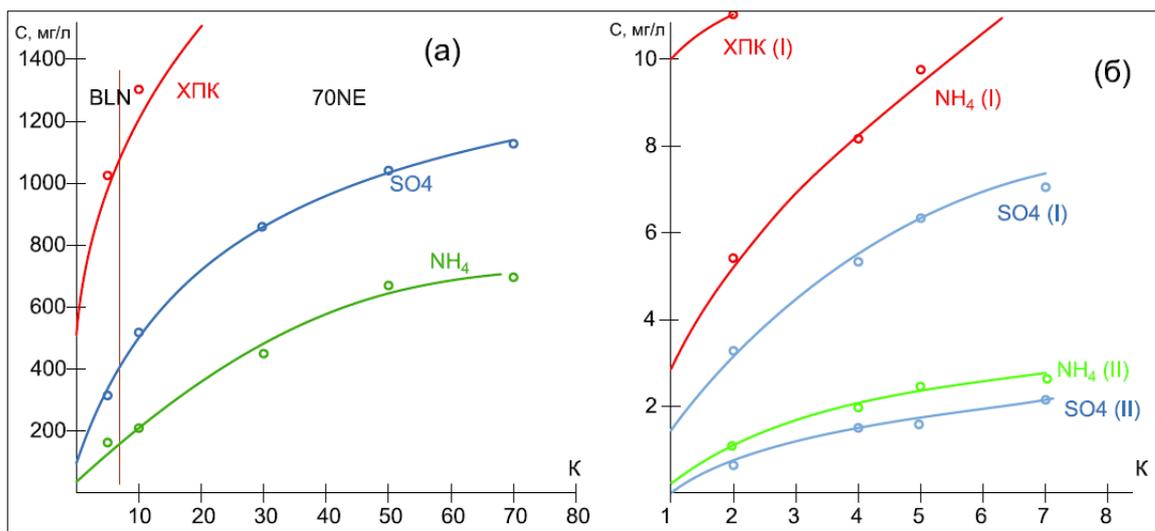


Рисунок 2.22. Зависимости изменения концентраций загрязнений от величины K: а) в концентрате мембранной установки на 1-й и 3-й ступенях; б) в фильтрате на 1-й и 2-й ступенях очистки

В соответствии с результатом анализа воды мембраны BLN эффективно задерживают и фосфаты, и нитрит-ионы, концентрации которых в очищенной воде оказываются значительно ниже требований нормативов (они не представлены на графике). Мембраны BLN имеют низкую селективность по ионам аммония, поэтому для очистки сточной воды необходимо применение двух ступеней очистки.

В ходе экспериментальных работ было выявлено сильное влияние ХПК исходной воды на производительность обратноосмотических мембран, что является большой проблемой при снижении объема концентрата, когда ХПК поднимается до 1000 мг/л и выше. В рамках разрабатываемой технологической схемы предлагается использовать химическое осаждение загрязнений из обрабатываемого концентрата. Этот процесс предполагается проводить в непрерывном или периодическом режиме для концентрата, поступающего после первой ступени обратного осмоса, что позволит облегчить его дальнейшее концентрирование на нанофильтрационных аппаратах третьей ступени.

Схема экспериментальной установки, представленная на рисунке 2.23, была использована как дополнение к основной для исследования возможности снижения концентрации ХПК и других загрязнений в обрабатываемом концентрате.

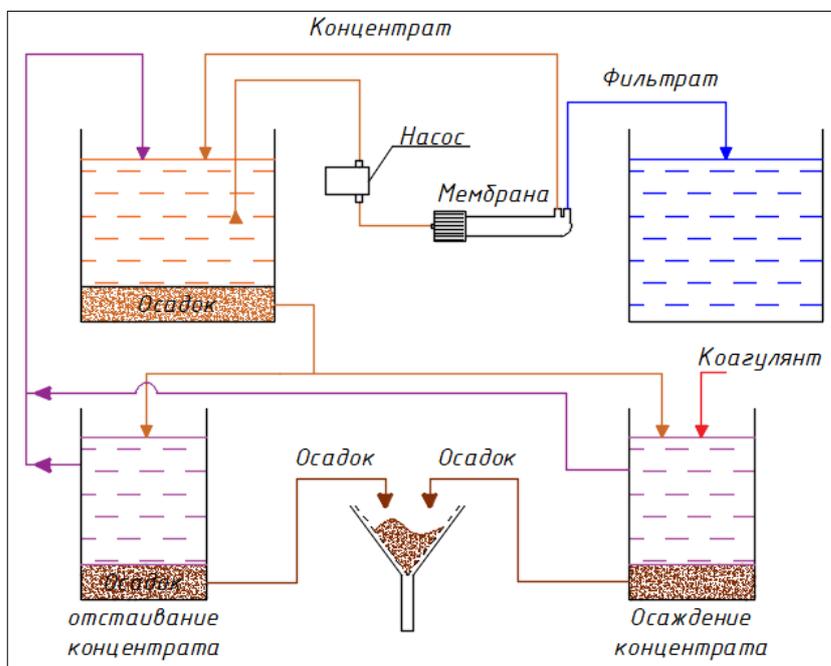


Рисунок 2.23. Схема эксперимента осаждения загрязнений из концентрата обратного осмоса

В рамках данной схемы была произведена попытка получить осадок из концентрата путем его отстаивания с предварительной обработкой коагулянтом и без обработки. В обоих случаях концентрат отстаивался в стеклянных цилиндрах в течение 20 минут.

Безреагентное отстаивание практически не дало никаких результатов, тогда как предварительная обработка сернокислым алюминием позволяла снизить концентрацию ХПК в 3–5 раз в осветленной воде, что свидетельствует о достаточной эффективности данного метода для нашей цели. Осажденный осадок может быть профильтрован через фильтровальную ткань и удален на утилизацию, а иловая вода (в нашем случае содержание в ней ХПК уменьшилось с 1100 мг/л до 270 мг/л) отправлена на дальнейшую обработку совместно с концентратом.

Дальнейшие исследования по этому направлению не проводились, поскольку подбор реагентов и их доз целесообразно осуществлять для каждого конкретного случая в рамках пусконаладочных работ.

В процессе работы мембранной установки на ее поверхности происходит осадкообразование органических веществ, что ухудшает ее работу, поэтому определение скоростей их роста и эффективностей промывок для их удаления является важной задачей.

Для проведения эксперимента использовалась установка, представленная на рисунке 2.5, однако поток концентрата сбрасывался в бак исходной воды, а бак фильтрата не использовался. При проведении химической промывки в бак исходной воды заливался раствор реагента. Фотография установки представлена на рисунке 2.24.

Известно, что загрязнения органической природы адсорбируются на мембранной поверхности и при этом селективность мембран повышается, а производительность очень незначительно падает. Однако, этот процесс быстро заканчивается после накопления «адсорбционного» слоя на мембранах, который «отталкивает» органические соединения.

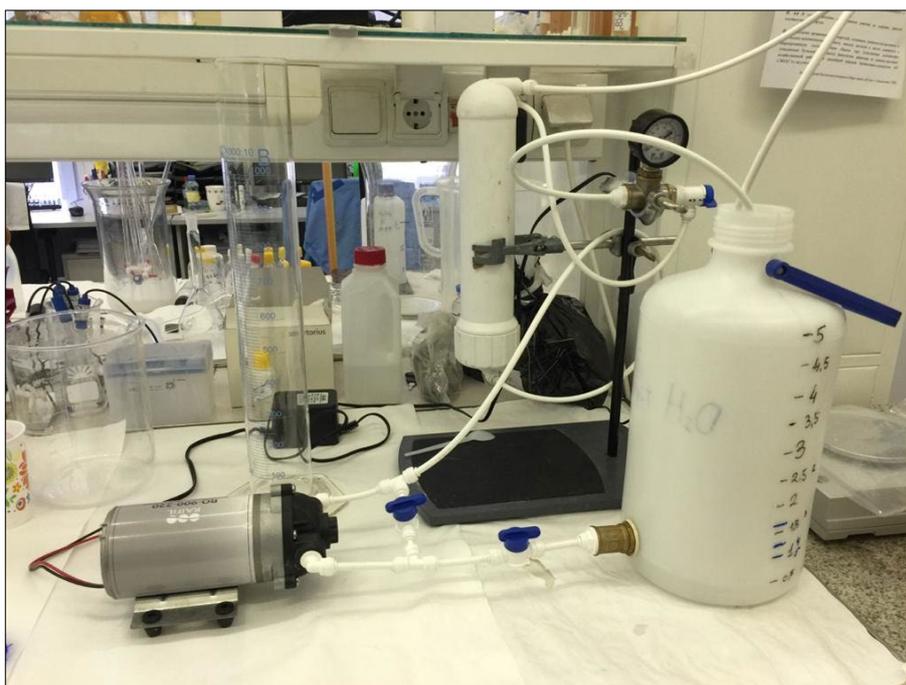


Рисунок 2.24. Внешний вид экспериментальной установки

Результаты определения скоростей образования органических отложений на мембранах для воды с разным исходным содержанием ХПК, показаны на рисунках 2.25–2.26.

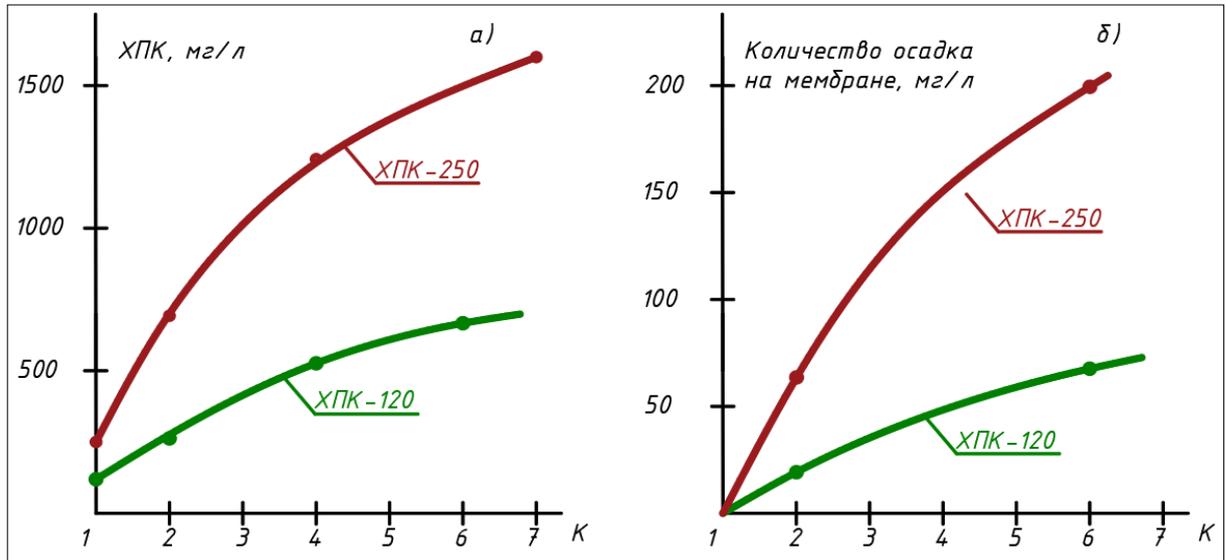


Рисунок 2.25 (а). Зависимость значения ХПК в получаемом концентрате от значения коэффициента К

Проводилось определение скоростей образования осадка карбоната кальция и адсорбции растворенных органических загрязнений при работе на сточной воде, а также определение эффективности удаления с мембран загрязнений при проведении химических промывок

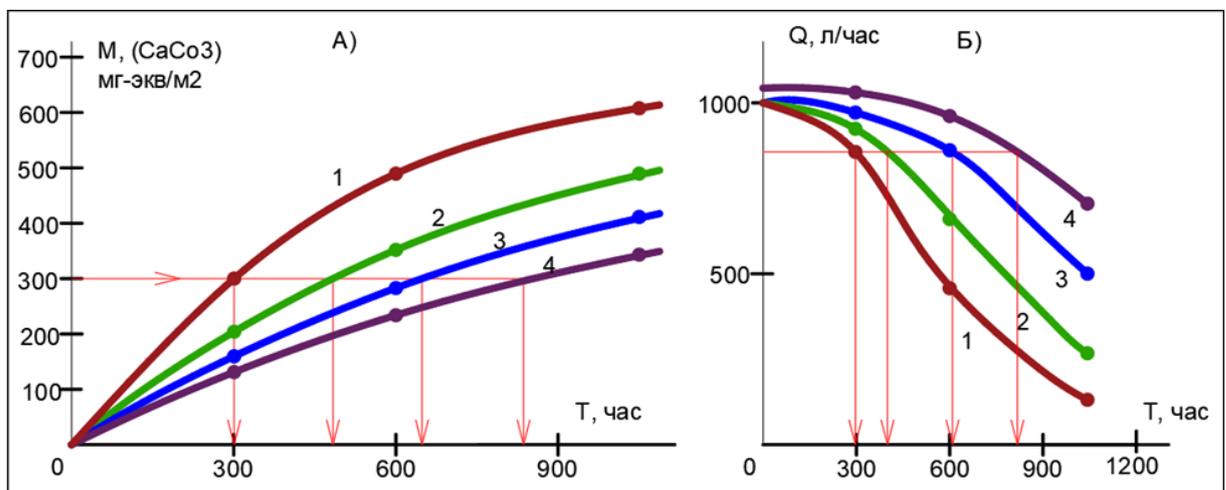


Рисунок 2.26. Прогнозирование снижения производительности мембран вследствие накопления осадка карбоната кальция и рекомендуемого интервала между проведением промывок: а) зависимость количества накопленного осадка от времени; б) снижение производительности мембран с течением времени в зависимости от количества накопленного на них осадка

В процессе очистки сточной воды анализировались значения ХПК как в фильтрате, так и в концентрате для разных значений коэффициента K в различные моменты времени. Количество органических веществ, адсорбированных на мембране, определялось методом массового баланса (разница между количеством органических веществ в исходной воде, в концентрате и фильтрате). Скорости образования осадков определялись как значения тангенса угла наклона касательных к кривым графиков зависимостей количества осадка от времени. Знание скоростей адсорбции позволяет спрогнозировать количество накопленного осадка на мембранной поверхности с течением времени.

Для удаления осадков с поверхности мембран используют химические промывки мембранных аппаратов. Мембранные аппараты, загрязненные в ходе эксперимента, промывались 4 часа. В качестве промывных растворов были использованы: дистиллированная вода и «Аминат ДМ-50» (конц. 100 мл/л). Аппроксимирующие кривые, характеризующие скорость отмывки мембран, представлены на рисунке 2.27. Показано, что промывка дистиллированной водой мало эффективна, а продолжительность промывки раствором реагента «Аминат ДМ-50» должна быть не менее 2 и не более 3 часов.

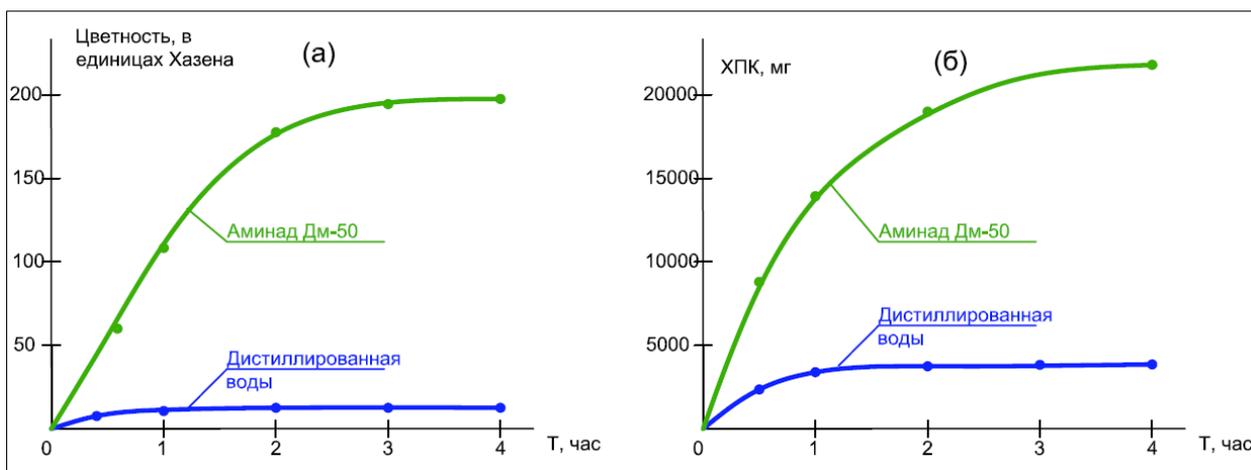


Рисунок 2.27. Зависимость цветности (а) и ХПК (б) в промывной воде в зависимости от продолжительности промывки

2.5 Очистка иловой воды от избыточного аммония

Обычная биологическая очистка сточных вод связана с получением избыточного активного ила в качестве побочного продукта. В рамках его утилизации на больших очистных сооружениях применяют метод анаэробного сбраживания. Бесспорным преимуществом этого процесса является производство тепла и электроэнергии из биогаза. Между тем во время заключительной стадии обезвоживания осадка образуется иловая вода с высоким содержанием биогенных загрязнений.

Концентрация аммонийного азота в такой воде достигает значений 500–2000 мг/л. Обычно иловая вода возвращается в голову очистных сооружений без какой-либо обработки. Она создает дополнительную нагрузку на очистные сооружения по биогенным элементам, что требует дополнительной модификации/реконструкции аэротенка, приводящей к усложнению его конструкции и крупным финансовым вложениям [44, 45].

В рамках настоящей работы экспериментально исследовался новый подход к удалению аммонийного азота из иловой воды с использованием технологии обратного осмоса (см. рисунок 2.3).

Основная цель исследования заключалась в установлении принципиальной возможности эффективного удаления аммония и других загрязнений из высококонцентрированного стока с использованием мембран.

Задачами исследования были: оценка эффективности мембран по снижению концентрации аммонийного азота и общего солесодержания (TDS); поиск оптимальных значений выхода фильтрата для обеспечения эффективной очистки иловой воды и утилизации концентрата.

Среднее солесодержание обрабатываемой воды составляло 3000 мг/л, а концентрация аммонийного азота – 1500 мг/л.

Эксперимент проводился на установке, представленной на рисунке 2.2. Поскольку используемая в эксперименте вода уже представляла из себя высококонцентрированный раствор, для ее обработки применялась нанофильтрационная мембрана типа 70NE.

На рисунке 2.28 показаны полученные зависимости общего солесодержания и иона аммония в фильтрате в процессе обработки иловой воды.

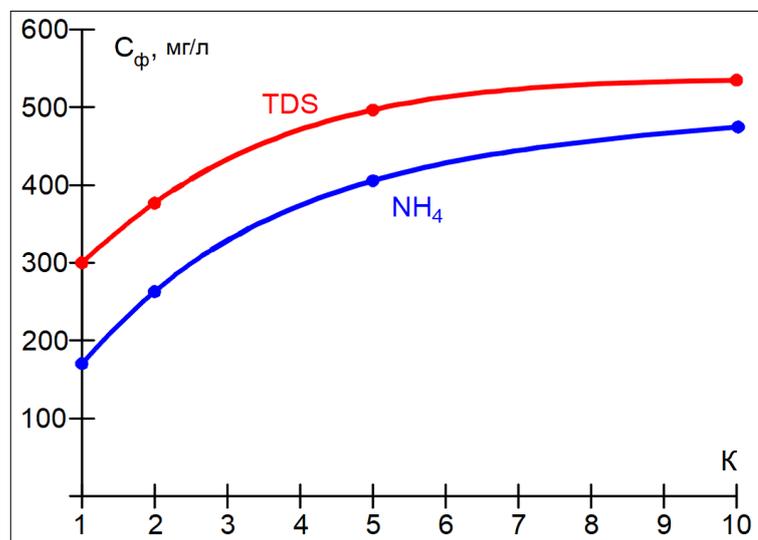


Рисунок 2.28. Зависимости изменения концентраций загрязнений от величины K в фильтрате при обработке иловой воды

Подробная обработка полученных данных представлена в статье автора [80], а общая методика расчета представлена в третьей главе настоящей работы.

Концентрат, полученный в процессе эксперимента в объеме 1% в рамках разрабатываемой технологии, предполагалось смешивать с осадком и, таким образом, удалять на утилизацию. По этой причине в дополнение к основному эксперименту был проведен эксперимент по обезвоживанию осадка, смешенного с концентратом. Для обезвоживания осадка применялось обычное гравитационное обезвоживание под собственным весом через фильтровальную ткань (мешковое обезвоживание). Фото эксперимента представлено на рисунке 2.29. Эксперимент не выявил никакого влияния концентрата на процесс обезвоживания.



Рисунок 2.29. Эксперимент по обезвоживанию осадка

Исследование показало высокую эффективность обратного осмоса при удалении загрязнений из иловой воды и подтвердила гипотезу о возможности уменьшения концентрата до незначительной величины в пределах 0,5–1%, что позволит утилизировать концентрат совместно с удаляемым обезвоженным осадком.

Предложенная схема очистки иловой воды позволит значительно сократить нагрузку по биогенным элементам на блок биологической очистки и позволит обеспечить более стабильное качество очищаемой воды без необходимости глобальной модернизации этого блока.

2.6 Выводы по главе 2

Эксперименты показали высокую эффективность применения мембранных аппаратов для очистки бытовой сточной воды и позволяют сделать следующие выводы:

- Метод обратного осмоса эффективен при очистке бытовых сточных вод на этапах как после вторичного, так и первичного отстаивания. Основную разницу будет составлять лишь требуемое количество мембранных элементов.
- Для достижения требуемого качества очистки воды по аммонийному азоту требуется применения двух ступней обратноосмотических мембран.
- Выявлено существенное влияние ХПК на производительность мембранных установок, величина которого определена. Изучен процесс биологического осадкообразования на мембранах, работающих в условиях очистки сточных вод и исследован процесс их промывки.
- Применение методов химического осаждения органических веществ, определяемых показателем ХПК, существенно повышает производительность мембран, что позволяет значительно сократить капитальные затраты на мембранный блок.
- Экспериментально доказана возможность сокращения объема получаемого концентрата до величины в 1–0,5 % от объема очищаемой воды. Определена необходимость применения нанофильтрационных мембран на этапе обработки концентрата.

- Результаты исследования работы ультрафильтрационных мембран капиллярного типа на сточной воде позволяют определить оптимальные режимы их работы при проектировании блока доочистки.

- Экспериментальные данные после соответствующей обработки могут быть использованы для проектирования новых мембранных установок для систем очистки сточных вод и усовершенствования существующих.

Полученные зависимости позволяют провести анализ процесса мембранного фильтрования, на основе которого была разработана методика расчета мембранных установок для различных производительностей и с различным исходным содержанием загрязнений, представленная в третьей главе настоящей работы.

ГЛАВА 3. ОБРАБОТКА ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ И РАЗРАБОТКА МЕТОДИКИ РАСЧЕТА МЕМБРАННЫХ УСТАНОВОК, ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ДЛЯ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

3.1 Рассматриваемые схемы

Во второй главе рассматривалось применение мембранных блоков в нескольких вариантах для схем очистки сточных вод (рис. 2.1–2.4). При проектировании таких блоков для определения производительности каждой ступени необходимо произвести балансовый расчет. Общая расчетная схема блока представлена на рисунке 3.1.

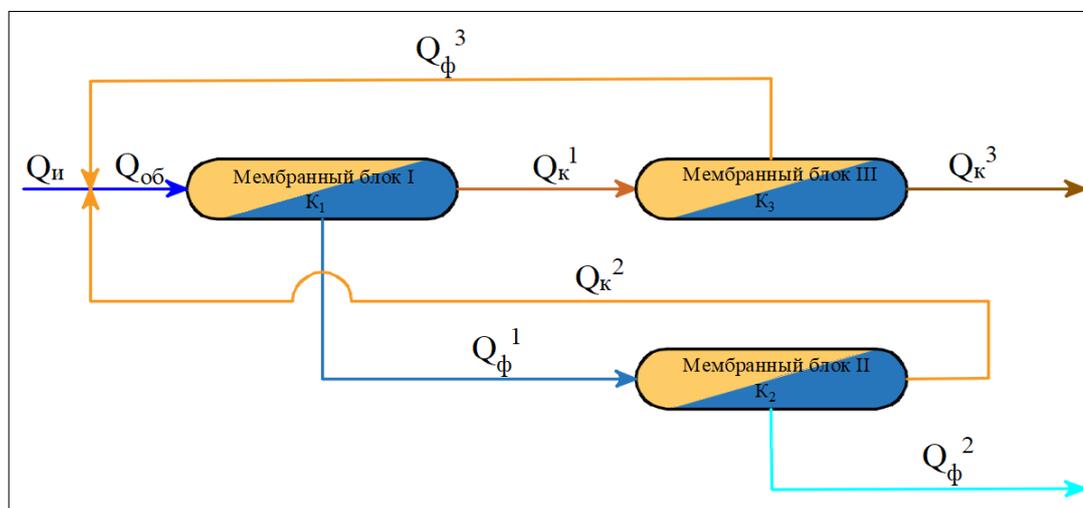


Рисунок 3.1. Балансовая схема мембранного блока

Условные обозначения: Q_и – расход исходной воды; Q_{об} – фактически обрабатываемый расход; Q_{ф¹} – расход фильтрата первой ступени; Q_{ф²} – расход фильтрата второй ступени; Q_{ф³} – расход фильтрата третьей ступени; Q_{к¹} – расход концентрата первой ступени; Q_{к²} – расход концентрата второй ступени; Q_{к³} – расход концентрата третьей ступени; K₁ – степень объемной концентрации первой ступени; K₂ – степень объемной концентрации второй ступени; K₃ – степень объемной концентрации третьей ступени.

Уравнения, описывающие данные процессы, представлены в таблице 3.1. Задавшись производительностью рассчитываемой установки и требуемыми значениями K для каждой ступени, на основе данных уравнений

может быть произведен расчет, позволяющий определить фактический расход концентрата и фильтрата для каждой ступени.

Таблица 3.1

| | |
|---------------------|--|
| Мембранный блок I | $Q_{об} = Q_{к1} + Q_{ф1} = K_1 * Q_{к1}$ $Q_{ф1} = Q_{к1} * (K_1 - 1)$ $Q_{к1} = Q_{и} / (K_1 - ((K_1 - 1)/K_2) - ((K_3 - 1)/K_3))$ |
| Мембранный блок II | $Q_{ф2} = Q_{к2} (K_2 - 1)$ $Q_{к2} = (Q_{к1} * (K_1 - 1)) / K_2$ |
| Мембранный блок III | $Q_{ф3} = Q_{к3} * (K_3 - 1) / K_3$ $Q_{к3} = Q_{ф3} / (K_3 - 1)$ |

Для проведения таких расчетов можно использовать расчетные таблицы Microsoft Excel, что значительно упрощает расчетный процесс и позволяет быстро рассмотреть несколько вариантов для подбора наиболее оптимального значения K . Результат балансового расчета для установки производительностью 100 м³/ч представлен в таблице 3.2.

Таблица 3.2

| Задаваемые значения | | | Расчетные значения | | | | | |
|---------------------|------|---------|--------------------|------|---------|---------------|------|---------|
| пар. | кол. | ед.изм. | пар. | кол. | ед.изм. | пар. | кол. | ед.изм. |
| $Q_{и}$ | 1000 | л/ч | $Q_{об}$ | 1375 | л/ч | $Q_{к1}$ | 138 | л/ч |
| K_1 | 10 | — | $Q_{ф1}$ | 1238 | л/ч | $Q_{к2}$ | 248 | л/ч |
| K_2 | 5 | — | $Q_{ф2}$ | 990 | л/ч | $Q_{к3}$ | 10 | л/ч |
| K_3 | 14 | — | $Q_{ф3}$ | 128 | л/ч | $Q_{и}/Q_{к}$ | 1 | % |

Для проектирования мембранной установки важно уметь определить такие максимальные значения K , при которых качество очищенной воды будет соответствовать требованиям, предъявляемым к очищенной воде, сбрасываемой в водный объект. Общее солесодержание концентрата определяется из балансового уравнения: количество солей, выводящихся из системы с концентратом и очищенной водой, равно количеству солей, входящих в систему с исходной водой. Требуемый расход концентрата определяется исходя из экономики рассматриваемого процесса в зависимости от конкретных условий эксплуатации проектируемой установки.

Для примера: в схемах доочистки биологически очищенной воды наиболее целесообразным является расход концентрата, составляющий 1–1,5 % от расхода очищаемой воды.

3.2 Прогноз состава очищенной воды в зависимости от значения выхода фильтрата и состава исходной воды

Рассматривая задачу в целом, для всех описываемых случаев применения мембранных блоков в разрабатываемых схемах мы произвели обработку полученных данных как с целью определения основных технологических параметров мембранной установки, так и для разработки общей методики подобных расчетов. Для прогноза качества очищенной воды с ростом величины выхода фильтрата исследовались экспериментальные зависимости, представленные во второй главе.

Зависимости величины S_f/S_n (представлены на рисунке 3.2), которая представляет собой отношение концентрации загрязнений (в данном случае концентрации NH_4^+) к ПДК в воде, сбрасываемой в водоемы рыбохозяйственного назначения, от значения выхода фильтрата при $S_{NH_4} = 12$ мг/л в исходной воде.

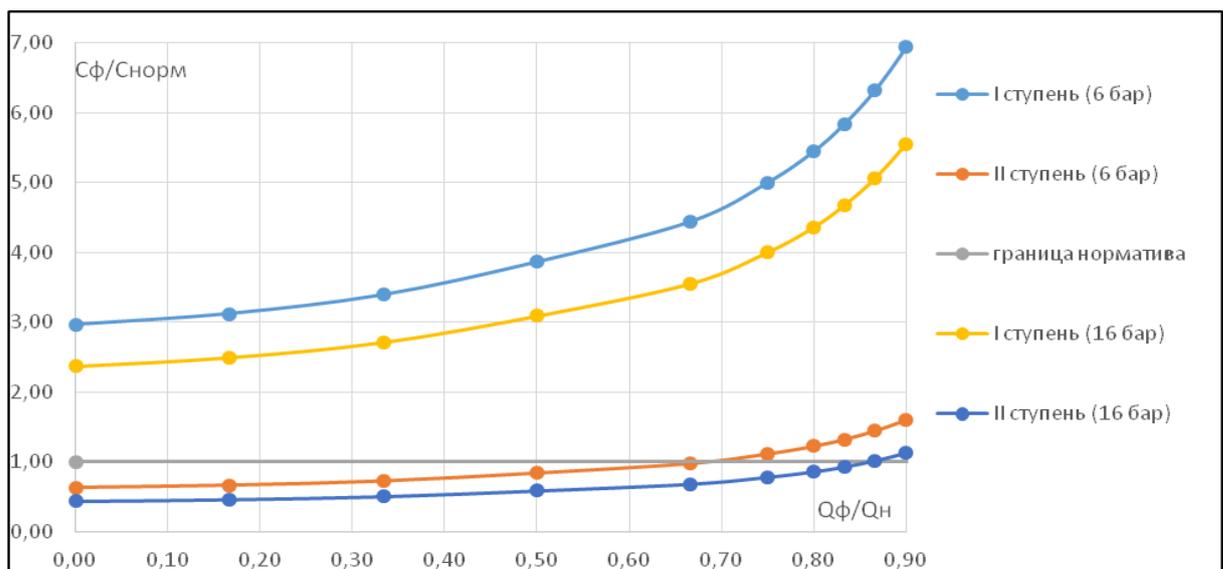


Рисунок 3.2. Зависимость значений S_f/S_n от величины выхода фильтрата Q_f/Q_n для давления в 6 и 16 бар

Как видно из рисунка 3.2, концентрация аммония в очищенной воде начинает превышать требуемое значение при определенном значении выхода фильтрата. В рассматриваемом случае для мембран второй ступени, работающих при давлении 6 бар, нам потребуется задавать значение S_f/S_n не больше 0,7. При давлении в 16 бар соотношение S_f/S_n ограничено величиной 0,86, что соответствует $K = 7,5$.

Селективность низконапорных обратноосмотических мембран напрямую зависит от соледержания обрабатываемой воды. Изменение осмотического давления исходной воды автоматически изменяет величину действующего рабочего давления и, как следствие, селективность мембраны. Присутствующие в воде органические вещества также изменяют величину осмотического давления и снижают как производительность, так и селективность мембраны.

В связи с этим весьма важным представляется учитывать зависимости, полученные экспериментально и представленные на рисунке 3.3, описывающие зависимость селективности мембраны по NH_4^+ для разных значений соледержания и ХПК в обрабатываемой воде от значения выхода фильтрата.

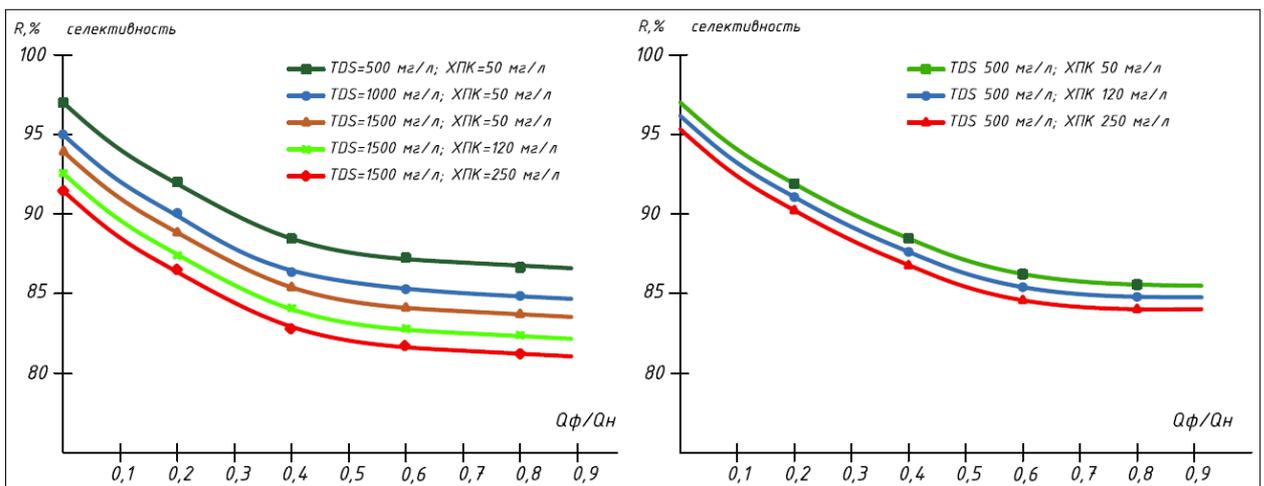


Рисунок 3.3. Зависимость селективности мембраны от значения S_f/S_n при влиянии различных величин соледержания и ХПК

Вид кривых соответствует графикам показательной функции. При проведении математической обработки экспериментальных данных при помощи Excel можно получить уравнение, описывающее интересующую нас кривую (рисунок 3.4). Исходными данными для математической обработки являлись величина расчетной селективности мембраны по общему солесодержанию при давлении 6 бар.

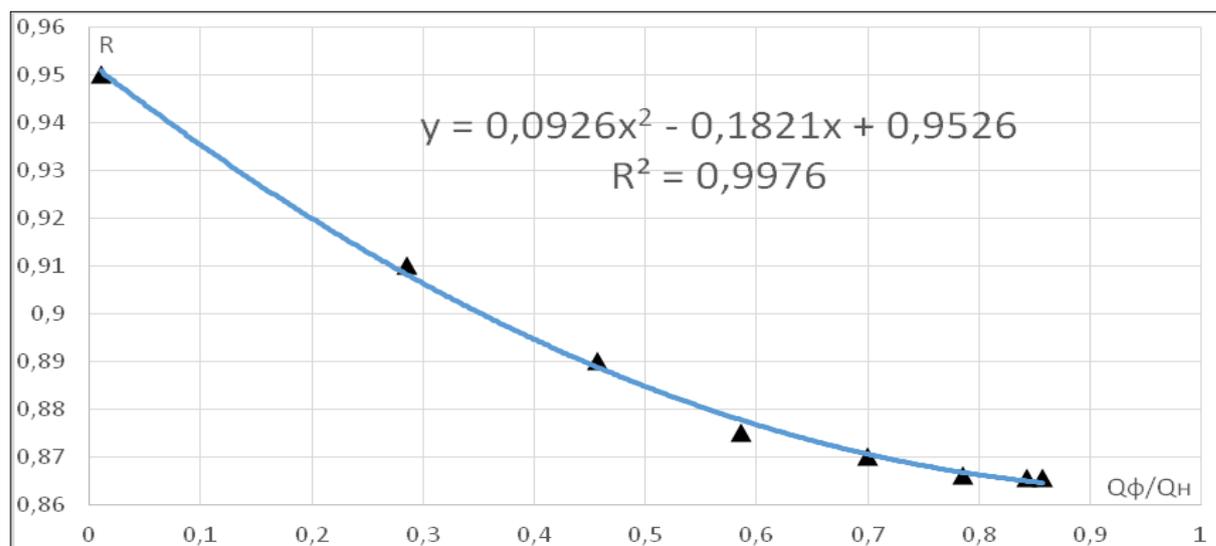


Рисунок 3.4. График зависимости селективности мембраны от значения выхода фильтрата

Выведа формулу для определения селективности мембран по NH_4^+ , можно определять значение выхода фильтрата на 1-й и 2-й ступенях очистки для различных составов сточных вод.

3.3 Определение требуемого значения выхода фильтрата и площади мембранной поверхности

Для определения величины выхода фильтрата для каждой ступени был разработан специальный алгоритм, приведенный на рисунке 3.5.

На первом шаге, зная нормативное значение концентрации NH_4^+ и задавая максимально возможные значения величины выхода фильтрата на 2-й ступени очистки (например, 0,9), выясним значение селективности мембран по NH_4^+ и, соответственно, значение концентрации NH_4^+ в воде, поступающей

на 2-ю ступень. Это значение является значением концентрации NH_4^+ в фильтрате первой ступени.

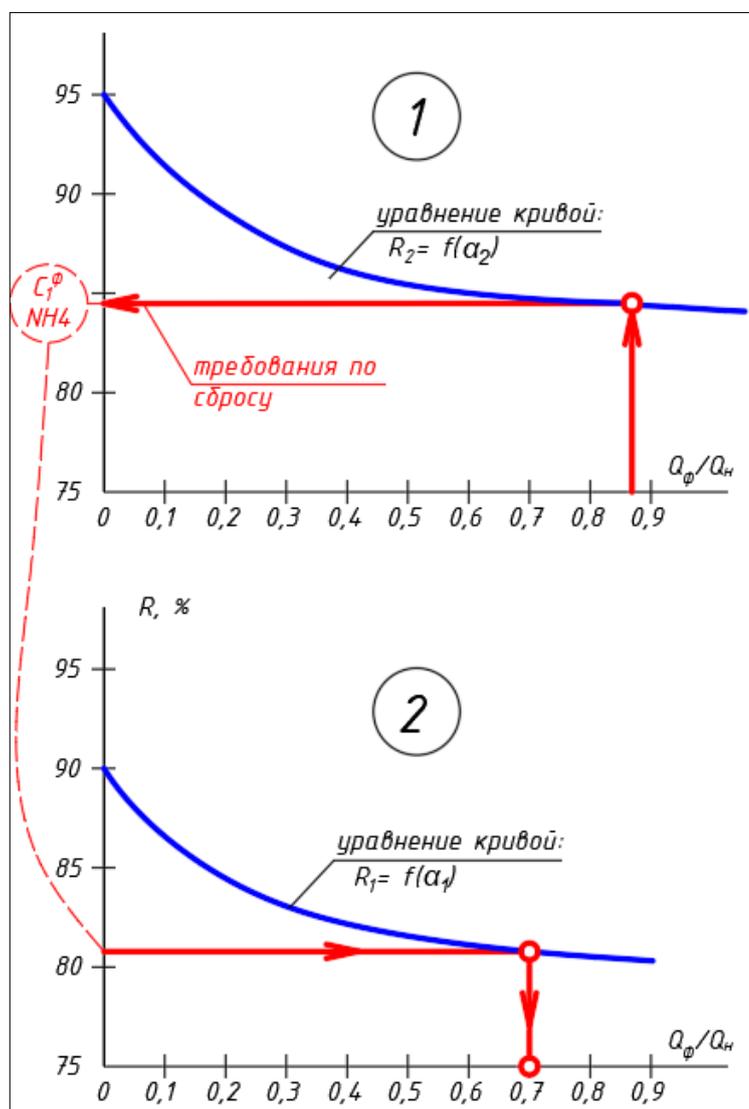


Рисунок 3.5. Определение требуемого значения выхода фильтрата в зависимости от концентрации NH_4^+ в исходной воде (зависимости селективности мембраны BLN от К: 1 – на 2-й ступени; 2 – на 1-й ступени)

На втором шаге по формуле определим селективность мембраны по NH_4^+ и величину выхода фильтрата, соответствующие полученному значению селективности мембран на 1-й ступени.

Для расчета требуемого количества мембран были проанализированы полученные зависимости их производительности от кратности снижения объема исходной воды, значения величины общего солесодержания, значения

ХПК в обрабатываемой сточной воде. Данные зависимости были получены в ходе экспериментов, описанных во второй главе (рисунок 3.6).

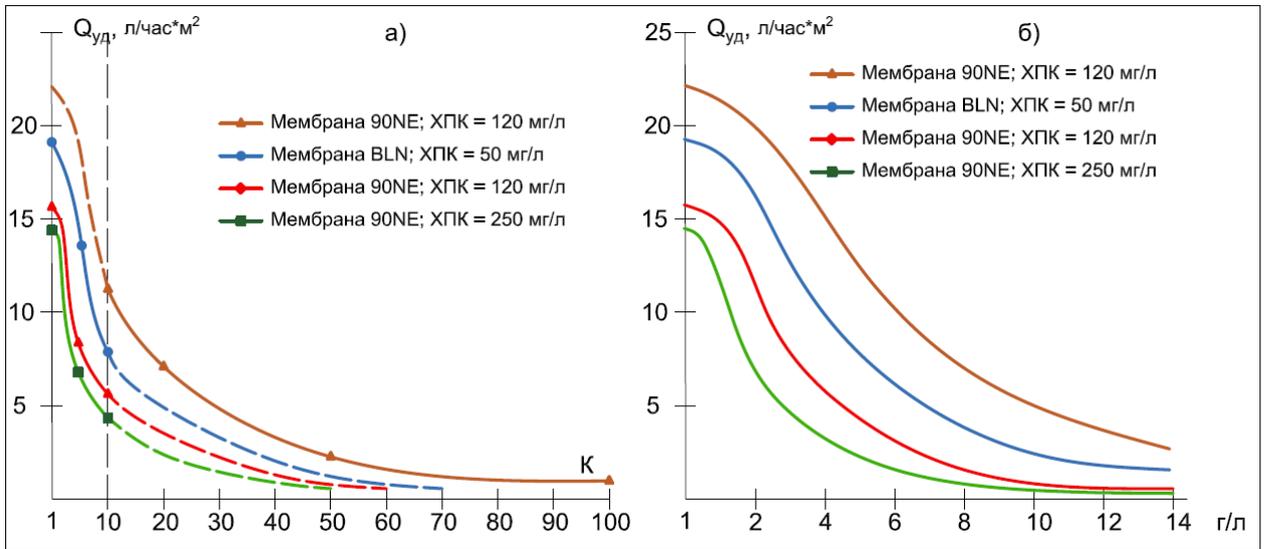


Рисунок 3.6. Зависимость удельной производительности мембран BLN и 70NE от величины K (а) и величины общего солесодержания в обрабатываемой воде

Для расчета площади мембранной поверхности, требуемой для достижения заданной величины выхода фильтрата, воспользуемся следующим методом: представим весь объем, полученный в процессе эксперимента, в виде объемов воды, полученных в диапазонах изменения K (для примера: от 1 до 2, от 2 до 3, от 3 до 7). Чтобы определить объем полученного фильтрата, в качестве примера были использованы графики, показанные на рисунке 3.6, где приведены зависимости удельной производительности мембран от значения K (а) и объема отфильтрованной воды (б), и полученные в ходе эксперимента, описанного в п. 2.4.

Определение удельных производительностей мембран, соответствующих диапазонам K , осуществлялось при помощи зависимостей, представленных на рисунке 3.7. Для каждого значения K на рисунке (а) определяем значение удельной производительности. На рисунке (б) по величине удельной производительности определяем величину полученного объема.

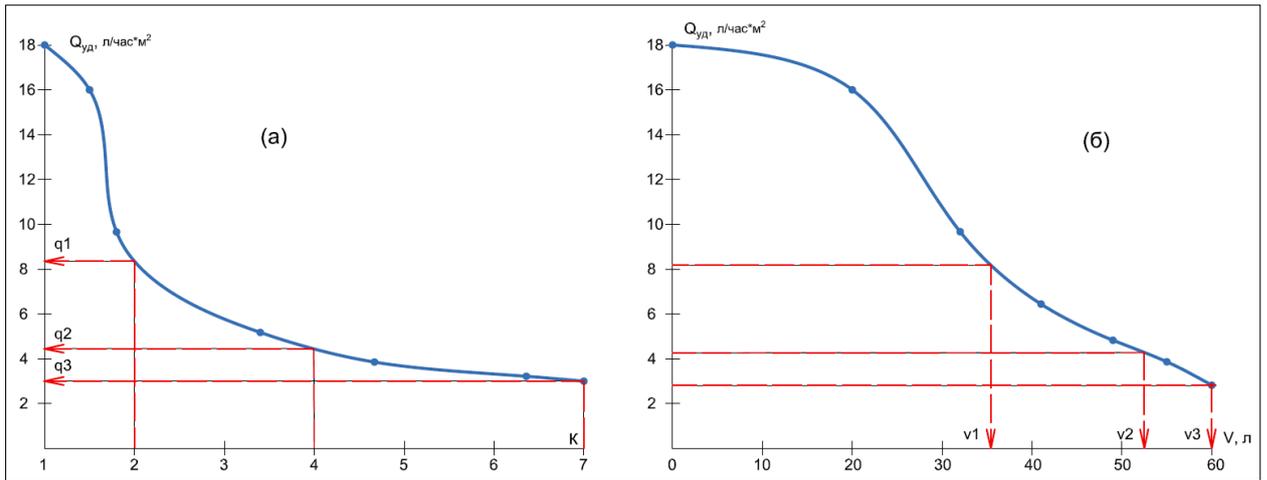


Рисунок 3.7. Изменение удельного расхода фильтрата в процессе проведения эксперимента. Зависимости удельной производительности мембран:

а – от величины K ; б – от полученного объема фильтрата

На рисунке 3.8 представлено изменение значений средней (в каждом исследуемом диапазоне изменения K) величины удельной производительности мембран от коэффициента K . Величина средней удельной производительности для каждого диапазона K определялась как среднее арифметическое от значений удельной производительности в первой и последней точках выбранного диапазона. На этом же графике представлены объемы полученного фильтрата для каждого диапазона для первой части проведенного эксперимента (на сточной воде из первичных отстойников), когда семьдесят литров исходной сточной воды обрабатывались с применением мембран BLN-типа.

Определение требуемой площади мембран BLN-типа и требуемого количества мембран осуществлялось при помощи данных, представленных на рисунке 3.7. Зная значения объема отфильтрованной воды и величину средней удельной производительности мембран, можно определить значение площадей мембран, необходимое для получения требуемого объема фильтрата.

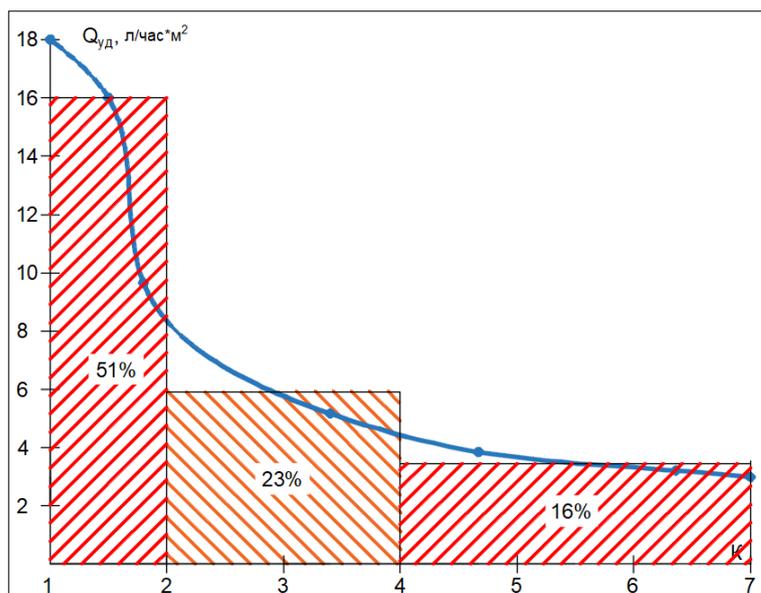


Рисунок 3.8. Определение средней удельной производительности мембраны в заданном диапазоне измерений K

Впоследствии предлагаемый выше ручной метод был дополнен математическим аппаратом, предоставляемым программой Microsoft Excel, что позволяет производить такие расчеты автоматически и легко определять требуемую площадь мембраны при задаваемом значении K.

На рисунке 3.9 представлен результат математической обработки зависимости объема обработанной воды от времени фильтрования.

Взяв производную от показательной функции $Y=24,294\ln(x) - 7,0268$, описывающую данную зависимость, можно получить график удельной производительности мембраны в зависимости от времени T (рисунок 3.10). Величина фильтрата, полученного в процессе эксперимента, зависит от значения коэффициента K и связана с ним зависимостью, представленной на рисунке 3.11.

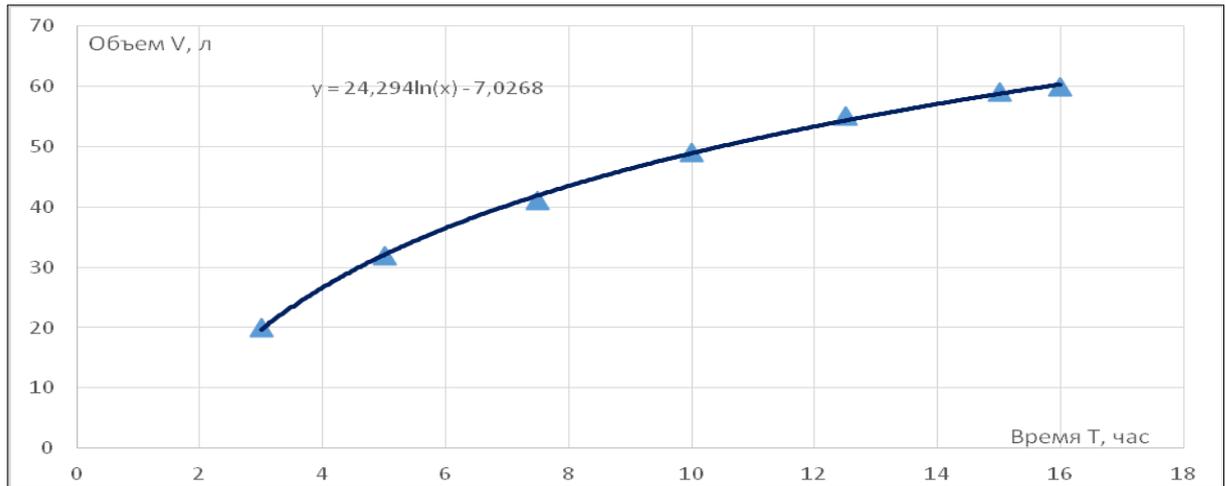


Рисунок 3.9. Математическая обработка зависимости объема фильтрата от времени

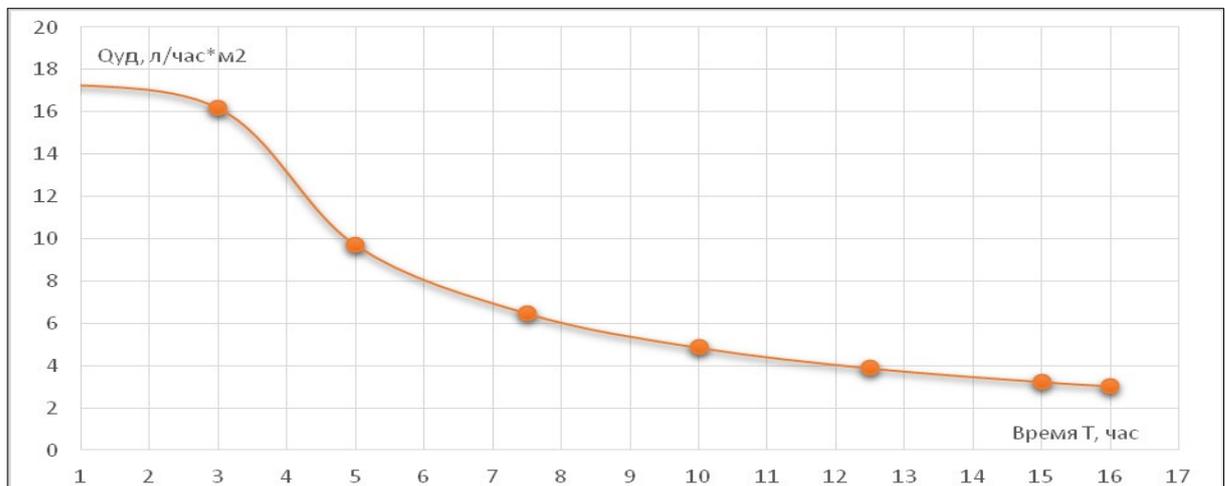


Рисунок 3.10. Зависимость удельной производительности от времени

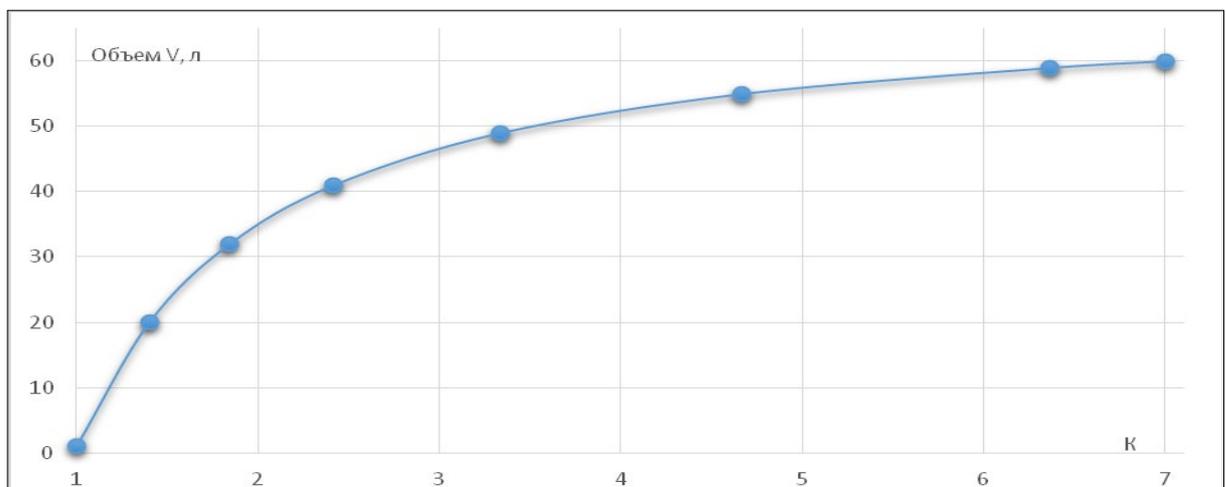


Рисунок 3.11 Зависимость объема фильтрата от коэффициента K

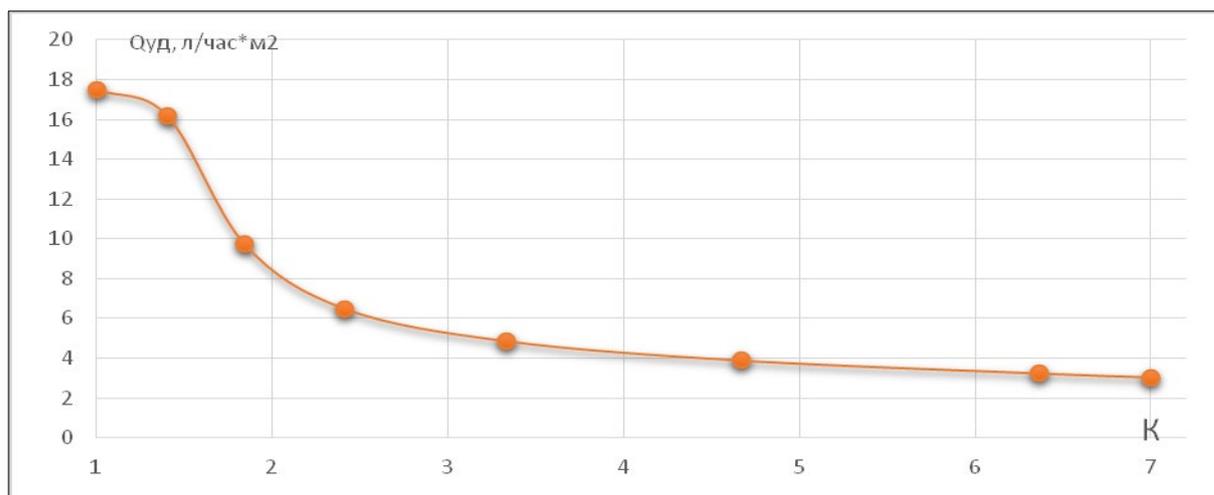


Рисунок 3.12. Зависимость удельной производительности $Q_{уд}$ от значения K

Зная зависимости объема V от времени T (рисунок 3.9) и объема V от K (рисунок 3.11), можно получить зависимость удельной производительности мембраны от K , заменив T на зависимость T от K (рисунок 3.12).

Для определения площади мембран S , требующейся для установки производительностью в 1 м^3 в час, с заданной величиной K требуется объем фильтрата разделить на удельную производительность мембран. Для определения требуемой площади мембран в установке, у которой значение соотношения расхода исходной воды и расхода концентрата составляет K , необходимо на графике зависимости V от K (рисунок 3.11) каждое значение прироста объема при определенном значении K разделить на удельную производительность мембраны (dV/dT), соответствующую значению K . Для расчета площади мембран установки производительностью 1 м^3 в час при K равном семи нужно просуммировать все значения площадей мембран при приросте объема фильтрата при изменении K от единицы до семерки, т.е. проинтегрировать функцию зависимости V/Q от K . Получим зависимость значения площади мембран S от K (рисунок 3.13). Чем больше K , тем больше требуется площадь мембран, т.к. с ростом K удельная производительность мембран падает.

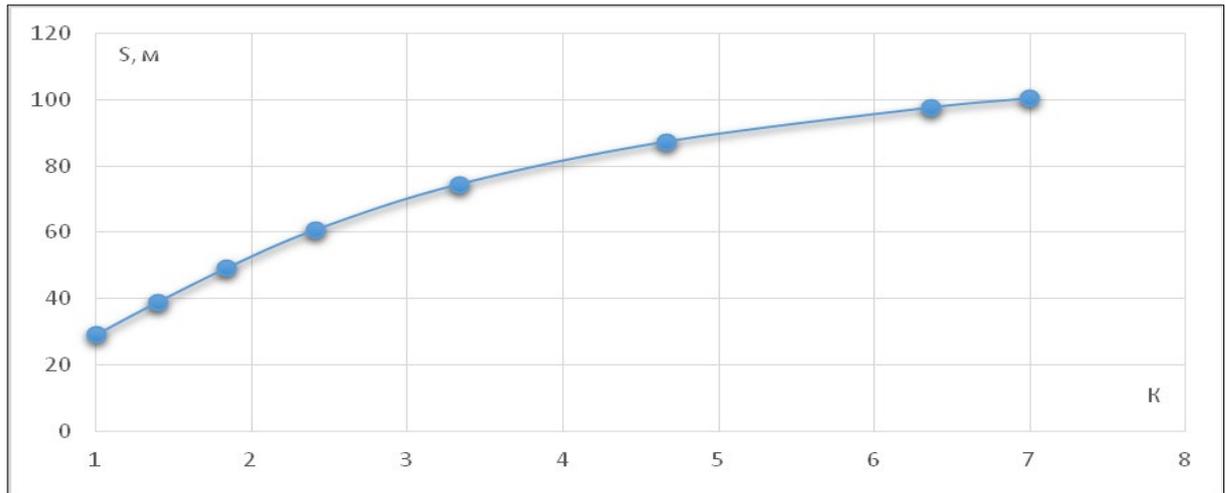


Рисунок 3.13. Зависимость требуемой площади мембраны S от значения K

Воспользовавшись приведенным алгоритмом, автор также определил площадь мембран, требуемую для обработки (140 л/ч) концентрата, с использованием мембран NE-типа. Для расчета количества мембранных аппаратов принималось, что площадь мембран в аппаратах типа 4040 составляет 10 м^2 .

Расчет балансовой схемы был произведен по ранее описанному алгоритму, его результаты сведены в таблицу 3.3.

Таблица 3.3 – Расчетные характеристики блока $1 \text{ м}^3/\text{ч}$

| Задаваемые значения | | | Расчетные значения | | | | | |
|---------------------|------|---------|--------------------|------|---------|-------|------|---------|
| пар. | кол. | ед.изм. | пар. | кол. | ед.изм. | пар. | кол. | ед.изм. |
| Qi | 1000 | л/ч | Qоб | 1438 | л/ч | Qк1 | 205 | л/ч |
| K1 | 7 | - | Qф1 | 1233 | л/ч | Qк2 | 247 | л/ч |
| K2 | 5 | - | Qф2 | 986 | л/ч | Qк3 | 14 | л/ч |
| K3 | 15 | - | Qф3 | 192 | л/ч | Qi/Qк | 1 | % |

На рис. 3.12 представлен вариант подсоединения мембранных элементов на 1-й и 2-й ступенях.

Данная схема включает в себя 1-ю ступень очистки очищаемой воды и блок уменьшения объема концентрата. Исходная вода, прошедшая предварительную очистку, насосами (1) подается на мембранные элементы типа BLN (2). Фильтрат отправляется на установку обратного осмоса 2-й ступени, а концентрат, обработанный сначала на обратноосмотических

мембранах BLN, отправляется под остаточным давлением на дальнейшую обработку на нанофильтрационных мембранах типа NE-70 (5), концентрат после которых собирается в емкость (3) и далее при помощи насосов (4) перекачивается на 3-ю ступень обработки, реализованную также на нанофильтрационных мембранах NE-70. В технологическом процессе расход конечного концентрата снижается до 1% от производительности блока. Фильтраты от блока обработки концентрата смешиваются и направляются на очистку в начало технологической цепочки водоочистной установки.

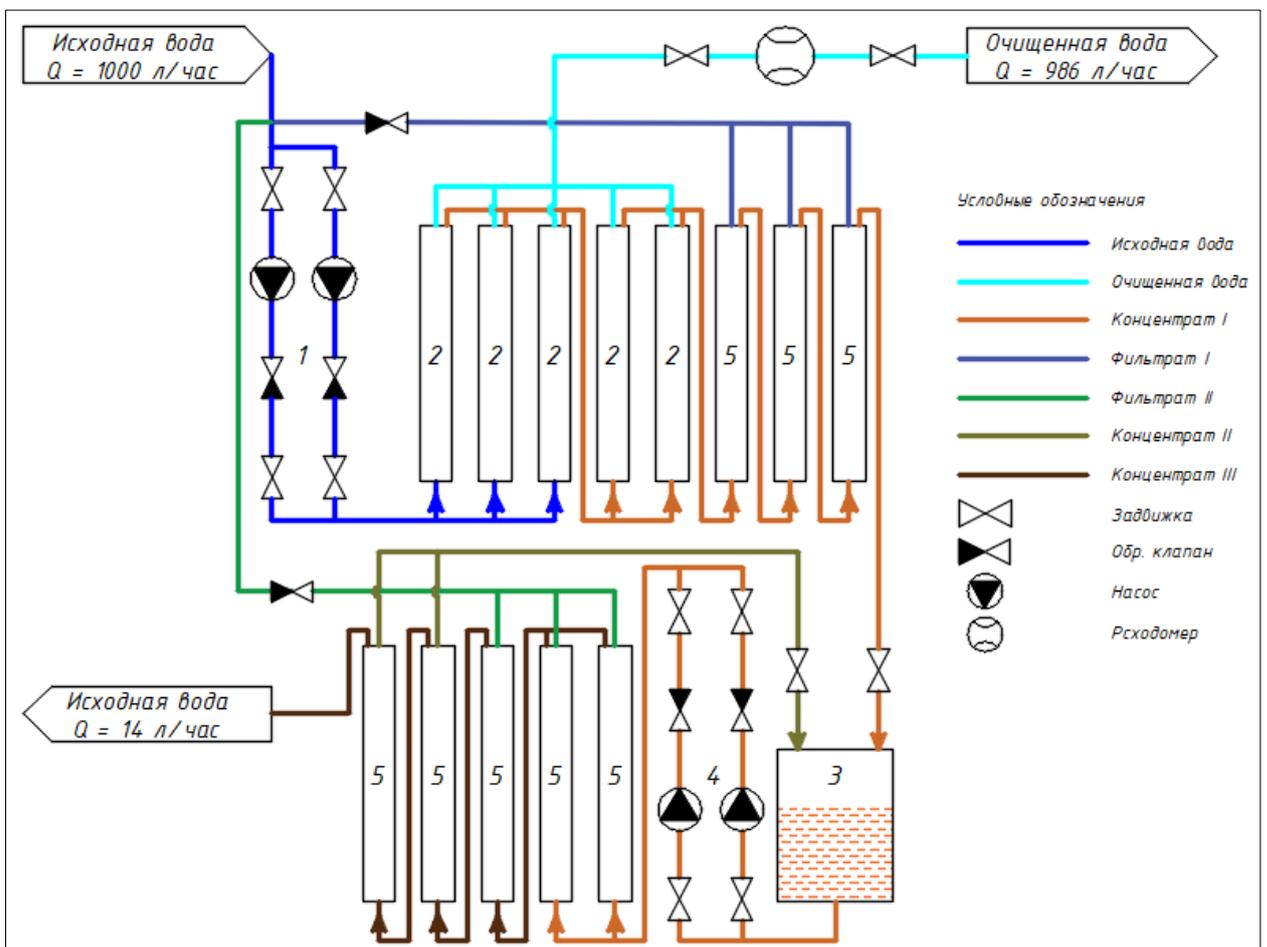


Рисунок 3.14. Принципиальная технологическая схема блока ОО

3.4 Определение параметров работы ультрафильтрационной установки предочистки перед блоком обратного осмоса

Задача состояла в оптимизации процесса ультрафильтрационного фильтрования, т.е. определении таких рабочих параметров, как величина рабочего давления, величина продолжительности цикла фильтрации, значение энергетических затрат на процессы фильтрования и обратной промывки, при которых общие затраты будут минимальны.

Экспериментальные исследования показали, что чем чаще проводятся промывки, тем больший требуется часовой расход промывной воды и тем меньше оказывается значение КПД мембран (разница между величиной отфильтрованной воды и ее количеством, израсходованным на проведение промывок).

Эффективность обратных промывок зависит от значения давления и их продолжительности [82, 93, 94]. Их эффективность может быть оценена по степени удаления (в %) общего количества взвешенного вещества, накопленного на мембранной поверхности в течение всего фильтроцикла.

При рассмотрении затрат на проведение промывок автор исходил из того, что для удаления осадка с мембранной поверхности, полученного при фильтровании воды с содержанием взвешенных веществ 20–50 мг/л, продолжительность промывки составляла 30–60 секунд соответственно. Промывки проводились при давлении 2 бар, а длительности фильтроциклов составляли 4, 8 и 12 минут, что соответствует 15; 7,5 и 5 раз за час. Эти данные продемонстрированы на рисунке 3.15.

Обработка экспериментальных данных представлена на рисунке 3.16, который описывает общую зависимость производительности мембраны от содержания взвеси в исходной воде и частоты проводимых промывок. Частота промывок изменяет продолжительность фильтроцикла и величину общей производительности мембран.

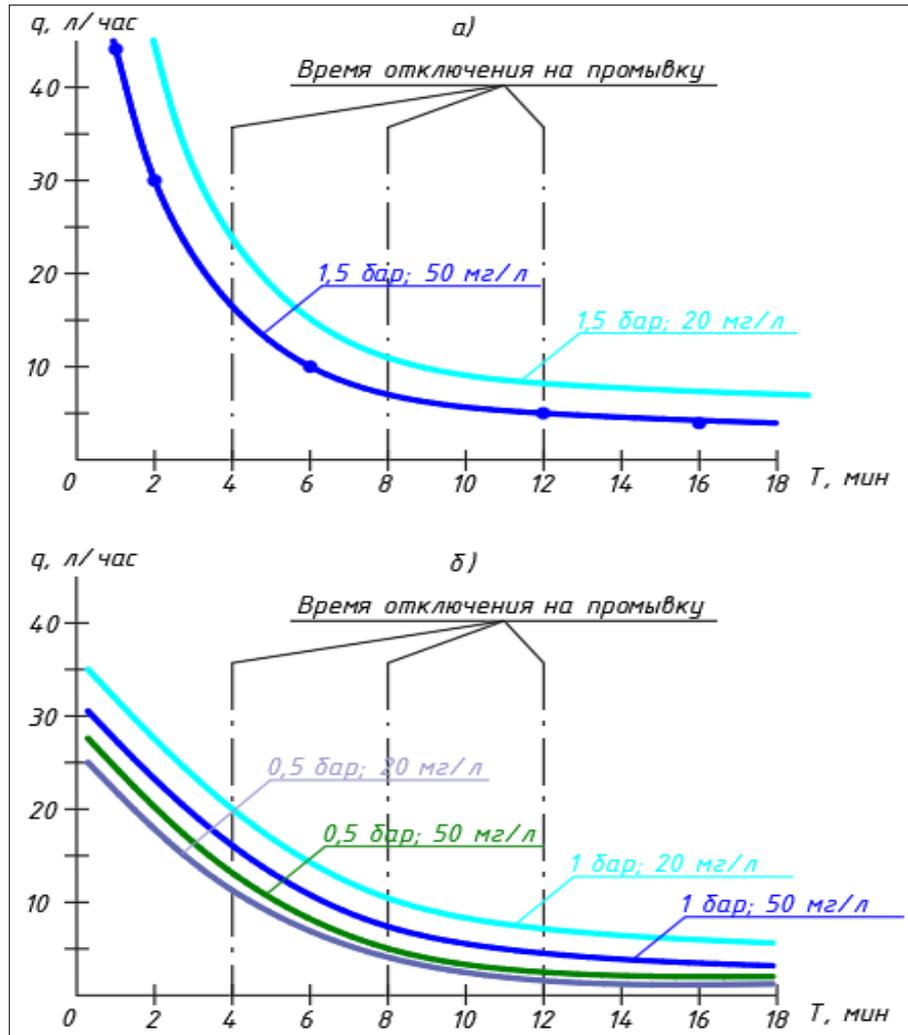


Рисунок 3.15. Изменение производительности мембранного аппарата в процессе фильтрования, проведённого при различной величине давлений

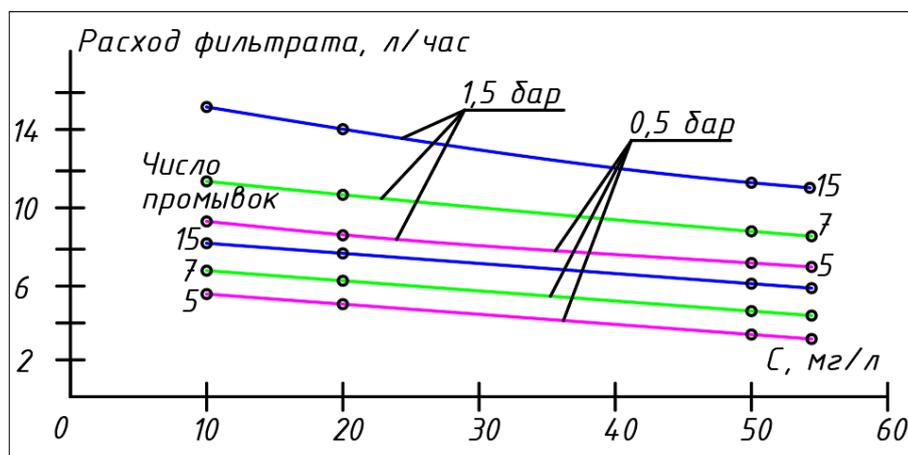


Рисунок 3.16. Расчет количества фильтрата, получаемого при фильтровании в зависимости от частоты промывок

При увеличении концентрации взвеси в исходной воде общая производительность установки падает. На рисунке 3.17 представлена зависимость расхода воды на промывку от концентрации взвеси в очищаемой воде и частоты проведения промывных процедур. Как видно из графика, с ростом концентрации взвешенных веществ в исходной воде увеличиваются расходы на промывку за счет увеличения ее продолжительности и частоты.

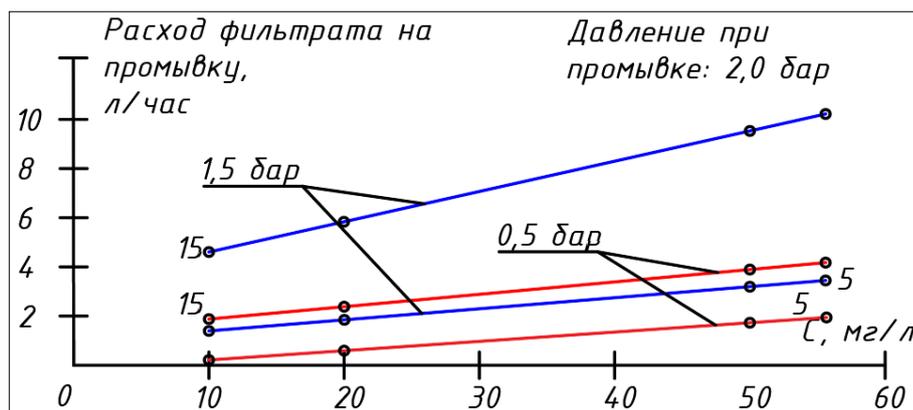


Рисунок 3.17. График зависимости расхода воды на промывку от ее частоты и концентрации взвеси в исходной воде

На рисунке 3.18 представлен пример получения зависимостей полезного расхода воды от концентрации взвешенных веществ в очищаемой воде при фильтровании для различных условий промывки.

Для каждого варианта частоты промывки построены зависимости таких величин, как общий расход фильтрата, расход фильтроцикла, общий расход промывной воды, величина полезного расхода воды, определяемая как разница между общим расходом фильтрата и расходом воды на промывку, от концентрации взвеси в исходной воде.

При определении значения удельных энергозатрат автор исходил из того, что площадь мембранной поверхности в мембранном элементе составляет 1 м^2 . При расчете количества электроэнергии было принято, что, исходя из характеристик центробежных насосов, затраты электроэнергии на поднятие 1 м^3 на высоту 5 м составляют 0,1 кВт.

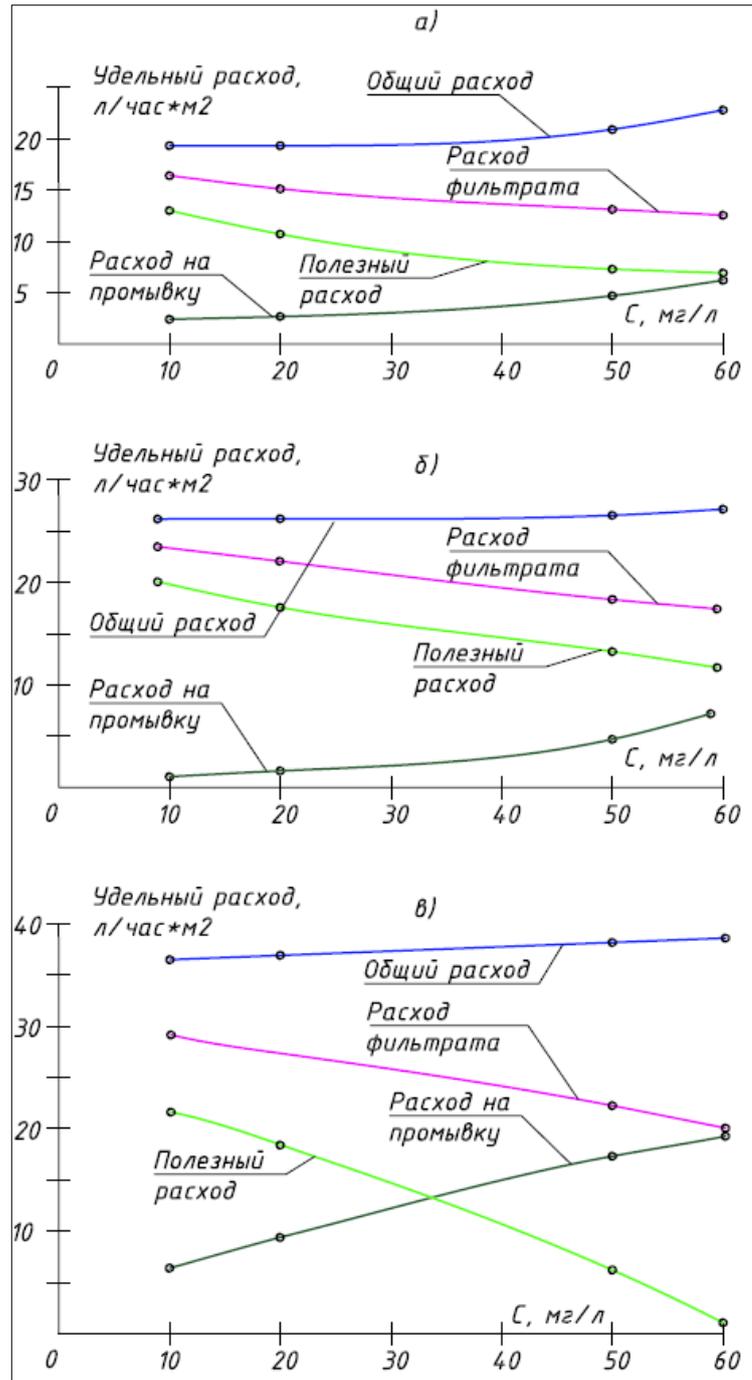


Рисунок 3.18. Зависимость удельного расхода воды от значения концентрации взвешенных веществ в очищаемой воде для разных режимов промывок

На рисунке 3.19 показаны величины удельных расходов электроэнергии, рассчитанные для общего расхода воды, показанного на рисунке 3.17. Для определения величины «реального» удельного расхода электроэнергии были

определены расходы электроэнергии на получение «полезного» расхода воды (как отношение произведения $Q_{уд} \cdot Q_{общ}$ к величине полезного расхода).

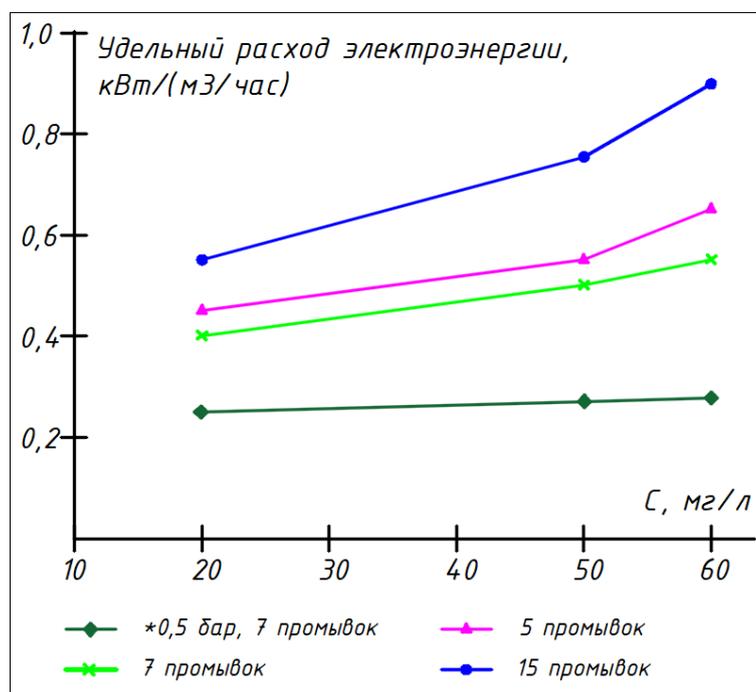


Рисунок 3.19. Зависимость удельного расхода электроэнергии от частоты промывок и концентрации взвешенных веществ в исходной воде

Это показывает, что при расчете реального расхода электроэнергии нужно учитывать то обстоятельство, что энергия тратится как на фильтрование, так и на промывку, а при расчете удельного расхода электроэнергии должны учитываться все расходы электроэнергии на получение только «полезного» расхода воды (за вычетом расхода на промывку), идущего к потребителю (рисунок 3.15). На рисунке 3.19 показаны расчеты удельных расходов электроэнергии для фильтрования взвеси под давлением 1,5 бара при частотах проведения промывок 15; 7,5 и 5 раз в час. Для сравнения приведены результаты определения удельных затрат электроэнергии для случая фильтрования при давлении 0,5 бара и частоте 7,5 промывок в час.

Как показано на рисунке 3.16, значение удельной производительности мембран при давлении 0,5 бара существенно меньше, чем при давлении 1,5 бара. Однако при высоких давлениях работает другой фактор –

«закупорка» мембраны, что приводит к понижению удельной производительности мембран и увеличению затрат на проведение промывок [95].

На рисунке 3.20 представлены результаты определения площади мембранной поверхности, необходимой для обеспечения требуемой производительности.

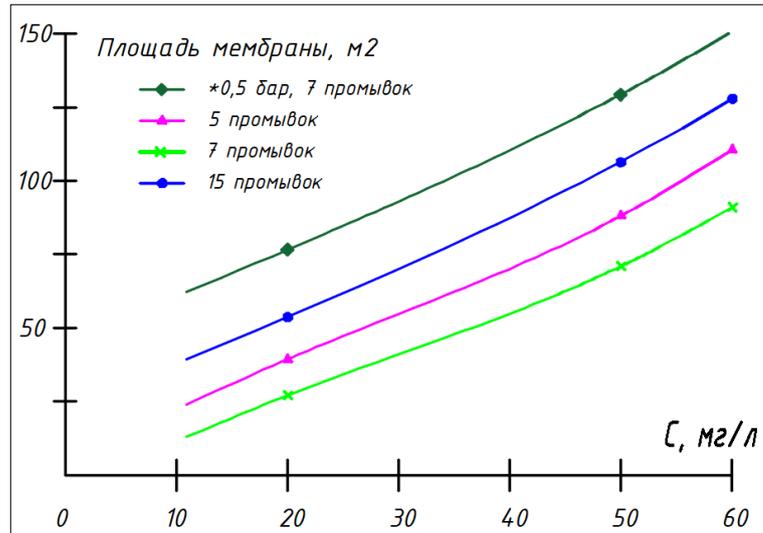


Рисунок 3.20. График зависимости требуемой площади мембран от частоты промывок и концентрации взвеси в исходной воде

Требуемые площади мембранной поверхности рассчитаны для 5; 7,5 и 15 промывок в час. Для сравнения приведена зависимость площади мембранной поверхности от концентрации взвешенных веществ в исходной воде для фильтрации при давлении 0,5 бара при 7,5 промывок в час.

3.5 Осадкообразование, скорость роста загрязнений и частота промывок для мембран обратного осмоса

В настоящей работе не ставились цели изучения осадкообразования на мембранах, поэтому при разработке рекомендаций по эксплуатации установок были взяты готовые результаты экспериментальных данных по осадкообразованию.

Скорость образования карбоната кальция на обратноосмотических мембранах (в нашем случае на мембранах 1-й ступени) в случае очистки сточных вод оказывается на 30–40 % меньше, чем при обработке природной воды с такими же показателями жесткости и щелочности. Это связано, по-видимому, с наличием в воде органических веществ, которые адсорбируются не только на мембранах, но и на образующихся кристаллах карбоната кальция, играя роль ингибиторов, поэтому и в технологических схемах, естественно, имеет место дозирование ингибиторов.

Интенсивность образования карбоната кальция зависит от концентраций кальция, бикарбонат-ионов, рН, величины общего солесодержания. Поскольку в работе рассматривается очистка в основном северных вод, отличающихся низким содержанием жесткости, осадкообразование в этих случаях оказывается значительно менее интенсивным.

Механизм образования органических осадков состоит в образовании адсорбционного слоя на поверхности мембран, который слабо влияет на потерю мембранами производительности и ухудшение селективности. В связи с этим основным мероприятием по контролю образования органических загрязнений являются химические промывки мембран с целью удаления органических осадков специальными растворами, содержащими поверхностно-активные вещества. Основной задачей при составлении рекомендаций по эксплуатации установок обратного осмоса является определение времени между проведением промывок и расходов моющих растворов.

На нижеприведенных графиках показаны результаты скоростей образования карбоната кальция и адсорбции органических загрязнений на обратноосмотических и нанофильтрационных мембранах в процессе обработки сточной воды и сокращения расхода концентрата. Определение скоростей образования осадков производилось в соответствии с разработанной А.Г. Первовым методикой [68]. Методика состоит в

определении концентраций осаждающихся веществ в исходной воде, очищенной воде (пермеате) и циркулирующем через установку концентрате и в последующем определении количества образовавшихся на мембранах отложений в каждый момент времени путем вычисления баланса масс.

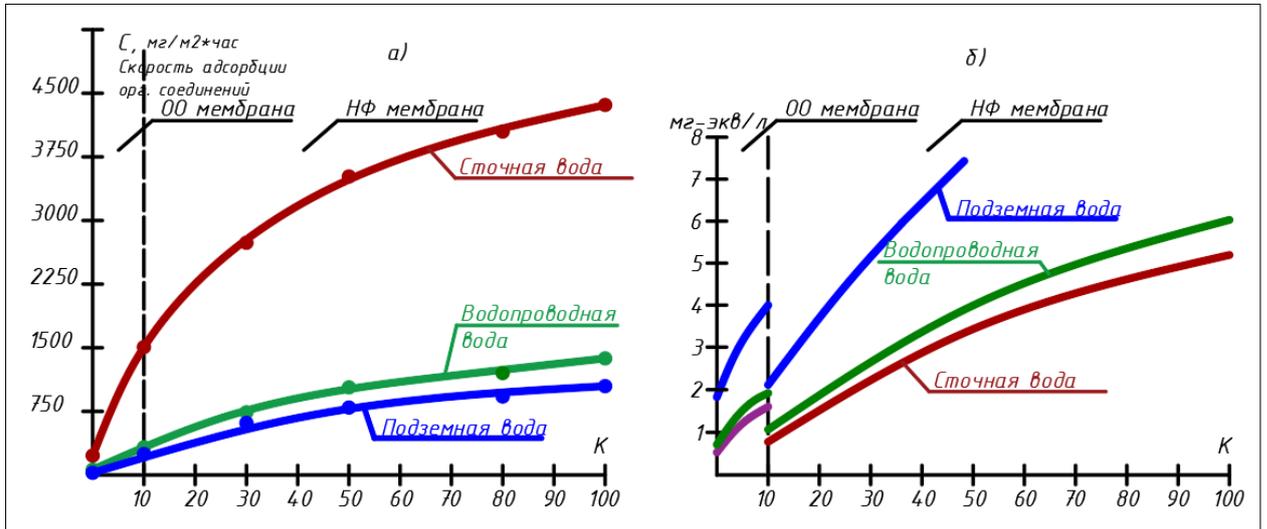


Рисунок 3.21. (а) Определение скоростей адсорбции органических веществ на мембране. (б) Определение скоростей роста осадка карбоната кальция, вода с добавлением ингибитора Аминат-К

На рис. 3.21 показаны зависимости скоростей роста осадка карбоната кальция и сорбции органических загрязнений на мембранах 1-й и 2-й ступеней в зависимости от значения коэффициента К (коэффициента снижения объема). Для сравнения приведены ранее определенные зависимости скоростей роста осадка карбоната кальция от К при обработке воды московского водопровода, при обработке подземной воды для нужд питьевого водоснабжения. Также определены зависимости роста на мембранах органических осадков при обработке сточной воды, и для сравнения приведены скорости роста загрязнений при обработке подземных вод с высокой цветностью и речной воды. Как показывают расчеты, скорости осадкообразования на мембранах в процессе доочистки сточной воды не превышают значения скоростей осадкообразования на мембранах, наблюдающихся в мембранных установках, используемых в питьевом водоснабжении.

Для эффективной эксплуатации мембранных установок используются химические промывки. На рис. 2.27 уже были показаны результаты экспериментов по отмывке мембран от органических осадков с применением современных моющих композиций, поставляемых НПО «Траверс». Как показывают результаты экспериментов по отмывке мембранных аппаратов, использованных в длительных экспериментах по концентрированию сточной воды, отмывки полностью удаляют образовавшиеся органические соединения.

Эксперименты, проведенные по концентрированию сточной воды, являются пилотными ресурсными испытаниями мембран в намного более жестких условиях, чем при очистке просто сточных вод. Как видно из графика зависимости, скорости осадкообразования при $K=2-3$ и при ХПК исходной воды равном 120 составляют порядка 20 мг/час, а общее количество осадка, образовавшееся на мембранах в течение эксперимента и удаленное с мембран, составило 20 000 мг. Это значит, что количество отложений на мембранах соответствовало 1000 часам. Как показывает опыт изучения образования органических осадков на мембранах [68], органические вещества адсорбируются на мембранах и образуют тонкую пленку. После образования адсорбционной пленки скорость адсорбции сокращается. Адсорбционная пленка незначительно влияет на снижение производительности. Поэтому полученные данные позволяют определять скорости образования органических осадков и прогнозировать количество отложений, а также подбирать время проведения химических промывок. В качестве примера: на рисунке 3.22 представлен график зависимости количества отложений на мембранной поверхности от времени работы установки.

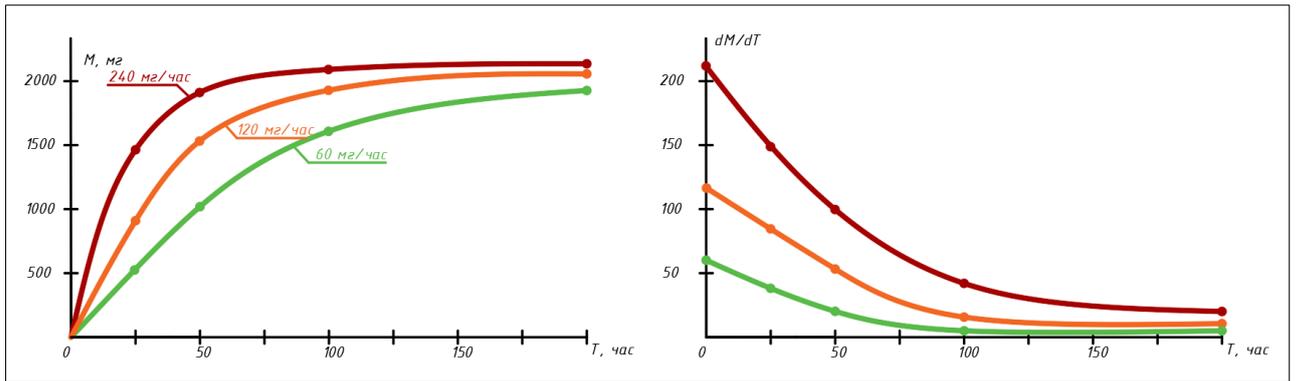


Рисунок 3.22. Количество отложений на мембранной поверхности от времени работы установки и производная от него

Промежуток между промывками определяется по графику зависимости массы осадка от времени. Поскольку в описанном случае удалось удалить с мембраны 20 г, выбирается такое время между промывками, чтобы масса осадка не превышала этого значения на 1 м^2 поверхности, с учетом возможного падения производительности мембраны, представленной на рисунке 3.23.

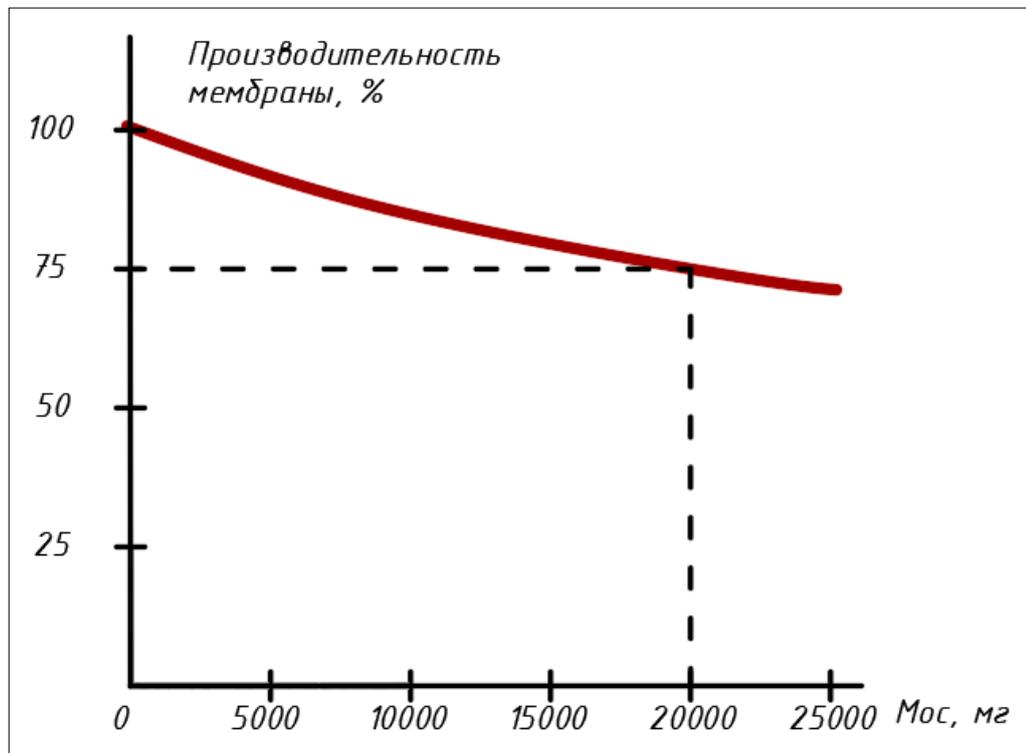


Рисунок 3.23. Зависимость производительности мембраны от количества задержанного ею осадка

3.6 Выводы по главе 3

1. Проведенный анализ экспериментальных данных позволил выработать методику определения необходимых технологических параметров мембранных блоков для рассматриваемых технологических схем, таких как:
 - требуемое значение выхода фильтрата,
 - состав обработанной воды,
 - требуемая площадь и количество мембранных аппаратов.
2. Исследование работы ультрафильтрационных мембран дало представление о зависимостях между энергетическими затратами, рабочим давлением и режимом промывок, что позволило определить оптимальные параметры работы таких установок при работе в качестве блока предочистки биологически очищенной сточной воды перед блоком мембран обратного осмоса.
3. В результате комплексного исследования работы мембранных установок была разработана балансовая (рис. 3.1) и технологическая (рис. 3.14) схемы технологии обратного осмоса. Обработка экспериментальных данных позволила составить технико-экономическое обоснование применения обратного осмоса при реконструкции существующих и строительстве новых блоков биологической очистки сточных вод, которое приведено ниже в следующей главе данной работы.

ГЛАВА 4. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ ПРИМЕНЕНИЯ ОБРАТНОГО ОСМОСА В РАССМАТРИВАЕМЫХ СХЕМАХ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

4.1 Оптимизация работы установок ультрафильтрации и режимов их промывки

При проектировании КОС, на которых основной процесс очистки будет осуществляться с помощью технологии обратного осмоса, в некоторых случаях представляется более целесообразным дополнить процесс гравитационного отделения активного ила процессом ультрафильтрации, что существенно снизит нагрузку по взвешенным веществам на ступень ОО. При использовании технологии МБР данную функцию берет на себя погружной модуль, однако в тех случаях, когда она не применяется, более оптимальным представляется использование мембранных элементов выносного типа.

Для понимания основных технико-экономических показателей данного процесса необходимо определение оптимальных времени промывки мембран, времени фильтроцикла и величины рабочего давления.

Анализ результатов эксперимента, описанного в главах 2 и 3, позволяет рассчитать эксплуатационные затраты для установок, исходя из стоимости замены мембранных элементов (данная величина напрямую зависит от их общего исходного количества) и расходов на электроэнергию, которая при постоянном (требуемом для процесса) расходе будет напрямую зависеть от выбранного рабочего давления [96–98]. Наиболее удобным для этого представляется использование графического метода, показанного на рисунке 4.1, определяющего оптимальную величину давления для очистки воды с исходным содержанием взвешенных веществ 20 мг/л. Оптимальной величиной рабочего давления для конкретного случая являлось значение 1,1–1,3 бара.

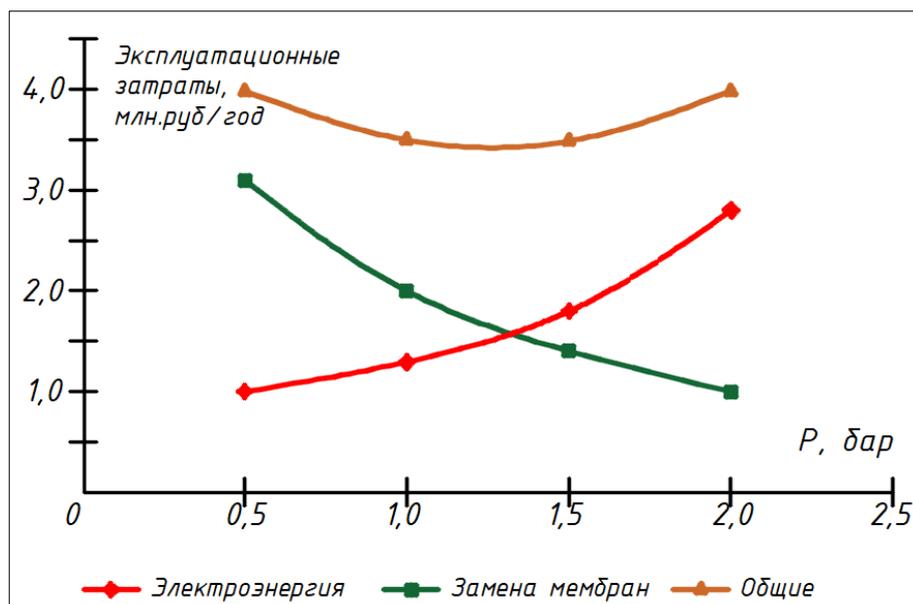


Рисунок 4.1. Способ определения требуемой величины рабочего давления для системы предочистки на ультрафильтрационных мембранах

Пользуясь данным методом, можно определить оптимальное рабочее давление и для случаев, когда вынос взвеси из вторичного отстойника будет 50 мг/л или 100 мг/л. Такие случаи бывают, когда при реконструкции КОС возникает необходимость увеличить гидравлическую нагрузку на отстойник, а возможности организации дополнительной площади отстаивания нет и методы интенсификации исчерпали себя либо когда биологическая очистка не используется вовсе, а КОС являются блочно-модульным объектом сверхмалой производительности. Полное описание результатов данной работы представлено в статье [85].

4.2 Выбор оптимальной величины рабочего давления при обработке обратным осмосом биологически очищенных сточных вод

Эксплуатационные затраты при применении обратного осмоса напрямую зависят от общего солесодержания очищаемой воды [81], и, как показал эксперимент, дополнительное влияние будет оказываться со стороны ХПК.

К основным составляющим эксплуатационных затрат относятся: электроэнергия, замена мембранных элементов и промывные реагенты, поэтому при проектировании основной задачей является определение оптимальных значений таких параметров, как величина выхода фильтра и рабочее давление.

В качестве примера: воспользовавшись графическим методом, результат применения которого представлен на рисунке 4.2, мы определяем оптимальное значение давления для установки производительностью 1 м³/час.

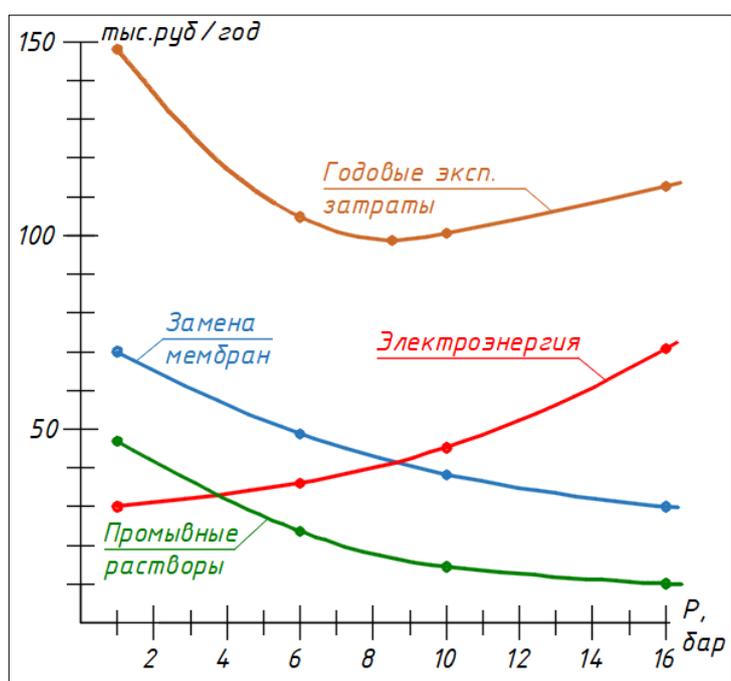


Рисунок 4.2. Способ определения требуемой величины рабочего давления для обратноосмотических мембран

Как видно из графиков, с увеличением рабочего давления растет и удельная производительность мембран (другими словами, уменьшается требуемая площадь мембранной поверхности). За счет этого уменьшаются расходы на их замену и химическую промывку, однако это же влечет за собой рост затрат на электроэнергию.

Поскольку ранее стоимость мембран была сильно завышена, наиболее оптимальным считалось их применение при максимально высоких давлениях, что позволяло использовать меньшую площадь мембранных элементов.

Однако ввиду тенденции снижения их удельной стоимости в настоящей работе оптимальное рабочее давление определяется в диапазоне 8–9 бар для сточной воды, прошедшей биологическую очистку.

4.3 Оценка вариантов реконструкции станций биологической очистки

В последние годы одним из основных направлений работы проектных и научно-исследовательских организаций, занимающихся вопросом очистки сточных вод, стало направление реконструкции КОС ввиду их недостаточной эффективности. К причинам такой потребности могут быть отнесены ужесточившиеся нормы по содержанию загрязняющих веществ в сточной воде, а также неэффективность примененного оборудования или технологий. Ситуация также осложняется уменьшением фактического водопотребления на одного городского жителя, что влечет за собой изменение баланса загрязняющих веществ в воде, в частности ХПК, азота и фосфора.

Поскольку к тому моменту, когда необходимость в реконструкции КОС назрела практически на всех существующих на территории РФ объектах (основная их часть была построена в 70-х годах), наиболее изученным, экономичным и распространенным подходом была «классическая» биологическая очистка, то именно ее интенсификация стала наиболее естественным и логичным шагом. Таким образом, после проведения соответствующих изысканий «по стандарту» происходит интеграция методов глубокой биологической очистки (далее – ГБО) в существующую технологию.

Для реализации этих методов требуются большие объемы биологических реакторов, и в случае наличия площадей для их размещения организуется строительство, а в случае отсутствия применяются методы интенсификации, такие как биоагрузки и тонкослойные отстойники. На рисунке 4.3 [34] представлено отношение объемов биореакторов, требуемых для реализации рассматриваемых технологий.

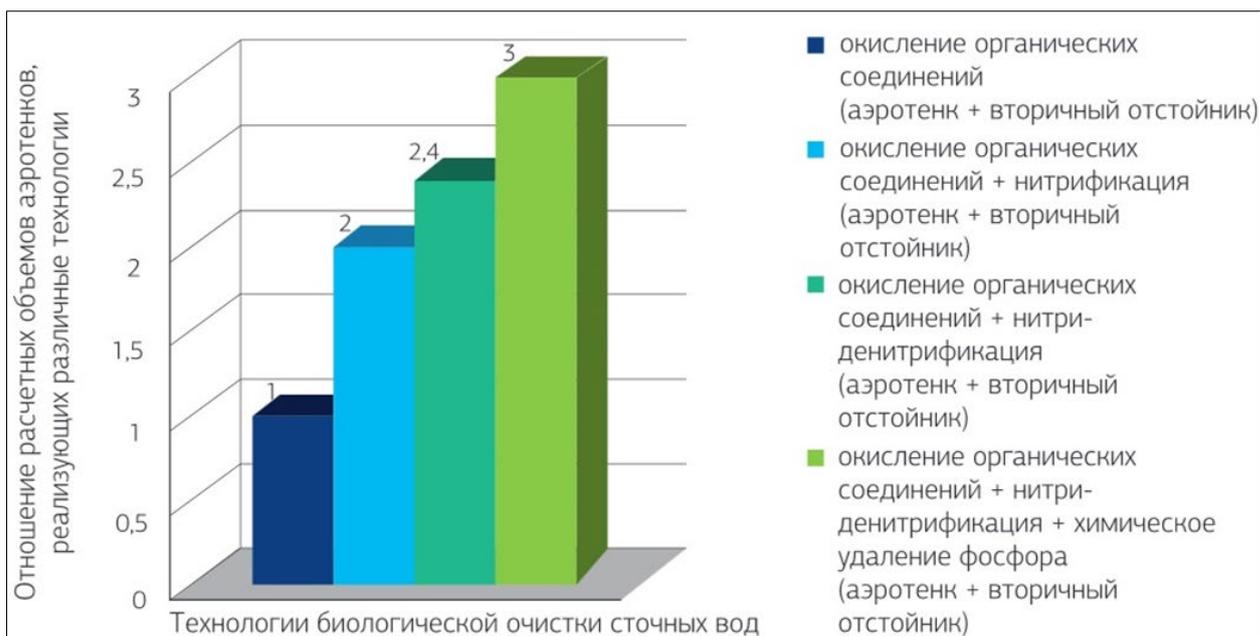


Рисунок 4.3. Отношение объемов аэротенков, реализующие различные технологии очистки сточных вод

Как видно из рисунка, для реализации метода биологического удаления азота потребуется увеличить объем сооружений в 2,4 раза, а при необходимости удаления еще и фосфора – в 3 раза. В случае же применения интенсифицирующих технологий эксплуатация сооружений на порядок усложняется. Негативный опыт эксплуатации таких объектов достаточно часто скрывается по очевидным причинам.

С возникновением технологии МБР появилась альтернатива реконструкции КОС, позволяющая достигать целевых показателей очистки без увеличения объемов существующих биореакторов [99, 100]. Соотношение объемов биореакторов, требуемых при реализации технологий ГБО, МБР, ОО, в сравнении с «классической» представлено на рисунке 4.4. Очевидно, что при применении технологии МБР объемы реактора не требуют увеличения, к тому же данная технология является более надежной и простой в эксплуатации в сравнении с методами «биоагрузки» ввиду исключения из ее схемы вторичных отстойников и блока доочистки.

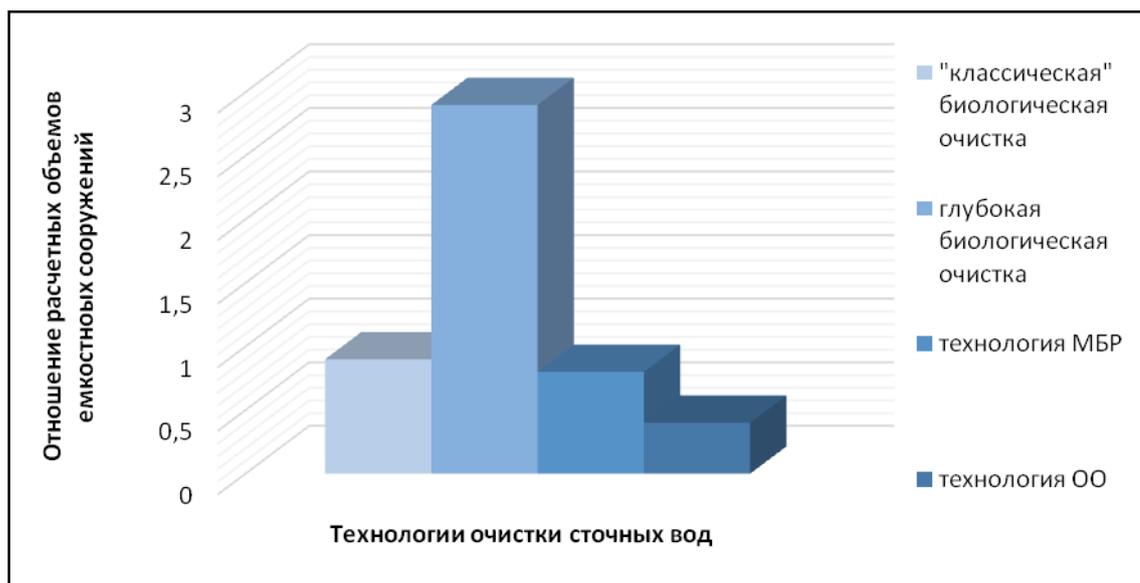


Рисунок 4.4. Сравнение объемов биореакторов, реализующих в себе различные подходы к очистке сточных вод

Считается, что применение технологии МБР при недостаточности строительных площадей является лучшим решением при реконструкции КОС. Однако, как видно из рисунка, технология ОО также позволяет производить реконструкцию без увеличения строительных объемов, даже при необходимости увеличения производительности станции. В случаях же, когда протеканию биологической очистки препятствуют такие факторы, как низкая температура очищаемой воды, технология ОО становится более энергетически эффективным решением.

В качестве примера рассмотрим варианты реконструкции КОС, которые построены по ТП-902-2-258 [101], имеют фактическую производительность 2000 м³/сут и реальная эксплуатация которых осуществляется в Одинцовском районе Московской области. На рисунке 4.5 блок биологической очистки обведен красным цветом. Автором были получены эксплуатационные данные по составу поступающих и очищенных сточных вод, а в таблице 4.1 представлены результаты их усреднения, а также нормативные требования, предъявляемые к ней после очистки.



Рисунок 4.5. Расположение существующих КОС на местности

При разработке проекта требовалось решить несколько задач:

- увеличить производительности КОС до 3000 м³/сут;
- обеспечить круглогодично достижение требований, предъявляемых к качеству очищенной воды (см. таблицу 4.1), при условии, что в зимние месяцы среднее значение температуры поступающей сточной воды находится в рамках 6–8 °С;
- сократить санитарную зону КОС и не увеличить площадь застройки для блока биологической очистки.

Таблица 4.1 – Усредненные характеристики сточной воды
на рассматриваемом объекте

| Показатель | вход | выход | норма | ед. изм. |
|-------------------------------|------|-------|-------|----------|
| Вз. вещ. | 200 | 20 | 10 | мг/л |
| БПК5 | 220 | 18 | 2 | мг/л |
| NH ₄ ⁺ | 60 | 16 | 0,5 | мг/л |
| NO ₃ ⁻ | 0,1 | 4 | 0,08 | мг/л |
| NO ₂ ⁻ | 0,45 | 50 | 40 | мг/л |
| PO ₄ ³⁻ | 15 | 10 | 0,2 | мг/л |

Для решения поставленного круга задач могут быть использованы только две технологии: МБР и ОО, поскольку для технологии «глубокой» биологической очистки потребуется расширение площади застройки блока

биологии. На рисунках 4.6 и 4.7 представлено сравнение изменений площади очистных сооружений.



Рисунок 4.6. Габариты исходного и проектируемого здания по технологии «глубокой» биологической очистки

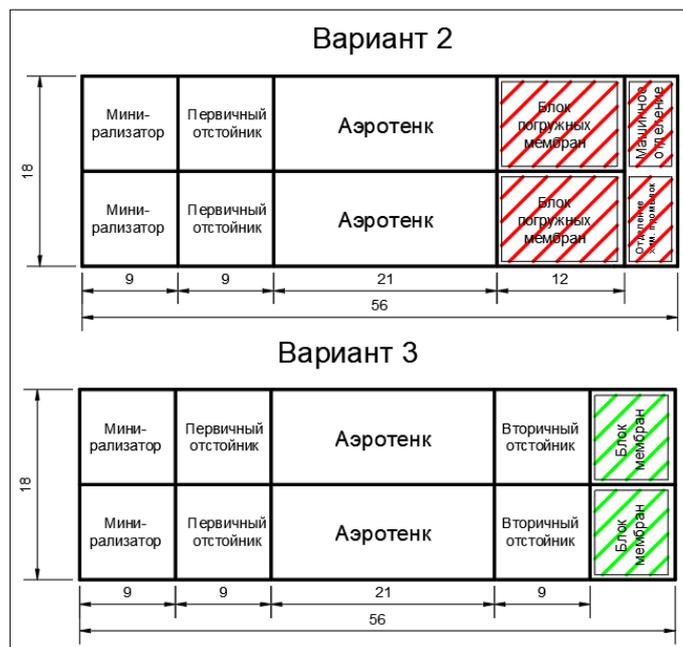


Рисунок 4.7. Габариты проектируемого здания по технологиям МБР и ОО

Таким образом, к рассмотрению принимаются варианты 2 и 3. В области капитальных вложений технологии сопоставимы по СМР и проектным работам, тогда как основные затраты идут на закупку технологического оборудования – мембранных блоков.

Удельная производительность МБР по данным [44, 45, 102] составляет 17 л/м²*ч. Стоимость 1 м² погружного модуля составляет 3500 руб. Для очистки 125 м³/час потребуется около 7400 м² мембранного блока ориентировочной стоимостью 25,9 млн руб.

Удельная производительность блока ОО составит порядка 10 л/м²*ч. Стоимость 1 м² ОО-модуля составляет 1000 руб. [103]. Для очистки 125 м³/час потребуется около 12 500 м² ориентировочной стоимостью 12,5 млн руб. Стоимость блока УФ-фильтрации – 3,75 млн руб.

Эксплуатационные затраты для варианта МБР будут складываться из затрат на электроэнергию и реагенты и из стоимости замены мембранных блоков.

Удельные затраты электроэнергии для МБР – 3,1 кВт/м³. Однако ввиду того, что в холодный период температура поступающей воды недостаточна для протекания процессов нитрификации и денитрификации, необходимо обеспечить ее подогрев. Таким образом, по самым оптимистичным расчетам в течение 4–5 месяцев удельное энергопотребление составит 9,5 кВт/м³. Годовое энергопотребление для технологии МБР составит 5250 МВт (22,9 млн руб./год). Ориентировочные затраты на реагенты составят 5,5 млн руб. Срок замены мембранных элементов – 5 лет, таким образом годовые затраты на амортизацию мембранных блоков – 5,2 млн руб.

Удельные затраты электроэнергии для варианта ОО будут складываться из стандартных затрат на биологическую очистку, что в данном случае составляет порядка 1,8 кВт/м³, затрат на мембранные блоки УФ, ОО и блока сокращения объема концентрата, которые составляют порядка 0,9 кВт/м³. Общие энергетические затраты, таким образом, составят 2,7 кВт/м³, а годовое

энергопотребление – 2960 МВт (11,2 млн руб./год). Затраты на реагенты будут составлять так же, как и в случае с МБР, 5,5 млн руб. Срок замены мембранных элементов – 5 лет. Таким образом, годовые затраты на амортизацию мембранных блоков – 4,75 млн руб. Дополнительно при технологии ОО необходимо будет осуществлять вывоз концентрата (около 10 тыс. м³ в год) на дальнейшую утилизацию. Около 20 % объема концентрата могут быть удалены с обезвоженным осадком, однако 80 % его объёма необходимо будет вывозить на близлежащие КОС большой производительности, что соответствует ориентировочно затратам в 8 млн руб. Однако здесь существует и инструмент уменьшения эксплуатационных затрат – возможность использовать очищенную воду в технических целях. Применительно к рассматриваемому объекту вода будет использоваться для мойки улиц и поливов приусадебных участков. Стоимость такой воды – 8 руб./м³, таким образом при реализации технического водоснабжения с учетом эксплуатационных затрат на ее перекачку прибыль должна составить порядка 4 млн руб./год.

В таблицу 4.2 (а) сведены данные по капитальным и эксплуатационным затратам на сравниваемые технологии (в таблице опущены затраты на сопутствующие оборудование и СМР, поскольку их стоимость сопоставима).

Таблица 4.2 (а) – Экономическое сравнение технологий очистки

| Технология | МБР | ОО |
|-------------------------------|-----------------|-----------------|
| Капитальные затраты | 25 900 000,00 Р | 18 250 000,00 Р |
| Общ. эксплуатационные затраты | 34 580 000,00 Р | 24 300 000,00 Р |
| электроснабжение | 22 900 000,00 Р | 11 200 000,00 Р |
| замена мембранных блоков | 5 180 000,00 Р | 2 800 000,00 Р |
| реагенты | 5 500 000,00 Р | 5 500 000,00 Р |
| утилизация осадка | 1 000 000,00 Р | 800 000,00 Р |
| вывоз концентрата | - | 8 000 000,00 Р |
| техническая вода | - | -4 000 000,00 Р |
| Приведенные затраты | 34 585 000,00 Р | 27 037 500,00 Р |

Из таблицы видно, что по приведенным затратам технология ОО более экономична, чем МБР, на 20 %. Кроме того, планируется совершенствование методов утилизации концентрата, что в будущем даст дополнительный экономический эффект.

В ситуации, когда подогрев сточной воды не потребуется и технология МБР будет потреблять 3,1 кВт/м³, сравнение приведенных затрат также показывает экономическое преимущество технологии ОО – таблица 4.2 (б).

Таблица 4.2 (б) – Экономическое сравнение технологий очистки

| Технология | МБР | ОО |
|-------------------------------|-----------------|-----------------|
| Капитальные затраты | 25 900 000,00 Р | 18 250 000,00 Р |
| Общ. эксплуатационные затраты | 24 540 000,00 Р | 24 208 333,33 Р |
| Приведенные затраты | 28 425 000,00 Р | 26 945 833,33 Р |

Для полноты сравнения стоит отметить тот факт, что технология ОО является более надежным методом очистки в сравнении с биологическим (в т.ч. МБР), поскольку обратноосмотическая мембрана обеспечит требуемое качество очистки даже при значительных колебаниях концентраций загрязнений в очищаемой воде (что достаточно характерно для станций сверхмалой и малой производительности), тогда как для биологической очистки такие колебания обычно приводят к ее нестабильной работе.

В случае необходимости увеличить производительность станции не в 1,5, а в 2 или 3 раза экономический эффект может быть еще выше, поскольку в этом случае даже при использовании МБР возникнет необходимость в увеличении объема аэротенка, что значительно увеличит капитальные затраты. Однако стоит учитывать, что область применения данных технологий на настоящий момент времени желательно ограничивать производительностью 5000 м³/сут, поскольку обе технологии имеют весьма высокие эксплуатационные затраты.

4.4 Технико-экономическое сравнение блочно-модульных установок сверхмалой производительности на основе технологий обратного осмоса и биологической очистки

Сегодня такой продукт, как блочно-модульные очистные сооружения, является весьма востребованным, особенно в таких областях промышленности, как газонефтедобыча, добыча золота и алмазов. Такие известные российские компании, как «Роснефть», «Сибур», «Полюс-золото» и «Алроса», имеют большое количество малых объектов, расположенных в условиях Крайнего Севера. Для очистки сточных вод на таких объектах применяются именно блочно-модульные сооружения, позволяющие сократить объем строительно-монтажных работ, что позволит в кратчайшие сроки ввести объект в эксплуатацию.

Основные требования к таким станциям – это их компактность, надежность, быстрый ввод в эксплуатацию, минимальный объем эксплуатационных работ и минимальные требования к обслуживающему персоналу.

В настоящее время 99 % таких станций базируются на технологии биологической очистки в различных ее вариациях, поскольку именно она считается наилучшей доступной технологией. Однако, учитывая проведенные нами исследования, можно с уверенностью предположить, что в будущем технология ОО станет более предпочтительной, поскольку она более компактная и надежная, не требует постоянного контроля состояния активного ила, а также не требует при эксплуатации специальных знаний в области биохимических процессов.

В качестве наглядного негативного примера возьмем одну из станций МБР производительностью 50 м³/сут, которая была поставлена для объекта «Полюс-золото», расположенного вблизи Магадана, и шефмонтаж и пусконаладка которой осуществлялись лично автором по заданию фирмы N. На рисунке 4.8 представлена фотофиксация процесса монтажных работ.



Рисунок 4.8. Монтаж блочно-модульной станции МБР-50

К сожалению, запуск станции не дал положительных результатов, выявив ряд недостатков. Потребовалось дополнить станцию большим железобетонным усреднителем, оборудованным системой перемешивания, что было вызвано высокой неравномерностью стока по концентрации, а также организовать специальный блок подогрева сточной воды из-за ее низкой температуры, достигающей значений в 2–3 °С в зимние месяцы. Стоимость станции в 2017 году составляла 15 млн руб. Дополнительные капитальные затраты составили 3 млн руб. Энергетические затраты изначально составляли 4,5 кВт/м³, но после организации блока подогрева возросли до 12,9 кВт/м³ (в режиме зимы 6 месяцев). На рисунке 4.9 приведен конструктивный чертеж внутреннего устройства станции.

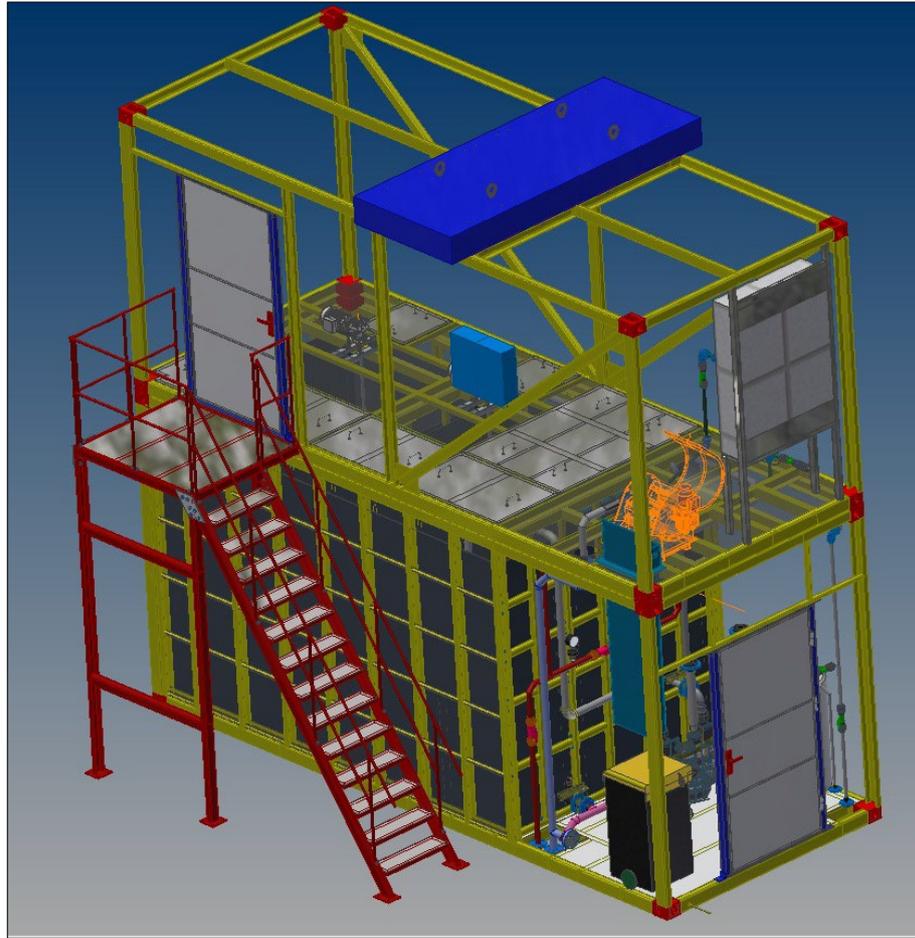


Рисунок 4.9. Внутреннее устройство МБР-50

Еще одной проблемой стала низкая концентрация загрязнений в стоке, характерная для северных сточных вод. По этой причине процесс выхода станции на рабочий режим длился более 5 месяцев, и удовлетворительных результатов удалось добиться только после регулярного дозирования дополнительной органической подпитки.

Описываемая в работе технология ОО не имеет вышеописанных недостатков, а именно: обеспечивает практически моментальный ввод сооружения в эксплуатацию, имеет более компактные размеры и на порядок менее чувствительна к температуре очищаемой воды; кроме того, разбавленный сток является положительным фактором и дает возможность уменьшения объема концентрата до величины в 0,5 %. В таблице 4.3 представлены типовые характеристики сточной воды, полученные автором за время его работы на объектах Крайнего Севера.

Таблица 4.3 – Усредненные характеристики сточных вод
поселков Крайнего Севера

| Показатель | Ед. изм. | Значение |
|---------------------|----------|----------|
| Общая минерализация | мг/л | 550 |
| Взв. в-ва | мг/л | 280 |
| БПК | мг/л | 50 |
| NH_4^+ | мг/л | 9 |
| NO_3^- | мг/л | 0,1 |
| NO_2^- | мг/л | 1,5 |
| PO_4^{3-} | мг/л | 0,3 |

Для определения основных технико-экономических показателей станции, спроектированной на основе технологии ОО с использованием разработанной методики, были произведены расчеты мембранных аппаратов и разработана ее технологическая схема, представленная на рисунке 4.10.

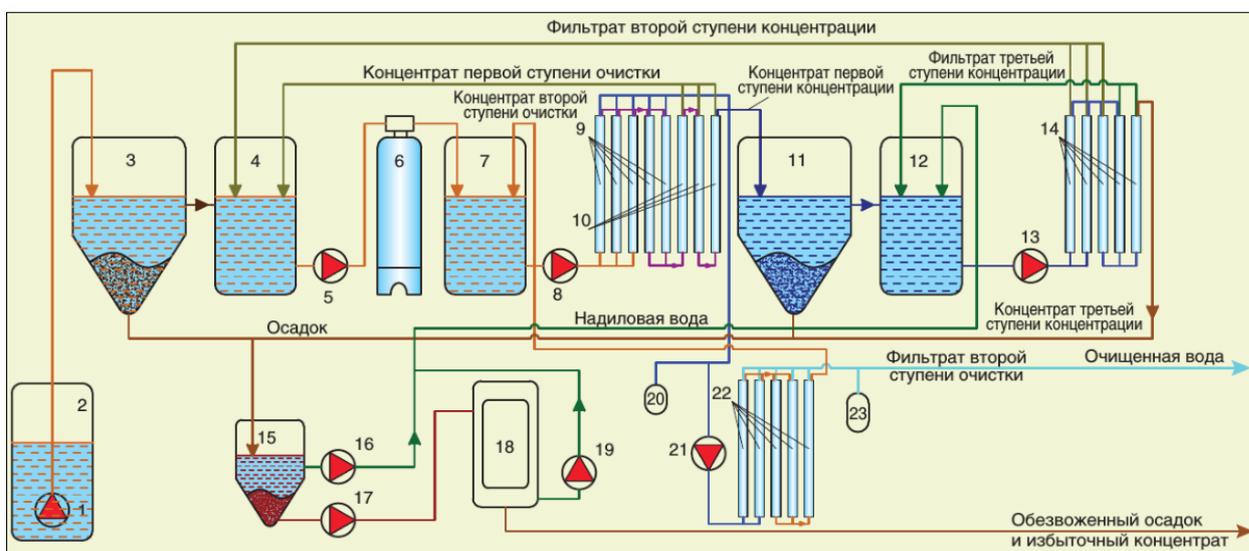


Рисунок 4.10. Технологическая схема блочно-модульной станции КОО-50

Условные обозначения: 1 – корпус КНС; 2 – погружной насос; 3 – первичный отстойник; 4 – бак отстоянной воды; 5 – насос подачи воды на фильтрацию; 6 – скорый фильтр; 7 – бак отфильтрованной воды; 8 – насос подачи воды на установку обратного осмоса; 9 – мембранная установка очистки сточных вод; 10 – мембранная установка для снижения объема концентрата; 11 – бак осаждения ХПК; 12 – бак отстоянной воды; 13 – насос

подачи воды на вторую ступень концентрирования; 14 – мембранная установка для снижения объема концентрата второй ступени; 15 – сгуститель осадка; 16 – насос возврата надилловой воды; 17 – насос перекачки осадка; 18 – установка мешкового обезвоживания; 19 – насос возврата надилловой воды; 20 – бак фильтрата первой ступени; 21 – насос подачи воды на мембранную установку 2-й ступени; 22 – установка обратного осмоса 2-й ступени; 23 – бак фильтрата.

Описание технологической схемы. Очищаемая вода перекачивается насосом на первичное отстаивание, где происходит осаждение основной части взвеси. Далее вода направляется на очистку на фильтрах и направляется в бак отфильтрованной воды. Из бака рабочим насосом 1-й ступени вода подается в мембранные аппараты с низконапорными мембранами RO-BLN-типа. Выход фильтрата на 1-й ступени составляет примерно 87 %, что соответствует уменьшению расхода концентрата в сравнении с расходом очищаемой воды в 6–7 раз.

Концентрат 1-й ступени поступает в бак-отстойник. Поскольку величина ХПК в концентрате может достигать 1200–1500 мг/л, в баке-отстойнике производится коагуляция и осаждение органических веществ. Эксперимент показал, что значение ХПК после осаждения составляет около 300–400 мг/л. Дальнейшее уменьшение расхода концентрата происходит на 2-й ступени обработки концентрата в мембранах с нанофильтрационными мембранами 90 NE-типа. На 2-й ступени расход концентрата уменьшается в 15–20 раз. Осадок из отстойника и бака-отстойника направляется на уплотнение, а затем на обезвоживание.

Надосадочная вода от обезвоженного осадка поступает в промежуточный бак установки 2-й ступени.

Предлагаемый набор оборудования полной заводской готовности размещается в двух контейнерах северного исполнения габаритами 6000*3000*3000. Стоимость такой станции составит около 6–7 млн руб.

Удельные затраты электроэнергии на 1 м³ очищаемой воды составят 2,75 кВт*ч. Дополнительные затраты могут возникнуть при необходимости вывоза образующегося концентрата, однако на таких объектах всегда имеются хвостохранилища, в которые можно производить его слив, не неся дополнительных затрат. В таблице 4.4 представлено экономическое сравнение технологий, по которым могут быть изготовлены блочно-модульные станции.

Таблица 4.4 – Экономическое сравнение блочно-модульных станций очистки сточных вод производительностью 50 м³/сут

| | ГБО + ДО | МБР | КОО |
|---|--------------|--------------|-------------|
| Капитальные расходы на 1 м ³ очищаемой воды | 250 000 Р | 300 000 Р | 140 000 Р |
| Затраты электроэнергии на 1 м ³ очищаемой воды (кВт*ч) | 5,5 | 6,5 | 2,75 |
| Капитальные затраты | 12 500 000 Р | 15 000 000 Р | 7 000 000 Р |
| Годовые затраты на электроэнергию | 500 000 Р | 590 000 Р | 250 000 Р |
| Годовые затраты на реагенты | 150 000 Р | 100 000 Р | 100 000 Р |
| Годовые затраты на вывоз концентрата/осадка * | 50 000 Р | 50 000 Р | 100 000 Р |
| Годовые затраты на амортизацию оборудования | 200 000 Р | 600 000 Р | 500 000 Р |
| Сумма эксплуатационных затрат | 900 000 Р | 1 340 000 Р | 950 000 Р |
| Приведенные затраты | 2 775 000 Р | 3 590 000 Р | 2 000 000 Р |

*Точная стоимость зависит от удаленности сооружений утилизации (осадка/концентрата) от места расположения КОС.

Как видно из таблицы, предлагаемая технология не только больше отвечает требованиям, предъявляемым к блочно-модульным КОС, но и является значительно более дешевым вариантом. В настоящее время АО «ПИНИБ ГИТЕСТ» на основе предложенной технологической схемы ведет разработки в направлении создания линейки станций для поставки на объекты Крайнего Севера (справка о внедрении – см. Приложение А). График

зависимости приведенных затрат от производительности очистных сооружений представлен на рисунке 4.11.

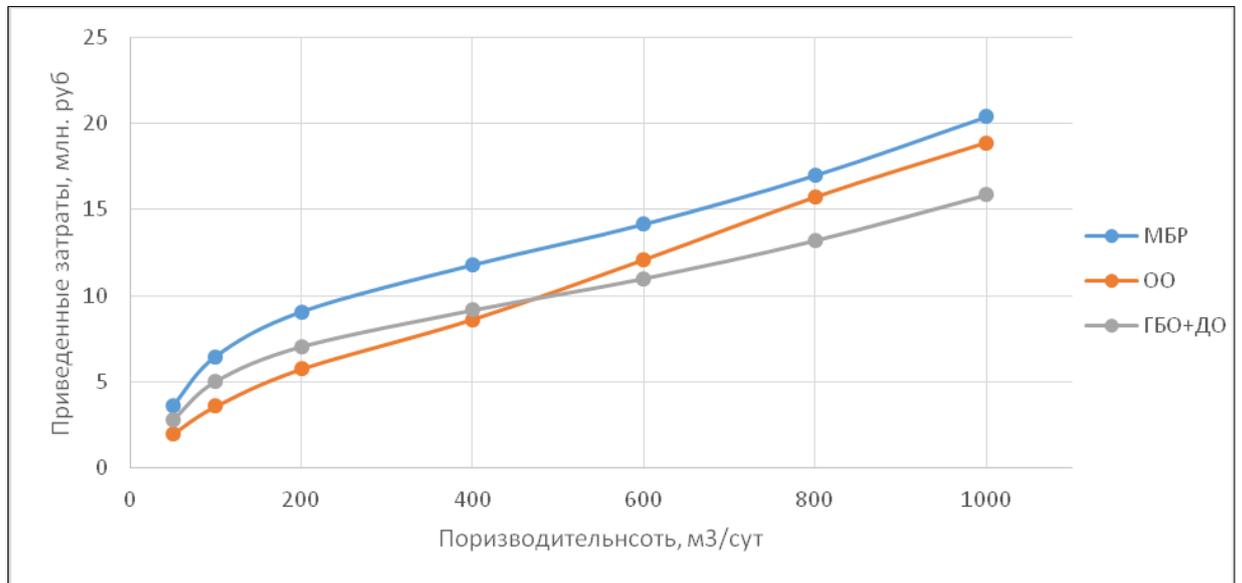


Рисунок 4.11. Зависимость приведенных затрат от производительности блочно-модульной станции

Рассматривая данную зависимость, следует учитывать, что особенно сильное влияние на величину приведенных затрат для рассматриваемых технологий будут оказывать температура и концентрация загрязнений в очищаемой воде. Чем ниже температура и концентрация загрязнений, тем больший экономический эффект может быть получен от применения технологии ОО.

В отдельных случаях для сильно разбавленного стока, прошедшего механическую очистку от крупных загрязнений, может применяться более упрощенная технологическая схема, представленная на рисунке 3.14.

Блочно-модульная станция может быть оснащена несколькими независимыми блоками, при увеличении числа которых будет происходить номинальное увеличение производительности серийной модели.

4.5 Выводы по главе 4

1 Результаты исследований, приведенные в данной диссертационной работе, позволяют подобрать оптимальное рабочее давление (1,1–1,3 бара) для блока предочистки на базе ультрафильтрационной установки, при котором достигается наибольшее сокращение эксплуатационных затрат на блок ультрафильтрации.

2 Определены диапазоны рабочих давлений для блока обратного осмоса в зависимости от значения ХПК в очищаемой воде, отвечающие минимальным эксплуатационным затратам.

3 Технико-экономическое сравнение вариантов реконструкции малых очистных сооружений, находящихся в условиях стесненной застройки, выявило 20 % сокращения удельных затрат при использовании технологии обратного осмоса, а также позволило сделать выводы о значительных преимуществах разработанной технологии с точки зрения надежности, удобства эксплуатации и получения дополнительной прибыли при реализации технической воды.

4 Технико-экономическое сравнение вариантов производства блочно-модульных станций сверхмалой производительности выявило серьезные недостатки использования биологической очистки как основной технологии, продемонстрировав преимущества технологии ОО по ряду требований, выдвигаемых для такого рода станций.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Проведен анализ существующих решений, направленных на совершенствование процессов очистки сточных вод. Показано, что доочистка сточных вод, прошедших биологическую очистку, приобретает все большие масштабы. Однако широкому применению метода обратного осмоса для этих целей могут препятствовать нерешенные проблемы предочистки и уменьшение объемов концентратов обратноосмотических установок.

2. Обратный осмос эффективен при очистке сточной воды от органических веществ и растворенных солей, в том числе от солей аммония и фосфора, поэтому очистку сточных вод можно эффективно проводить без использования биологической очистки. Оценено влияние содержащихся в сточных водах органических веществ на работу мембран и получены значения скоростей накопления органических веществ на мембранной поверхности и скоростей их удаления с помощью проведения химических промывок, что позволяет контролировать процесс загрязнения мембран органическими загрязнениями.

3. Изучены процессы очистки сточной воды от активного ила с помощью ультрафильтрационных мембран, используемых в качестве предочистки перед обработкой методом обратного осмоса. Показано, что затраты на предочистку с применением установок ультрафильтрации увеличиваются с уменьшением величины рабочего давления. При этом процессы роста осадка на поверхности мембран и закупорки пор замедляются. Сделан вывод, что широкое применение погружных мембранных ультрафильтрационных модулей, применяемых в мембранных биореакторах и в установках предочистки перед обратным осмосом, связано с необоснованным опасением процессов осадкообразования и закупорки мембранных пор. Экспериментально обоснован и оптимизирован режим работы ультрафильтрационных мембран, состоящий в применении «профилактических» обратных промывок при высоких давлениях.

4. Экспериментально проработана и экономически обоснована эффективность применения технологии обратного осмоса для удаления аммония из фильтрата установок обезвоживания осадков из метантенков на крупных станциях, что позволяет сократить нагрузку на сооружения биологической очистки при возврате фильтрата в приемную камеру КОС.

6. Разработана методика расчета мембранного блока, работающего по предложенным технологиям, позволяющая определить ее основные технологические параметры, такие как количество ступеней очистки, площадь мембранной поверхности на каждой ступени, качество очищенной воды, получаемой на каждой ступени очистки.

7. Произведена технико-экономическая оценка каждой из предложенных технологий, показывающая их преимущества и инвестиционную привлекательность в рамках рассматриваемых граничных условий: производство блочно-модульных станций производительностью от 25 до 500 м³/сут, реконструкция малых очистных сооружений производительностью от 1000 до 4000 м³/сут, очистка фильтрата установок обезвоживания осадка от высоких концентраций биогенных элементов для крупных и сверхкрупных станций производительностью от 10 до 1000 тыс. м³/сут.

8. Разработанные технологические схемы и методика расчета внедрены в практику проектно-исследовательской деятельности компании АО «ПИНИБ «ГИТЕСТ» в рамках разработки производственной линейки блочно-модульных станций сверхмалой производительности, адаптированных для работы в условиях Крайнего Севера, на низкоконцентрированной хозяйственно-бытовой сточной воде.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Кузнецова, Е. В. Возникновение, становление и развитие методов очистки нефтесодержащих сточных вод: дис. ... канд. техн. наук: 07.00.10 / Е. В. Кузнецова. – Уфа, 2005. – 180 с.
2. Водный кодекс Российской Федерации № 74-ФЗ от 03.06.2006. – URL: <https://legalacts.ru/kodeks/VodniyKodeks-RF/> (дата обращения: 19.09.2024).
3. СанПиН 2.1.5.980-00. Гигиенические требования к охране поверхностных вод (с изм. от 25.09.2014). – М.: Стандартинформ, 2014. – 23 с.
4. Воронов, Ю. В. Водоотведение и очистка сточных вод: учеб. для вузов (направление «Строительство») / Ю. В. Воронов, С. В. Яковлев. – 4-е изд., доп. и перераб. – М.: Изд-во Ассоц. строит. вузов, 2006. – 704 с.
5. Гудков, А. Г. Механическая очистка сточных вод: учеб. пособие / А. Г. Гудков. – 2-е изд., перераб. и доп. – М., Вологда: Инфра-Инженерия, 2019. – 188 с.
6. Хенце, М. Очистка сточных вод [пер. с англ.] / М. Хенце, П. Армоэс, Й. Ля-Кур-Янсен, Э. Арван. – М.: Мир, 2006. – 480 с.
7. Алексеев, Е. В. Физико-химическая очистка сточных вод: учеб. пособие / Е. В. Алексеев. – М.: Из-во Ассоц. строит. вузов, 2007. – 248 с.
8. Шаляпин, С. Н. Сравнение различных методов обеззараживания сточных вод / С. Н. Шаляпин, Ю. И. Штонда, Т. С. Шаляпина // Водоснабжение и водоотведение. – 2013. – № 3/13. – С. 20–25.
9. Пугачев, Е. А. Процессы и аппараты обработки осадков сточных вод / Е. А. Пугачев. – М.: Изд-во Ассоц. строит. вузов, 2010. – 208 с.
10. Очистка сточных вод с использованием централизованных систем водоотведения поселений, городских округов: информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям (ИТС 10 – 2015). – М.: Бюро НДТ, 2015. – 372 с.

11. Иванов, В. Ф. Очистка городских сточных вод: пособие для инженеров, студентов, техников и санитар. врачей / В. Ф. Иванов. – 2-е изд., доп. – Одесса: Од. отдел Науч.-тех. упр. ВСНХ УССР, 1929. – 510 с.
12. Жмур, Н. С. Технологические и биохимические процессы очистки сточных вод на сооружениях с аэротенками / Н. С. Жмур. – М.: Изд-во «АКВАРОС», 2003. – 505 с.
13. Харькина, О. В. Эффективная эксплуатация и расчет сооружений биологической очистки сточных вод / О. В. Харькина. – Волгоград: Изд-во «Панорама», 2015. – 433 с.
14. ГОСТ 25150-82. Канализация. Термины и определения. – URL: <http://www.omegametal.ru/Data2/1/4294851/4294851932.pdf> (дата обращения: 19.09.2024).
15. СП 32.13330.2012. Канализация. Наружные сети и сооружения: свод правил от 29.12.2011. Актуализированная редакция СНиП 2.04.03-85 (с изм. № 1, 2). – URL: <https://www.mos.ru/upload/documents/files/8608/SP32133302012.pdf?ysclid=m195odxh1r113031130> (дата обращения: 19.09.2024).
16. ГН 2.1.5.1315-03. Предельно допустимые концентрации (ПДК) химических веществ в воде водных объектов хозяйственно-питьевого и культурно-бытового водопользования. – М: Рос. регистр потенциально опасных хим. и биол. веществ Минздрава РФ, 2003. – 154 с.
17. Об утверждении нормативов качества воды водных объектов рыбохозяйственного значения, в том числе нормативов предельно допустимых концентраций вредных веществ в водах водных объектов рыбохозяйственного значения: приказ Минсельхоза РФ от 13.12.2016 № 552 (с изм. на 13.06.2024). – URL: <https://docs.cntd.ru/document/420389120?ysclid=m1960bcw1r943840908> (дата обращения: 19.09.2024).

18. Большаков, Н. Ю. Очистка от биогенных элементов на городских очистных сооружениях / Н. Ю. Большаков. – СПб.: Изд-во Политехн. ун-та, 2010. – 112 с.
19. Shah, M. P. Modified Ludzack Ettinger Process – An Innovation for Removal of Biological Nitrogen / Maulin P. Shah // Austin Journal of Biotechnology & Bioengineering. – 2018. – Vol. 5, Is. 2. – P. 1094.
20. Sawyer, C. N. Biological Engineering in Sewage Treatment / Clair N. Sawyer // Sewage Works Journal. – 1944. – Vol. 16, Is. 5. – P. 925–935.
21. Rudolfs, W. Phosphates in Sewage and Sludge Treatment. I. Quantities of Phosphates / Willem Rudolfs // Sewage Works Journal. – 1947. – Vol. 19, Is. 1. – P. 43–47.
22. Tracy, K. D. Upgrading Wastewater Treatment Plants with Anaerobic Selectors / K. D. Tracy, S. N. Hong // Water Science and Technology. – 1990. – Vol. 22. – P. 35–43.
23. Rabinowitz, B. Chemical and Biological Phosphorus Removal in the Activated Sludge Process / Barry Rabinowitz. – Civil Engineering Department, University of Cape Town, South Africa. – 1980. – 160 p.
24. Marais, G. R. Observations Supporting Phosphate Removal by Biological Excess Uptake – A Review / G. R. Marais, R. E. Loewenthal, I. P. Siebritz // Water Science and Technology. – 1983. – Vol. 15, Is. 3–4. – P. 15–41.
25. Истомина, Л. П. Использование математических моделей для расчета технологических и конструктивных параметров системы очистных сооружений «первичный отстойник – аэротенк – вторичный отстойник» / Л. П. Истомина, И. А. Механик, А. П. Нетюхайло, И. В. Скирдов и др. // Труды института ВНИИ ВОДГЕО. Научные исследования в области механической и биологической очистки промышленных сточных вод. – М., 1979. – С. 29–37.

26. Dold, P. L. Activated Sludge System Simulation Programs / P. L. Dold, M. C. Wentzel, A. E. Billing, G. A. Ekama, G. R. Marais. – Water Research Group Department of Civil and Chemical Engineering University of Cape Town Rondebosch 7700 Republic of South Africa, 1991.
27. Henze, M. Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2D, ASM3 / Mogens Henze, Willi Gujer, Takashi Mino, Mark Van Loosdrecht. – London, 2000. – 33 p.
28. Зимин, А. И. Интенсификация работы вторичных вертикальных отстойников / А. И. Зимин, И. П. Козловская, В. М. Коблов, Г. А. Сулова // Известия УГГУ. – 2005. – № 20. – С. 57–60.
29. Серебряков, Д. В. Реконструкция типовых радиальных отстойников с применением скребковой системы Finnchain / Д. В. Серебряков, П. Туомикоски // Водоснабжение и санитарная техника. – 2010. – № 7. – С. 33–35.
30. Земляная, Н. В. Особенности распределения воды в тонкослойных модулях / Н. В. Земляная, С. В. Аракчеева, И. Е. Корноухова, Т. С. Мандрик, К. А. Маненко // Вологдинские чтения. – 2009. – № 76. – С. 115–119.
31. Таварткиладзе, И. М. Математическая модель расчета вертикальных отстойников с перегородкой / И. М. Таварткиладзе // Водоснабжение и санитарная техника. – 2006. – № 1. – Ч. 2. – С. 39–42.
32. Беляев, Н. Н. Математическое моделирование процесса массопереноса в вертикальном отстойнике / Н. Н. Беляев, Е. К. Нагорная // Вестник МГСУ. – 2013. – № 8. – С. 150–156.
33. Баженов, В. И. Очистные сооружения канализации: метод математического моделирования / В. И. Баженов, А. В. Устюжанин // Экология производства. – 2018. – № 4. – С. 74–80.
34. Харькин, С. В. Выбор корректного технико-экономического предложения: мифы и реальность / С. В. Харькин, О. В. Харькина // Вода Magazine. – 2016. – № 5. – С. 18–23.

35. Эпов, А. Н. Сравнение методик расчета сооружений с биологическим удалением азота и фосфора и применение математического моделирования / А. Н. Эпов, М. А. Канунникова // Вода и Экология. – 2016. – № 1. – С. 3–14.
36. Пономарев, В. Г. Обследование и наладка фильтров в системе очистки сточных вод / В. Г. Пономарев, Д. А. Пономаренко // Водоснабжение и санитарная техника. – 2007. – № 6. – Ч. 1. – С. 21–24.
37. Туревский, С. М. Опыт применения установок микрофльтрации DynaDisc® для доочистки сточных вод на канализационных очистных сооружениях г. Новочебоксарска / С. М. Туревский, В. А. Галямов, С. П. Анисимов // Вода Magazine. – URL: <https://watermagazine.ru/novosti/proekty/18853-garantirovannoe-kachestvo-pri-lyubykh-usloviyakh.html> (дата обращения: 19.09.2024).
38. Аджиенко, Г. В. Водоотведение / Г. В. Аджиенко, В. Г. Аджиенко // Научно-популярная энциклопедия. – URL: <https://water.ru/Глоссарий/934/Водоотведение> (дата обращения: 01.01.2020).
39. Зимин, А. И. Интенсификация работы вторичных вертикальных отстойников / А. И. Зимин, И. П. Козловская, В. М. Коблов, Г. А. Сулова // Известия УГГУ. – 2005. – № 20. – С. 57–60.
40. Серебряков, Д. В. Реконструкция типовых радиальных отстойников с применением скребковой системы Finnchain / Д. В. Серебряков, П. Туомикоски // Водоснабжение и санитарная техника. – 2010. – № 7. – С. 33–35.
41. Земляная, Н. В. Особенности распределения воды в тонкослойных модулях / Н. В. Земляная, С. В. Аракчеева, И. Е. Корноухова, Т. С. Мандрик, К. А. Маненко // Вологдинские чтения. – 2009. – № 76. – С. 115–119.
42. Таварткиладзе, И. М. Математическая модель расчета вертикальных отстойников с перегородкой / И. М. Таварткиладзе // Водоснабжение и санитарная техника. – 2006. – № 1. – Ч. 2. – С. 39–42.

43. Беляев, Н. Н. Математическое моделирование процесса массопереноса в вертикальном отстойнике / Н. Н. Беляев, Е. К. Нагорная // Вестник МГСУ. – 2013. – № 8. – С. 150–156.
44. Judd, S. The MBR Book. Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment / Simon Judd. – 2nd Ed. – Elsevier, 2010. – 536 p.
45. Wilf, M. The Guidebook to Membrane Technology for Wastewater Reclamation / Mark Wilf, Peter Aerts, Craig Bartels et al. – 1st Ed. – Balaban Desalination Publications, 2010. – 788 p.
46. Видякин, М. Н. Особенности внедрения мембранных биореакторов для обработки сточных вод / М. Н. Видякин, С. А. Гарипова // Экология производства. – 2014. – № 11. – С. 62–68.
47. Гарипова, С. А. Доочистка сточных вод после вторичных отстойников / С. А. Гарипова // Экология производства. – 2014. – № 5. – С. 59–61.
48. Данилович, Д. А. Развитие мембранных биореакторов для очистки сточных вод / Д. А. Данилович // Наилучшие доступные технологии водоснабжения и водоотведения. – 2017. – № 6. – С. 22–23.
49. Pervov, A. Application of Reverse Osmosis Techniques to Treat and Reuse Biologically Treated Wastewater / Alexei Pervov, Konstantin Tikhonov, Nikolay Makisha // IOP Conference Series: Materials Science and Engineering. – URL: <https://iopscience.iop.org/article/10.1088/1757-899X/365/6/062026> (дата обращения: 19.09.2024).
50. Bartels, C. R. Design Considerations for Wastewater Treatment by Reverse Osmosis / C. R. Bartels, Mark Wilf, K. Andes, James Iong // Water Science & Technology. – 2005. – Vol. 51, Is. 6–7. – P. 473–482.
51. Bartels, C. R. Design Considerations for Wastewater Treatment by Reverse Osmosis / C. R. Bartels, Mark Wilf, K. Andes, James Iong // Water Science & Technology. – 2005. – Vol. 51, Is. 6–7. – P. 473–482.

52. Can, E. Water Recovery from Treated Urban Wastewater by Ultrafiltration and Reverse Osmosis for Landscape Irrigation / Esra Can, Aynur Yasar, Unal Sen, Coskun Aydiner // Urban Water Journal. – 2015. – Vol. 13, Is. 6. – P. 1–16.

53. Kornboonraksa, T. Using Tertiary-Treated Municipal Wastewater as Makeup Water by Reverse Osmosis Membrane / Thipsuree Kornboonraksa // Desalination and Water Treatment. – 2015. – Vol. 57, Is. 16. – P. 1–10.

54. Qin, J.-J. New Option of MBR-RO Process for Production of NEWater from Domestic Sewage / Jian-Jun Qin, Kiran A Kekre, Guihe Tao, Maung Htun Oo et al. // Journal of Membrane Science. – 2006. – Vol. 272, Is. 1–2. – P. 70–77.

55. Peck, S. Optimizing Membrane Bioreactor/ Reverse Osmosis Performance for Municipal Wastewater Treatment / Steven Peck, Craig Bartels, Naomi Jones et al. // Journal of Desalination and Water Reuse. – 2012. – Vol. 4, Is. 2. – P. 45–51.

56. Мембранные технологии для очистки сточных вод // Официальный сайт АО «Мосводоканал». – URL: <https://www.mosvodokanal.ru/forexperts/itc/embedded/8537?ysclid=m19frqjnc605586722> (дата обращения: 05.10.2019).

57. Кевбрина, М. В. Анализ методов доочистки сточных вод от взвешенных веществ, опыт внедрения в АО «Мосводоканал» / М. В. Кевбрина, А. М. Агарёв, Р. И. Илюхин, А. В. Жарков. – URL: Waste-teah.ru (дата обращения: 05.10.2019).

58. Первов, А. Г. Использование мембран для очистки поверхностных стоков и оборотных вод автомоек / А. Г. Первов, Н. А. Матвеев. – URL: <https://www.vstnews.ru/ru/archives-all/2014/2014-1/5023-ispolzovanije-membran> (дата обращения: 19.09.2024).

59. Первов, А. Г. Решение проблем сброса сточных вод автономных промышленных объектов / А. Г. Первов // Водоснабжение и санитарная техника. – 2011. – № 11. – С. 15–24.

60. Первов, А. Г. Совершенствование конструкций мембранных аппаратов / А. Г. Первов, А. П. Андрианов, Е. Б. Юрчевский // Водоснабжение и санитарная техника. – 2009. – № 7. – С. 48–52.

61. Спицов, Д. В. Применение систем обратного осмоса для повторного использования бытовых и ливневых сточных вод в городской застройке / Д. В. Спицов // Материалы Второй международной научно-практической конференции, посвященной памяти академика РАН С. В. Яковлева. – М., 2011. – С. 336–337.

62. Первов, А. Г. Изучение влияния органических веществ на работу обратноосмотических мембран / А. Г. Первов, К. Нгуэн, Е. Б. Юрчевский // Мембраны и мембранные технологии. – 2019. – Т. 9, № 5. – С. 334–347.

63. Первов, А. Г. Рациональное использование воды на основе технологии обратного осмоса для водоподготовки и очистки сточных вод / А. Г. Первов, Н. А. Матвеев // Водоочистка. Водоподготовка. Водоснабжение. – 2013. – № 11 (71). – С. 40–44.

64. Первов, А. Г. Совершенствование конструкций мембранных аппаратов / А. Г. Первов, А. П. Андрианов, Е. Б. Юрчевский // Водоснабжение и санитарная техника. – 2009. – № 7. – С. 62–68.

65. Первов, А. Г. Совершенствование конструкций мембранных аппаратов – ключ к созданию безреагентных технологий с выходом фильтрата до 99 % / А. Г. Первов, А. П. Андрианов, Д. В. Спицов, Е. Б. Юрчевский // Критические технологии. Мембраны. – 2010. – № 3 (47). – С. 3–14.

66. Матвеев, Н. А. Изучение эффективности метода обратного осмоса для очистки воды от нефтепродуктов и СПАВ: дис. ... канд. техн. наук: 05.23.04 / Н. А. Матвеев. – М., 2015. – 159 с.

67. Первов, А. Г. Рациональное использование воды на основе технологии обратного осмоса для водоподготовки и очистки сточных вод / А. Г. Первов, Н. А. Матвеев // Водоочистка. Водоподготовка. Водоснабжение. – 2013. – № 11 (71). – С. 40–44.

68. Первов, А. Г. Разработка и внедрение мембранной обратноосмотической технологии в области водоподготовки: дис. ... д-ра техн. наук: 05.23.04. – М., 1997. – 548 с.
69. Lateef, S. K. Direct Membrane Filtration of Municipal Wastewater with Chemically Enhanced Backwash for Recovery of Organic Matter / S. K. Lateef, B. Z. Soh, K. Kimura // *Bioresource Technology*. – 2013. – P. 149–155.
70. Thiago, A. N. Improvement of Municipal Wastewater Pretreatment by Direct Membrane Filtration / A. N. Thiago, F. Rivera, F. Fdz-Polanco, M. Peña // *Environmental Technology*. – 2017. – Vol. 38, Is. 20. – P. 1–35.
71. Ravazzini, A. M. Direct Ultrafiltration of Municipal Wastewater: Comparison Between Filtration of Raw Sewage and Primary Clarifier Effluent / A. M. Ravazzini, A. F. van Nieuwenhuijzen, J. H. M. J. van der Graaf // *Desalination*. – 2005. – Vol. 178, Is. 1. – P. 51–62.
72. McCarty, P. L. Domestic Wastewater Treatment as a Net Energy Producer – Can This Be Achieved? / P. L. McCarty, J. Bea, J. Kim // *Environmental Science and Technology*. – 2011. – Vol. 45, Is. 17. – P. 7100–7106.
73. Jones, N. Retrofit of a Two-Stage Wastewater Reuse System to Maximize Recovery and Performance / N. Jones, M. Galan, K. Young, R. Furukava // *The International Desalination Association World Congress, Sao Paulo, Brazil*. – 2017. – P. 13–14.
74. Barker, D. J. A Review of Soluble Microbial Products (SMP) in Wastewater Treatment Systems / D. J. Barker, D. C. Stuckey // *Water Research*. – 1999. – Vol. 33, Is. 14. – P. 3063–3082.
75. Fritzmann, C. State-of-the-Art of Reverse Osmosis Desalination / C. Fritzmann, J. Löwenberg, T. Wintgens, T. Melin // *Desalination*. – 2007. – Vol. 216. – P. 1–76.
76. Kim, S. Dual Media Filtration and Ultrafiltration as Pretreatment Options of Low-Turbidity Seawater Reverse Osmosis Processes / S. Kim, I. S. Lee,

K. J. Kim, D. M. Shon, L. S. Kang // *Desalination and Water Treatment*. – 2011. – Vol. 33. – P. 329–336.

77. Lee, H. Recent Transitions in Ultrapure Water (UPW) Technology: Rising Role of Reverse Osmosis (RO) / H. Lee, Y. Jin, S. Hong // *Desalination*. – 2016. – Vol. 399. – P. 185–197.

78. Shrivastava, A. Energy Efficiency Breakdown of Reverse Osmosis and Its Implications on Future Innovation Roadmap for Desalination / A. Shrivastava, S. Rosenberg, M. Peery // *Desalination*. – 2015. – Vol. 368. – P. 181–192.

79. Al-Amoudi, A. S. Factors Affecting Natural Organic Matter (NOM) and Scaling Fouling in NF Membranes: a Review / A. S. Al-Amoudi // *Desalination*. – 2010. – Vol. 259. – P. 1–10.

80. Remize, P. J. A Pilot-Scale Comparison Between Granular Media Filtration and Low-Pressure Membrane Filtration for Seawater Pretreatment / P. J. Remize, J. F. Laroche, J. Leparç, J. C. Schrotter // *Desalination and Water Treatment*. – 2009. – Vol. 9. – P. 22–27.

81. Pervov, A. Application of Reverse Osmosis to Treat High Ammonia Concentrated Reject Water from Sewage Sludge Digestion / A. Pervov, K. Tikhonov, W. Dąbrowski // *Desalination and Water Treatment*. – 2018. – V. 110. – P. 1–9.

82. Garcia, C. Study of the Behaviour of a Reverse Osmosis Membrane for Wastewater Reclamation – Influence of Wastewater Concentration / C. Garcia, M. Montag, A. Bes-Piá, J. Mendoza-Roca, E. Soriano-Costa, J. Garcia // *Desalination*. – 2008. – Vol. 222. – P. 243–248.

83. No, C.-H. Reclamation of Wastewater in Petroleum-Chemical Industries Using Submerged Micro-Filtration and RO Membranes / Chen-Hua No, Yu-Chang Lin, Chin Yuan Chang, Justin Chun-Te Lin // *The International Desalination Association World Congress, Sao Paulo, Brazil*. – 2017. – P. 15–16.

84. Tay, M. F. The Feasibility of Nanofiltration Membrane Bioreactor (NF-MBR) +Reverse Osmosis (RO) Process for Water Reclamation: Comparison with

Ultrafiltration Membrane Bioreactor (UF-MBR) + RO Process / M. F. Tay, C. Liu, E. R. Cornelissen, B. Wu, T. H. Chong // *Water Research*. – 2018. – Vol. 129. – P. 180–189.

85. Lateef, S. K. Direct Membrane Filtration of Municipal Wastewater with Chemically Enhanced Backwash for Recovery of Organic Matter / S. K. Lateef, B. Z. Soh, K. Kimura // *Bioresource Technology*. – 2013. – P. 149–155.

86. Pervov, A. Determination of Optimal Operation Pressure Values for Ultrafiltration Wastewater Treatment / A. Pervov, K. Tikhonov, N. Makisha // *Membranes and Membrane Technologies*. – 2020. – Vol. 2, Is. 3. – P. 159–168.

87. Merle, T. Investigation of Several UF Membrane Fouling Induced by Three Marine Algae Species / T. Merle, L. Dramas, L. Gatierses, V. Garcia-Molina, J.-P. Crone // *Water Research*. – 2016. – Vol. 93. – P. 10–19.

88. Alizadeh, T. Effect of Coagulation on Fouling Potential and Removal of Algal Organic Matter in Ultrafiltration Pretreatment to Seawater Reverse Osmosis / T. Alizadeh, S. Assiyeh, J. Schippers, M. Kennedy // *Water Research*. – 2014. – Vol. 59. – P. 283–294.

89. Kai, L. Control of Natural Organic Matter Fouling of Ultrafiltration Membrane by Adsorption Pretreatment: Comparison of Mesoporous Adsorbent Resin and Powdered Activated Carbon / L. Kai, L. Heng, Q. Fangshu, S. Senlin, Y. Huarong, H. Zheng-shuang, D. Xing, L. Guibai // *Journal of Membrane Science*. – 2014. – Vol. 471. – P. 94–102.

90. Tansakul, C. Membrane Processes for Pretreatment Before Seawater Reverse Osmosis Desalination / C. Tansakul, S. Laboric, C. Cabasud // *Desalination and Water Treatment*. – 2009. – Vol. 9. – P. 279–286.

91. Cui, X. Granular Iron Oxide Adsorbents to Control Natural Organic Matter and Membrane Fouling in Ultrafiltration Water Treatment / X. Cui, K. Choo // *Water Research*. – 2013. – Vol. 47. – P. 4227–4237.

92. Lateef, S. K. Direct Membrane Filtration of Municipal Wastewater with Chemically Enhanced Backwash for Recovery of Organic Matter / S. K. Lateef, B. Z. Soh, K. Kimura // *Bioresource Technology*. – 2013. – P. 149–155.
93. Ansari, A. Forward Osmosis As a Platform for Resource Recovery From Municipal Wastewater – A Critical Assessment of the Literature / A. Ansari, F. Hai, W. Price, J. Drewers, L. Nghiem // *Journal of Membrane Science*. – 2017. – Vol. 529. – P. 195–206.
94. Жужиков, В. А. Фильтрование. Теория и практика разделения суспензий / В. А. Жужиков. – 3-е изд., доп. и перераб. – М.: Изд.-во «Химия», 1971. – 440 с.
95. Андрианов, А. П. Мембранные методы очистки поверхностных вод / А. П. Андрианов, Д. В. Спицов, А. Г. Первов, Е. Б. Юрчевский // *Водоснабжение и санитарная техника*. – 2009. – № 7. – С. 29–37.
96. Guastalli, A. R. Comparison of DMF and UF Pretreatment for Particulate Material and Dissolved Organic Matter Removal in Suro Desalination / A. R. Guastalli, F. X. Simon, Y. Penru, A. de Kerchove, J. Liorens, S. Baig. // *Desalination*. – 2013. – Vol. 322. – P. 144–150.
97. Blazeovski, M. Immersed Ultrafiltration on Global Reuse and Recycled Water Projects / M. Blazeovski, D. Senior, J. Cadera, Min Cuo, Carl Richerson, Rob Flis // *The International Desalination Association World Congress, San Paolo, Brazil*. – 2017. – P. 17–20.
98. Tay, M. F. The Feasibility of Nanofiltration Membrane Bioreactor (NF-MBR) +Reverse Osmosis (RO) Process for Water Reclamation: Comparison with Ultrafiltration Membrane Bioreactor (UF-MBR) + RO Process / M. F. Tay, C. Liu, E. R. Cornelissen, B. Wu, T. H. Chong // *Water Research*. – 2018. – Vol. 129. – P. 180–189.
99. Senán-Salinas, J. Recycling of End-Of-Life Reverse Osmosis Membranes: Comparative LCA and Cost-Effectiveness Analysis at Pilot Scale /

J. Senán-Salinas, R. García-Pacheco, J. Landaburu-Aguirre, E. García-Calvo // Resources, Conservation and Recycling. – 2019. – Vol. 150. – P. 104423.

100. Технологии очистки сточных вод с использованием мембранных биореакторов // Сантехника. – URL: https://www.abok.ru/for_spec/articles.php?nid=5427 (дата обращения: 19.09.2024).

101. Трунов, П. В. Особенности процесса очистки сточных вод в погружных мембранных биореакторах / П. В. Трунов // Коммунальное хозяйство городов. – URL: <https://core.ac.uk/reader/11336700> (дата обращения: 19.09.2024).

102. Канализационные сооружения биологической очистки сточных вод производительностью 2,7 тыс. куб. м/сут. Типовой проект 902-2-258. – URL: <https://gostrf.com/normativ/1/4293815/4293815733.htm> (дата обращения: 19.09.2024).

103. Картриджи. – URL: <https://filter-mn.ru/kartridzhi/> (дата обращения: 10.01.2020).

104. Pervov, A. G. Application of Membranes to Treat Wastewater for Its Recycling and Reuse: New Considerations to Reduce Fouling and Recovery up to 99 Percent / A. G. Pervov, A. P. Andrianov // Desalination and Water Treatment. – 2011. – Vol. 35, Is. 1–3. – P. 2–9.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- КОС – канализационные очистные сооружения;
- ХПК – химическое потребление кислорода;
- БПК – биологическое потребление кислорода;
- ВО – вторичный отстойник;
- МБР – мембранный биореактор;
- НФ – нанофильтрация;
- ОО – обратный осмос;
- УФ – ультрафильтрация;
- T – время (сек; час; мин);
- V – объем (л; м³);
- K_i – кратность объемного концентрирования на i-й ступени;
- M – масса загрязнений в растворе (мг; г);
- C_i – концентрация загрязнения в растворе (мг/л);
- C_{ϕ}/C_n – отношение концентрации загрязнения в фильтрате к нормативному значению концентрации;
- Q – расход потока (л/час);
- Q_{ki} – расход потока концентрата i-й ступени;
- $Q_{\phi i}$ – расход потока фильтрата i-й ступени;
- Q_{ϕ}/Q_n – отношение расхода фильтрата к начальному (исходному) расходу очищаемой воды (величина выхода фильтрата);
- $Q_{уд}$ – удельная производительность аппарата (л/час*м²);
- R – селективность мембраны (%).

ПРИЛОЖЕНИЕ А**Общество с ограниченной ответственностью
«СПЕЦВОДОПРОЕКТ»**

295034, Республика Крым, г. Симферополь, пр. Кирова, д. 32/1, офис. 43, ИНН/КПП: 9102234974 / 910201001,
Почтовый адрес: 295000, Республика Крым, г. Симферополь, ул. А. Неаского, д. 1., а/я 1536,
Тел.: +7 (978) 569-98-85, E-mail: specvodoproekt@mail.ru.

№ 009/20 от 20.04.2020 г.
на № от .2020 г.

СПРАВКА

о использовании результатов диссертационной работы
Тихонова Константина Валерьевича на тему
«Применение метода обратного осмоса в технологических процессах очистки сточных воды»

Данная справка подтверждает, что результаты научных исследований и рекомендации Тихонова Константина Валерьевича применялись в ходе разработки концепции реконструкции КОС «Укромное» г. Симферополь для обеспечения приема канализационных стоков от объекта «Ангар» в Международном аэропорту г. Симферополь.

Генеральный директор



Р.И. Удовиченко

Исполнитель:
Соболев А.А.
+7 (978) 562-42-34



Акционерное Общество
«Проектно-изыскательское научно-исследовательское бюро
«ГИТЕСТ»
125212, г. Москва, Ленинградское шоссе д. 43а, Тел./факс: +7 (495) 926-41-55
Почтовый адрес: 125212, г. Москва, А/я № 37, E-mail: info@gitest.ru, www.gitest.ru.

№ 107/20 от 29.04.2020 г.
на от

Для предоставления
в диссертационный совет

СПРАВКА О ВНЕДРЕНИИ

научных и практических результатов диссертационной работы соискателя ученой степени кандидата наук Тихонова Константина Валерьевича на тему «Применение метода обратного осмоса в технологических процессах очистки сточных воды»

Настоящим удостоверяется, что результаты научных исследований и рекомендации Тихонова Константина Валерьевича применяются в ходе разработки предпроектных решений для реконструкции КОС.

Разработанная автором технологическая схема станции очистки сточных вод на основе технологии обратного осмоса, планируется к применению для линейки блочно-модульных станций, предназначенных к эксплуатации в условиях Крайнего Севера.

Генеральный директор, к.т.н.



В.Н. Аверьянов

исп. Новоселов К.С.
+7(495) 926-41-55



СООТВЕТСТВУЕТ ТРЕБОВАНИЯМ
ГОСТ ISO 9001-2015 (ISO 9001:2015)
ГОСТ Р 54934-2012 (ISO 45001:2018)
ГОСТ Р ИСО 14001-2016 (ISO 14001:2015)