

**МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ**

**ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ
УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ**

«САМАРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

На правах рукописи



Авдеенков Павел Павлович

**ОЧИСТКА ВЫСОКОКОНЦЕНТРИРОВАННЫХ СТОЧНЫХ ВОД ПРЕДПРИЯТИЙ
ГЛУБОКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ КУРИНЫХ ЯИЦ**

2.1.4. Водоснабжение, канализация, строительные системы
охраны водных ресурсов

диссертация на соискание ученой степени

кандидата технических наук

Научный руководитель:

доктор технических наук, профессор,

Степанов Сергей Валериевич

Самара 2023

ОГЛАВЛЕНИЕ

| | |
|--|----|
| ВВЕДЕНИЕ..... | 4 |
| ГЛАВА 1. АНАЛИТИЧЕСКИЙ ОБЗОР СОВРЕМЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД ПРЕДПРИЯТИЙ ГЛУБОКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ КУРИНЫХ ЯИЦ..... | 10 |
| 1.1 Характеристика и особенности сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц | 10 |
| 1.2 Существующие методы очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц | 12 |
| 1.3 Существующие методы очистки высококонцентрированных сточных вод предприятий пищевой промышленности | 15 |
| 1.3.1. Физико-химические методы очистки высококонцентрированных сточных вод предприятий пищевой промышленности..... | 16 |
| 1.3.2. Биохимические методы очистки высококонцентрированных сточных вод предприятий пищевой промышленности | 24 |
| 1.3.3. Влияние коагуляции на дальнейшую биологическую очистку..... | 36 |
| 1.4 Выводы по главе 1 | 40 |
| ГЛАВА 2. НАТУРНЫЕ ДАННЫЕ ПО КАЧЕСТВЕННОМУ СОСТАВУ СТОЧНЫХ ВОД ПРЕДПРИЯТИЙ ГЛУБОКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ КУРИНЫХ ЯИЦ И МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕНИЯ ИССЛЕДОВАНИЙ..... | 41 |
| 2.1 Натурные данные по качественному составу сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц..... | 41 |
| 2.2 Методика проведения исследований по физико-химической очистке.. | 43 |
| 2.3 Методики проведения исследований по биологической очистке | 45 |
| 2.4 Выводы по главе 2 | 53 |
| ГЛАВА 3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ В ЛАБОРАТОРНЫХ УСЛОВИЯХ..... | 55 |
| 3.1 Предварительная физико-химическая очистка | 55 |
| 3.2 Исследования процессов биологической очистки | 65 |

| | | |
|--|--|-----|
| 3.2.1 | Контактные опыты на неадаптированном активном иле | 65 |
| 3.2.2 | Исследования биологической очистки в реакторе периодического действия..... | 66 |
| 3.2.3 | Контактные опыты на адаптированном активном иле из <i>SBR</i> | 84 |
| 3.3 | Выводы по главе 3 | 97 |
| ГЛАВА 4. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ В ПИЛОТНОМ МЕМБРАННОМ БИОРЕАКТОРЕ | | 100 |
| 4.1 | Предварительная физико-химическая очистка | 100 |
| 4.2 | Исследования биологической очистки на исходной сточной воде и сточной воде после физико-химической обработки | 102 |
| 4.3 | Определение кинетических констант процессов биологической очистки на основе эксперимента в проточных условиях | 109 |
| 4.4 | Выводы по главе 4 | 114 |
| ГЛАВА 5. АЛГОРИТМ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО РАСЧЕТА ОЧИСТНЫХ СООРУЖЕНИЙ, ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ОЦЕНКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СХЕМ ОЧИСТКИ..... | | 115 |
| 5.1 | Алгоритм технологического расчета очистных сооружений физико- химической и биологической очистки..... | 115 |
| 5.2 | Оптимизация двухступенчатой биологической очистки | 120 |
| 5.3 | Технологический расчет сооружений физико-химической и биологической очистки при разных дозах коагулянта | 122 |
| 5.4 | Выводы по главе 5 | 133 |
| ЗАКЛЮЧЕНИЕ | | 135 |
| ОСНОВНЫЕ СОКРАЩЕНИЯ И ОБОЗНАЧЕНИЯ | | 138 |
| СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ..... | | 141 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ | | 167 |

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы исследования. На данный момент в Российской Федерации насчитывается более десяти специализированных предприятий глубокой переработки куриных яиц, продукция которых пользуется спросом в кондитерской и хлебобулочной промышленности, при производстве мясных изделий и полуфабрикатов, в спортивном питании, в масложировой отрасли при производстве майонезов, соусов, макарон, мороженого и десертов, кормов для животных, косметики, напитков. Публикации по очистке сточных вод данной категории предприятий в нашей стране до настоящих исследований отсутствовали. Рассматриваемые сточные воды, как и для большинства предприятий пищевой промышленности, являются высококонцентрированными: ХПК достигает 14800 мг/л, БПК₅ – 11475 мг/л, взвешенные вещества – 5580 мг/л. Очистка таких сточных вод является весьма сложной задачей. На существующих предприятиях пищевой промышленности наибольшее распространение получила предварительная реагентная напорная флотация, которая, как правило, не позволяет очищать сточные воды даже до норм приема в сети городской канализации. Очистить высококонцентрированные сточные воды до норм сброса в водные объекты рыбохозяйственного значения (ПДК_{рыбхоз}) возможно только при применении ступени аэробной биологической очистки. Поэтому исследования по очистке сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц являются актуальными.

Степень разработанности темы. Физико-химической очисткой промышленных сточных вод в разные годы занимались А.М. Когановский, Л.В. Гандурина, С.В. Гетманцев, И.А. Нечаев и др. Существенный вклад в применение и разработку методов биологической очистки промышленных сточных вод принадлежит С.В. Яковлеву, Я.А. Карелину, Т.А. Карюхиной, И.В. Скирдову, Л.И. Гюнтер, Ц.И. Роговской, Н.А. Базякиной, В.Н. Швецову, А.А. Бондареву, К.М. Морозовой, И.И. Павлиновой, Б.Г. Мишукову и др. В работах НИИ ВОДГЕО, СамГТУ, СПбГАСУ, МГСУ исследованы процессы

биологической очистки сточных вод в мембранных биореакторах и реакторах периодического действия. Однако применение перечисленных технологий для очистки высококонцентрированных сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц ранее не изучалось.

Цель работы – научное обоснование и разработка эффективной технологии обработки высококонцентрированных сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц с предварительной физико-химической и полной биологической очисткой с обеспечением выполнения рыбохозяйственных нормативов по соединениям азота.

Для достижения цели были поставлены следующие **задачи**:

1. Провести анализ литературных источников и натурных данных по качественному составу сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц и методам их очистки.

2. Экспериментально определить наиболее эффективный коагулянт для предварительной очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц и оптимальные технологические параметры его применения.

3. Оценить перспективность применения биологической очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц. Определить кинетические константы, коэффициенты и технологические параметры для биологической очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц как исходных, так и после физико-химической очистки (ФХО).

4. На основании экспериментально полученных кинетических констант и коэффициентов биохимических процессов оценить влияние ФХО на процесс последующей биологической очистки.

5. Разработать алгоритм технологического расчета сооружений очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц.

6. На основании технико-экономической оценки выбрать наиболее рациональный вариант технологической схемы очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц.

Объект исследования – сточные воды предприятий глубокой переработки куриных яиц.

Предмет исследования – технологии физико-химической и биологической очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц.

Научная новизна:

1. Впервые разработана технология очистки сточных вод для предприятий глубокой переработки куриных яиц, сочетающая физико-химические и биологические методы.

2. Определены основные технологические параметры, кинетические константы и коэффициенты биологической очистки исходных сточных вод и сточных вод после ФХО предприятий глубокой переработки куриных яиц.

3. Впервые установлено влияние предварительной коагуляции на кинетические характеристики дальнейшей биологической очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц.

Теоретическая и практическая значимость работы:

1. Получены кинетические зависимости процессов биологической очистки исходных сточных вод и сточных вод после ФХО предприятий глубокой переработки куриных яиц в технологических схемах с предварительной денитрификацией.

2. Разработаны технологические схемы очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц, включающие физико-химические и биологические методы с предварительной денитрификацией.

3. Разработан алгоритм расчета технологических схем очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц.

4. На основании расчета стоимости жизненного цикла (СЖЦ) доказана технико-экономическая целесообразность предварительной ФХО с последующей одноступенчатой биологической очисткой сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц.

Методология и методы исследования. Методологическая база физико-химической очистки основана на методике пробного коагулирования, биологической очистки – метод определения скоростей процессов биологической очистки в контактных и проточных условиях на установках непрерывного культивирования микроорганизмов. Теоретическая база физико-химической очистки основана на современных представлениях коллоидной химии, биологической очистки – на фундаментальных законах ферментативной кинетики. Эмпирическая база физико-химической очистки состояла из лабораторного оборудования для пробного коагулирования, а биологической очистки – из лабораторного реактора периодического действия и пилотного мембранного биореактора.

Положения, выносимые на защиту:

1. Результаты подбора коагулянтов, параметров их применения и оценка влияния на последующую биологическую очистку сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц.
2. Значения кинетических констант и коэффициентов биологической очистки для исходных сточных вод и сточных вод после предварительной ФХО предприятий глубокой переработки куриных яиц.
3. Технологические схемы биологической очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц с предварительной ФХО и без нее.
4. Алгоритм расчета технологических схем сооружений очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц.
5. Результаты технико-экономической оптимизации параметров физико-химической и биологической очистки сточных вод предприятия глубокой переработки куриных яиц.

Степень достоверности. Химические анализы были выполнены по стандартным методикам в аккредитованной гидрохимической лаборатории АСА СамГТУ. Все экспериментальные исследования были проведены на реальных сточных водах предприятия глубокой переработки куриных яиц в те-

чение длительного периода при большом количестве параллельных опытов с допустимой воспроизводимостью полученных результатов.

Апробация и реализация результатов исследования.

Основные и промежуточные результаты работы были доложены на Международной конференции «Вода: Экология и технологии» ЭКВАТЭК, г. Москва 2021, XIII Международной научно-практической конференции "Техновод", г. Сочи, 2021 г., конференции, посвящённой памяти академика РАН С.В. Яковлева, г. Москва, 2022 и 2023 гг., 79 и 80 научно-технических конференциях АСА СамГТУ «Актуальные проблемы в строительстве и архитектуре. Образование. Наука. Практика», г. Самара, 2022-2023 г., Международной конференции *EswaExpo*, г. Москва, 2022 г., Международной научно-практической конференции «Водоснабжение, химия и прикладная экология», г. Гомель, 2023 г.

Результаты диссертационной работы использованы ООО «Эколог Проектстрой» при разработке технологии очистки сточных вод, поставке оборудования и выполнении пуско-наладочных работ на локальных очистных сооружениях двух предприятий глубокой переработки куриных яиц: Яйцеперерабатывающая фабрика ЗАО «Рузово», локальные очистные сооружения «ЛОС-КН-600»; ООО «Лето Групп», комплекс очистных сооружений производственных сточных вод.

Соответствие диссертации паспорту научной специальности.

Работа соответствует паспорту научной специальности 2.1.4. Водоснабжение, канализация, строительные системы охраны водных ресурсов, п. п. 3 и 7.

Личный вклад автора в полученные научные результаты, включенные в диссертацию, состоит в формулировке целей и задач исследований, поиске и анализе литературных данных, изготовлении лабораторной установки, разработке методик и проведении экспериментов, обработке и анализе полученных результатов, формулировании выводов и заключения, расчете

технико-экономических показателей и их сравнении, внедрении полученных результатов на действующем предприятии.

Публикации. По теме диссертации опубликовано 8 научных работ, в том числе 5 в изданиях, входящих в перечень ВАК.

Структура и объем работы.

Диссертация общим объемом 167 страниц состоит из введения, пяти глав и приложения, содержит 20 таблиц и 51 рисунок. Список литературы включает 255 наименований отечественных и зарубежных авторов.

ГЛАВА 1. АНАЛИТИЧЕСКИЙ ОБЗОР СОВРЕМЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД ПРЕДПРИЯТИЙ ГЛУБОКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ КУРИНЫХ ЯИЦ

1.1 Характеристика и особенности сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц

Пищевое яйцо – один из самых важных источников белка в рационе питания человека и незаменимый ингредиент при производстве многих продуктов питания. Более 85% производимых яиц в мире направляется на пищевые цели. Несмотря на существование различных видов яиц, наиболее широкое распространение в мире получили куриные, на которые приходится более 90% всех производимых пищевых яиц в мире. В течение 2017-2020 гг. наблюдался рост производства пищевого яйца в мире со среднегодовым темпом прироста в 3,3%. В структуре мирового производства пищевого яйца лидирует Китай, на долю которого в 2021 г. пришлось 33,2 млн. тонн или 38,2% всего производства пищевых яиц в мире. Индия также является крупным производителем пищевых яиц в мире – 7 млн. тонн или порядка 8% мирового рынка. На страны Европейского Союза пришлось 5,9 млн. тонн, крупнейшими производителями являлись Германия, Нидерланды. На долю России с объемом производства 2,4 млн. тонн в 2021 г. пришлось 2,7% мирового производства пищевого яйца [108].

Яйца традиционно являются сезонным товаром, который за год переживает две волны повышения цен в пасхальные и новогодние праздники и падения – в летнее время [18, 38, 106]. Для избегания сезонных потерь, увеличения срока хранения продукции и расширения географического рынка сбыта продукции предприятия осуществляют глубокую переработку яйца в жидкие и сухие яйцепродукты: яичные белки, желтки и их смесь – меланж в жидком, пастеризованном, сухом или замороженном виде [159, 233]. Эта продукция применяется в кондитерской и хлебобулочной промышленности, при производстве мясных изделий и полуфабрикатов, в спортивном питании, в масложировой отрасли при производстве майонезов, соусов, макарон, мо-

роженого и десертов, кормов для животных, косметики, напитков [47, 88, 104, 107, 119, 146, 211, 221, 228, 250]. Назвать точное число птицефабрик, занимающихся глубокой переработкой яйца, сложно [38]. Но их объем оценивается от 5-7 до 10-12% от общего производства яйца в России. Таким образом, можно говорить о переработке не более 5 млрд. шт. в год. В чистом виде сухие, жидкие или замороженные яичные продукты в России не популярны, хотя во всем мире они составляют 20-25% от общего объема продаж яичных продуктов, включая столовые яйца, а в отдельных странах доля доходит до 40% [88]. В Японии реализуется 49% «бесскорлупных яиц», Франции – 42%, США – 27%, в Западной Европе – 20%. Прогнозируется дальнейший рост уровня глубокой переработки яиц. В России 75,6% товарных яиц реализуется в скорлупе, 10% – функциональные яйца с заданными свойствами, около 6% составляют жидкие яичные продукты, 6,9% – сухие яичепродукты и 1,5% – готовые к употреблению [73, 166].

Сточные воды предприятий глубокой переработки куриных яиц образуются в процессе безразборной CIP-мойки (*CIP – clean in place, англ.*) трубопроводов, емкостей и технологических линий между разными партиями и видами продукции. При этом вода загрязняется белком, желтком, скорлупой и используемыми реагентами.

Сточные воды яичепереработки, как и большинства предприятий пищевой промышленности, является высококонцентрированными [210, 226], что подтверждают данные табл. 1.1.

Таблица 1.1 Состав сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц

| ХПК | БПК ₅ | БПК ₅ /ХПК | Взвешенные вещества | pH | Источник |
|------------|------------------|-----------------------|---------------------|---------|----------|
| 8840-9680 | 4140-5990 | 0,55 | 818-1020 | 6,9-8,1 | [228] |
| 1574-4000 | 894-2185 | 0,55 | 3120-3876 | 6,9-7,5 | [245] |
| 4100-13570 | – | – | 588-4150 | – | [237] |
| 6000 | 3600 | 0,6 | – | – | [207] |
| 9780 | 6300 | 0,64 | 6950 | – | [208] |
| 3200-10500 | 1650-6400 | 0,56 | 2240-5580 | – | [221] |
| 2500 | 740 | 0,30 | 4470 | 9,9 | [217] |
| 1595-14800 | 589-11475 | 0,74 | 75-2655 | – | [221] |

Характерной чертой сточных вод пищевой промышленности являются азотсодержащие органические соединения [42], которые в процессе аммонификации переходят в азот аммонийный и далее в результате нитрификации – в азот нитритов и нитратов [93]. Под органическим понимают азот, входящий в состав органических веществ [62, 189], для сточных вод глубокой переработки куриных яиц это белки и продукты их распада, входящие в состав перерабатываемого сырья. В литературе отсутствуют данные о содержании органического азота в сточных водах яйцепереработки.

Сточные воды предприятий глубокой переработки куриных яиц не являются токсичными, но при этом наблюдается дефицит биогенных элементов, в частности солей фосфора [221]. Как правило, соотношение БПК₅/ХПК выше 0,5, что указывает на наличие легкоокисляемых органических веществ и на возможность очистки данных сточных вод биологическими методами.

Биологическая очистка является высокоэффективной и экологичной технологией, позволяющей очищать сточные воды от широкого спектра загрязнений, в идеале превращая их в безопасные вещества – воду, углекислый газ, молекулярный азот. Там, где биохимические процессы возможны, их применение в большинстве случаев обеспечивает наименьшие затраты жизненного цикла сооружений. Биологический метод является наиболее универсальным и широко применимым при очистке сточных вод различной категории. Среди технологий биологической очистки наибольшее распространение получили процессы с активным илом [87, 158].

1.2 Существующие методы очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц

В отечественной научно-технической литературе, до настоящих исследований, публикации об очистке, качественном и количественном составе сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц отсутствовали. В зарубежной литературе большее внимание уделено физико-химическим методам очистки данных сточных вод.

В работе [245] применялся хитозан с дозой 0,7-1,3 г/л при pH 2-7, быстром перемешивании в течение 1 минуты с 100 об/мин и медленном – 3 минуты с 40 об/мин. Наилучшие результаты были получены при pH 4, дозе хитозана 1,1 г/л, продолжительности отстаивания 40 мин. При этом эффективность снижения мутности составила 94%, ХПК – 88%, БПК – 83%. В работе [207] так же был применен хитозан с дозой 100-200 мг/л, который позволил очистить сточные воды на 70-90% по взвешенным веществам и на 55-75% по ХПК.

В работе [237] были проведены масштабные исследования с хлоридом железа, бентонитом, лигносульфонатом и карбоксиметилцеллюлозой. При использовании хлорида железа с дозой 180 мг/л и pH 8 удалось снизить ХПК на 85,6%, взвешенные вещества на 98% (средние значения); бентонита с дозой 1500 мг/л и pH 4 удалось снизить ХПК на 93,7%, взвешенные вещества на 98,66% (средние значения); лигносульфоната с дозой 960 мг/л и pH 3,5 удалось снизить ХПК на 92%, взвешенные вещества на 98,52% (средние значения); карбоксиметилцеллюлозы с дозой 620 мг/л и pH 3 удалось снизить ХПК на 88,1%, взвешенные вещества на 98,6% (средние значения). Так же было исследовано влияние продолжительности перемешивания на снижение ХПК. Наибольшая эффективность была достигнута при перемешивании в течение 1 мин. при скорости 100 об/мин., а затем 3 мин. при 40 об/мин. Оптимальная доза коагулянта сильно зависела от состава исходной сточной воды, типа коагулянта, общего количества взвешенных веществ и начальных концентраций белка и жира. Эффективность снижения концентрации взвешенных веществ не зависела от типа коагулянта и постоянно была на уровне 97% и более. Остаточное содержание взвешенных веществ не превышало 20 мг/л.

Применение сульфата алюминия в работе [208] с дозой 50-600 мг/л позволило снизить ХПК на 26-71%, в качестве оптимальной выбрана доза 200 мг/л с эффективностью 62% при pH 5,1.

Авторы работ [208, 228, 238] применяли в лабораторных условиях методы электрокоагуляции. В работе [238] с электродами из алюминия, железа

и нержавеющей стали было получено снижение ХПК на 95%, 95% и 92% при продолжительности контакта 16, 16 и 24 мин. соответственно. В работе [208] эффективность удаления взвешенных веществ 87% была достигнута за 45 мин. с применением алюминиевых электродов при плотности тока 12,5 мА/см². В работе [228] эффективность очистки оценивалась при продолжительности контакта 0-25 мин., плотности тока 1-12 мА/см². На алюминиевых электродах было получено снижение ХПК с 9000 до 47,7 мг/л (эффективность 99%), взвешенных веществ с 920 до 15 мг/л (эффективность 98,5%), расход электроэнергии 14,2 кВт/м³ при следующих оптимальных параметрах: плотность тока 6,6 мА/см² и продолжительности контакта 10 мин. На стальных электродах было получено снижение ХПК с 9000 до 356,3 мг/л (эффективность 96%), взвешенных веществ с 920 до 215 мг/л (эффективность 76,6%), расход электроэнергии 15,1 кВт/м³ при следующих оптимальных параметрах: плотность тока 9,1 мА/см² и продолжительности контакта 15 мин. Сделан вывод о экономическом преимуществе алюминиевых электродов по сравнению со стальными.

В работе [217] предложено проводить очистку сточных вод подкислением до *pH* 4,7 с нагреванием до 60-75°С и поддержанием этой температуры в течение 30 мин, и дальнейшим фильтрованием или центрифугированием (горячей воды), эффективность очистки по БПК составила 76-97%.

Вопросы биологической очистки сточных вод предприятия переработки яиц изучались в работе [221]. Состав исходных сточных вод при этом характеризовался следующими показателями, мг/л: ХПК – 1595-14800, БПК₅ – 589-11475, взвешенные вещества – 75-2655, азот по Кьельдалю – 84-737, *P-PO₄* – 6-59,4. Соотношение БПК₅/ХПК составляло примерно 60-62%. Была исследована работа биопруда, аэротенка и дискового биофильтра, средние значения эффективности очистки в которых соответственно составляли, %: по ХПК – 53,1; 86,3 и 90,3; азоту по Кьельдалю – 54,9; 74,8 и 77,5. По результатам экспериментов был сделан вывод о том, что данные сточные воды не оказывали токсичного действия на биоценоз активного ила и биопленки. Од-

нако снизить концентрации загрязнений до нормативов отведения в поверхностные водные объекты не удалось.

Анализ литературных данных показал высокую перспективность физико-химических и биологических методов очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц. Таким образом, на данный момент в Российской Федерации не существует какой-либо технологии очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц.

Поскольку в научно-технической литературе крайне мало информации об очистке сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц, то имеет смысл рассмотреть методы и технологические схемы очистки высококонцентрированных сточных вод предприятий пищевой промышленности. При этом необходимо отметить, что разнообразие физико-химического состава сточных вод различных производств не позволяет разработать универсальную технологическую схему очистки. Для различной категории производственных сточных вод следует разрабатывать индивидуальные технологические схемы на основе типовых решение [87].

1.3 Существующие методы очистки высококонцентрированных сточных вод предприятий пищевой промышленности

Сточные воды пищевой промышленности, как правило, относятся к высококонцентрированным [194] (ХПК более 4000 мг/л [199, 216, 224]). Перед сбросом таких сточных вод в сеть городской канализации необходима локальная очистка. Схему очистки определяет два ключевых фактора – требуемое качество очищенных сточных вод и качественный состав исходных сточных вод. Выше было показано, что сточные воды предприятий глубокой переработки куриных яиц являются высококонцентрированными. При очистке сточных вод с величиной ХПК 3500-10000 мг/л до норм сброса в городскую канализацию, применение физико-химических методов, как правило, недостаточно. Для очистки данной категории сточных вод применяются

сложные многоступенчатые схемы, включающие механические, физико-химические и биологические методы очистки, в том числе, сооружения доочистки. Такая сточная вода содержит достаточно много трудноокисляемого ХПК – до 500 мг/л. В случае сброса в водные объекты доочистка таких стоков представляет собой достаточно сложную задачу [155, 188]. Для снижения времени пребывания высококонцентрированных сточных вод в аэробных сооружениях биологической очистки могут применяться методы предварительной обработки [215, 223]. При этом локальная очистка может состоять только из аэробной биологической ступени, если основная часть органических загрязнений полностью находится в растворённом виде, что характерно, например для производства сладких напитков [110, 111]. При очистке сточных вод до норм ПДК для водных объектов рыбохозяйственного значения (далее ПДК_{рыбхоз}) исключить ступень аэробной биологической очистки практически невозможно.

1.3.1. Физико-химические методы очистки высококонцентрированных сточных вод предприятий пищевой промышленности

В практике очистки сточных вод пищевых производств наибольшее распространение при физико-химической очистке (далее ФХО) получила технология реагентной напорной флотации, которая позволяет обеспечить высокую степень очистки от нерастворенных примесей, взвешенных веществ, жиров и поверхностно-активных веществ, содержащихся в высоких концентрациях и являющихся характерными для предприятий данной отрасли. Особенность сооружений ФХО сточных вод – быстрота ввода в режим эксплуатации, простота и компактность [11, 12, 28, 29, 90, 111, 174, 185, 188]. В табл. 1.2 представлены данные о применении реагентной напорной флотации на предприятиях пищевой промышленности различного профиля.

Таблица 1.2 Результаты применения реагентной напорной флотации для очистки сточных вод предприятий пищевой промышленности

| Производство | ХПК, мг/л | | БПК _{полн} , мг/л | | Взвешенные вещества, мг/л | |
|-------------------------------|------------|----------|----------------------------|----------|---------------------------|-----------|
| | ВХОД | ВЫХОД | ВХОД | ВЫХОД | ВХОД | ВЫХОД |
| птицефабрика [112] | 1800 | <800 | – | – | 1000 | <20 |
| птицефабрика [35] | – | – | 2000 | 1000 | 1000 | 50-100 |
| кормовая мука [32] | 8112 | 1796 | 3650 | 780 | 1136 | 34 |
| мороженое [36] | ≤ 6000 | ≤3000 | ≤ 4400 | ≤1500 | ≤ 8000 | ≤150 |
| молоко [33] | 3206 | 972 | 2468* | 585* | 461 | 64 |
| молокопереработка [90] | 1420 | 454 | 1180* | 330* | 204 | 79 |
| молокозавод [147] | 1497 | 934 | 620* | 200* | 772 | 51 |
| молокозавод [147] | – | – | 1200* | 600* | 110 | 62,5 |
| молокозавод [147] | 1518 | 702 | 796* | 380* | 356 | 120 |
| мясокомбинат [121] | 1766-3097 | 318-681 | 1360-1915* | 231-421* | 556-841 | 5,56-42,1 |
| мясокомбинат [121] | 2300 | 680-800 | 1200* | 350-420* | 950 | 67-95 |
| мясокомбинат [122] | 4060-10858 | 380-640 | – | – | 288-2913 | 21-33 |
| мясокомбинат [51] | 1370-2260 | 330-710 | – | – | 730-1070 | 15-18 |
| мясокомбинат [30] | 2700-4600 | 500-800 | – | – | 800-4000 | 60-70 |
| мясокомбинат [19] | 3300 | ≤ 500 | 1550* | ≤ 300* | 1300 | ≤ 100 |
| мясокомбинат [187] | 1391 | 705 | – | – | 1740 | 65 |
| мясоперерабатывающее [31] | 2993 | 784 | 1485* | 361* | 1069 | 140 |
| переработка мяса индеек [148] | 2820-6154 | 657-2615 | 1910-2800* | 425-930* | 1216-1953 | 118-386 |
| майонез [133] | 24920 | 672 | 9280* | 195* | 6540 | 95 |
| горчица [133] | 14210 | 5070 | 4752* | 1850* | 5420 | 350 |
| кондитерское [34] | 17980 | 5717 | 8210* | 2627* | 5110 | 75 |
| рыбоперерабатывающее [156] | 1289,5 | 523 | 745* | 162* | 231 | 58 |

Примечание: БПК₅*

Анализ табл. 1.2 показал, что реагентная напорная флотация является распространенной и эффективной технологий очистки сточных вод предприятий пищевой промышленности, что так же отмечено в работе [133]. Эффективность очистки составляла, %: по ХПК 38-97 (в среднем 71), по БПК 50-98 (в среднем 71), по взвешенным веществам 43-99 (в среднем 89). При этом необходимо отметить, что качество очищенных сточных вод далеко не всегда, особенно по органическим загрязнениям, соответствует даже нормам приема в сети городской канализации, поэтому требуется последующая ступень биологической очистки.

Коагуляция и флокуляция применяются для повышения эффективности отстаивания, флотации и фильтрования за счет увеличения размера частиц в результате их слипания (агрегации). С помощью коагуляции и флокуляции из воды могут быть удалены коллоидные, тонкодисперсные, грубодисперсные загрязнения с гидравлической крупностью менее 0,3 мм/с или дисперсностью менее 3-100 мкм. Одновременно может происходить извлечение из воды растворенных органических и минеральных загрязнений, которые сорбируются продуктами гидролиза коагулянта с образованием трудно растворимых соединений. При правильной организации процесса, можно добиться заметного снижения концентрации некоторых растворенных примесей. Максимальное количество органических веществ, которое удается удалить из раствора при помощи коагуляции, равно или немного больше концентрации коллоидно-дисперсных органических веществ, определенных путем ультрафильтрации [10, 16, 21, 26, 28, 37, 46, 49, 57, 87, 167]. Лучше всего удаляются органические вещества с длинными полимерными молекулами [82].

Коагулянты способны образовывать гидрофобные коллоидные системы, которые при коагуляции дают хлопья, сорбирующие и захватывающие при осаждении частицы природных загрязнений воды. Ионы алюминия (железа) вступают в обмен с катионами, которые находятся в воде. При этом может произойти обмен катионов воды на катионы коагулянта. После этого идет гидролиз и образуются малорастворимые основания – $Al(OH)_3$ или

$Fe(OH)_3$. Гидролиз коагулянтов, как солей слабых многоосновных оснований и сильных кислот, протекает в несколько стадий, представленных подробно в работах [84, 105, 168]. Полнота гидролиза имеет большое значение, как для процесса коагуляции примесей, так и для качества очищенной воды, поскольку наличие растворенных ионов алюминия или железа в воде недопустимо. Применение коагулянтов в водоочистке требует, прежде всего, обеспечения таких условий протекания процесса, при которых растворимость продуктов гидролиза была бы минимальной. Это определяется, главным образом, значением pH системы. На величину pH , при которой достигается минимальная растворимость гидроксида, заметно влияет анион исходной соли, его концентрация, валентность и наличие конкурирующих анионов. В присутствии конкурирующих анионов уменьшается значение оптимального pH среды, соответствующее минимальной растворимости продуктов гидролиза, т.е. их изоэлектрической точке [46, 75, 79, 132]. Скорость гидролиза пропорциональна концентрации иона алюминия в системе; полнота гидролиза увеличивается с уменьшением концентрации коагулянта, повышением pH для связывания образующихся в процессе гидролиза ионов гидроксония, повышением температуры и уменьшением растворимости продукта гидролиза – гидроксокомплексов алюминия (гидроксида алюминия) [79]. Поэтому наиболее важным фактором, определяющим эффективность обработки воды коагулянтами, наряду с дозой, является значение pH среды.

Минимизировать вторичные загрязнения очищенной воды можно при осуществлении коагуляции в интервале pH , соответствующем минимальной растворимости продуктов гидролиза коагулянта [37, 160].

В работах [10, 59, 74, 84, 89, 102, 105] подробно представлено примерное образование гидрокомплексов различных коагулянтов в зависимости от pH и температуры воды.

При коагуляции сульфатом алюминия оптимальным интервалом pH принято считать 5,5-8 [169, 220], 5-7,5 [15, 87]. Минимальная концентрация

остаточного алюминия наблюдается при pH 6,5-7,5 [5, 15, 75, 84, 105, 204, 219, 222].

Оптимальный интервал pH при коагуляции хлоридом и сульфатом железа (III) составляет 6-9 [87, 165]. Минимальная концентрация остаточного железа для $FeCl_3$ имеет место при pH 7, для $Fe_2(SO_4)_3$ – при pH 6,2 [10, 75].

Сульфат железа (II) эффективно работает при pH более 9 [10, 82, 87, 192]. Минимальная концентрация остаточного железа соответствует pH 9,5 [10, 75].

Необходимо отметить, что оптимальное значение pH среды при очистке сточных и природных вод, в том числе и производственных, зависит не только от коагулянта, его марки и дозы, но и от типа или вида сточной воды. Например, при применении полиоксихлорида алюминия (далее ПОХА) наибольшая эффективность снижения ХПК наблюдалась при pH 4 для сточных вод производства целлюлозы и бумаги [244], а для – молочной продукции при pH 8,4 [90]. Это может быть объяснено разной природой загрязнений и, как следствие, разными изоэлектрическими точками содержащихся загрязнений [227]. Коагуляция обычно наступает не в изоэлектрической точке, а при достижении некоторого критического значения. Для большинства систем этот потенциал близок к 30 мВ. Однако во многих случаях значение критического ζ -потенциала, отвечающее началу коагуляции, сильно отличается от 30 мВ. Иногда с понижением ζ -потенциала золи не только не коагулируют, но и увеличивают свою устойчивость и, наоборот, повышение потенциала подчас сопровождается коагуляцией. Это свидетельствует о том, что существуют и другие причины устойчивости коллоидных систем [26, 105, 134]. Многофакторность взаимодействия коагулянтов с загрязняющими веществами в процессах очистки сточных вод предлагается называть коасорбцией [3].

В работе [103] на основании экспериментальных исследований по очистке природных вод алюминиевыми коагулянтами установлено, что кривые зависимости остаточной концентрации алюминия от дозы коагулянта при одинаковых условиях имеют убывающий характер, т.е. концентрация

остаточного алюминия тем меньше в очищенной воде, чем больше доза коагулянта. Так же предложена интерпретация данного факта, связанная с преобладающим воздействием на систему образующихся при гидролизе коагулянта коллоидных структур и их фракталов, которые, обладая высокой адсорбционной способностью, сорбируют на своей поверхности не только гумусовые вещества, ионы тяжелых металлов и другие загрязнения природных вод, но и частично водорастворимые гидроксоаквакомплексы.

Для решения проблемы вторичных загрязнений очищенной воды могут быть использованы коагулянты относительного нового поколения – ПОХА, которые хорошо зарекомендовали себя как в водоподготовке, так и в очистке сточных вод, в том числе в пищевой промышленности [37]. Меньшее содержание остаточного алюминия в очищенной воде при использовании ПОХА объясняется тем, что растворенная часть алюминия состоит только из гидрокомплексов, а при использовании сульфата алюминия – из гидрокомплексов и многоядерных комплексов алюминия с сульфат-ионом [49]. К основным минусам ПОХА можно отнести высокую стоимость, также в работах [130, 141] отмечается образование бóльшего объема осадка в сравнении с сульфатом алюминия (хозяйственно-питьевое водоснабжение). В работе [201] напротив – объем осадка оказался меньше, чем при применении сульфатов железа (III) и алюминия для очистки сточных вод скотобоев. Отмечается, что объем осадка зависит от концентрации удаляемого органического загрязнения, снижался за счет применения флокулянтов. Например, при коагулировании ПОХА добавление 20 мг/л анионного полиакриламида позволило сократить объем осадка примерно с 525 до 415 мл/л [201]. Снизить объем осадка можно также за счет увеличения продолжительности гравитационного уплотнения.

Флокуляцию проводят для интенсификации процесса образования хлопьев коагулянта с целью повышения скорости их осаждения, снижения дозы коагулянтов и уменьшения продолжительности процесса коагуляции [87]. При этом применение флокулянта далеко не всегда оправдано. Так, в работе

[183] отмечается, что использование полиакриламида увеличило эффективность реагентной очистки сточных вод молокозавода, но экономически применение флокулянта нецелесообразно. Для очистки сточных вод древесно-подготовительного цеха [11] эффективность по всем показателям практически не зависела от дозы флокулянта, в некоторых случаях наблюдалось снижение степени очистки с ростом его дозировки. В работе [134] для очистки сточных вод сахарного производства было исследовано применение сульфата алюминия и катионного флокулянта ВПК-402. Установлено, что использование флокулянта малоэффективно.

К основным технологическим проблемам флокуляционной очистки производственных сточных вод относится необходимость выбора наиболее эффективного флокулянта и создание оптимального технологического режима его использования. Недостаточная изученность влияния различных факторов на выбор флокулянта и параметры флокуляционной очистки реальных сточных вод, отсутствие приоритетных критериев и методологии выбора эффективного флокулянта создает трудности при оптимизации процесса, требует проведения длительных и трудоемких исследований с использованием значительного числа образцов флокулянтов, которые не всегда могут привести к оптимальному техническому решению [28]. В настоящее время, когда в продаже представлено огромное количество коагулянтов и флокулянтов, в том числе и природных, подбор оптимальных реагентов представляется довольно сложной и трудоемкой задачей.

Эффективность применения коагулянтов и флокулянтов зависит от гидродинамических условий флокуляции на стадии смешения и хлопьеобразования, причем с уменьшением содержания взвешенных веществ в сточной воде и ее температуры, роль перемешивания усиливается. При соблюдении оптимальных условий хлопьеобразования и обработке воды одним коагулянтом достигается такой же эффект осветления, как и при совместном использовании коагулянта и флокулянта. Большинство исследований, которые проводились на модельных системах и природных водах, показали необходи-

мость двухстадийного перемешивания: быстрого – для равномерного распределения реагента, его сорбции и снижения заряда дисперсных частиц и медленного – для создания оптимальных размеров флокул. С одной стороны, интенсивность перемешивания должна обеспечивать максимально возможное контактирование отдельных агрегатов между собой, а с другой – она не должна вызывать разрушение образующихся хлопьев. Интенсивность перемешивания реагентов с водой характеризуется средним градиентом скорости G или критерием Кэмпбелла, которые являются важными параметрами оптимизации процесса и зависят от качества обрабатываемой воды и вида реагента [4, 10, 37, 46, 74, 105, 161, 222]. В работе [105] приводятся данные Рождественской Е. А. и Мирзаева А. о повышении действия коагулянтов и флокулянтов при увеличении интенсивности смешения до $250\text{--}300\text{ с}^{-1}$. Более того, сделан вывод о том, что значение 250 с^{-1} является оптимальным с точки зрения снижения удельных капиталовложений и удельных эксплуатационных расходов. В исследовании [251] оптимальное значение G составило $110\text{--}450\text{ с}^{-1}$. Большое количество данных о эффективности коагуляции в зависимости от среднего градиента скорости для очистки природных и сточных вод собрано в работе [37].

Из вышесказанного можно сделать вывод, что применение коагулянта и флокулянта как отдельное, так и совместное, должно определяться экспериментально и на основании технико-экономического расчета.

Основными товарными характеристиками коагулянтов являются товарная форма, концентрация, основность. Основность характеризует содержание гидроксидных групп в основных солях алюминия и определяется по формуле [37, 89]:

$$\% = \frac{[OH^-]}{3[Al^{3+}]} \cdot 100\%, \quad (1.1)$$

где $[OH^-]$ – содержание гидроксид-иона; $[Al^{3+}]$ – содержание иона алюминия в товарном продукте.

1.3.2. Биохимические методы очистки высококонцентрированных сточных вод предприятий пищевой промышленности

Предварительная очистка сточных вод с БПК_{полн} более 4000-5000 мг/л может осуществляться в сооружениях анаэробной биологической очистки, которые, в зависимости от состава исходных сточных вод, могут позволить получить ХПК сточной воды, приемлемое для отвода в городскую канализацию. Для более глубокой очистки требуются аэробные сооружения, а в случае ПДК_{рыбхоз} – сорбционные фильтры. Наибольшее применение анаэробно-аэробная технология очистки находит в пищевой и перерабатывающей промышленности [81, 95, 120].

Анаэробные технологические процессы обработки сточной воды имеют следующий ряд преимуществ, выраженных в низком энергопотреблении, приросте активного ила, требуемом количестве биогенных элементов. При этом технология имеет и недостатки – сложность и продолжительность запуска очистных сооружений. Даже в случае завоза анаэробного активного ила с других очистных сооружений, период выхода на проектную мощность может составить до года. Отмечаются меньшая стабильность процесса в целом и к *pH*, температуре в частности, низкие седиментационные свойства ила. Анаэробные процессы требуют выполнения мер взрывобезопасности. Существующие предприятия, где могли бы использоваться анаэробные системы нового поколения, как правило, располагаются в черте жилой застройки, и размещение реакторов на их территории не санкционируют соответствующие органы надзора. В Российской Федерации анаэробная очистка высококонцентрированных сточных вод пока применяется достаточно редко, а там где применяется, то с участием зарубежного капитала. Опыт проектирования, строительства и эксплуатации крайне невелик [69, 77, 81, 85, 91, 126, 136, 188, 199, 234, 252]. Наибольшее распространение в мировой практике получили реакторы с гранулированным активным илом [69]. Пример успешного использования которых, в том числе и для России, обобщен и представ-

лен в [40, 48, 66, 69, 81, 85, 136, 186]. Так, при использовании анаэробно-аэробных систем очистки сточных вод пивоваренной промышленности с ХПК 5000-7000 мг/л, содержание остаточных загрязнений снижается до 40-100 мг/л, что хотя и не удовлетворяет российским требованиям к стандартам очистки при сбросе сточных вод в естественные водоемы, но существенно снижает затраты на последующую доочистку стоков [80].

В последние десятилетия для аэробной очистки высококонцентрированных сточных вод пищевой промышленности широкое распространение в мировой и российской практике получили реакторы периодического действия (англ. *Sequencing Batch Reactor, SBR*) и мембранные биореакторы (далее МБР).

В русскоязычной научно-технической литературе *SBR* называют контактными аэротенками [67, 76], полунепрерывными (отъемно-доливными) [80, 81, 137, 172], реакторами циклического (переменного) действия [2, 92, 110], циклотенками [99] и чаще всего реакторами периодического действия [43, 81, 110, 145, 173].

Первоначально реакторы периодического действия получили распространение только в лабораторных научно-исследовательских работах [67, 76]. Однако в последнее время происходит их повсеместное распространение и значительное расширение сферы использования [92]. Данная технология нашла широкое применение в странах Западной Европы, США, Канаде, Японии, Австралии. Две трети очистных сооружений Индии строятся по технологии *SBR* [2, 162].

Процессы, происходящие в *SBR* и в системе «аэротенк-вторичный отстойник», идентичны. Основное отличие заключается в том, что все биохимические процессы (полного окисления органических веществ, нитри- и денитрификации, биологического и химического удаления фосфора), а также вспомогательные процессы загрузки, отстаивания, выгрузки (декантации) очищенных вод осуществляются последовательно в одном резервуаре [43, 92, 143, 145, 225, 240]. Необходимо отметить еще одно важное отличие, которое

заключается в том, что в контактном реакторе скорость биохимических процессов не является постоянной, а уменьшается со временем взаимодействия активного ила со сточной водой (уменьшается концентрация субстрата), подобно тому, как это происходит в аэротенке-вытеснителе. В проточной установке полного смешения скорость – условно постоянная, соответствующая концентрации субстрата в очищенной воде (при постоянной температуре, дозе активного ила и pH).

Продолжительность циклов и фаз обработки определяется исходя из состава исходных сточных вод, требуемого качества очистки и параметров активного ила. Цикл обработки может быть задан таким образом, чтобы создавались аэробные, анаэробные и аноксидные условия (фазы) для биологического удаления биогенных веществ, включая нитрификацию, денитрификацию, а также для частичного удаления соединений фосфора [92, 110, 143, 145]. Настройка продолжительности фаз дает возможность подстраивать *SBR* под изменение состава сточных вод. Концентрация органических загрязнений во время цикла *SBR* должна быть распределена таким образом, чтобы обеспечить достаточное количество углерода, необходимое для нитрификации, денитрификации, а также поглощения и высвобождения фосфатов. Работа реактора по заранее прописанному фиксированному режиму неэффективна из-за общей неопределенности процессов биологической очистки, присущих *SBR*. Работа реактора периодического действия должна контролироваться в режиме реального времени для возможности внесения поправок в процесс. Это позволяет минимизировать затраты и повысить эффективность очистки [200, 253, 254].

Технология *SBR* идеально подходит для сооружений с непостоянным притоком сточных вод и залповыми сбросами загрязняющих веществ, к которым относятся, например, очистные сооружения производительностью 100-1000 м³/сут, производственные предприятия пищевой промышленности, очистные установки курортных зон. По мнению авторов [53, 110, 143] работа реакторов периодического действия практически не зависит от колебаний ка-

качественного и количественного состава исходных сточных вод. В тоже время, в работе [240] выявлено ограничение применения контактных реакторов периодического действия по очистке сточных вод от нитратного азота из-за отсутствия нитратного рецикла. Поэтому требуется проведение экспериментальных исследований, по которым могут быть определены оптимальные режимы работы.

Успешное применение реакторов периодического действия в Российской Федерации отмечено на предприятиях глубокой переработки зерна, производства сублимированного кофе, сыроваренных заводах, производства кормов для домашних животных, рыбоконсервных комбинатах, производстве йогуртов [63, 143, 145]. Данная технология имеет ряд преимуществ перед другими: меньшая занимаемая площадь, относительно высокая концентрация активного ила (в среднем 5 г/л), низкий иловый индекс, низкий удельный расход электроэнергии, отсутствие вторичных отстойников [60, 143, 145].

Современной, наиболее быстро развивающейся в последнее десятилетие технологией биологической очистки сточных вод является МБР, объединяющий преимущества биологического и мембранного процессов, исключая их недостатки [158, 198].

В классических аэротенках доза ила ограничивается возможностью вторичных отстойников, которые при нормальных гидравлических нагрузках не позволяют поднять концентрацию ила выше 4-5 г/л [57, 101]. Применение мембран позволяет повысить концентрацию активного ила в 2-3 раза и, следовательно, увеличить окислительную мощность биореактора и уменьшить его объем [70, 158]. Однако, увеличение концентрации активного ила в МБР свыше 10-12 г/л приводит к ухудшению гидродинамической обстановки в реакторе, снижению массообменных характеристик системы, затруднению доступа кислорода к активному илу, наблюдаются процессы самоокисления ила, которые сопровождаются ухудшением качества очищенной воды за счет лизиса бактериальных клеток [70]. Применение МБР с микро- и ультрафильтрационными (размер пор 0,04-0,5 мкм) мембранами позволяет практически

полностью исключить вынос активного ила в очищенную сточную воду, что способствует увеличению дозы активного ила и селекции микроорганизмов, способных к окислению трудноокисляемых органических веществ. Возможность работы с более высокими возрастными илами положительно влияет на нитрификацию [70, 98, 158, 176-178].

Несмотря на то, что технология МБР успешно применяется на протяжении нескольких десятилетий, широкое применение ограничивается повышенными капитальными и эксплуатационными затратами, а так же загрязнением мембран [158, 202, 203, 241, 243]. Загрязнение мембран является неизбежным, оно приводит к увеличению трансмембранного давления (далее ТМД), что, в свою очередь – снижению проницаемости и, как следствие, к увеличению эксплуатационных расходов [205, 213, 214, 218, 236, 242]. Для удаления отложений ила с поверхности мембран, под них подается воздух в количестве, как правило, 3,5-5 л/(мин·м²) для полуволоконных и 8-14 л/(мин·м²) для плоскорамных мембран, расход которого может превышать его потребление на биохимические процессы [158]. В ряде работ [196, 197, 206, 209, 230, 232] сообщается о важной роли биопленки, образующейся на поверхности мембран, в увеличении эффективности удаления ХПК, *N-NH₄*. Процесс забивания мембран носит сложный характер и в основном зависит от характеристик биомассы, эксплуатационных режимов и характеристик мембраны [70].

В настоящее время известны многочисленные примеры успешного внедрения технологии МБР, как на уровне пилотных испытаний, так и промышленных очистных сооружений, которые используются в различных странах мира и отраслях промышленности. При этом одним из самых перспективных направлений технологии МБР является пищевая промышленность [147, 203]. В научно-технической литературе представлено огромное количество работ по очистке высококонцентрированных сточных вод пищевой промышленности, например мясоперерабатывающей [12] и молочной [147], производства напитков [123], морепродуктов [231] и рыбных консер-

вов [249]. В работах [203, 223] обобщен большой опыт по очистке различных промышленных сточных вод с помощью технологии МБР.

Применение МБР экономически оправдано при проектировании сооружений очистки высококонцентрированных сточных вод промышленных предприятий, для которых использование традиционных аэротенков с вторичными отстойниками не гарантирует достижения требуемого качества при сбросе в поверхностный водный объект [52].

Один из недостатков аэробной биологической очистки сточных вод заключается в больших затратах на аэрацию: до 80% общих эксплуатационных затрат на энергию, расходуемую при очистке сточных вод; до 35% стоимости очистки сточных вод. Иногда требуется введение биогенных элементов – соединений азота и фосфора [81].

Известно, что промышленные сточные воды могут содержать биорезистентную (биологически неокисляемую) составляющую, которая обуславливает предельную степень очистки по ХПК в сооружениях биологической очистки. Адаптация активного ила и автоселекция микроорганизмов в МБР позволяет в большей степени разлагать биорезистентные вещества [154, 175].

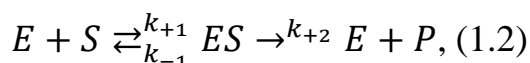
Для аэробной биологической очистки высококонцентрированных сточных вод в работах [9, 57, 72, 81, 96, 100, 114-116, 118, 131, 139, 140, 142, 168, 175, 182] успешно применялось разделение процесса на несколько ступеней, как правило, на две. В каждой ступени аэротенков развиваются наиболее приспособленные к существованию в созданных условиях микроорганизмы. Активность таких адаптированных организмов несколько выше обычной и они способны окислять большее количество загрязнений, считая на единицу биомассы активного ила. Пропускная способность аэротенков в этом случае повышается, а эффект очистки становится более стабильным, чем в одноступенчатых аэротенках. На первой ступени активный ил находится в условиях избыточного количества субстрата (загрязнений) и удельная скорость окисления приближается к максимальной, а на второй – в условиях недостатка субстрата (загрязнений), поэтому удельная скорость окисления существенно

ниже максимальной. В результате на каждой ступени происходит развитие специфической микрофлоры за счет автоселекции наиболее приспособленных к данным условиям микроорганизмов и мутационных изменений культуры. На первой ступени автоселекция приводит к увеличению скорости процесса, а на второй – к более полному использованию загрязнений. Данная схема очистки наиболее целесообразна при обработке высококонцентрированных сточных вод с содержанием загрязнений с разной скоростью окисления, а также при необходимости удаления азота. При наличии ступеней суммарный объем биореакторов снижается по сравнению с одноступенчатой схемой. Двухступенчатая схема имеет недостаток – необходимость промежуточного вторичного отстойника, который, во-первых, увеличивает общий объем сооружений, во-вторых, повышает гидравлические потери напора при прохождении жидкости по сооружениям и, как следствие, повышает энергозатраты на перекачивание циркулирующего активного ила.

Основные методы удаления азота из сточных вод – это реализация процессов нитрификации и денитрификации, для которых необходимо создание специфических условий непосредственно в сооружениях биологической очистки. Известен целый ряд схем биологической нитриденитрификации: одноиловая, двухиловая, одноступенчатая, двухступенчатая, а также схемы, которые отличаются различными модификациями. В традиционной схеме реализуется последовательное окисление органических веществ на 60-70% и затем – процесс нитрификации. Данная схема неэкономична, так как значительно увеличивается продолжительность аэрации, расход воздуха и не происходит снижение массы общего азота (азоты переходят в нитратную форму). При соотношении БПК/Н более 4 наиболее рациональной является схема с предварительной денитрификацией (англ. *Modified Ludzack Ettinger, MLE*), что позволяет частично снижать концентрацию органических веществ без затрат на аэрацию. Принцип работы данной схемы основан на непрерывной рециркуляции части иловой смеси между аэробной и анаэробной зонами. При этом окисление органического субстрата, окисление

и восстановление соединений азота происходят одновременно и непрерывно в зависимости от степени рециркуляции. При увеличении рециркуляционного потока увеличивается эффективность восстановления азота нитратов. Данная схема доказала свою эффективность и стабильность на протяжении многих десятилетий реализации в различных странах мира. К недостаткам схемы предварительной денитрификации можно отнести дополнительные энергозатраты на рециркуляцию [58, 93, 97, 170, 175, 178, 180]. Нитратный рецикл $R_{\text{нитр}}$ рассчитывается по уравнению материального баланса соединений азота в исходной и очищенной воде или пермеате [179].

Для математического описания окисления органических веществ, нитрификации и денитрификации используется кинетика ферментативных реакций, основанная на предположении существования фермент-субстратного комплекса. Для упрощения модели принято рассматривать односубстратную реакцию, т.е. с одним субстратом S , одним ферментом E и образованием одного продукта P , при этом предполагается, что реакция протекает в две стадии: образование, а затем распад фермент-субстратного комплекса ES . В результате предположения, что фермент вначале образует комплекс со своим субстратом, а затем этот комплекс распадается с освобождением свободного фермента и продукта реакции, было сформулировано уравнение [13, 44, 67, 78, 135, 163, 193]:



где E – фермент (доза ила); S – субстрат (концентрация загрязнений); ES – комплекс фермент-субстрат; P – продукты реакции; k_{+1}, k_{-1}, k_{+2} – константы скорости индивидуальных реакций.

Уравнение реакции составляется из условия стационарной кинетики, т.е. $S \gg E$. При этом предполагается, что фермент-субстратный комплекс образуется мгновенно, его концентрация остается постоянной и определяется термодинамическим равновесием между ферментом, субстратом и этим комплексом. При некоторой концентрации субстрата скорость реакции достигает

максимального значения ρ_{max} и от дальнейшего увеличения концентрации субстрата не зависит, т.е. наступает насыщение, когда все молекулы фермента оказываются занятыми субстратом. При достижении ρ_{max} весь фермент включается в реакцию. По отношению к концентрации субстрата скорость реакции в этой стадии выражается уравнением реакции нулевого порядка. Предположив, что $k_{-1} \gg k_{+2}$ и $E = const$, было получено классическое уравнение субстратного насыщения Михаэлиса-Ментен [44, 50, 78, 157, 184]:

$$\rho = \frac{\rho_{max}[S]}{K_m + [S]}, \quad (1.3)$$

где ρ – удельная скорость окисления субстрата, мг/(г·ч); ρ_{max} – максимальная скорость окисления субстрата, отнесенная к единице сухого вещества активного ила, мг/(г·ч); S – концентрация субстрата (количество рассматриваемого загрязнения в очищенной воде), мг/л, K_m – константа Михаэлиса, мг/л.

Константа Михаэлиса является важным параметром при исследовании ферментов, характеризующим степень сродства фермента к субстрату. Она показывает, насколько полно может извлекать организм питательный субстрат из среды. Меньшее значение K_m соответствует более высокой степени сродства фермента с субстратом [39, 157, 163]. Численно равна отношению суммы констант скоростей реакций:

$$K_m = \frac{k_{-1} + k_{+2}}{k_{+1}}. \quad (1.4)$$

При обработке данных экспериментальных исследований для определения коэффициентов и констант процесса удобным является построение графиков линейного вида. Для этого может использоваться один из методов линеаризации. Наибольшее распространение для уравнения Михаэлиса-Ментен получил метод Лайнуивера-Берка – двойных обратных величин [100, 193]:

$$\frac{1}{\rho} = \frac{K_m}{S\rho_{max}} + \frac{1}{\rho_{max}}. \quad (1.5)$$

Возможность использования закономерностей ферментативной кинетики для описания процессов биологической очистки сточных вод показана и

обоснована в огромном количестве работ [9, 17, 70, 100, 139, 147, 154, 175, 195].

На скорость биохимического окисления сточных вод, а так же качество очистки, основное влияние оказывают такие факторы, как температура, pH , концентрация растворенного кислорода, доза активного ила (фермента), наличие биогенных элементов, органическая нагрузка на активный ил, наличие токсинов [54].

Влияние температуры на активный ил может быть кратковременным (несколько часов) и продолжительным. При продолжительном воздействии активный ил адаптируется к условиям и может осуществлять биохимическое окисление при температурах до 40°C . Кратковременное воздействие наиболее пагубно влияет на активный ил и может привести к частичной или даже полной гибели гидробиоты [54].

Известно, что влияние температуры на скорость аэробных процессов в интервале от 0 до 32°C можно описать уравнением Вант-Гоффа [171]:

$$\rho_{max(t)} = \rho_{max(20^{\circ}\text{C})} \cdot e^{\chi(t-20)}, \quad (1.6)$$

где $\rho_{max(20^{\circ}\text{C})}$ – максимальная скорость окисления при 20°C , мг/(г·ч); χ – температурная константа, $^{\circ}\text{C}^{-1}$; t – температура, $^{\circ}\text{C}$.

При $32-40^{\circ}\text{C}$ скорость потребления субстрата практически постоянна, а при повышении температуры до 45°C , как правило, резко снижается практически до нуля [82].

Для удовлетворительной работы активного ила необходима нейтральная реакция среды 6,5-8,0. Оптимальные значения pH среды способствуют процессу хлопьеобразования и обеспечивают удовлетворительные седиментационные характеристики активного ила. Понижение величины pH сточной воды приводит к снижению интенсивности обмена у бактерий, дефлокуляции и плохой осаждаемости активного ила, а при падении pH ниже 5,0 бактерии антагонистически вытесняются грибами. Увеличение pH приводит к повы-

шению интенсивности обмена у активного ила, а при сильнощелочной среде клетки активного ила гибнут [54, 67].

Зависимость скорости аэробного окисления органических веществ от pH имеет сложный характер и может описываться следующим уравнением [158, 171]:

$$\rho_{max(pH)} = \rho_{max(pH_{opt})} \cdot \frac{K_{pH}}{K_{pH} + 10^{|pH_{opt} - pH| - 1}}, \quad (1.7)$$

где $\rho_{max(pH_{opt})}$ – максимальная скорость окисления при оптимальном значении pH , мг/(г·ч); K_{pH} – pH -константа; pH_{opt} – оптимальное значение pH .

Активный ил очистных сооружений способен регулировать величину pH , но только если pH среды не выходит за пределы значений 5-9. Поскольку на большинстве станций биологической очистки величина pH сточных вод не выходит за указанные пределы, то влияние pH обычно не учитывается [67, 82, 83].

Зависимость скорости аэробного процесса от концентрации растворенного кислорода можно описать уравнением:

$$\rho = \rho_{max} \frac{C_o}{C_o + K_o}, \quad (1.8)$$

где K_o – константа насыщения по кислороду, мг/л; C_o – концентрация растворенного кислорода, мг/л.

Увеличение концентрации активного ила является одним из наиболее перспективных путей интенсификации работы аэротенков. Однако при этом наблюдается ряд проблем, основная из которых состоит в неконкурентном ингибировании активности ила продуктами метаболизма (одинаковое влияние на K_m и ρ_{max}). По мере потребления питательных веществ, среда обогащается продуктами обмена, которые также могут лимитировать рост культуры. Предполагается, что количество продуктов метаболизма, ингибирующих процесс, пропорционально концентрации биомассы. Влияние концентрации активного ила на удельную скорость окисления в отсутствие ингибирования, при постоянных значениях концентрации растворенного кислорода, темпера-

туры и pH , может быть представлено в виде [20, 39, 64, 65, 83, 100, 138, 139, 158, 194]:

$$\rho = \rho'_{max} \frac{S}{S+K_m} \cdot \frac{1}{1+\varphi a_i}, \quad (1.9)$$

где ρ'_{max} – максимальная скорость окисления при $a_i \rightarrow 0$ и $t = 20^\circ C$, мг/(г·ч); φ – коэффициент ингибирования продуктами метаболизма активного ила, л/г.

Следует отметить, что скорость окисления ρ'_{max} больше скорости ρ_{max} , определенной для некоторой концентрации ила a_i , в $(1 + \varphi a_i)$ раза.

Успешная реализации биологической очистки зависит от соотношения БПК_{полн}:N:P. Потребное количество биогенных элементов при очистке сточных вод не является постоянным, так как не одинаков прирост биомассы микроорганизмов при окислении различных веществ. Соотношение между окисленным БПК и использованным азотом и фосфором для различных вод не одинаково. Поэтому при очистке производственных сточных вод в каждом конкретном случае необходимое количество биогенных элементов должно устанавливаться экспериментально [57, 67, 192]. В работе [229] при очистке высококонцентрированных сточных вод отмечается, что в реакторе периодического действия с аэробным гранулированным илом наибольшая эффективность очистки наблюдалась при соотношении ХПК:N:P 100:2,8:0,4.

Содержание азота в активном иле составляет 6-15%, фосфора 2-5% в пересчете на сухое вещество. Эти величины непостоянные и зависят от степени окисления самого ила и видового состава микроорганизмов, образующихся в процессе очистки [23].

При реализации биологического удаления азота, полная нитрификация азота аммонийных солей до нитратов в сточных водах происходит при нагрузках на активный ил по БПК_{полн} 50-150 мг/(г·сут) [41, 54, 87, 94]. При этом необходимо, чтобы возраст активного ила превышал обратную величину скорости роста нитрифицирующих бактерий [17, 195].

1.3.3. Влияние коагуляции на дальнейшую биологическую очистку

В биохимических процессах с участием микроорганизмов перерабатываются загрязнения, находящиеся в воде в растворенном, коллоидном и нерастворенном состоянии. Помимо органических веществ переработке подвергаются некоторые неорганические соединения, такие, как сероводород, аммиак, нитриты. Активный ил имеет очень развитую поверхность, составляющую около 100 м^2 на 1 г сухого вещества, что обуславливает его большую сорбционную способность, в результате чего БПК фильтрованной пробы иловой смеси может снижаться на 40-80% за 30 мин. контакта. Процесс сорбции чрезвычайно интенсивен, достигает величины 350-400 мг ХПК/г абсолютно сухого вещества, поэтому часто уже через несколько минут после контакта ила со сточной водой концентрация органических веществ в декантированной воде снижается на 20-30% и более. Взвешенные вещества наиболее быстро сорбируются активным илом и затем медленно окисляются; коллоиды и тонкие дисперсии сорбируются значительно медленнее, но окисляются быстрее; растворенные вещества сорбируются медленнее, а окисляются быстрее всех. Органические загрязнения, находящиеся в форме взвешенных веществ и коллоидных частиц, биохимически окисляются в четыре и два раза ниже соответственно, чем растворенные. Сорбционные свойства активного ила обеспечиваются слоем слизисто-тягучего биополимерного геля (капсулы, клеточной оболочки, зооглея), состоящего из полисахаридов, белков, полифосфатов, ДНК, РНК, поэтому внеклеточные полимеры содержат разные функциональные группы, что создает условия для сорбции загрязняющих веществ различной природы. Активный ил обладает высокой гидролизной активностью, гидролитические экзоферменты располагаются на поверхности бактериальных клеток, что исключает потери продуктов гидролиза в окружающую среду. Благодаря действию экзоферментов на поверхности клеток образуется сложный комплекс исходных веществ, ферментов и продуктов ферментативного гидролиза [6-8, 14, 24, 25, 39, 45, 55-57, 67, 68, 71, 81, 83, 109, 124, 135, 164, 168, 181, 183, 190]. В работах [246, 247] обобщен опыт о

переносе органических веществ между сточными водами и активным илом. Специально поставленные опыты [247] показали, что основным механизмом сорбции является физико-химический, а не биологический процесс, т.к. не наблюдалось существенного увеличения скорости потребления кислорода. Было установлено, что для сорбции коллоидного ХПК потребовалось менее 20 мин., а для растворенного – около 40 мин.

Предварительная ФХО может позволить не только снизить органическую нагрузку на последующую ступень биологической очистки, но и увеличить скорость окисления органических веществ. Хорошо известно, что наибольшая скорость окисления наблюдается, когда органические вещества находятся исключительно в растворенном состоянии. В этом случае облегчается подвод питательных веществ к клеткам микроорганизмов, повышается глубина ферментативного гидролиза, а значит, улучшаются условия и полнота поглощения субстрата клетками бактерий активного ила. В результате растет коэффициент полезного действия процесса, в аэротенке формируется сфлуккулированный активный ил, хорошо осаждающийся во вторичном отстойнике, т.е. в целом повышается качество очистки, надежность и устойчивость работы очистных сооружений [8, 56, 109, 181]. При этом ФХО не всегда может положительно влиять на работу сооружений биологической очистки, поскольку при этом увеличивается содержание солей и снижается количество не только трудноокисляемых веществ, но и легкоокисляемых, что может привести к уменьшению скорости биохимического окисления [194]. Верхним пределом минерализации производственных сточных вод, поступающих в аэротенк, считается концентрация солей 10 г/л [67]. В работе [212] отмечено увеличение соотношения легкоокисляемых веществ к трудноокисляемым при использовании полисульфата железа с дозой 500 мг/л для очистки сточных вод текстильной промышленности. В работе [191] для сточных вод от мокрых пылеуловителей заводов первичной обработки льна коагуляцией с последующим отстаиванием удалось повысить отношение БПК/ХПК с 0,18 до 0,37. В табл. 1.2 соотношение БПК/ХПК в среднем снизилось с 0,56

до 0,49. В работе [147], напротив, показано, что применение различных коагулянтов (на основе алюминия) и флокулянтов при очистке сточных вод молокозаводов снижало скорость биохимических процессов, более того сделан вывод о экономической нецелесообразности предварительной ФХО. Влияние остаточного содержания коагулянта на биоценоз активного ила оценивается неоднозначно. Концентрация остаточных железа и алюминия при коагуляции важна не только с точки зрения требований ПДК_{рыбхоз}, необходимо также учитывать возможное угнетение микроорганизмов активного ила. В работах [117, 134] сделан вывод о том, что с точки зрения влияния алюминийсодержащих коагулянтов на жизнедеятельность организмов активного ила при удалении фосфатов из хозяйственно-бытовых сточных вод, в иловую смесь целесообразно вводить сульфат алюминия, а в осветленную воду можно вводить как сульфат алюминия, так и ПОХА. В работе [125] также изучалось токсическое воздействие соединений алюминия на биоценоз активного ила азротенков и сделан вывод, что в диапазоне *pH* 5,5-7,5 острое токсическое воздействие отсутствует. Отмечено, что угнетение гидробионтов в большей степени вызывалось *pH*, а не самими ионами алюминия. Высказано предположение об угнетении активного ила с ростом солесодержания. Токсичность металла зависит от его видоспецифичности и концентрации свободных ионов металла в среде. В окружающей среде металлы могут существовать в виде различных соединений: солей, оксидов, гидроксидов, комплексов с минеральными и органическими лигандами. Токсичность металла сильно коррелирует с *pH* или положительно, или отрицательно в зависимости от величины *pH*. При низких значениях *pH* (кислотная среда) металлы в основном существуют в виде более токсичных свободных ионов, в то время как при щелочной среде они могут быть осаждены как нерастворимые соединения [56]. Авторы работы [22] утверждают, что при гидролизе коагулянтов на основе алюминия Al^{3+} является наиболее токсичным, а $Al(OH)_3$ – менее. Растворимые формы металлов наиболее опасны для активного ила [55]. В работе [248] на модельных сточных вод отмечено снижение эффективности биологиче-

ской очистки в реакторе периодического действия по ХПК, $N-NH_4$, $N-NO_3$ при концентрации остаточного алюминия 0,1132 мг/л. Показано влияние остаточного алюминия на дегидрогеназную активность ила и на скорость потребления кислорода.

Негативное влияние того или иного металла на биоценоз активного ила зависит от концентрации металла, дозы ила, жесткости и щелочности очищаемой воды, pH , температуры, взаимодействия присутствующих металлов [144] и других токсикантов. Как правило, тяжелые металлы и их соли действуют на активный ил как токсиканты, угнетая его окислительную способность. Токсичность соли металла зависит от токсичности как катиона, так и аниона [55, 86]. Так же авторы работы [144] утверждают, что главным биологическим фактором является доза активного ила. При этом механизм удаления металлов из сточных вод в аэротенках основан на сорбционных свойствах активного ила, в результате чего металлы накапливаются в биомассе [55, 56, 61, 67, 127-129]. В работе [129] в течение первых 15 мин контакта сточной воды с активным илом сорбировалось 79-90% металлов. В процессе биохимической очистки происходит снижение ионов тяжелых металлов примерно на 75% [67].

Необходимо учитывать, что предварительная ФХО с коагуляцией приводит к снижению концентрации фосфатов и органического фосфора, что может препятствовать нормальному течению процессов биологической очистки [183]. При очистке сточных вод с высокой концентрацией органических веществ минеральными коагулянтами важным является удаление органических форм азота, составившее, например, для сточных вод скотобойни 73,9-88,8% [201]. Так же коагуляция позволяет удалять полифосфаты [27, 134].

Из всего вышеизложенного можно сделать вывод, что при подборе коагулянта необходимо учитывать не только эффективность очистки, но и влияние ФХО на ступень биологической очистки.

1.4 Выводы по главе 1

1. Анализ литературных источников по качественному составу сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц показал, что концентрация ХПК достигает 14800 мг/л, БПК₅ – 11475 мг/л, взвешенных веществ – 5580 мг/л.
2. Основное внимание зарубежных исследований по очистке сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц было направлено на физико-химические методы, которые не позволяют очищать сточные воды даже до норм приема в сети городской канализации.
3. Для очистки высококонцентрированных сточных вод пищевой промышленности в Российской Федерации широкое распространение получила технология реагентной напорной флотации, которая, несмотря на высокую эффективность по ХПК 38-97 (в среднем 71)%, по БПК 50-98 (в среднем 71)%, по взвешенным веществам 43-99 (в среднем 89)%, не обеспечивает выполнение требований приема в сети городской канализации, в частности, по органическим загрязнениям, поэтому требуется дополнительная биологическая очистка.
4. В зарубежной и отечественной практике для биологической очистки сточных вод пищевой промышленности широко используются реакторы периодического действия и мембранные биореакторы. Для биологической очистки высококонцентрированных сточных вод нашли применение двухступенчатые схемы с промежуточным отстойником.
5. Влияние коагуляции на дальнейшую биологическую очистки носит неоднозначный характер, поэтому этот аспект должен быть изучен экспериментально.

ГЛАВА 2. НАТУРНЫЕ ДАННЫЕ ПО КАЧЕСТВЕННОМУ СОСТАВУ СТОЧНЫХ ВОД ПРЕДПРИЯТИЙ ГЛУБОКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ КУРИНЫХ ЯИЦ И МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕНИЯ ИССЛЕДОВАНИЙ

2.1 Натурные данные по качественному составу сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц

Объектом исследований являлись реальные сточные воды предприятия глубокой переработки куриных яиц, отобранные из усреднителя действующих очистных сооружений. Качественный состав представлен в табл. 2.1 за период с мая 2021 по сентябрь 2022 (данные лабораторного эксперимента и пилотных испытаний).

Таблица 2.1 – Качественный состав сточных вод предприятия глубокой переработки куриных яиц

| № пробы | <i>pH</i> | ХПК | БПК _{полн} | Взвешенные вещества | <i>N-NH₄</i> | <i>N-NO₂</i> | <i>N-NO₃</i> | <i>N_{орг}</i> * |
|---------|-----------|-------|---------------------|---------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|--------------------------|
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
| 1 | 8,15 | 3710 | 2597 | 1774 | 0,85 | 7,27 | 2,35 | 74,2 |
| 2 | 10,2 | 5720 | 4004 | 1876 | 1,65 | 0,008 | 3,18 | 114,4 |
| 3 | 12,1 | 4180 | 2926 | 1206 | 1,25 | 0,008 | 2,98 | 83,6 |
| 4 | 6,8 | 4030 | 2821 | 1620 | 0,37 | 0,7 | 15,28 | 80,6 |
| 5 | 5,4 | 4950 | 3465 | 1674 | 3,21 | 1,49 | 2,15 | 99 |
| 6 | 8,2 | 6600 | 4620 | 1725 | 11,36 | 1,49 | 8,59 | 132 |
| 7 | 6,55 | 7850 | 5495 | 1825 | 3,84 | 1,49 | 2,03 | 157 |
| 8 | 7,02 | 3620 | 2534 | 1443 | 2,93 | 1,49 | 6,61 | 72,4 |
| 9 | 9,36 | 7950 | 5750 | 1315 | 2,61 | 3,98 | 2,23 | 159 |
| 10 | 9,07 | 4470 | 3129 | 1480 | 1,48 | 3,98 | 8,05 | 89,4 |
| 11 | 6,45 | 6590 | 4613 | 1825 | 1,48 | 3,98 | 8,05 | 131,8 |
| 12 | 6,9 | 5900 | 3400 | 1630 | 9,67 | 1,21 | 3,45 | 118 |
| 13 | 8,9 | 5105 | 3600 | 1460 | 1,85 | 1,21 | 3,45 | 102,1 |
| 14 | 7,75 | 6003 | 4202,1 | 2010 | 9,67 | < 0,02 | < 0,23 | 120,1 |
| 15 | 7,1 | 6003 | 4202,1 | 1960 | 9,67 | < 0,02 | < 0,23 | 120,1 |
| 16 | 9,4 | 12200 | 8540 | 1826 | 4,13 | < 0,02 | < 0,23 | 244 |
| 17 | 13,2 | 5768 | 4037 | 1600 | 6,06 | < 0,02 | < 0,23 | 115,4 |
| 18 | 9,02 | 6883 | 4818,1 | 2888 | 7,58 | 1,49 | 3,61 | 137,7 |
| 19 | 7,12 | 5125 | 3588 | 3031 | 9,67 | < 0,02 | < 0,23 | 102,5 |
| 20 | 7,42 | 6085 | 4256 | 2222 | 7,58 | < 0,02 | < 0,23 | 121,7 |
| 21 | 8,01 | 6105 | 4273,5 | 1744 | < 0,05 | 1,49 | 3,61 | 122,1 |
| 22 | 7,07 | 7136 | 5067 | 2999 | < 0,05 | 0,08 | 0,59 | 142,7 |
| 23 | 9,20 | 6716 | 4768,36 | 2180 | 3,1 | 0,08 | 0,84 | 134,3 |
| 24 | 9,75 | 6548 | 4649,08 | 2260 | 2,8 | 0,08 | < 0,23 | 131 |
| 25 | 9,15 | 6975 | 4952,25 | 2640 | 6,21 | 3,57 | 3,6 | 139,5 |
| 26 | 9,5 | 10125 | 7188,75 | 3222 | 3,78 | 4,5 | 1,25 | 202,5 |
| 27 | 8,22 | 10000 | 7100 | 3115 | 1,49 | 0,09 | 0,57 | 200 |
| 28 | 7,35 | 11062 | 7854,02 | 2987 | 2,6 | 0,07 | 0,66 | 221,3 |

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
|--------------|-------|-------|----------|------|--------|-------|--------|-------|
| 29 | 9,47 | 8775 | 6230,25 | 3005 | 21,47 | 0,07 | 0,73 | 175,5 |
| 30 | 9,87 | 9513 | 6753,875 | 3131 | 4,9 | 0,04 | 0,88 | 190,3 |
| 31 | 8,79 | 5463 | 3878,375 | 2118 | 4,29 | 0,04 | 0,73 | 109,3 |
| 32 | 9,50 | 4176 | 2964,96 | 1306 | 7,55 | 0,15 | < 0,23 | 83,5 |
| 33 | 11,83 | 4044 | 2871,24 | 1295 | 12,39 | 4,64 | 7,54 | 80,9 |
| 34 | 8,76 | 5316 | 3774,36 | 1411 | < 0,05 | <0,02 | < 0,23 | 106,3 |
| 35 | 10,98 | 4116 | 2922,36 | 1701 | 12,74 | 5,14 | 1,8 | 82,3 |
| 36 | 10,08 | 4810 | 3415,1 | 2200 | 5,45 | <0,02 | < 0,23 | 96,2 |
| 37 | 9,79 | 3805 | 2701,55 | 2431 | 2,56 | 0,13 | < 0,23 | 76,1 |
| 38 | 11,4 | 4585 | 3255,35 | – | < 0,05 | <0,02 | < 0,23 | 91,7 |
| 39 | 9,9 | 4245 | 3013,95 | 1222 | < 0,05 | 0,09 | < 0,23 | 84,9 |
| 40 | 7,5 | 4825 | 3425,75 | 2771 | < 0,05 | 0,09 | < 0,23 | 96,5 |
| 41 | 8,6 | 6925 | 4916,75 | 3451 | < 0,05 | <0,02 | < 0,23 | 138,5 |
| 42 | 7,6 | 6660 | 4728,6 | 3222 | < 0,05 | <0,02 | < 0,23 | 133,2 |
| Минимальное | 5,4 | 3620 | 2534 | 1206 | < 0,05 | <0,02 | < 0,23 | 72,4 |
| Среднее | 8,8 | 6206 | 4364 | 2117 | 5,58 | 1,16 | 2,02 | 124,1 |
| Максимальное | 13,2 | 12200 | 8540 | 3451 | 21,47 | 7,27 | 15,28 | 244 |
| Расчетное** | 9,2 | 7537 | 5351 | 2759 | 6,5 | 0 | 0 | 154 |

Примечание: * – расчетная концентрация, которая принята 2% от ХПК по данным ряда анализов;

** – расчет выполнен на 85-й процентиль в соответствии с СП 32.13330.2018 с Изменением № 2.

Анализ данных табл. 1.1 и 2.1. показывает:

1. Сточные воды изучаемого предприятия являются высококонцентрированными и характерными для предприятий глубокой переработки куриных яиц. ХПК изменялось от 3620 до 12200 мг/л, БПК_{полн} от 2534 до 8540 мг/л, взвешенные вещества от 1206 до 3451 мг/л. Соотношение БПК_{полн}/ХПК составило в среднем 70%, что указывает на высокое содержание легкоокисляемых органических веществ и на возможность включения в технологическую схему сооружений биологической очистки. Наличие органического азота 72-244 мг/л требует проведения денитрификации на стадии биологической очистки.
2. Отсутствие фосфора как минерального, так и органического требует при реализации биологической очистки обязательного и постоянного введения в сточную воду солей фосфора.

3. Достаточно высокое содержание органических загрязнений и взвешенных веществ вызывает необходимость изучения целесообразности предварительной ФХО для снижения энергозатрат на биологическую очистку.
4. Высокие колебания *pH* сточных вод от 5,4 до 13,2 могут потребовать корректировки, как на стадии ФХО, так и стадии биологической очистки.

Химические анализы были выполнены по стандартным методикам в аккредитованной лаборатории АСА СамГТУ. Определение ХПК проводили на приборе Флюорат-02-05М, БПК определяли с помощью манометрической системы *OxiTop IS12*, *pH* – на портативном приборе *OHAUS ST 20*, концентрацию растворенного кислорода (далее КРК) и температуру – оксиметром *Oxi 3310* с датчиком растворенного кислорода *CellOx 325*, взвешенные вещества, дозу и зольность ила – с использованием мембранных фильтров (размер пор 0,22 мкм) на установке вакуумного фильтрования ПВФ-35(47). Минеральные формы азота и фосфора определяли на спектрофотометре *UNICO 2800*, общий азот – на спектрофотометре ПЭ-5300ВИ.

2.2 Методика проведения исследований по физико-химической очистке

Эксперимент был проведен на реальной сточной воде предприятий глубокой переработки куриных яиц – ЗАО «Рузово». Сточную воду для исследований отбирали из усреднителя действующих очистных сооружений и нейтрализовывали серной кислотой или едким натром до *pH* $7,4 \pm 0,4$. В качестве коагулянтов были использованы сульфат алюминия (ТУ 2013.41-04-41654713-2014, высший сорт, содержание Al_2O_3 17%), хлорид железа технический водный раствор «ФерАква-Аурат» (ТУ 2152-088-00205067-16) и ряд ПОХА – низкоосновный «Аква-Аурат™-14» раствор (ТУ 2163-069-00205067-2007), среднеосновный «Аква-Аурат™-10М» раствор (ТУ 2163-077-00205067-2013), содержащий ПолиДАДМАХ, и среднеосновный «АкваАурат™-30» порошок (ТУ 2163-069-00205067-2007). Пробное коагулирование проводили в лабораторных цилиндрах объемом 500 мл. Водные рас-

творы кристаллических коагулянтов готовились с концентрацией 100 г/л по товарному продукту, а жидкие реагенты дозировали без разбавления с концентрацией товарного раствора. Были исследованы дозы коагулянтов 25-200 мг Me_2O_3 /л. После добавления коагулянта сточную воду быстро перемешивали в цилиндре со скоростью 300 об/мин в течение 10 с, затем со скоростью 100 об/мин в течение 60 с. Для сравнения условий перемешивания предложен средний градиент скорости, который определяет разность скоростей движения дисперсных частиц, отнесенную к расстоянию между ними, зависит от расхода энергии (мощности) на единицу объема и вязкости воды и может быть определен по формуле, c^{-1} [37, 59, 74]:

$$G = \sqrt{\frac{W}{\mu}}, \quad (2.1)$$

где W – работа, затрачиваемая на перемешивание единицы объема воды, за единицу времени, $(кг \cdot м)/(м^3 \cdot сек)$; μ – динамическая вязкость воды, $Па \cdot с$.

Скорость движения лопасти относительно воды (V) определяется по формуле, $м/с$:

$$V = 0,75V_{окр}, \quad (2.2)$$

где $V_{окр}$ – окружная скорость на конце лопасти, $м/с$.

Мощность без учета механических потерь в приводе определяется по формуле, $(кг \cdot м)/с$:

$$N = 0,51C_D A V^3, \quad (2.3)$$

где C_D – коэффициент сопротивления воды; A – площадь лопастей, $м^2$.

Работа (W), затрачиваемая на перемешивание, отнесенная к единице объема воды в камере, определяется по, $(кг \cdot м)/(м^3 \cdot сек)$:

$$W = N/V_{кам}, \quad (2.4)$$

где $V_{кам}$ – объем перемешиваемой камеры, $м^3$.

В расчетах получено, что G при быстром перемешивании составило $297 c^{-1}$, а при медленном – $57 c^{-1}$ (принято, что $\mu = 0,013 Па \cdot с$; $A = 0,002 м^2$; $C_D = 1,2$).

Качество исходных и очищенных сточных вод контролировали по ХПК, взвешенным веществам, концентрации остаточного алюминия или железа. Выбор коагулянта осуществлялся по эффективности снижения концентрации загрязнений, а также с учетом его удельной стоимости.

2.3 Методики проведения исследований по биологической очистке

Задачи данных исследований:

1. Проверка принципиальной возможности биологической очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц, оценка влияния предварительной обработки коагулянтом на скорость биохимического окисления на неадаптированном активном иле.
2. Технологическая оценка перспективности применения биологического метода для очистки исходных сточных вод и сточных вод после ФХО предприятия глубокой переработки куриных яиц на установке *SBR*.
3. Определение кинетических констант, коэффициентов и технологических параметров биологической очистки сточных вод предприятия глубокой переработки куриных яиц как исходных сточных вод, так и сточных вод после ФХО на адаптированном активном иле установки *SBR*.
4. Отработка технологических режимов на пилотной установке МБР в условиях промышленного предприятия с получением кинетических констант, необходимых для расчета промышленных очистных сооружений.

Для первой и третьей задачи методика эксперимента заключалась в определении скорости окисления органических веществ по убыли концентрации растворенного кислорода в исследуемой пробе. Для исследования такой зависимости применяются «лимитированные среды», где все компоненты для роста клетки содержатся в избытке, а количество компонента (доза активного ила) или фактора (температура, *pH*), влияние которого изучается, изменяется от опыта к опыту [100]. В лабораторный стакан наливали от 0,5 до 50 мл сточной воды, 20-70 мл фоновой воды и, в последнюю очередь, от 10 до 30 мл активного ила. Соотношение объемов подбиралось таким, чтобы

суммарный объем всегда был равен 100 мл. Перемешивание иловой смеси в пробе осуществлялось магнитной мешалкой с регулируемой скоростью вращения, что позволяло не допустить расслоение ила, но в то же время исключить аэрацию за счет образования воронки. В ходе экспериментов оксиметром измеряли концентрацию растворенного кислорода и температуру иловой смеси, а также фиксировались показания *pH*-метра. Перед началом опытов все компоненты отдельно насыщались кислородом воздуха с помощью компрессора. Экспериментальная установка показана на рис. 2.1.

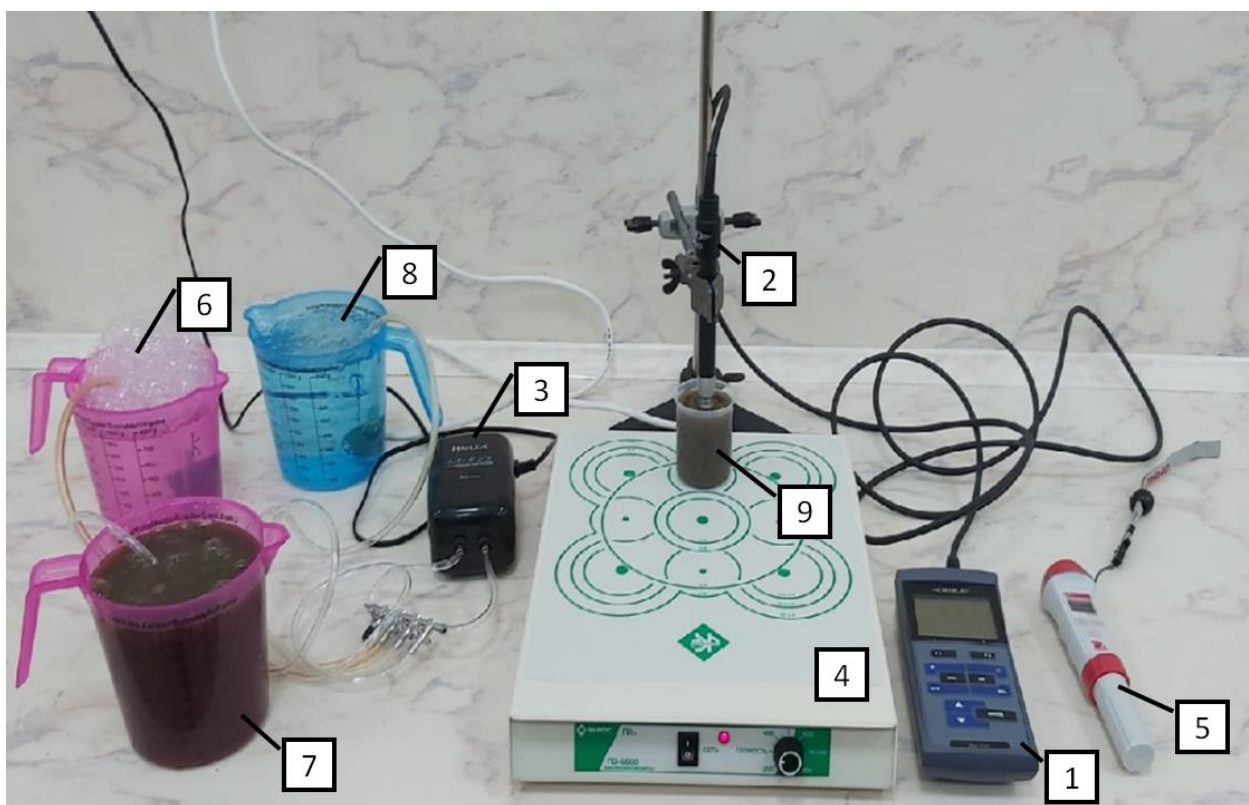


Рисунок 2.1 – Экспериментальная установка для проведения кинетических опытов в контактных условиях [149]: 1 – оксиметр WTW 3310; 2 – датчик растворенного кислорода; 3 – компрессор; 4 – магнитная мешалка; 5 – *pH*-метр; 6 – сточная вода; 7 – активный ил; 8 – фоновая вода; 9 – стакан с иловой смесью

По полученным данным измерений определялась удельная скорость снижения концентрации растворенного кислорода, мг/(г·ч):

$$\rho_{уд} = \frac{C_{нач} - C_{кон}}{a_i(1-s)T_p}, \quad (2.5)$$

где $C_{\text{нач}}$ и $C_{\text{кон}}$ – концентрации растворенного кислорода в начале и конце периода, мг/л; a_i – концентрация активного ила в пробе, г/л; s – зольность активного ила, доли единицы; T_p – продолжительность периода, ч.

В ходе опыта проводились измерения концентрации растворенного кислорода в каждой пробе через 1, 2 и 3 минуты исследования. Значения концентрации кислорода ниже 2 мг/л не принимались к рассмотрению. Из наблюдаемой скорости потребления кислорода вычитали эндогенное дыхание – скорость снижения концентрации растворенного кислорода в смеси активного ила и очищенной (фоновой) воды, т.е. без добавления сточных вод. При этом скорость рассчитывалась на основании начального участка кривой потребления кислорода.

Первый эксперимент проводился на неадаптированном иле городских очистных сооружений, второй и третий – на иле, адаптированном к исследуемой категории сточных вод в лабораторном реакторе *SBR*, фотография которого представлена на рис. 2.2.

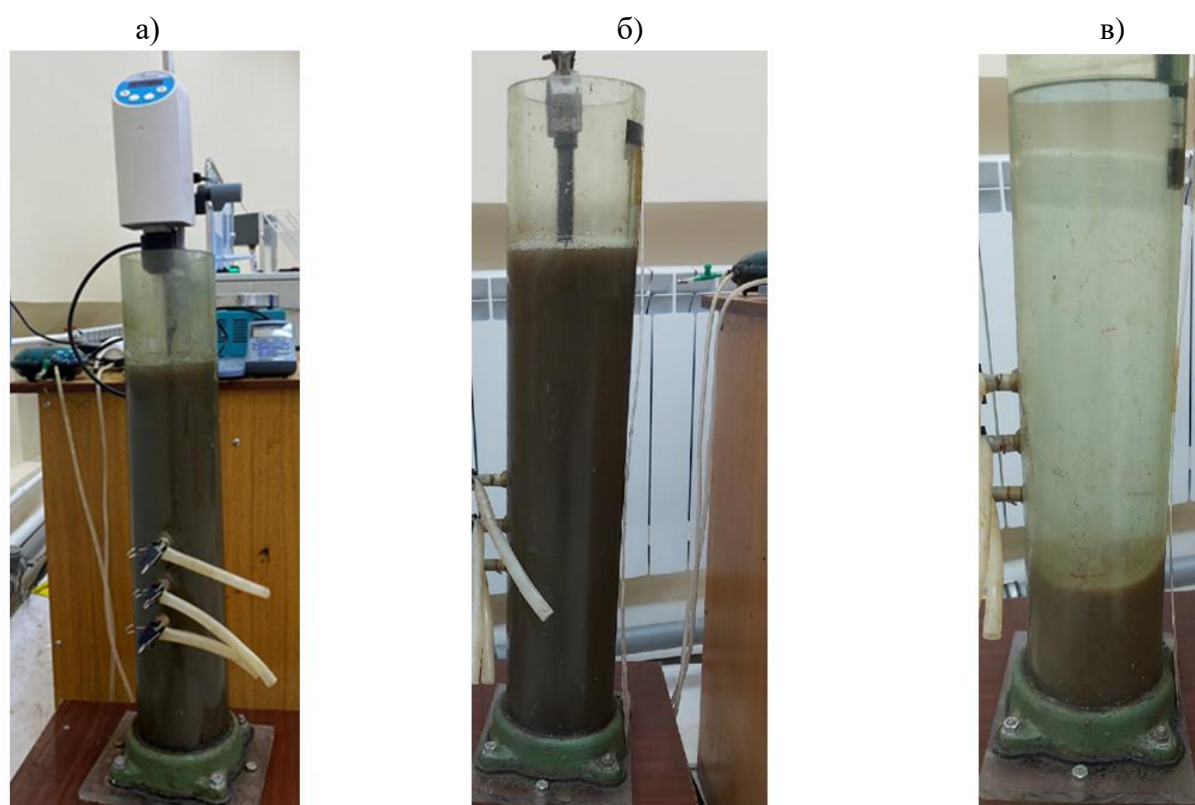


Рисунок 2.2 – Лабораторный реактор периодического действия во время фаз [155]:
а – аноксидной; б – аэробной; в – седиментации

Для второй серии опытов методом непрерывного культивирования использовался лабораторный *SBR* полезным объемом 5 л, изготовленный из стеклянной трубы внутренним диаметром 110 мм. На дне реактора были установлены два мелкопузырчатых аэратора. Воздух с суммарным расходом 300 л/ч подавался двумя компрессорами. В аноксидной фазе использовалась мешалка из нержавеющей стали с длиной вала 500 мм и пропеллером диаметром 60 мм. Средний градиент скорости вращения мешалки 94 с^{-1} исключал оседание активного ила. Пробы отбирали с помощью трех пробоотборников, расположенных на разной высоте корпуса установки. Включение аэробного и аноксидного режимов осуществлялось вручную. КРК и температуру измеряли оксиметром *Oxi 3310* фирмы *WTW*.

Для исключения дефицита биогенных элементов в каждую партию полученной сточной воды дозировали калий фосфорнокислый 3-замещенный 7-водный (1,9-4,1 мг *P*/л). Хлорид аммония в количестве 5,2-16,6 мг *N*/л добавляли только в пусковой период, так как было установлено, что органического азота вполне достаточно для жизнедеятельности активного ила и даже требуется проведение денитрификации. Подготовленный запас исходной и коагулированной воды хранили при температуре 1-3°C.

Цикл реактора периодического действия состоял из заполнения сточной водой, аноксидной и аэробной фаз, седиментации и декантации. Перед заполнением, происходившим в течение одной минуты, при необходимости корректировали активную реакцию заливаемой сточной воды серной кислотой или едким натром, поддерживая значение *pH* в интервале 7,2-7,8. Регулирование *pH* в реакторе не проводилось. В аноксидной фазе происходили процессы окисления органических веществ и денитрификации, в аэробной – окисления органических веществ и нитрификации.

В зависимости от целей опыта циклы работы реактора включали только аэробную фазу, аноксидную и аэробную фазы или по две чередующиеся аноксидные и аэробные фазы различной длительности. Переход установки из аэробной фазы в аноксидную считался при КРК менее 0,5 мг/л. Продолжи-

тельность седиментации была принята 60 мин на основании предварительного эксперимента по отстаиванию иловой смеси. Декантация очищенной воды занимала не более 1 мин. Работа установки контролировалась методом ежедневного отбора иловой смеси объемом 100 мл. После ее отстаивания в лабораторном цилиндре отбирали 10-50 мл надильовой воды для проведения анализов, а оставшийся объем возвращали в реактор.

Удельную скорость окисления органических веществ определяли по убыли концентрации растворенного кислорода в исследуемой пробе. Из установки *SBR* в лабораторный стакан наливали 100 мл иловой смеси. Перемешивание пробы осуществлялось магнитной мешалкой с регулируемой скоростью вращения, что позволяло исключить расслоение ила и захват кислорода с поверхности. В ходе экспериментов фиксировали значения концентрации растворенного кислорода и температуры с помощью оксиметра, а также показания *pH*-метра. По полученным данным измерений определяли удельную скорость снижения концентрации растворенного кислорода, приведенную к стандартной температуре 20°C по уравнению, мг/(г·ч):

$$\rho_{\text{уд}} = \frac{C_{\text{нач}} - C_{\text{кон}}}{a_i(1-s)T_p} \cdot e^{\kappa(t-20)}. \quad (2.6)$$

Экспериментальные данные обрабатывались с получением уравнений регрессии и величины достоверности аппроксимации R^2 с помощью формулы [154, 158]:

$$R^2 = 1 - \frac{\sum_{i=1}^n (y_i - Y_i)^2}{\sum_{i=1}^n Y_i^2 - \frac{1}{n} (\sum_{i=1}^n Y_i)^2}, \quad (2.7)$$

где Y_i – экспериментальное значение функции; y_i – значение функции по уравнению, описывающему процесс, для того же значения аргумента; n – количество экспериментальных точек.

В четвертой серии опытов были проведены пилотные исследования по биологической очистке сточных вод предприятия глубокой переработки куриных яиц на проточной установке МБР, фотография которой представлена на рис. 2.3.

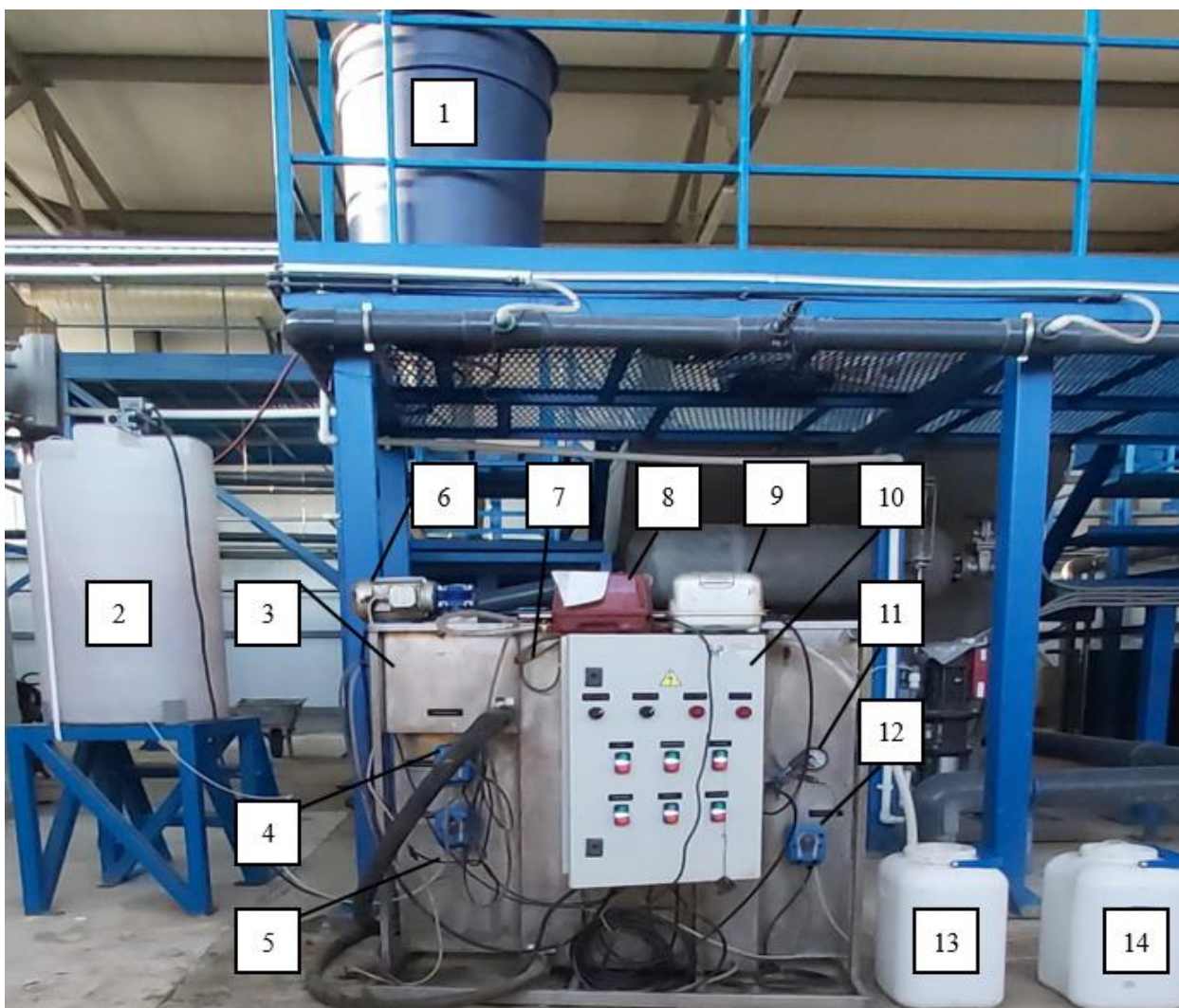


Рисунок 2.3 – Пилотная установка МБР [152]: 1 – емкость для ФХО; 2 – усреднитель; 3 – аноксидная зона; 4 – насос рециркуляции; 5 – насос подачи исходных сточных вод; 6 – лопастная мешалка; 7 – аэробная зона; 8 – компрессор мелкопузырчатой аэрации; 9 – компрессор среднепузырчатой аэрации; 10 – шкаф управления; 11 – манометр; 12 – насос пермеата; 13 – емкость сбора перелива при аварии; 14 – емкость сбора пермеата

Емкость (1) объемом 200 л использовалась для обработки сточных вод коагулянтom по методике, аналогичной методике, изложенной в разделе 2.2. В качестве коагулянта использовался низкоосновный ПОХА марки Аква-Аурат 14 с дозой 125 мг $Al_2O_3/л$, pH исходной сточной воды корректировался до 9,1-9,4, которое в результате коагуляции снижалось до 6,8-7,2. Условия перемешивания и отстаивания были аналогичны разделу 2.2.

Осветленная вода после ФХО сливалась в усреднитель объемом 200 л (2), оборудованный лопастной мешалкой с диаметром лопасти 95 мм, длиной вала 850 мм, скорость вращения 69 об/мин. Средний градиент скорости вра-

щения составил 135 с^{-1} . Перемешивание осуществлялось непрерывно. В экспериментах без предварительной ФХО исходная сточная вода заливалась сразу в усреднитель (2). При необходимости корректировали активную реакцию заливаемой в усреднитель (2) сточной воды (исходной или после предварительной ФХО) до pH 7,2-8,2 серной кислотой или едким натром. Далее сточная вода поступала в проточный МБР, изготовленный из нержавеющей стали. Реактор с полезным объёмом 79 л работал по схеме с предварительной денитрификацией: сточная вода поступала в начало аноксидной зоны (3), куда также поступал рециркуляционный поток из конца аэробной зоны (7), что обеспечивалось перистальтическими насосами (5) и (4) соответственно. Из аэробной зоны перистальтическим насосом (12) пермеат отводился в емкость (14). Максимальная производительность насосов составляла 12 л/ч и регулировалась вручную. Для поддержания заданного уровня в реакторе, удельного потока через мембраны, чередования режимов фильтрования и релаксации (короткий период времени, в течение которого прекращается фильтрование, но продолжается аэрация мембраны) использовалась автоматизированная система управления (8), включающая программируемый логический контроллер и контрольно-измерительные приборы – датчик уровня и дифференциальный манометр (11). Для обеспечения стабильной работы мембранного модуля, насос отвода пермеата работал по таймеру с установленным режимом: 8 минут фильтрование и 2 минуты релаксация. Контроль ТМД позволял следить за степенью загрязнения мембран и вносить необходимые коррективы в их работу. Установка была оборудована патрубками перелива в емкость (13) для предотвращения аварийных ситуаций.

Аноксидная зона была оборудована лопастной мешалкой (6) с длиной вала 220 мм, диаметром лопасти 35 мм, скоростью вращения 122 об/мин., средний градиент скорости вращения – 123 с^{-1} . Внутри аэробной зоны располагалось два погружных плоскорамных мембранных элемента *SINAP 10* из поливинилиденфторида (ПВДФ) с номинальным размером пор 0,1 мкм, которые работали под вакуумом, создаваемым насосом (12). Полезная площадь

одного мембранного элемента составляла 0,1 м². Мелкопузырчатая аэрация иловой смеси обеспечивалась трубчатым аэратором *Hydrig* длиной 500 мм, подключенным к компрессору (8) производительностью 4,8 м³/ч. Подача воздуха в среднепузырчатую систему аэрации мембранных элементов обеспечивалась компрессором (9). Удельный расход воздуха на аэрацию мембран был принят 150 л/(мин·м²), т.е. со значительным запасом по сравнению с рекомендациями производителя. Расход воздуха обоих компрессоров регулировался в ручном режиме для поддержания концентрации растворенного кислорода (КРК) в аэробной зоне 2,2-3,5 мг/л, в аноксидной 0,07-0,29 мг/л, что контролировалась оксиметром *Oxi 3310* фирмы *WTW* с датчиком растворенного кислорода *CellOx 325*.

Для исключения дефицита соединений фосфора в сточную воду дозировали $Na_2HPO_4 \cdot 2H_2O$ с дозой 11,8-99,4 и 10,5-19,5 мг P/л для исходных сточных вод и сточных вод после предварительной ФХО соответственно, обеспечивая избыток фосфора по сравнению с минимально необходимой концентрацией для прироста активного ила. Хлорид аммония в количестве 9-137 мг N/л добавляли только в пусковой период, т.к. в ходе лабораторных исследований было установлено, что органического азота вполне достаточно для жизнедеятельности активного ила и даже требуется проведение денитрификации.

Установка МБР эксплуатировалась при удельном потоке через мембрану 1,8-2,4 и 2,1-8,8 л/(ч·м²) при очистке исходных и коагулированных сточных вод соответственно, что много ниже значений, рекомендованных производителем при 15°C – 8-40 л/(ч·м²) [158]. За всё время проведения исследований мембранный модуль дважды вынимали из биореактора и промывали водой для удаления прилипшего к поверхности мембраны активного ила. Химическая очистка не производилась.

Качество исходной сточной воды, сточной воды после ФХО и пермеата контролировалось четыре раза в неделю по ХПК, БПК_{полн}, взвешенным веществам, $N-NH_4$, $N-NO_3$, $N-NO_2$, $P-PO_4$ (методики указаны в разделе 2.1).

Также контролировались каждый день технологические параметры работы установки: КРК, доза ила, зольность ила, иловый индекс, удельный расход, pH , температура, прирост активного ила (методики указаны в разделе 2.1).

По полученным результатам в каждом опыте определяли наблюдаемые удельные скорости окисления, которые вычисляли по формуле, мг/(г·ч):

$$\rho_{j \text{ набл}} = \frac{S_{\text{вх}j} - S_{\text{вых}j}}{a_i(1-s)T_p}, \quad (2.8)$$

где $S_{\text{вх}j}$ и $S_{\text{вых}j}$ – концентрация j -го субстрата в исходной воде и пермеате соответственно, мг/л.

Далее полученные наблюдаемые скорости приводили к стандартным условиям (концентрации активного ила $a_i \rightarrow 0$ и температуре $t = 20^\circ\text{C}$) по формуле, мг/(г·ч):

$$\rho_{\text{ст}} = \rho_{\text{набл}}(1 + a_i \varphi) \cdot e^{\kappa(t-20)}. \quad (2.9)$$

Необходимо отметить, что расчет по формуле (2.9) велся при фактической КРК 2,2-3,5 мг/л в аэробной зоне.

По рассчитанным для стандартных условий удельных скоростей находили константы уравнения (1.3), используя метод двойных обратных величин и формулу (1.5).

Для подтверждения адекватности полученного уравнения коэффициент достоверности аппроксимации R^2 определяли по формуле (2.7).

2.4 Выводы по главе 2

1. Качественный состав сточных вод изучаемого предприятия является характерным для фабрик глубокой переработки куриных яиц. Наличие органического азота до 250 мг/л требует проведения денитрификации на стадии биологической очистки.

2. Обосновано, что изучение технологии физико-химической очистки сточных вод предприятия глубокой переработки куриных яиц может быть выполнено методом пробного коагулирования с предварительной нейтрализацией pH до таких значений, которые соответствуют минимальной растворимости коагулянта после его ввода в сточную воду.
3. Для получения констант, коэффициентов и технологических параметров, необходимых для расчета промышленных сооружений биологической очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц, требуется проведение экспериментальных исследований с реальными сточными водами на лабораторной установке *SBR* и пилотной – МБР.

ГЛАВА 3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ В ЛАБОРАТОРНЫХ УСЛОВИЯХ

3.1 Предварительная физико-химическая очистка

Для выбора коагулянта и его дозы на первом этапе исследований было проведено четыре серии опытов пробного коагулирования при температуре 17,2-21,1°C, которые проводились по одинаковой методике, представленной в разделе 2.2, но при разном качестве исходных сточных вод. Характерные результаты одной из серий приведены на рис. 3.1-3.3.

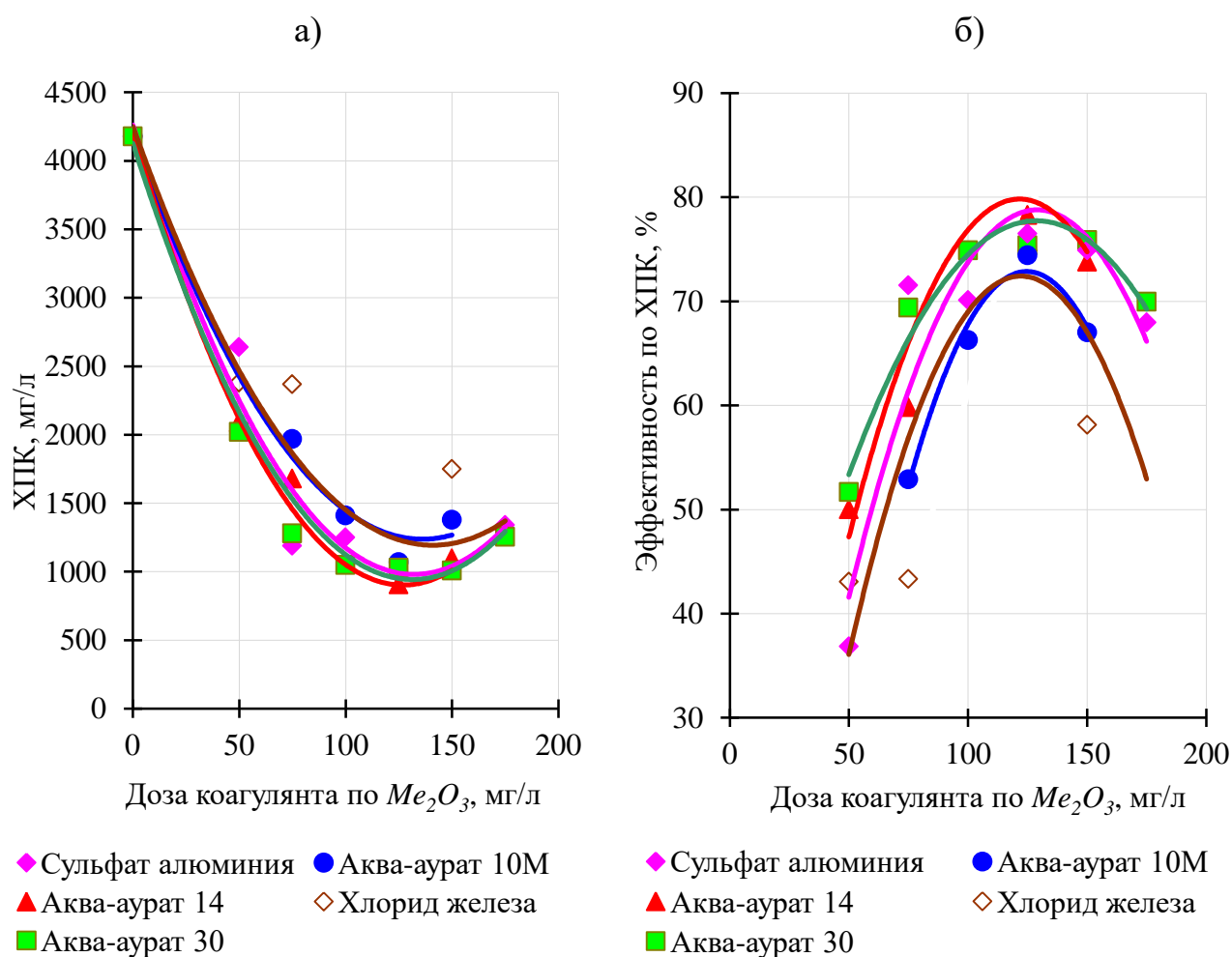


Рисунок 3.1 – Зависимости ХПК в очищенной сточной воде (а) [153] и эффективности очистки (б) от марки коагулянта и его дозы

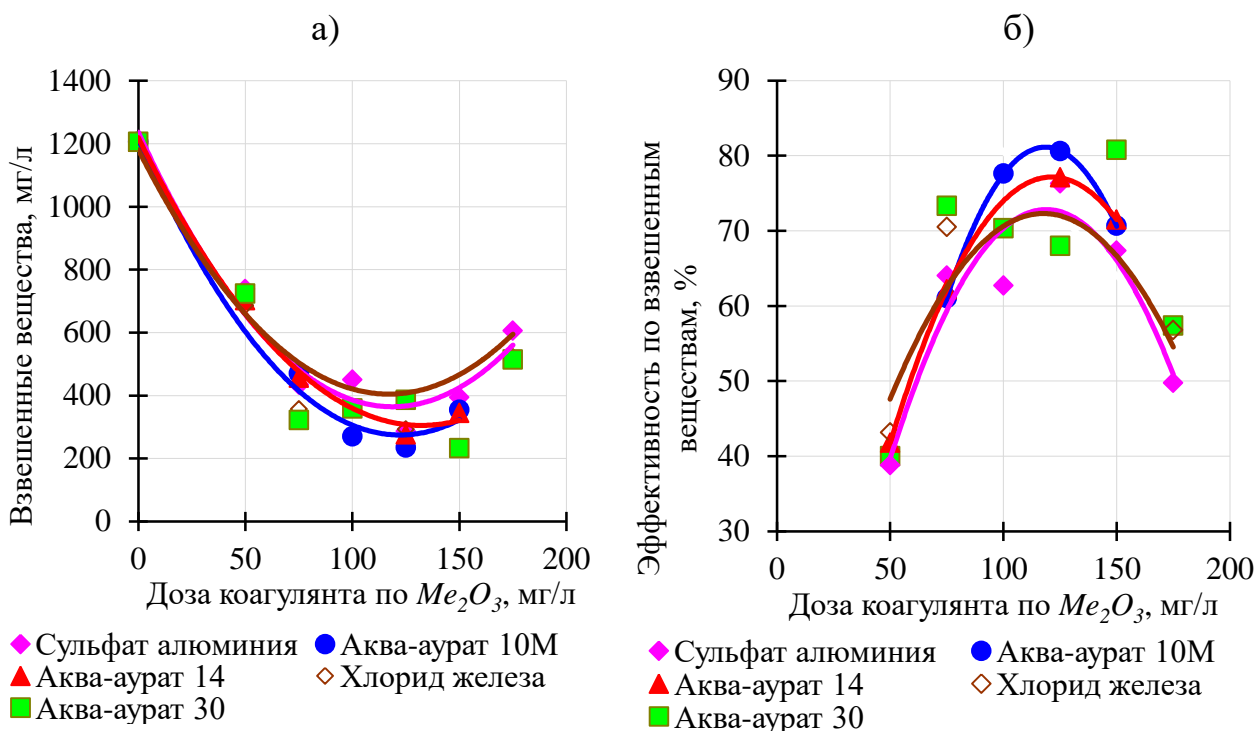


Рисунок 3.2 – Зависимости взвешенных веществ в очищенной сточной воде (а) [153] и эффективности очистки (б) от марки коагулянта и его дозы

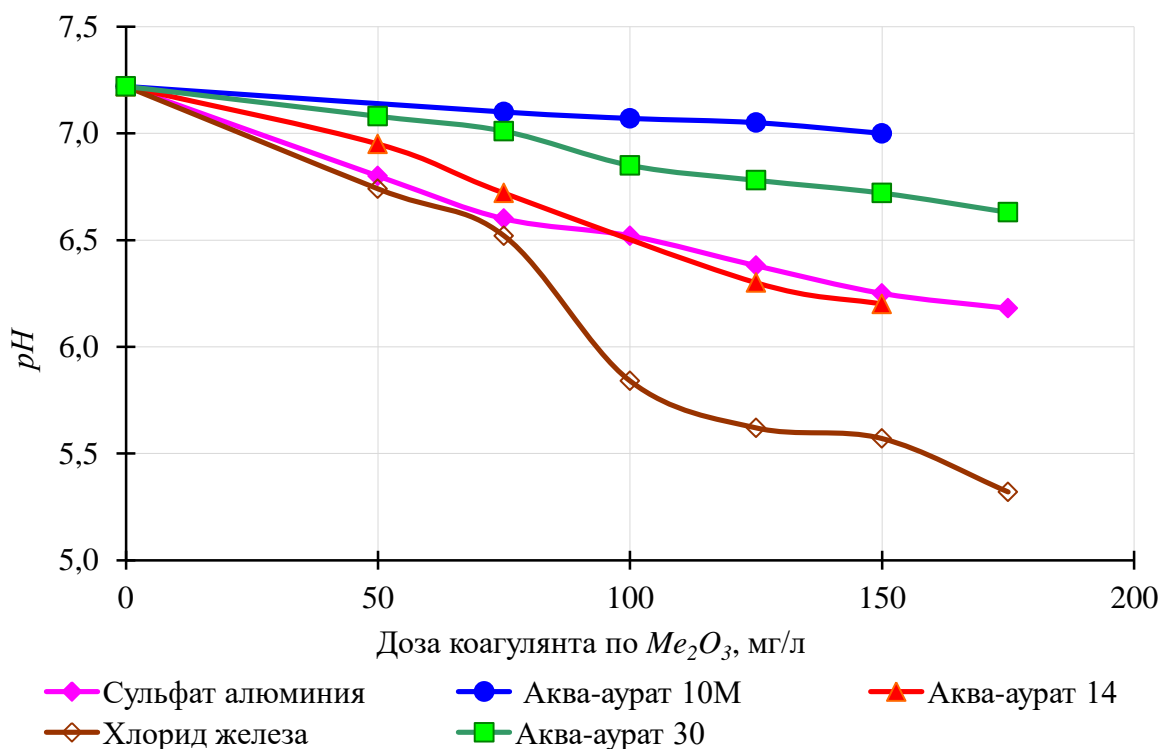


Рисунок 3.3 – Зависимость pH очищенной сточной воды от марки коагулянта и его дозы [153]

Оказалось, что все коагулянты показали высокую и близкую по величине эффективность очистки при дозе 125 мг Me_2O_3 /л. Максимальная эффективность по ХПК 78% была получена при использовании Аква-Аурата 14,

наименьшая – 74% при применении Аква-Аурата 10М. По взвешенным веществам различия также были невелики: наибольшая эффективность 80% оказалась у Аква-Аурата 30 и Аква-Аурата 10М, а наименьшая – 76% у хлорида железа. Наибольшее снижение pH с начального значения 7,22 (рис. 3.3) было отмечено при использовании хлорида железа – до 5,62, наименьшее – в случае применения среднеосновного ПОХА Аква-Аурат 10М – до 7,05.

На рис. 3.4 показано изменение концентрации остаточного алюминия и pH очищенной воды в зависимости от дозы сульфата алюминия и Аква-Аурата 14. Снижение pH для данных коагулянтов было практически одинаковым и составило примерно 0,9 при оптимальной дозе 125 мг Al_2O_3 /л. При применении сульфата алюминия с данной дозой концентрация алюминия увеличивалась с 0,335 мг/л в исходной воде до 1,2 мг/л в очищенной. В случае применения Аква-Аурата 14 и других марок ПОХА увеличение концентрации остаточного алюминия не превышало 0,085 мг/л. При использовании хлорида железа (125 мг Fe_2O_3 /л) концентрация общего железа увеличивалась с 2,85 до 3,45 мг/л в связи с низким pH – 5,6.

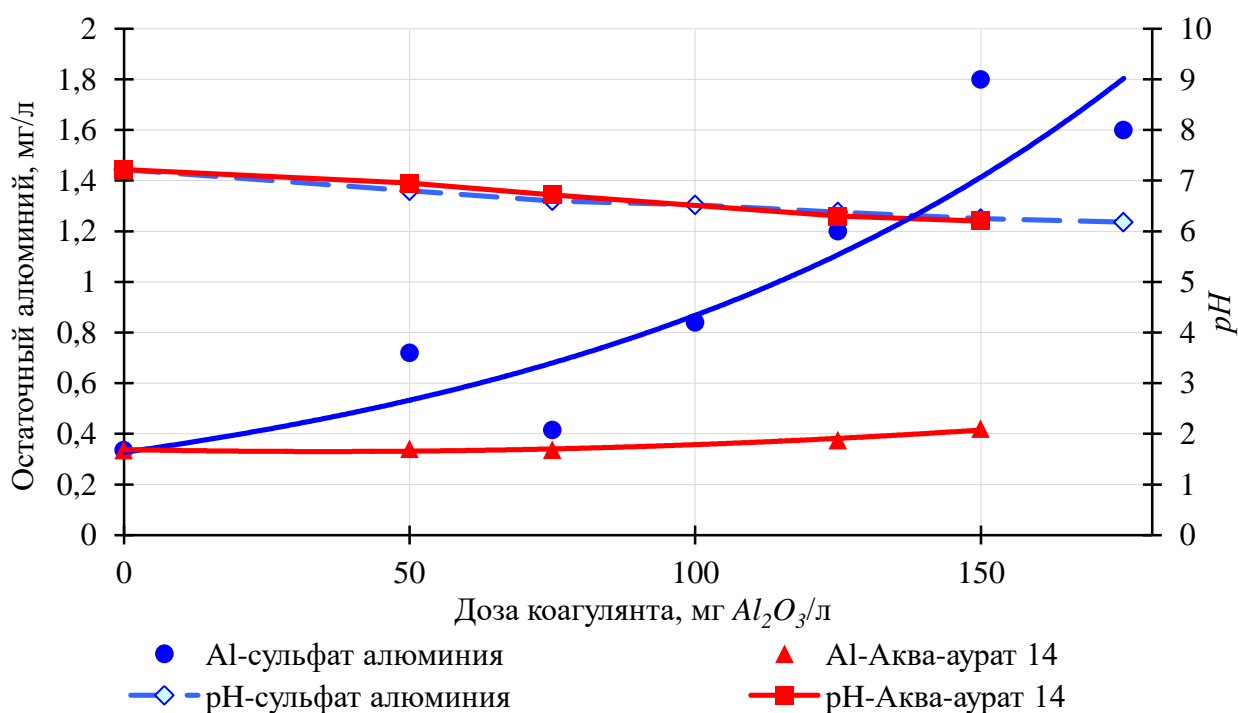


Рисунок 3.4 – Зависимости концентрации остаточного алюминия и pH от марки коагулянта и его дозы [153]

В табл. 3.1 показаны результаты всей серии опытов по пробному коагулированию при дозах, соответствующих максимальной эффективности.

Таблица 3.1 – Результаты пробного коагулирования

| Се- рия | Коагулянт | | <i>pH</i> | ХПК | | | Взвешенные вещества | | |
|------------|--------------------------|--------------------------|------------|---------------|----------------|---------------|---------------------|----------------|---------------|
| | название | доза, мг Me_2O_3 /л | | вход, мг/л | выход, мг/л | эффект., % | вход, мг/л | выход, мг/л | эффект., % |
| 1 | Сульфат алюми- ния | 75 | 6,75 | 3710 | 919 | 75 | 1774 | 454 | 74 |
| 2 | | 125 | 6,66 | 5720 | 2740 | 52 | 1876 | 248 | 87 |
| 3 | | 125 | 6,38 | 4180 | 983 | 77 | 1206 | 286 | 76 |
| ср. | | – | 6,6 | 4537 | 1547 | 68 | 1619 | 329 | 79 |
| 1 | Хлорид железа | 125 | 7,28 | 3710 | 1920 | 48 | 1774 | 684 | 61 |
| 2 | | 100 | 6,12 | 5720 | 3300 | 42 | 1876 | 456 | 76 |
| 3 | | 125 | 5,62 | 4180 | 1050 | 75 | 1206 | 292 | 76 |
| ср. | | – | 6,3 | 4537 | 2090 | 55 | 1619 | 477 | 71 |
| 1 | Аква- Аурат 10М | 100 | 6,25 | 3710 | 1690 | 54 | 1774 | 576 | 68 |
| 2 | | 100 | 7,26 | 5720 | 2790 | 51 | 1876 | 502 | 73 |
| 3 | | 125 | 7,05 | 4180 | 1070 | 74 | 1206 | 234 | 81 |
| ср. | | – | 6,9 | 4537 | 1850 | 60 | 1619 | 437 | 74 |
| 1 | Аква- Аурат 14 | 75 | 7,15 | 3710 | 761 | 80 | 1774 | 344 | 78 |
| 2 | | 125 | 6,73 | 5720 | 1180 | 79 | 1876 | 343 | 82 |
| 3 | | 125 | 6,3 | 4180 | 908 | 78 | 1206 | 276 | 77 |
| 4 | | 125 | 5,79 | 4030 | 938 | 77 | 1620 | 358 | 78 |
| ср. | | – | 6,5 | 4410 | 945 | 79 | 1619 | 330 | 79 |
| 2 | Аква- Аурат 30 | 125 | 7,02 | 5720 | 2350 | 59 | 1876 | 374 | 80 |
| 3 | | 150 | 6,72 | 4180 | 1009 | 76 | 1206 | 232 | 81 |
| ср. | | – | 6,9 | 4950 | 1680 | 68 | 1541 | 303 | 81 |

Анализ табл. 3.1 показывает, что наиболее стабильные результаты получены при использовании низкоосновного ПОХА марки Аква-Аурат 14, средняя эффективность которого по ХПК и взвешенным веществам составила 79%.

Удельные затраты на коагулянты при дозе 125 мг Me_2O_3 /л составили (с НДС, без доставки), руб./м³: хлорное железо – 5,08; сульфат алюминия – 17,66; «Аква-Аурат™-14» – 18,74; «Аква-Аурат™-30» – 32,5; «Аква-Аурат™-10М» – 37,5. Отметим, что использование «Аква-Аурат™-14» лишь на 1,08 руб./м³ дороже, чем сульфата алюминия.

По совокупности рассмотренных факторов (эффективность очистки по ХПК и взвешенным веществам, стоимость реагента, концентрация остаточного алюминия или железа) в качестве оптимального коагулянта для даль-

нейших исследований был выбран низкоосновный ПОХА Аква-Аурат 14 с дозой 125 мг Al_2O_3 /л.

Для определения времени отстаивания исследовалась кинетика уплотнения осадка после обработки низкоосновным ПОХА Аква-Аурат 14, результаты представлены на рис. 3.5.

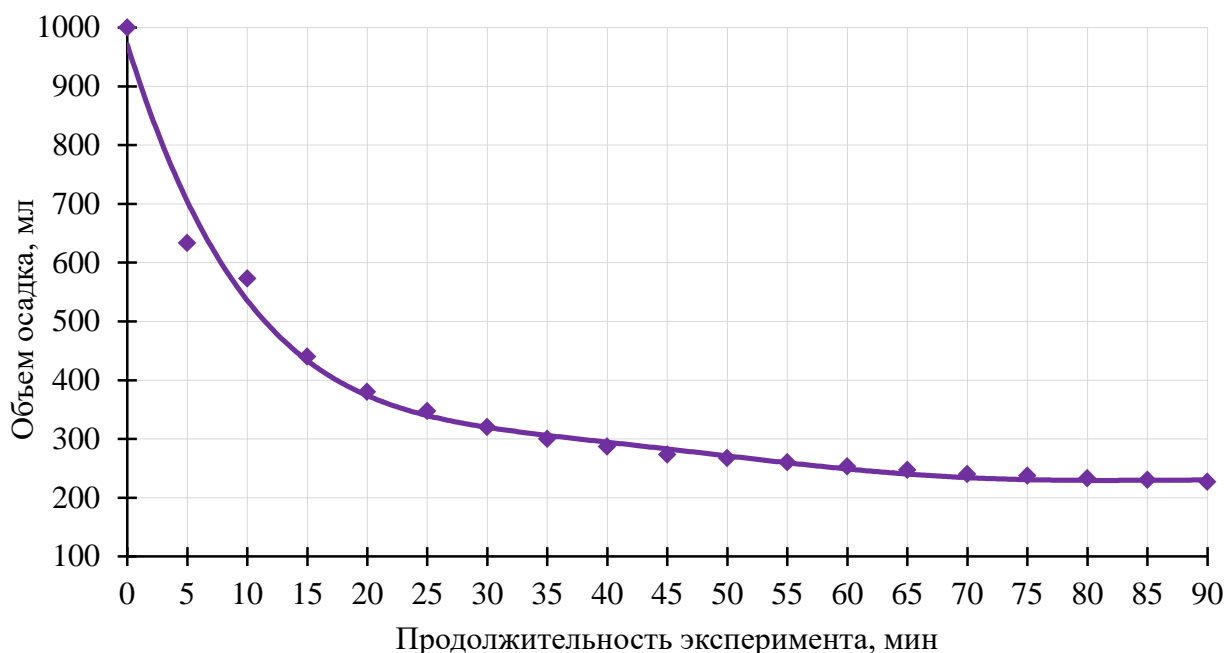


Рисунок 3.5 – Зависимость объема осадка от времени уплотнения при обработке Аква-Ауратом 14 с дозой 125 мг Al_2O_3 /л при температуре воды 16,4°C

По данным рис. 3.5 было определено, что оптимальная продолжительность отстаивания составила 60 минут. Соответствующая влажность и удельный объем осадка после 60 минут отстаивания в среднем составили 99% и 250 мл/л соответственно.

Далее было изучено влияние pH и температуры на процесс коагуляции. Исследования были проведены на реальной сточной воде со следующими показателями, мг/л: ХПК – 5963, взвешенные вещества – 2671, алюминий – 0,29. Исходная величина pH составляла 9,02. Пробное коагулирование выполняли при температуре воды 22°C. В семь цилиндров со сточной водой был добавлен раствор Аква-Аурата 14 с дозой 125 мг Al_2O_3 /л, подкисление проводилось увеличивающимися дозами серной кислоты. Результаты опыта представлены на рис. 3.6.

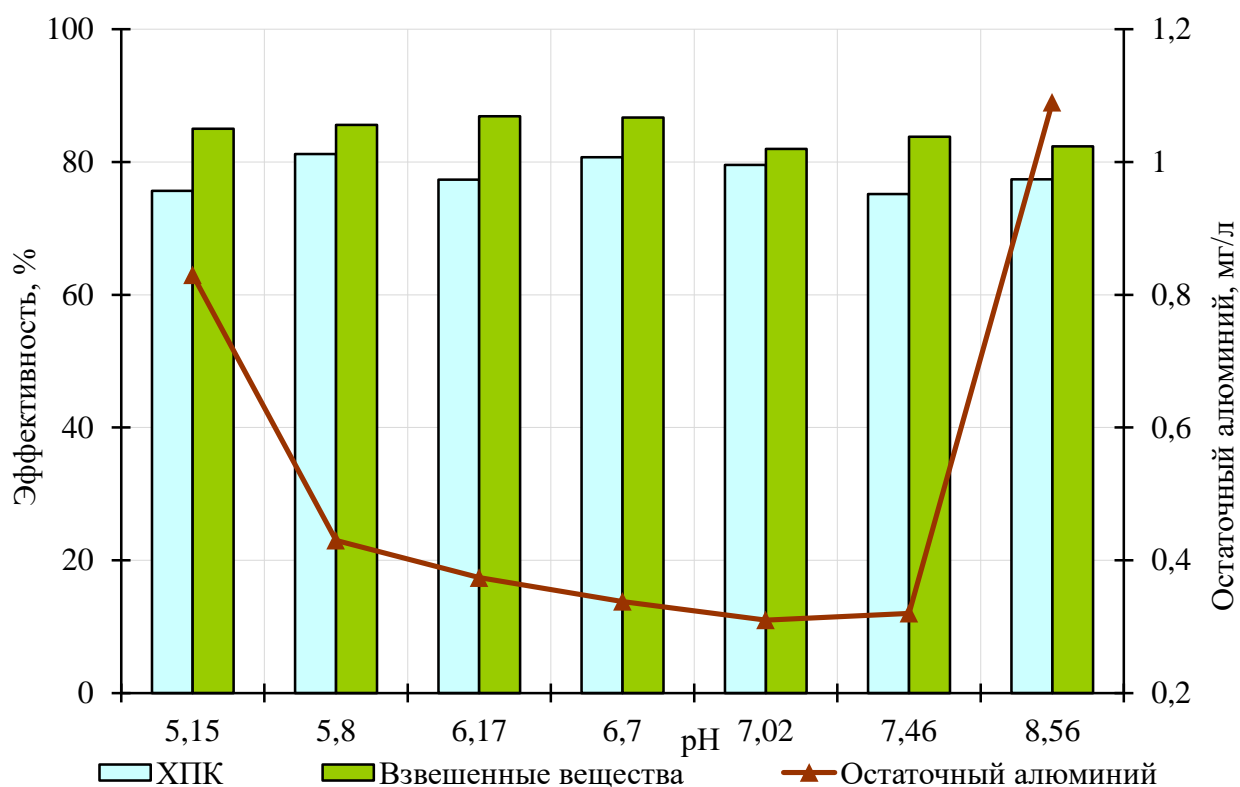


Рисунок 3.6 – Зависимости концентрации остаточного алюминия, эффективности очистки по ХПК и взвешенным веществам от *pH* очищенной воды при обработке Аква-Ауратом 14 с дозой 125 мг Al_2O_3 /л при температуре воды 22°C [153]

При постоянной дозе низкоосновного ПОХА влияние *pH* в диапазоне 5,15-8,56 на удаление органических веществ оказалось незначительным: эффективность очистки по ХПК изменялась от 75 до 81%, по взвешенным веществам – от 82 до 87%. Хлопьеобразование во всех опытах происходило одинаково. В интервале *pH* 6,7-7,5 концентрация алюминия в очищенной воде была практически одинаковой – 0,31-0,34 мг/л. При бóльших и меньших значениях *pH* остаточный алюминий заметно возрастал. В целом, интервал *pH* 6,7-7 можно считать оптимальным.

Влияние температуры было оценено при *pH* 6,7 и дозе Аква-Аурата 14, равной 125 мг Al_2O_3 /л. Для этого было проведено семь опытов на той же сточной воде при температуре реакции 10-30°C (рис. 3.7).

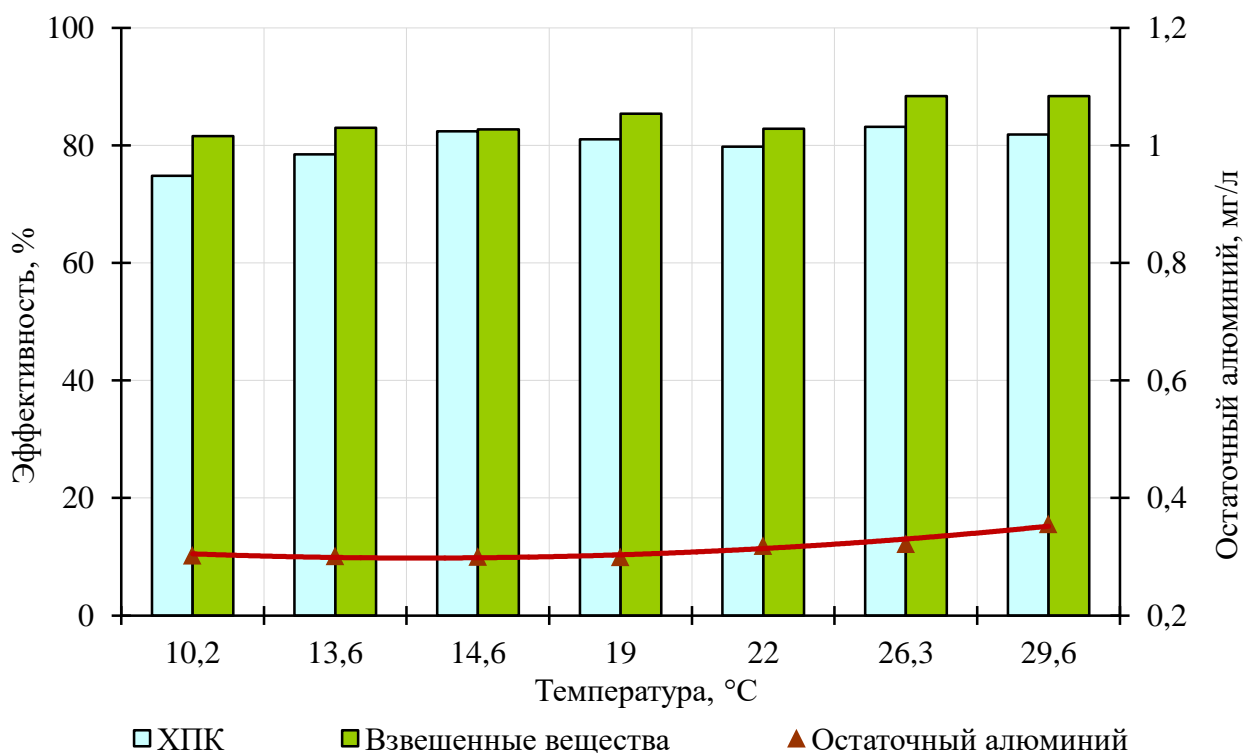


Рисунок 3.7 – Зависимости концентрации остаточного алюминия, эффективности очистки по ХПК и взвешенным веществам от температуры при обработке Аква-Ауратом 14 с дозой 125 мг Al_2O_3 /л при pH 6,7 [153]

В интервале температур 10-22°C образующиеся хлопья оседали, причем с увеличением температуры скорость хлопьеобразования и осаждения увеличивалась. При температуре 26,3 и 29,6°C образование хлопьев происходило наиболее быстро, однако осадок всплывал. Влияние температуры на эффективность снижения ХПК и концентрации взвешенных веществ оказалось незначительным, эти показатели изменялись в пределах 75-83% и 82-88% соответственно. Остаточный алюминий при температурах 10-19°C составлял одинаковую величину около 0,3 мг/л, при дальнейшем повышении температуры концентрация алюминия в очищенной воде слабо возрастала, достигая при 29,6°C значения 0,36 мг/л.

Воспроизводимость полученных результатов была проверена в серии из двадцати опытов на сточных водах яйцепереработки, отобранных с интервалом приблизительно неделю в течение четырех месяцев при значительных колебаниях концентрации загрязнений. Величина ХПК исходной воды изменялась от 3620 до 12200 мг/л, БПК_{полн} – от 2534 до 8540 мг/л, концентрация

взвешенных веществ – от 1206 до 3031 мг/л. Исходное pH варьировалось от 5,4 до 13,2, корректируемое до коагуляции – от 6,98 до 7,75, после коагуляции – в пределах 5,22-7,07. Во всех опытах использовали Аква-Аурат 14 с дозой 125 мг Al_2O_3 /л.

Как показано на рис. 3.8, ХПК очищенной воды в основном изменялось в пределах 700-1950 мг/л, лишь однажды увеличилось до 4150 мг/л из-за очень высокой исходной концентрации. Эффективность снижения ХПК составляла 66-89%, в среднем 77,3% и лишь в трёх случаях была ниже 75%. Динамика изменения БПК была аналогичной. БПК_{полн} очищенной воды в основном находилось в пределах от 455 до 1444 мг/л и только в опыте №15 достигло величины 3320 мг/л. Эффективность очистки по БПК_{полн} составляла 61,1-90,1%, в среднем – 76,3% (рис. 3.9).

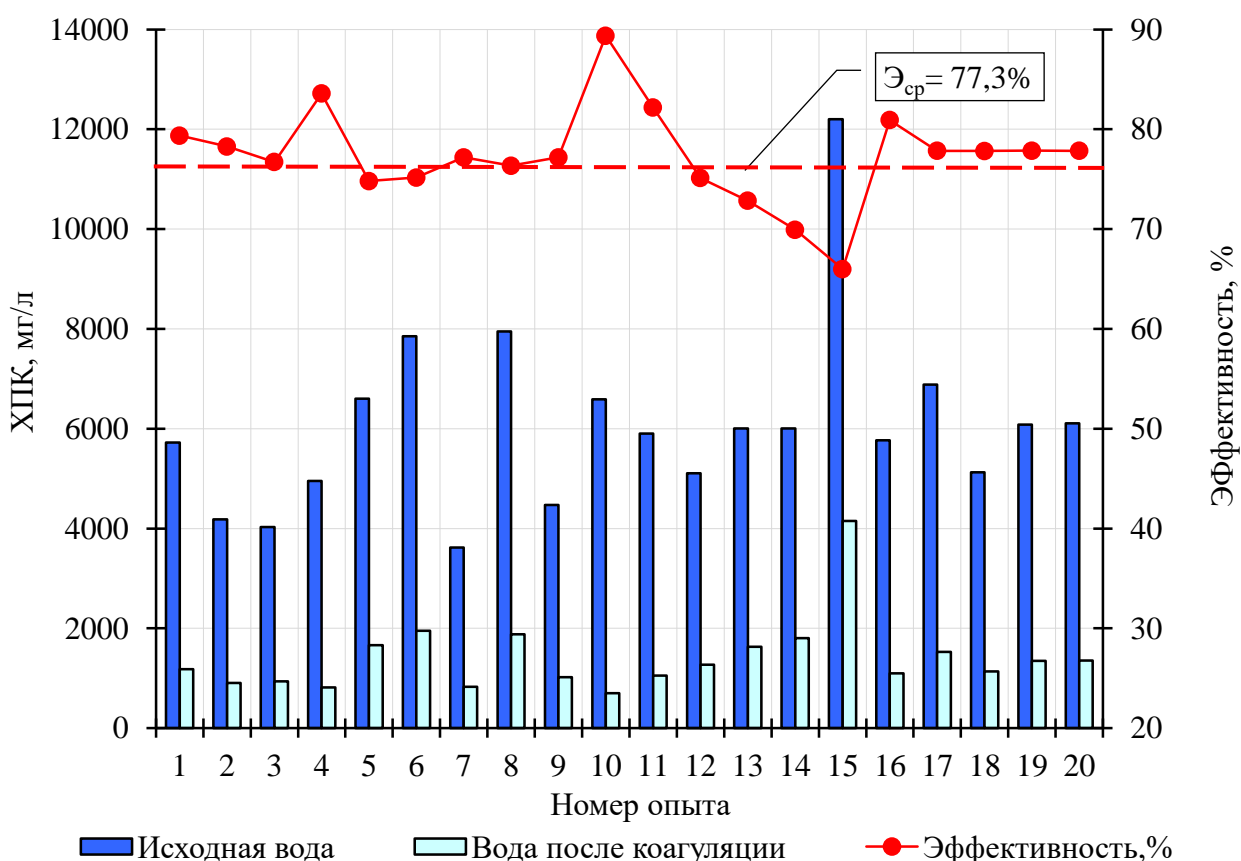


Рисунок 3.8 – Изменение ХПК исходной и очищенной сточной воды в серии параллельных опытов при обработке Аква-Ауратом 14 с дозой 125 мг Al_2O_3 /л [153]

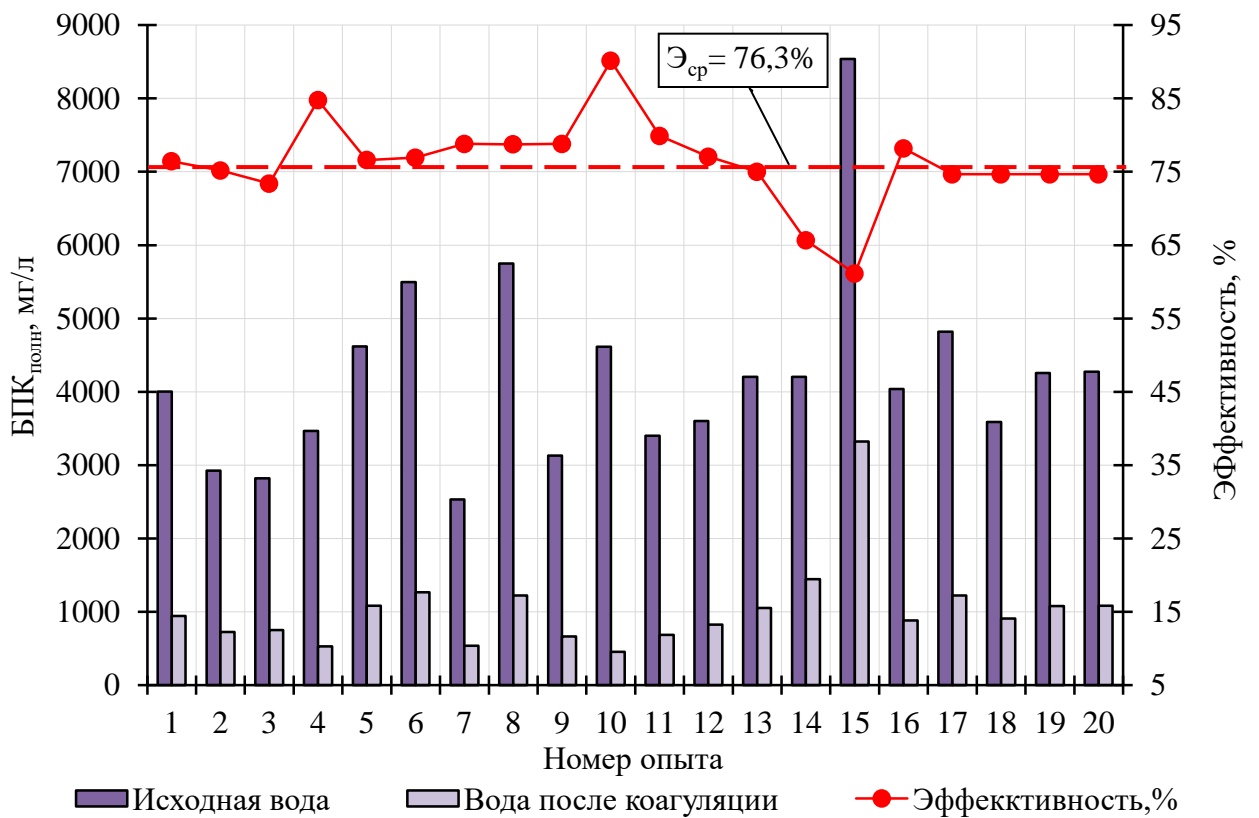


Рисунок 3.9 – Изменение БПК_{полн} исходной и очищенной сточной воды в серии параллельных опытов при обработке Аква-Ауратом 14 с дозой 125 мг Al_2O_3 /л

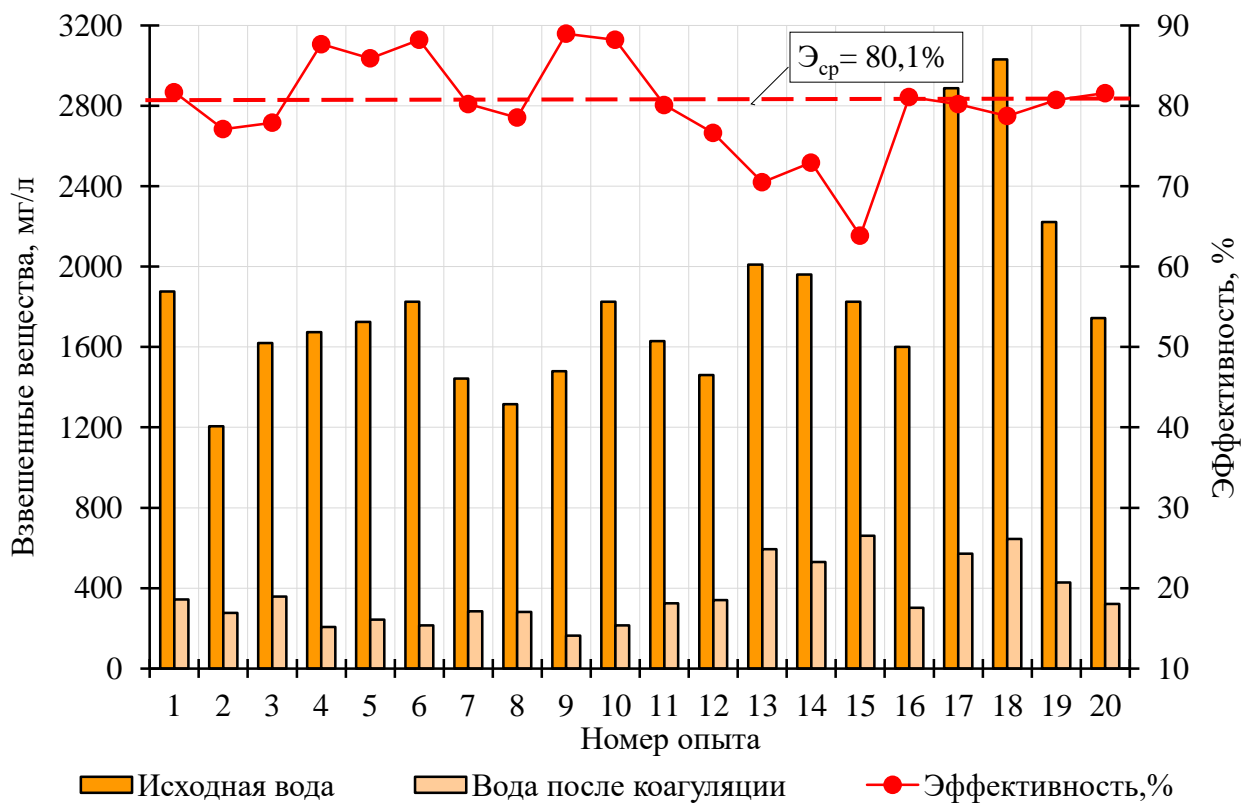


Рисунок 3.10 – Изменения концентрации взвешенных веществ исходной и очищенной сточной воды в серии параллельных опытов при обработке Аква-Ауратом 14 с дозой 125 мг Al_2O_3 /л [153]

Концентрация взвешенных веществ (рис. 3.10) в очищенной воде колебалась от 163 до 660 мг/л. Эффективность очистки по взвешенным веществам находилась в диапазоне 64-89%, в среднем составив 80,1% и лишь в трех случаях была ниже 75%. Средняя эффективность удаления органического азота оказалась 58,7%.

Данные рис. 3.8, 3.9 и 3.10 свидетельствуют о достижении стабильных результатов при коагуляции сточных вод предприятия яйцепереработки Аква-Ауратом 14 с постоянной дозой 125 мг Al_2O_3 /л.

С целью определения природы удаляемых коагуляцией веществ в ряде опытов последней серии был определен сухой и прокаленный остаток. Среднее значение сухого остатка исходной воды составляло 4,45 г/л, после ФХО – 2,4 г/л. Прокаленный остаток до и после ФХО был 1,3 и 1,35 г/л соответственно. Таким образом, минеральная составляющая воды (зольность) в ходе очистки увеличилась с 29,2% до 56,3%, что совместно со снижением концентрации органического азота доказывает преимущественное удаление органических веществ в ходе коагуляции.

Соотношение $BPK_{полн}/ХПК$ для исходной сточной воды в основном лежало в интервале 0,7-0,72 и лишь однажды опустилось до 0,58. Для коагулированной воды этот показатель составил 0,64-0,80 со средним значением 0,72, что подтверждает целесообразность предварительного этапа реагентной обработки при наличии последующей ступени биологической очистки.

С целью определения эффективности низкоосновного ПОХА Аква-Аурат 14 и для получения объема, влажности и сухого вещества осадка при разной дозе коагулянта были поставлены дополнительные две серии опытов, результаты которых представлены в табл. 3.2.

Таблица 3.2 – Эффективность ФХО при разных дозах коагулянта Аква-Аурат 14

| Доза коагулянта, мг Al_2O_3 /л | ХПК, мг/л | | Эффективность по ХПК, % | | БПК _{полн} , мг/л | Взвешенные вещества, мг/л | | Объём осадка, мл/л | Сухое вещество осадка, г/л |
|-------------------------------------|------------|------------|-------------------------|-------------|----------------------------|---------------------------|------------|--------------------|----------------------------|
| | 1 | 2 | 1 | 2 | | 1 | 2 | | |
| Серия | 1 | 2 | 1 | 2 | 2 | 1 | 2 | 2 | 2 |
| 0 | 4030 | 4585 | – | – | 2368 | 1620 | 3421 | – | – |
| 25 | – | 3638 | – | 20,7 | 1638 | – | 2492 | 25 | – |
| 50 | 2760 | 1795 | 31,5 | 60,9 | 1050 | 1150 | 1212 | 180 | 13,91 |
| 75 | 2820 | 1058 | 30 | 79,9 | 485 | 1168 | 680 | 220 | 13,66 |
| 100 | 2430 | 1053 | 39,7 | 77 | 520 | 981 | 868 | 240 | 12,14 |
| 125 | 938 | 725 | 76,7 | 84,2 | 380 | 358 | 588 | 250 | 12,68 |
| 150 | 988 | 1998 | 75,5 | 56,4 | 1000 | 389 | 1844 | 160 | 13,13 |

Анализ табл. 3.2 показывает, что значение соотношения БПК_{полн}/ХПК в результате ФХО практически не изменялось в независимости от дозы коагулянта.

3.2 Исследования процессов биологической очистки

3.2.1 Контактные опыты на неадаптированном активном иле

Первоначально по методике, изложенной в разделе 2.3, были проведены контактные опыты с целью проверки принципиальной возможности биологической очистки сточных вод предприятия глубокой переработки куриных яиц. Для этих опытов использовался активный ил с городских очистных сооружений г. Самара. Установка для проведения контактных опытов показана на рис. 2.1.

Результаты опыта, проведенного при концентрации активного ила 1,5 г/л и температуре 20°C, представлены на рис. 3.11 в виде зависимости скорости потребления кислорода от концентрации субстрата (по БПК₅).

Максимальные скорости окисления составили 18 и 28 мг БПК₅/(г·ч) для исходной и обработанной коагулянтном сточной воды. Константы Михаэлиса оказались 70 и 40 мг БПК₅/л соответственно. Высокие удельные скорости потребления кислорода, полученные в контактных опытах, подтвердили применимость метода биологической очистки для сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц. Кроме того, как видно из графиков рис. 3.9, удельная скорость окисления загрязнений для сточной воды после ФХО ока-

залась выше (при дозе ила 1,5 г/л), чем для исходной сточной воды, что показало целесообразность предварительного этапа реагентной обработки.

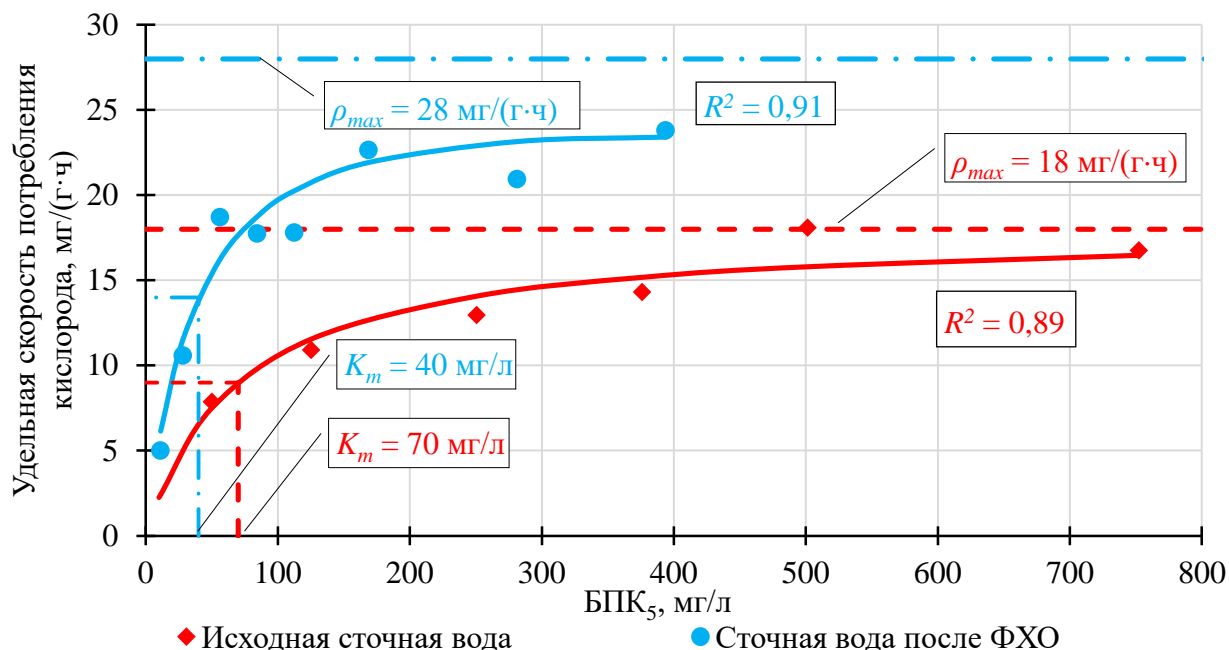


Рисунок. 3.11 – Кинетика потребления кислорода в контактном опыте при концентрации активного ила 1,5 г/л и температуре 20°С

3.2.2 Исследования биологической очистки в реакторе периодического действия

Основному эксперименту, проведенному в лабораторном *SBR*-реакторе, предшествовал предварительный пусковой период продолжительностью один месяц. Установка показана на рис. 2.2, методика проведения эксперимента описана в разделе 2.3. За это время активный ил, привезенный с городских очистных сооружений г. Самары и загруженный в реактор в количестве 2,5 л, адаптировался к сточной воде предприятия переработки яиц.

На рис. 3.12 (а) и 3.13 (а) представлены общие результаты основного эксперимента по окислению органических загрязнений в *SBR*-реакторе для исходных сточных вод и сточных вод после ФХО соответственно. На рис. 3.12 (б) и 3.13 (б) представлены те же результаты, только по соединениям азота.

Работа реактора периодического действия на исходной сточной воде исследовалась в течение 53 суток с 04.10.2021 по 26.11.2021. На сточной воде

после ФХО установка работала 66 суток с 30.08.2021 по 04.10.2021. За этот период было проведено сорок два 24-часовых цикла биологической очистки.

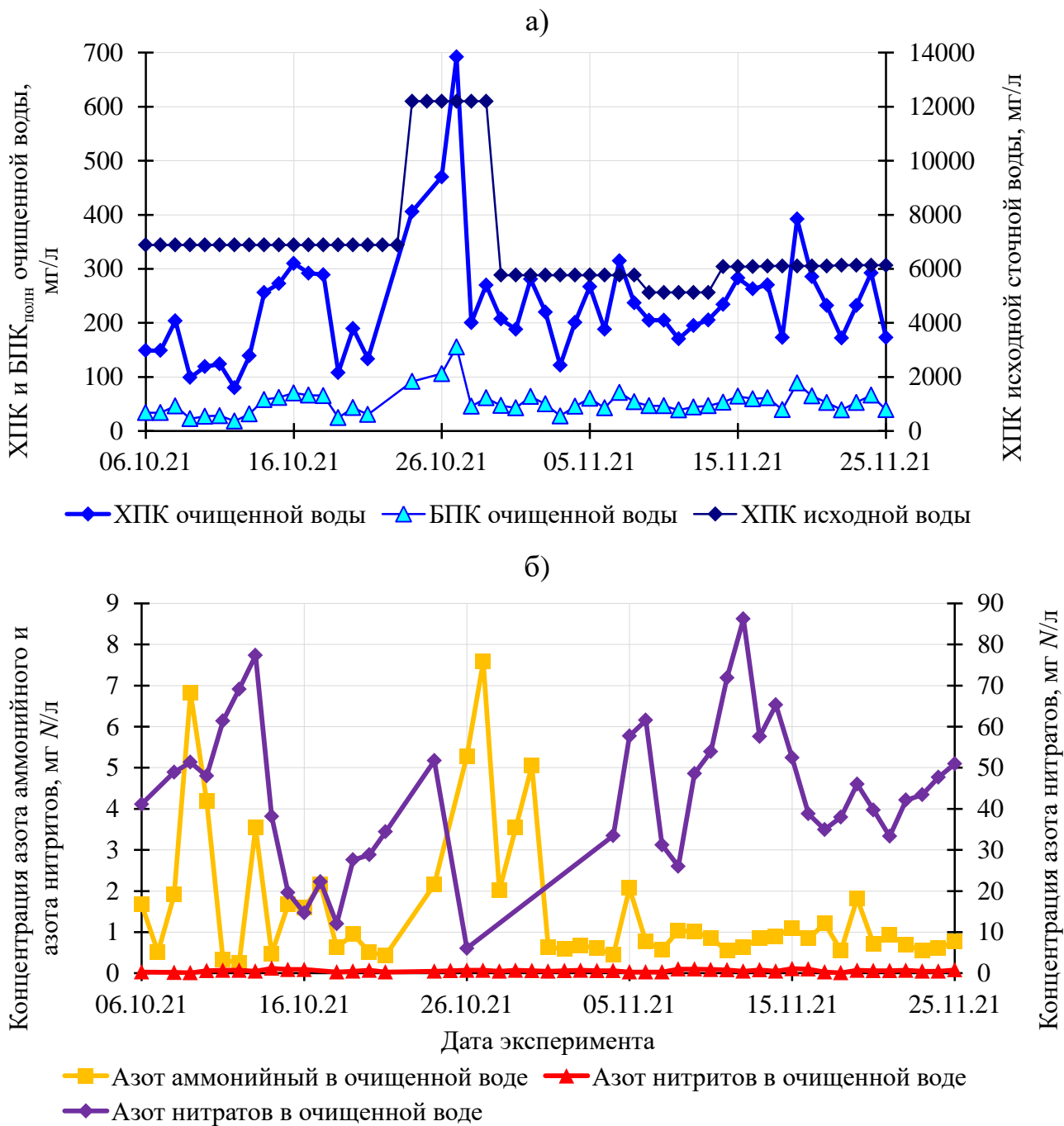


Рисунок 3.12 – Динамика изменения концентраций загрязнений в реакторе периодического действия при работе на исходной сточной воде по органическим веществам (а); по соединениям азота (б) [1]

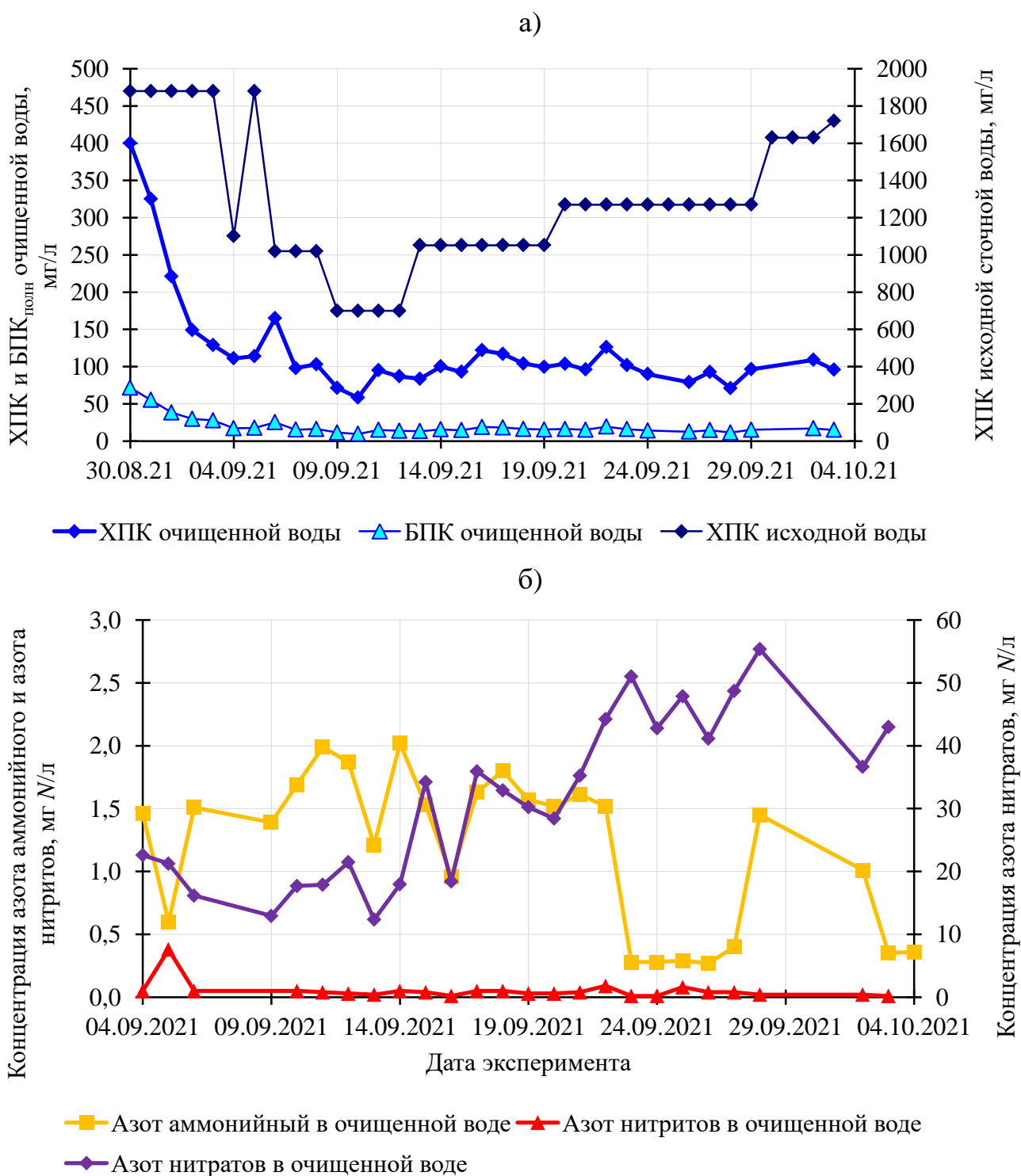


Рисунок 3.13 – Динамика изменения концентраций загрязнений в реакторе периодического действия при работе на сточной воде после ФХО по органическим веществам (а); по соединениям азота (б) [1]

При биологической очистке исходных сточных вод в *SBR* средняя концентрация в очищенной воде составила, мг/л: ХПК – 253, БПК_{полн} – 58,4, взвешенные вещества – 11, $N-NH_4$ – 2,1, $N-NO_2$ – 0,06. При предварительной ФХО и последующей биологической очистке в *SBR* средняя концентрация в

очищенной воде составила, мг/л: ХПК – 99, БПК_{полн} – 15,4, взвешенные вещества – 10, $N-NH_4$ – 1, $N-NO_2$ – 0,04.

Концентрация азота нитратов в очищенной воде зависела от наличия, количества и длительности проводимых в этот период аноксидно-аэробных фаз. На исходной сточной воде (рис. 3.12) аноксидно-аэробный режим проводился в 2021 году: 13.10, 14.10, 16.10, 17.10, 18.10, 25.10-30.10, 2.11, 3.11, 5.11-7.11, 9.11, 12.11-16.11, 18.11-25.11; двойное чередование аноксидных и аэробных фаз – 15.10, 19.10; на сточной воде после ФХО (рис. 3.13) аноксидно-аэробный режим проводился: 2.09, 4.09, 5.09, 27.09, 3.10; двойное чередование аноксидных и аэробных фаз – 6.09, 15.09, 22.09.

Примеры кинетики уплотнения иловой смеси в *SBR* во время фазы седиментации при высоте слоя 526 мм для экспериментов, проведенных на сточной воде после ФХО (доза ила 3,37 г/л, иловый индекс – 68,2 мл/г, зольность ила – 22,96%) и на исходной сточной воде (доза ила – 4,68 г/л, иловый индекс – 96,2 мл/г, зольность ила – 11,54%), представлены на рис. 3.14. Необходимо отметить, что на сточной воде после ФХО иловый индекс всегда был существенно меньше, чем на исходной сточной воде, что, возможно, связано с зольностью активного ила.

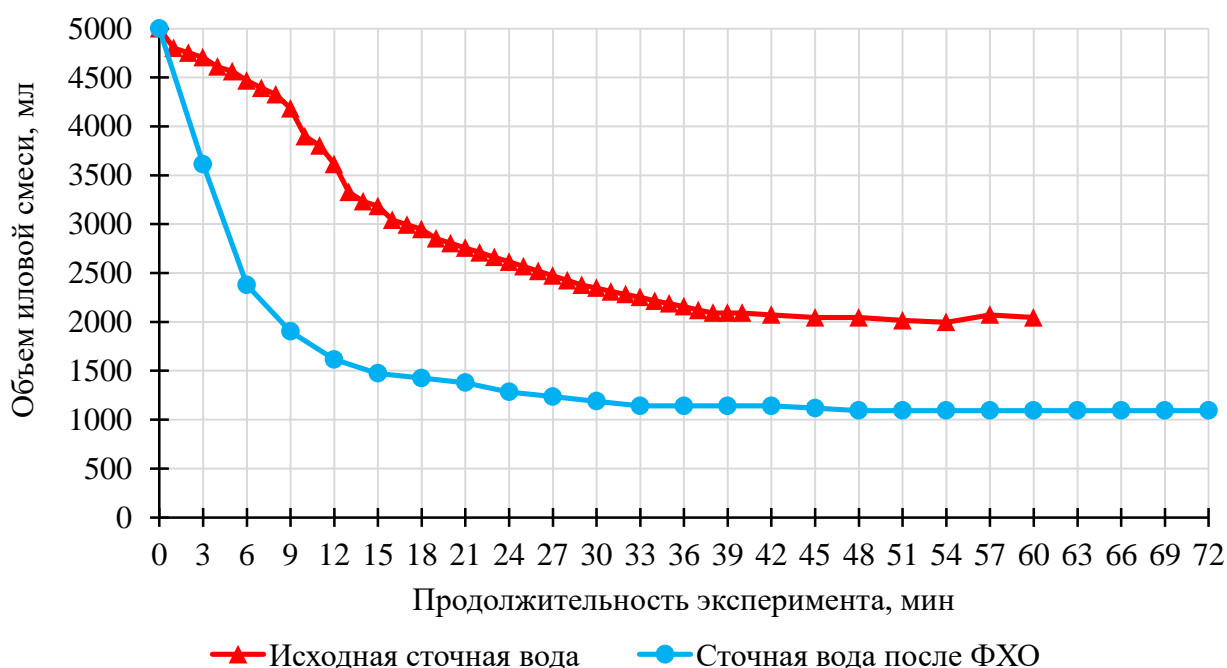


Рисунок 3.14 – Кинетика уплотнения активного ила в зависимости от продолжительности уплотнения

Из рис. 3.14 видно, что уплотнение иловой смеси для эксперимента на сточной воде после ФХО в основном завершилось за 33 мин., а для эксперимента на исходной воде – за 42 мин. Слой уплотненного ила в первом случае занял 23% объема реактора, а во втором – 40%.

На первом этапе исследовалась работа установки на сточной воде после ФХО. На рис. 3.15 в качестве примера представлено изменение концентрации органических веществ, соединений азота, температуры и КРК в аэробном режиме.

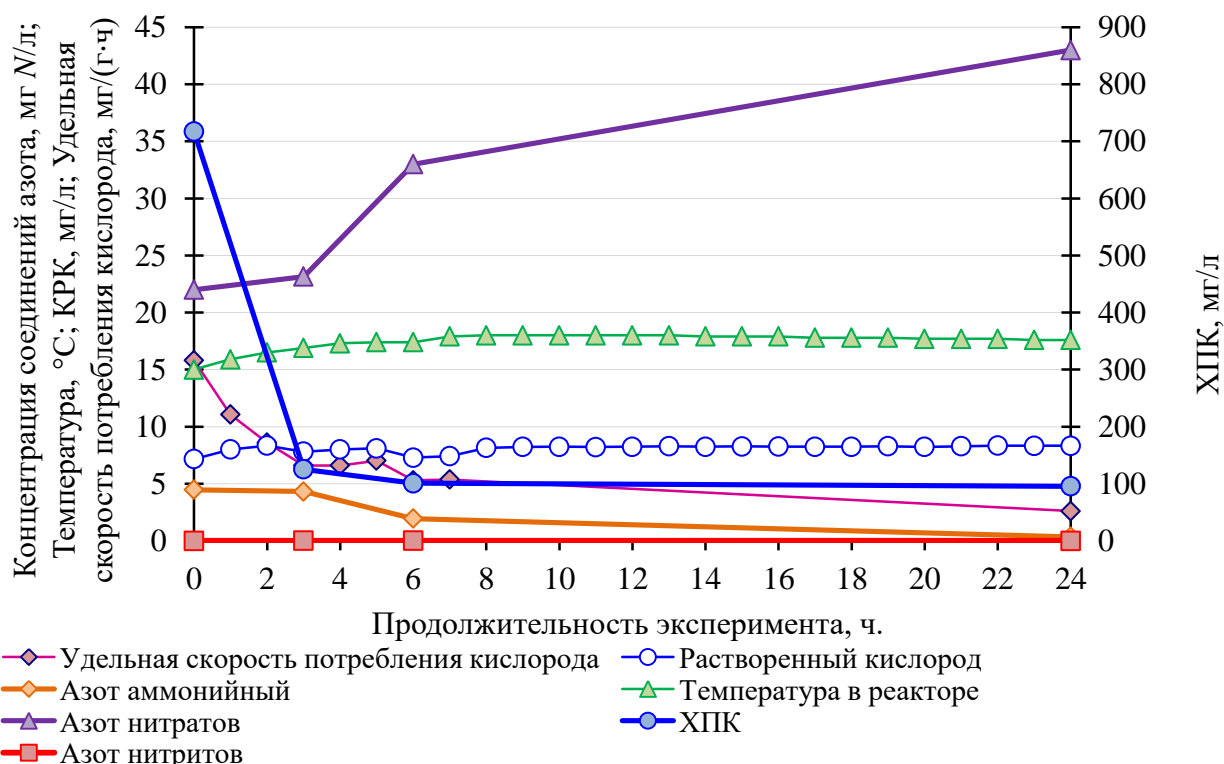


Рисунок 3.15 – Результаты эксперимента от 02.10.2021 по очистке сточных вод после ФХО в реакторе периодического действия в аэробном режиме [151]

В этом опыте после загрузки 2 л сточной воды, в результате смешения с 3 л активного ила, внутри реактора установились следующие концентрации загрязнений, мг/л: ХПК – 714,4, $N-NH_4$ – 4,47, $N-NO_2$ – 0,01, $N-NO_3$ – 22,0, $P-PO_4$ – 1,45. Температура иловой смеси в течение цикла изменялась от 15 до 18°C, pH от 7,88 до 7,92, КРК – от 7,17 до 8,33 мг/л. Реактор работал при дозе ила 2,86 г/л, нагрузка по ХПК составила 0,26 г/(г·сут). За первые 3 ч. работы ХПК уменьшилось на 82,4%. Резкое уменьшение концентрации органиче-

ских веществ может быть объяснено сорбционными свойствами активного ила, как показано в подразделе 1.3.3. Это предположение было подтверждено динамикой изменения зольности активного ила: перед загрузкой сточной воды она составляла 16,8%, в 1-й час уменьшилась до 13,3% за счет сорбции органических веществ, а затем начала подниматься в результате их биохимического окисления, достигнув к 3-му часу 14,4%, к 6-му часу – 16,5%, в конце 24-часового цикла составила 17,8%.

Удельная скорость потребления кислорода активным илом (приведенная к 20°C) в момент смешения со сточными водами была максимальной – 15,8 мг/(г·ч), после 1-го часа работы установки уменьшилась до 11,1 мг/(г·ч), после 2-го часа – до 8,6 мг/(г·ч), в конце 24-часового цикла снизилась до 2,6 мг/(г·ч). Это отражает переменную потребность активного ила в растворенном кислороде по мере снижения концентрации загрязняющих веществ. Цикл работы реактора завершился со следующими показателями, мг/л: ХПК – 95,7, $N-NH_4$ – 0,35, $N-NO_2$ – 0,01, $N-NO_3$ – 42,99, $P-PO_4$ – 1,12. Эффективность удаления органических веществ по ХПК составила 94,1%, эффективность нитрификации – 96,4%.

На рис. 3.16 представлена динамика изменения удельной скорости потребления кислорода еще в одном цикле, включающем только аэробную фазу. За 18 часов скорость равномерно уменьшалась с 16,3 до 4,69 мг/(г·ч), что объясняется снижением концентрации органических веществ. На 19-й час скорость увеличилась до 5,04 мг/(г·ч) и достигла 5,63 мг/(г·ч) к 22-му часу. Было сделано предположение о потреблении кислорода нитрифицирующими микроорганизмами. Для проверки данной гипотезы при определении удельной скорости потребления кислорода в лабораторный стакан добавляли около 100 мг/л ингибитора нитрификации – тиомочевины. Сразу после этого удельная скорость снизилась до 4,15 мг/(г·ч) и через 45 мин. еще уменьшилась до 1,33 мг/(г·ч), что подтвердило преимущественное потребление кислорода нитрификаторами в заключительный период цикла.

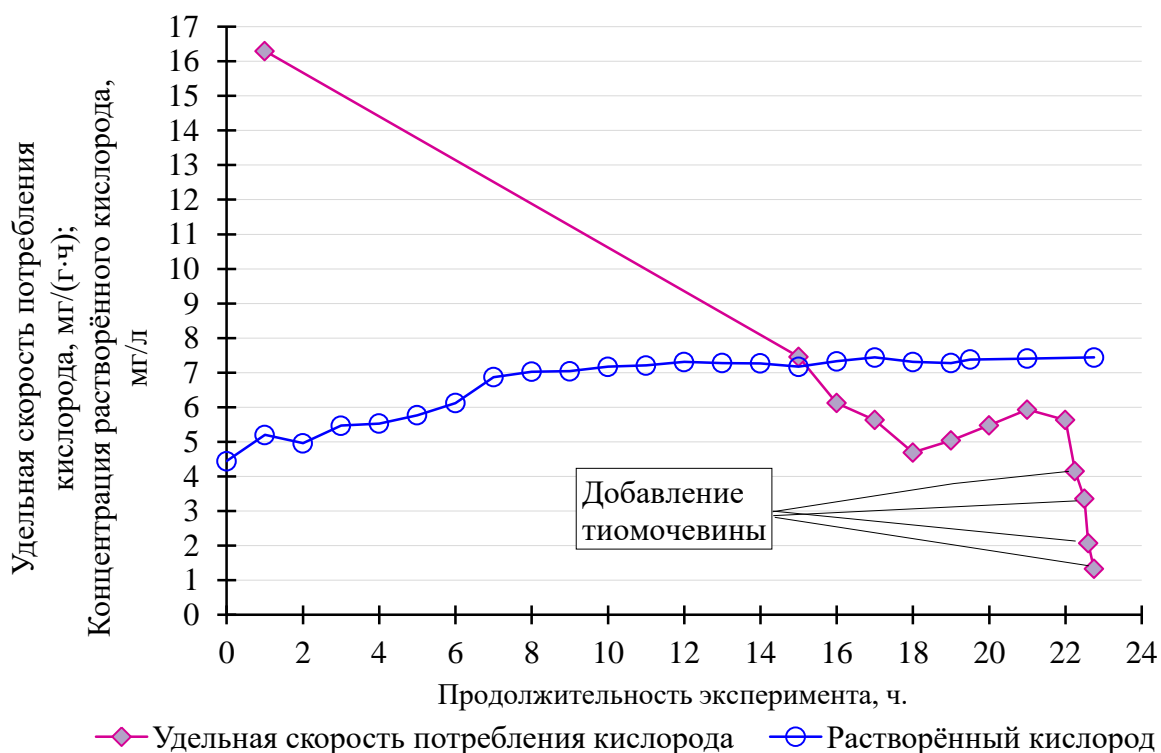


Рисунок 3.16 – Динамика изменения удельной скорости потребления кислорода и концентрации растворенного кислорода в аэробном эксперименте от 14.08.2021 [151]

С целью изучения процесса денитрификации были проведены опыты, включающие аноксидную фазу. В качестве примера результаты одного из таких опытов представлены на рис. 3.17. Перед загрузкой в реактор 2 л сточной воды была выключена аэрация и включена мешалка. После загрузки сточной воды концентрация растворённого кислорода снизилась с 2,58 до 0 мг O_2 /л за 10 с, а концентрации загрязнений в иловой смеси составили, мг/л: ХПК – 765, $N-NH_4$ – 4,2, $N-NO_2$ – 0,01, $N-NO_3$ – 25,5, $P-PO_4$ – 0,67. Температура сточной воды внутри реактора за время цикла изменялась от 15,7 до 18,2°C. Реактор работал при дозе ила 2,86 г/л и нагрузке по ХПК 0,25 г/(г·сут).

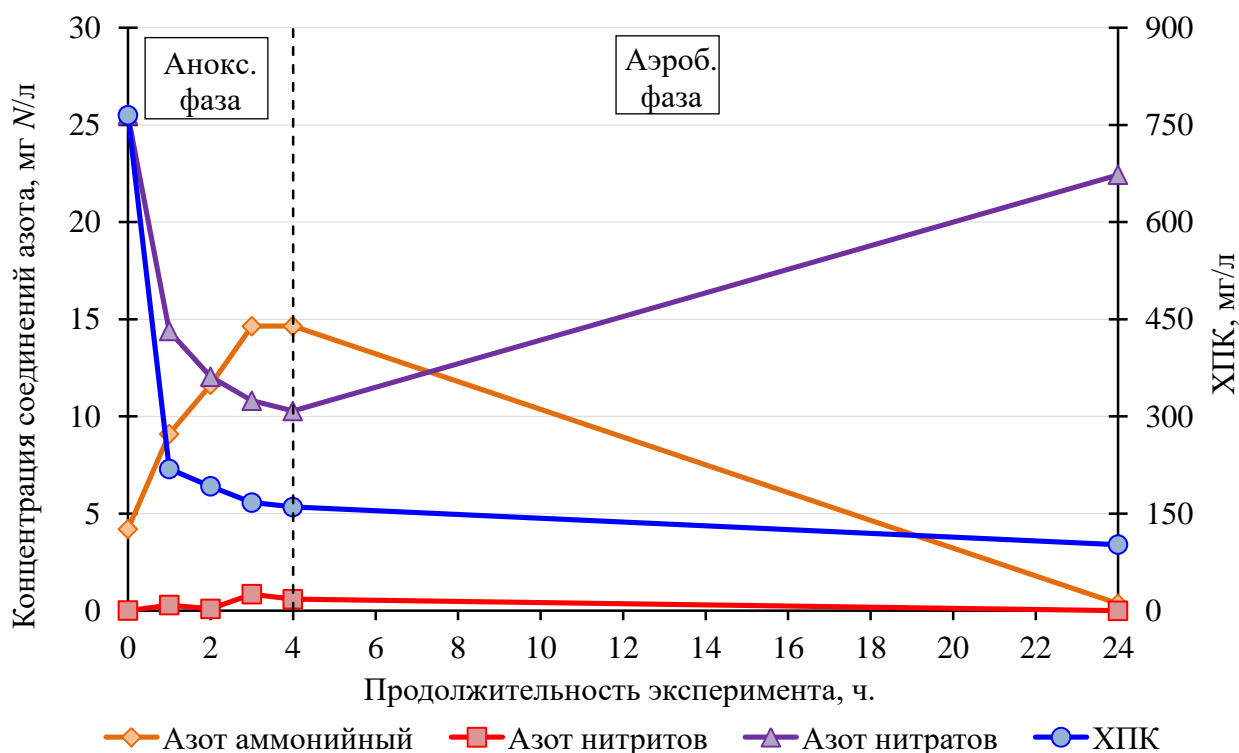


Рисунок 3.17 – Результаты эксперимента по очистке сточных вод после ФХО в реакторе периодического действия в эксперименте от 03.10.2021 с аноксидно-аэробным режимом [151]

За первый час аноксидного режима ХПК сточной воды внутри реактора снизилось на 546 мг/л до 219 мг/л (на 71,4%). За этот же период концентрация азота нитратов уменьшилась на 11,1 мг/л до 14,4 мг/л. Используя стехиометрический коэффициент расхода органического вещества 4-5 мг ХПК/мг N [171], денитрификацией можно объяснить снижение ХПК лишь на 44-56 мг/л. Удаление остальной части ХПК, как и в первый час аэробного цикла (рис. 3.13), объясняется сорбцией активным илом. В аноксидных условиях происходило окисление азотсодержащих органических веществ (аммонификация), что привело к увеличению концентрации $N-NH_4$ с 4,2 до 14,7 мг/л к концу аноксидной фазы. По завершении четырехчасового аноксидного режима были получены следующие результаты, мг/л: ХПК – 160, $N-NO_2$ – 0,59, $N-NO_3$ – 10,3. Средняя удельная скорость денитрификации составила 1,58 мг/(г·ч) беззольного вещества ила. Отметим, что в течение всего аноксидного режима ХПК снизилось на 605 мг/л, а азот нитратов на 15,2 мг/л, т.е. наибольшие скорости удаления органических веществ и денит-

рификации наблюдались в течение первого часа. В конце аноксидной фазы денитрификация практически прекратилась из-за недостаточного количества органических веществ. В аноксидном режиме значение pH изменилось с 7,6 до 8,26. Далее установка была переведена в аэробный режим продолжительностью 20 ч. Цикл работы реактора завершился со следующими характеристиками, мг/л: ХПК – 102, $N-NH_4$ – 0,36, $N-NO_3$ – 22,4, $P-PO_4$ – 0,58, нитриты не были обнаружены, pH – 8,2. Результаты других опытов, проведенных в аноксидно-аэробном режиме, дали аналогичные результаты.

С целью достижения более глубокой денитрификации, были проведены циклы с двумя аноксидными фазами. Результаты одного из таких опытов представлены на рис. 3.18. Отметим, что активный ил содержал нитраты, оставшиеся от предыдущего цикла. В результате загрузки 3 л сточной воды концентрация загрязнений внутри реактора составляла, мг/л: ХПК – 669, $N-NH_4$ – 6,67, $N-NO_2$ – 0,73, $N-NO_3$ – 15,67, $P-PO_4$ – 1,52. Температура иловой смеси изменялась от 19,1 до 20,6°С. Реактор работал при дозе ила 2,91 г/л, нагрузке по ХПК 0,21 г/(г·сут).

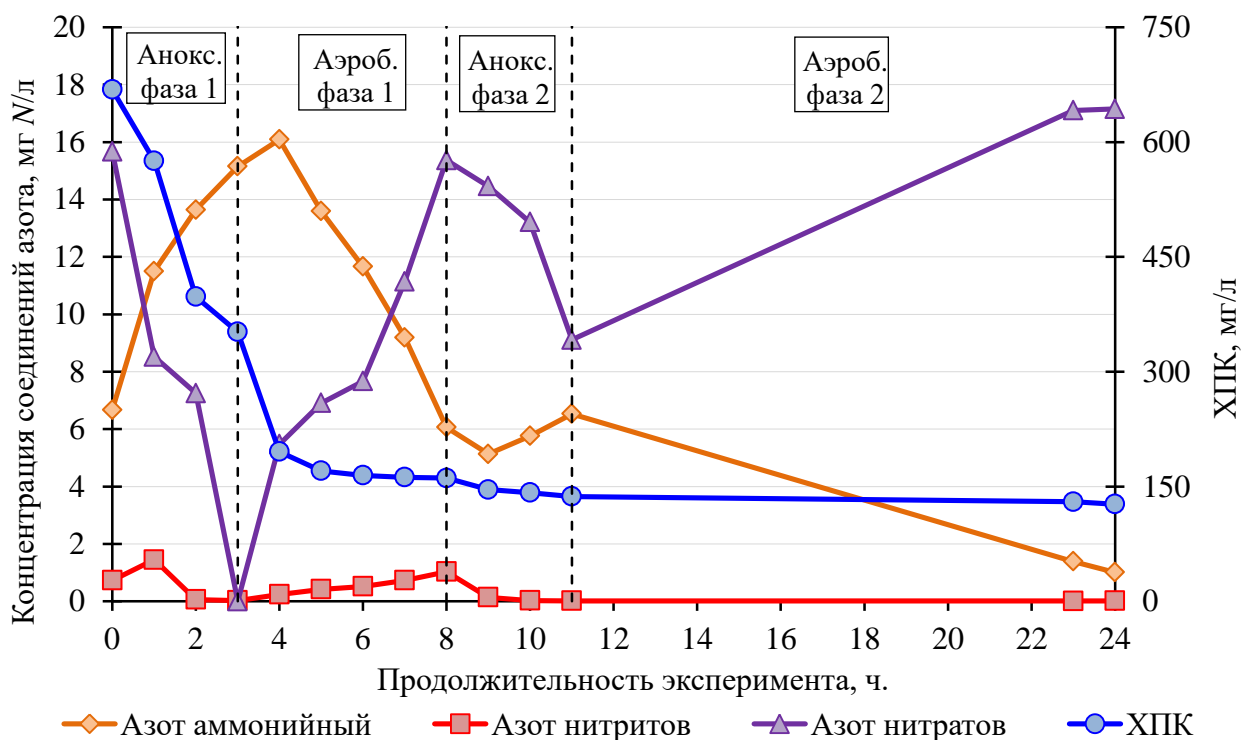


Рисунок 3.18 – Результаты эксперимента от 15.09.2021 по очистке сточных вод после ФХО в реакторе периодического действия при двойном чередовании аноксидных и аэробных фаз [151]

За первый час первой аноксидной фазы ХПК снизилось до 576 мг/л, а $N-NO_3$ до 8,52 мг/л, pH возросло с 7,32 до 7,87. Трёхчасовая аноксидная фаза закончилась со следующими концентрациями загрязнений, мг/л: ХПК – 352, $N-NH_4$ – 15,15, $N-NO_2$ – 0,03, $N-NO_3$ – 0, pH – 7,9. При этом ХПК было снижено на 317 мг/л, азот нитратов – на 15,67 мг/л, азот аммонийный повысился на 8,48 мг/л. Средняя удельная скорость денитрификации составила 2,32 мг $N/(г \cdot ч)$ беззольного вещества ила.

Далее реактор был переведен в первый аэробный режим, который закончился через 5 ч со следующими концентрациями, мг/л: ХПК – 161, $N-NH_4$ – 6,06, $N-NO_2$ – 1,03, $N-NO_3$ – 15,37, pH – 7,83. Дальнейшее проведение аэробного режима привело бы к критическому снижению органических веществ и, как следствие, к невозможности денитрификации, поэтому установка была переведена в аноксидный режим.

Вторая аноксидная фаза продолжалась 3 часа и была завершена со следующими концентрациями, мг/л: ХПК – 137, $N-NH_4$ – 6,53, $N-NO_2$ – 0,02, $N-NO_3$ – 9,11, pH – 7,34. За вторую денитрификацию азот нитратов уменьшился на 6,26 мг/л. Снижение ХПК на 24 мг/л объясняется денитрификацией. Средняя удельная скорость денитрификации составила 1,13 мг $N/(г \cdot ч)$ беззольного вещества ила, что примерно вдвое ниже, чем во время первой аноксидной фазы. При расчёте удельной скорости денитрификации учитывали время, затраченное на перевод установки в аноксидный режим, которое показано на рис. 3.19.

Цикл работы реактора завершился 14-и часовой второй аэробной фазой с концентрациями, мг/л: ХПК – 127, $N-NH_4$ – 1,01, $N-NO_2$ – 0,02, $N-NO_3$ – 17,15, $P-PO_4$ – 1,46, pH – 7,88. Удельная скорость потребления кислорода в 24-й час работы установки была низкой, на уровне эндогенного дыхания активного ила, 4,28 мг/(г·ч), что свидетельствует о глубоком удалении биологически окисляемых веществ. Дополнительная аноксидная фаза без дозирования легко окисляемого субстрата не дала бы положительного результата. Эффективность снижения ХПК за полный цикл составила 88,4%, эффектив-

ность нитрификации – 90,1%.

На рис. 3.19 представлена динамика изменения концентрации растворённого кислорода в режиме двойного чередования аноксидной и аэробной фаз. Особый интерес представляет переход от первой аэробной ко второй аноксидной фазе. Поскольку в этот момент ХПК в реакторе было относительно низким – 161 мг/л, а концентрация растворённого кислорода, напротив, высокой – 7,89 мг O_2 /л, перевод установки в аноксидный режим занял 15 мин. Это объясняет снижение концентрации $N-NH_4$ с 6,06 до 5,13 мг/л в первый час аноксидного режима, который на самом деле длился 45 мин.

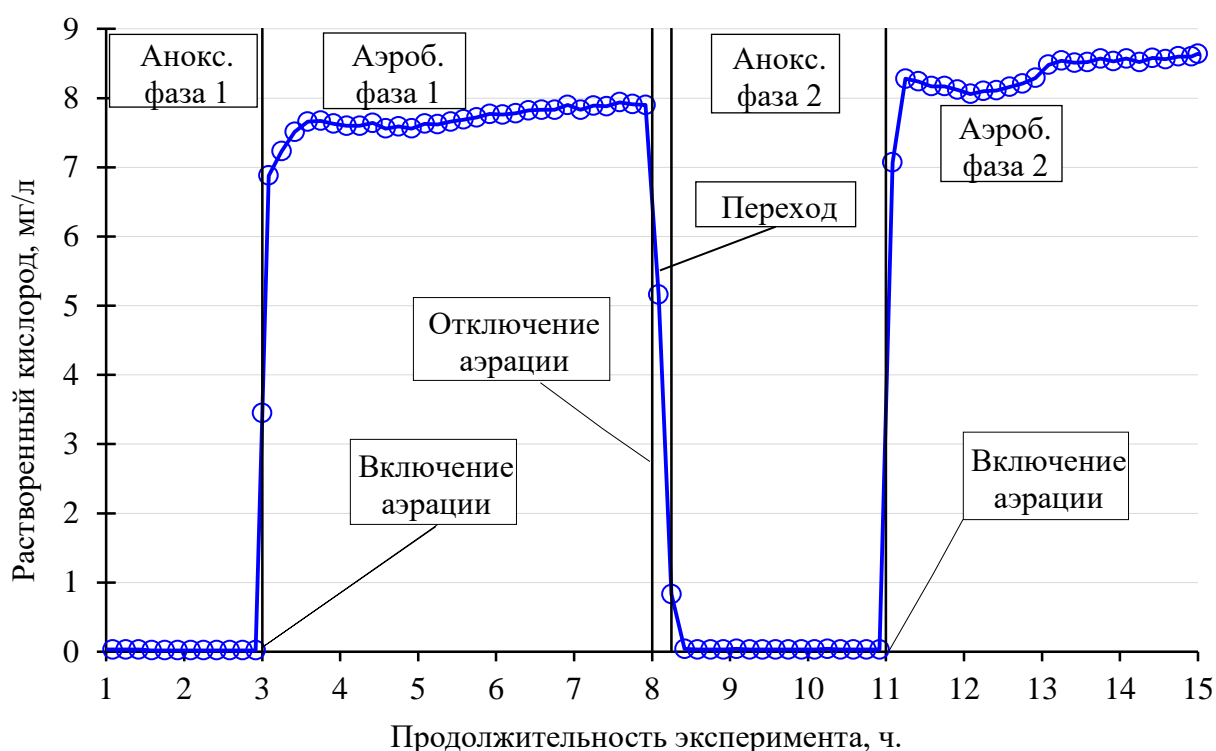


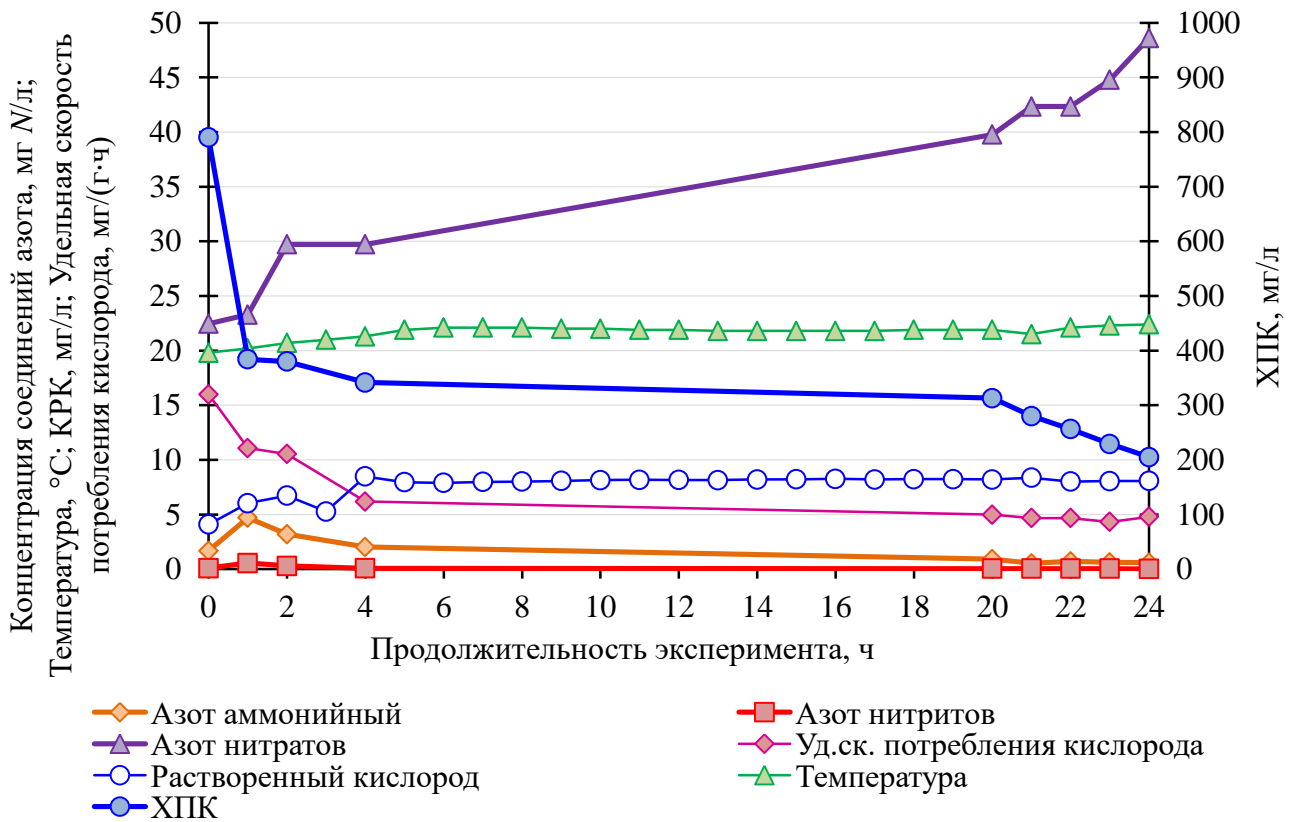
Рисунок 3.19 – Динамика изменения концентрации растворённого кислорода при двойном чередовании аноксидных и аэробных фаз в эксперименте от 15.09.2021 [151]

На втором этапе исследований изучалась работа реактора периодической действия на исходной сточной воде предприятия переработки яиц. При этом объем загружаемой в *SBR* сточной воды принимали таким, чтобы нагрузка на ил в среднем составляла 0,18 г ХПК/(г·сут), что было близко к показателю на сточной воде после ФХО.

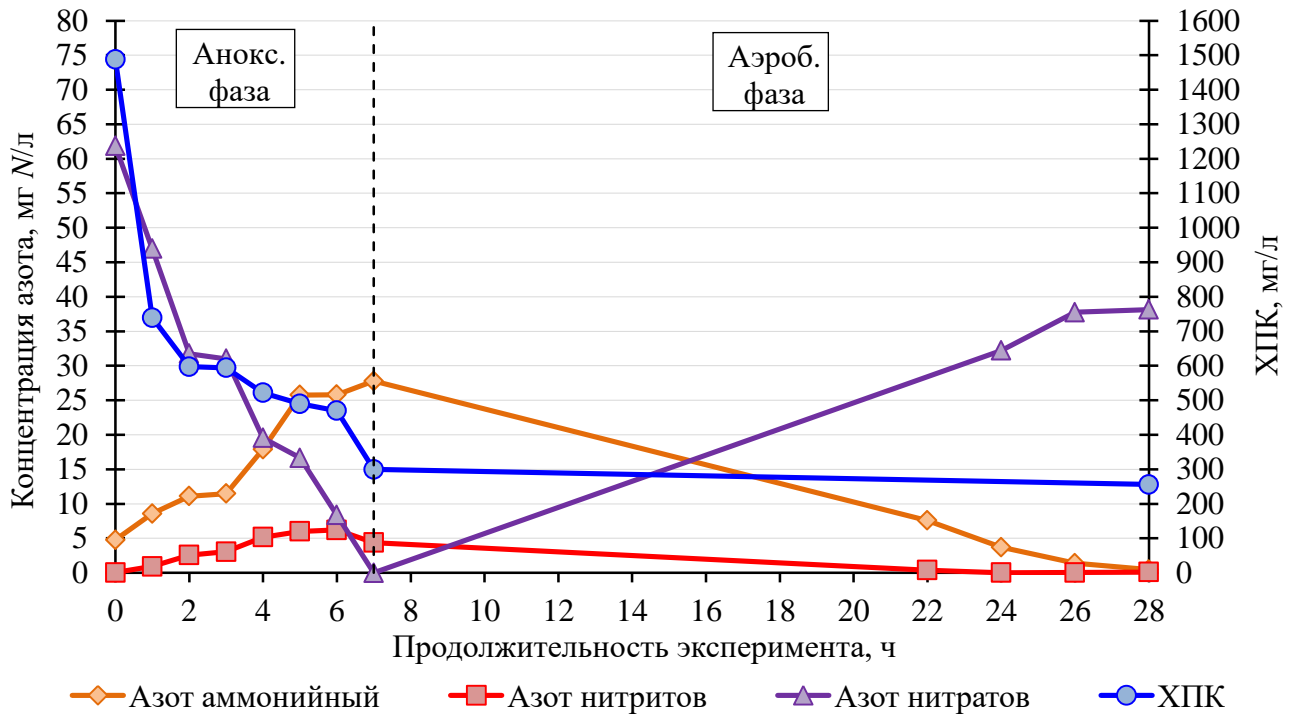
На рис. 3.20 в качестве примеров представлена динамика изменения концентрации органических веществ и соединений азота в одном из опытов

по очистке исходных сточных вод: в аэробном (а), аноксидно-аэробном (б), при двойном чередовании аноксидных и аэробных режимов (в).

а)



б)



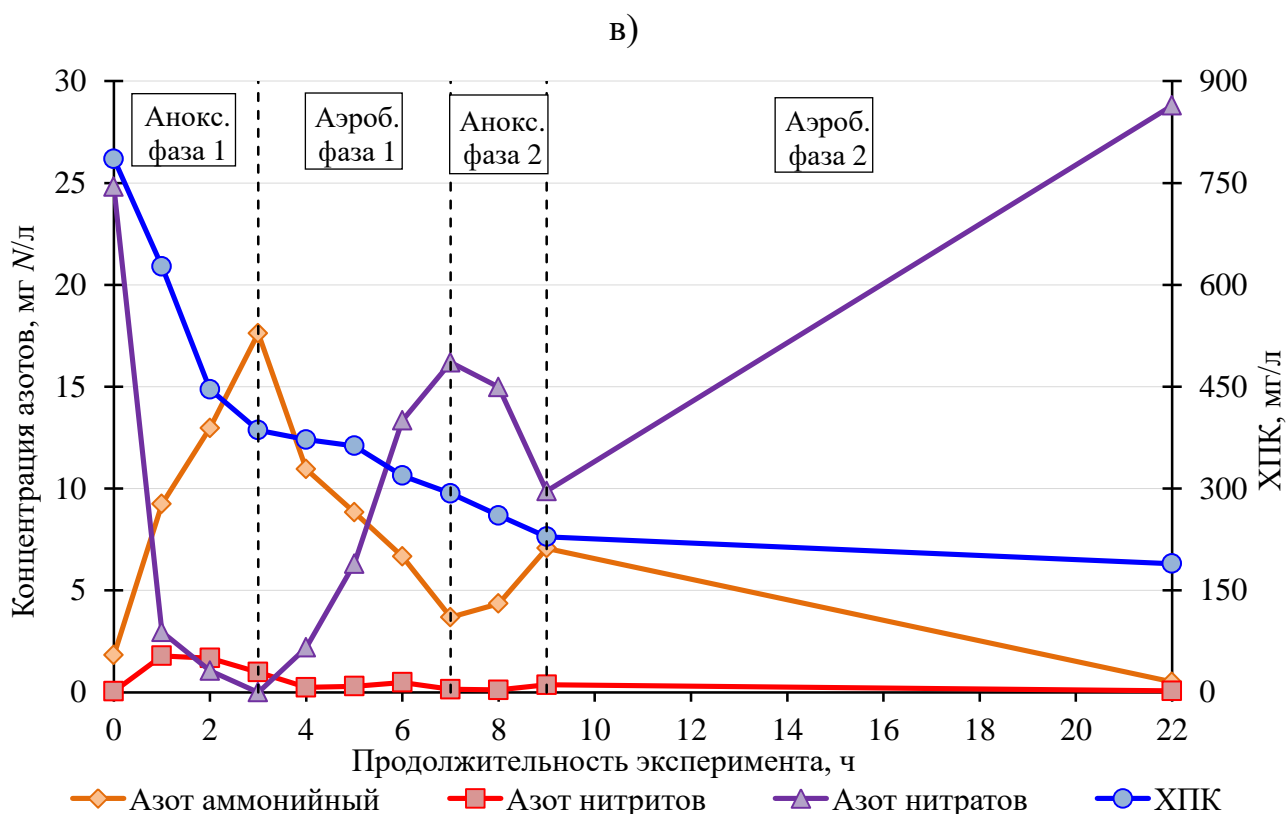


Рисунок 3.20 – Результаты работы реактора периодического действия на исходной сточной воде: а – в аэробном режиме (08.11.2021); б – аноксидно-аэробном режиме (13.10.2021); в – при двойном чередовании аноксидной и аэробной фаз (19.10.2021)

В опыте с аэробным режимом (рис. 3.20, а) после загрузки 0,5 л сточной воды внутри реактора установились следующие концентрации загрязнений, мг/л: ХПК – 790, $N-NH_4$ – 1,67, $N-NO_2$ – 0,09, $N-NO_3$ – 22,46, $P-PO_4$ – 1,15. Температура иловой смеси в реакторе изменялась от 19,8 до 22,4°C, pH – от 7,82 до 8,19, КРК – от 4,09 до 8,37 мг O_2 /л. Реактор работал при дозе ила 5,18 г/л, нагрузке по ХПК 0,10 г/(г·сут). За первый час ХПК снизилось на 48,6%, азот нитратов не изменился, азот аммонийный увеличился до 4,7 мг/л, азот нитритов – до 0,55 мг/л. Удельная скорость потребления кислорода активным илом (приведенная к 20°C) в момент смешения со сточными водами была максимальной – 16 мг/(г·ч), после первого часа работы установки уменьшилась до 11,08 мг/(г·ч), после второго часа – до 10,54 мг/(г·ч), в конце 24-часового цикла снизилась до 4,79 мг/(г·ч). Это отражает переменную потребность активного ила в растворенном кислороде по мере снижения кон-

центрации загрязняющих веществ, как и опытах на сточной воде после ФХО. Цикл работы реактора завершился со следующими показателями, мг/л: ХПК – 205, БПК_{полн} – 53,9, $N-NH_4$ – 0,58, $N-NO_2$ – 0,02, $N-NO_3$ – 48,61, $P-PO_4$ – 0,45.

На рис. 3.20 (б) представлены результаты опыта с денитрификацией – с одной аноксидной фазой. Перед загрузкой в реактор 0,5 л сточной воды были выключены аэрация и мешалка. В результате смешения концентрация растворенного кислорода снизилась с 2,72 до 0,05 мг/л за 10 с, а концентрации загрязнений в иловой смеси составили, мг/л: ХПК – 1487,60, $N-NH_4$ – 4,77, $N-NO_2$ – 0,04, $N-NO_3$ – 61,86, $P-PO_4$ – 2,62. Температура сточной воды внутри реактора изменялась от 15,3 до 17,4°C, pH от 8,1 до 8,66. Реактор работал при дозе ила 4,34 г/л, нагрузке по ХПК 0,22 г/(г·сут).

За первый час аноксидного режима ХПК сточной воды внутри реактора снизилось на 49,7%. Азот нитратов уменьшился до 46,97 мг/л. Отметим, что зольность активного ила в первоначальный момент была 15,16%, а после первого часа уже 12,9%, затем через каждый час: 13,1%, 15,15%, 15,21%, 15,55%. Аноксидный режим закончился за 7 часов с результатами, мг/л: ХПК – 299,5, $N-NH_4$ – 27,78, $N-NO_2$ – 4,38, $N-NO_3$ – ниже порога определения. Для снижения концентрации аммонийного азота установка была переведена в 21-часовой аэробный режим. Цикл работы реактора завершился со следующими характеристиками, мг/л: ХПК – 256, БПК_{полн} – 31,8, $N-NH_4$ – 0,47, $N-NO_2$ – 0,12, $N-NO_3$ – 38,14, $P-PO_4$ – 1,01.

На рис. 3.20 (в) представлены результаты опыта с двойным чередованием аноксидных и аэробных фаз. В установку заливалось 0,5 л сточной воды. В результате чего внутри реактора концентрация загрязнений составляла, мг/л: ХПК – 785,6, $N-NH_4$ – 1,82, $N-NO_2$ – 0,05, $N-NO_3$ – 24,81, $P-PO_4$ – 4,1. Температура сточной воды в реакторе изменялась от 16,3 до 17,1°C, pH от 8,1 до 8,54. Реактор работал при дозе ила 5,73 г/л, нагрузке по ХПК 0,12 г/(г·сут).

За первый час ХПК снизилось до 627 мг/л, $N-NO_3$ – до 2,96 мг/л. Вероятно, что большая часть ХПК расходовалась на денитрификацию, остальное

снижение объясняется сорбцией. Трёхчасовая денитрификация закончилась со следующими концентрациями загрязнений, мг/л: ХПК – 386, $N-NH_4$ – 17,62, $N-NO_2$ – 0,99, $N-NO_3$ – ниже порога определения. За 3 часа аноксидного режима ХПК было снижено на 399,4 мг/л, азот нитратов – на 24,8 мг/л. Реактор был переведен в первый 4-х часовой аэробный режим, который закончился с концентрациями, мг/л: ХПК – 293, $N-NH_4$ – 3,68, $N-NO_2$ – 0,15, $N-NO_3$ – 16,19. Дальнейшее проведение аэробного режима привело бы к критическому снижению органических веществ и, как следствие, к невозможности денитрификации, поэтому установка была переведена в аноксидный режим. Второй аноксидный режим длился 2 часа и был завершён с концентрациями, мг/л: ХПК – 229, $N-NH_4$ – 7,07, $N-NO_2$ – 0,37, $N-NO_3$ – 9,87. За 2 часа аноксидного режима ХПК было снижено на 31,5 мг/л, азот нитратов – на 5,11 мг/л. Цикл работы реактора завершался 13 часовым аэробным режимом с концентрациями, мг/л: ХПК – 189,5, БПК_{полн} – 24,7, $N-NH_4$ – 0,51, $N-NO_2$ – 0,07, $N-NO_3$ – 28,80, $P-PO_4$ – 4,0.

В результате биологической очистки **сточных вод после ФХО** в *SBR*, проведенной при средней нагрузке на ил 0,15 г ХПК/(г·сут) и дозе ила 3–3,7 г/л, были получены средние значения удельной скорости окисления органических веществ по беззольному веществу, приведенные к 20°C: 8,3 мг ХПК/(г·ч) и 5,7 мг БПК_{полн}/(г·ч). Концентрации загрязнений в очищенной воде в среднем составили, мг/л: ХПК – 99; БПК_{полн} – 15,4; азот аммонийный – 1; азот нитритов – 0,04. Среднее содержание азота нитратов при одной аноксидной фазе оказалось 21,7 мг/л, при двух – 15 мг/л, что превысило 9 мг/л – ПДК азота нитратов для водных объектов рыбохозяйственного значения. Данный результат может быть объяснен недостаточным количеством смены аэробных и аноксидных фаз, являющимся аналогом кратности рециркуляции иловой смеси в аэротенке с денитрификатором, расположенным перед аэробной зоной. Однако увеличить количество аноксидных фаз не представлялось возможным из-за недостатка органических веществ после второй аэробной фазы. Работа установки характеризовалась следующими средними

значениями технологических показателей: иловый индекс – 63,9 мг/л, зольность ила – 19,3%, окислительная мощность по ХПК – 432 г/(м³·сут), окислительная мощность по БПК_{полн} – 432 г/(м³·сут).

Несмотря на то, что доза ила в серии экспериментов **на исходной воде** поддерживалась более высокой – 3,8-5,2 г/л, чем в экспериментах на предварительно очищенной воде (3-3,7 г/л), удельные скорости окисления органических веществ увеличились (средние значения при 20°C) – 9,8 мг ХПК/(г·ч) и 7,2 мг БПК_{полн}/(г·ч) по сравнению со сточной водой после ФХО – соответственно 8,3 мг ХПК/(г·ч) и 5,7 мг БПК_{полн}/(г·ч). Средние концентрации органических загрязнений в очищенной воде в опытах с исходными сточными водами, по сравнению с серией на предварительно коагулированной воде, возросли значительно: ХПК – 253 мг/л, БПК_{полн} – 58,4 мг/л. Концентрации азота аммонийного и азота нитритов увеличились в меньшей степени – до 2,1 и 0,06 мг/л соответственно. Содержание азота нитратов в данной серии было еще выше, чем при очистке сточных вод после ФХО: при одной аноксидной фазе – 48,3 мг/л, при двух – 21,7 мг/л. Причины недостаточной эффективности денитрификации также объясняются невозможностью увеличения количества аноксидных фаз. Средние значениями технологических показателей также изменились: иловый индекс вырос до 96 мг/л, зольность ила уменьшилась до 14,5%, окислительная мощность увеличилась до 799 г ХПК/(м³·сут), 598 г БПК_{полн}/(м³·сут).

Концентрации загрязнений в иловой смеси в начальный момент времени и в очищенной воде после декантации для описанных выше опытов, проведенных на сточной воде после ФХО (рис. 3.15, 3.17 и 3.18) и исходной (рис. 3.20) сточной воде, приведены в табл. 3.3. Сводные результаты по всей серии опытов со сточной водой после ФХО и с исходной сточной водой представлены в табл. 3.4.

Таблица 3.3 – Концентрации загрязнений в иловой смеси в начальный момент времени и в очищенной воде после декантации в зависимости от условий проведения эксперимента [151]

| Наименование и продолжительность фаз, ч. | Концентрации в реакторе в момент смешения, мг/л | | | | Концентрации загрязнений в очищенной воде, мг/л | | | | |
|--|---|-------------------|-------------------|-------------------|---|---------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| | ХПК | N-NH ₄ | N-NO ₂ | N-NO ₃ | ХПК | БПК _{полн} | N-NH ₄ | N-NO ₂ | N-NO ₃ |
| Сточная вода после ФХО | | | | | | | | | |
| Аэ – 24 | 714,4 | 4,47 | <0,02 | 22,0 | 95,7 | 17 | 0,35 | <0,02 | 42,99 |
| Ан – 4, Аэ – 20 | 765 | 4,2 | <0,02 | 25,5 | 102 | 15 | 0,36 | <0,02 | 22,43 |
| Ан1 – 3, Аэ1 – 5, Ан2 – 3, Аэ2 – 13 | 668,6 | 6,67 | 0,73 | 15,67 | 127 | 14,6 | 1,01 | 0,02 | 17,15 |
| Исходная сточная вода | | | | | | | | | |
| Аэ – 24 | 790,1 | 1,67 | 0,09 | 22,46 | 205 | 53,9 | 0,58 | 0,02 | 48,61 |
| Ан – 7, Аэ – 21 | 1487,6 | 4,77 | 0,04 | 61,86 | 256 | 31,8 | 0,47 | 0,12 | 38,14 |
| Ан1 – 3, Аэ1 – 4, Ан2 – 2, Аэ2 – 13 | 785,4 | 1,82 | 0,05 | 24,81 | 189,5 | 24,7 | 0,51 | 0,07 | 28,80 |

Примечание: Аэ – аэробная фаза; Ан – аноксидная фаза

Таблица 3.4 – Обобщенные результаты эксперимента на лабораторном SBR [151]

| Наименование | Показатели: минимальный - максимальный (средний) | |
|--|--|-----------------------|
| | сточная вода после ФХО | исходная сточная вода |
| 1 | 2 | 3 |
| Доза ила a_i , г/л | 3-3,7 (3,2) | 3,8-5,2 (4,7) |
| Иловый индекс J_i , мл/г | 59,5-68,2 (63,9) | 95-97 (96) |
| Коэффициент прироста активного ила K_g , г/г окисленного БПК _{полн} | 0,21-0,33 (0,26) | 0,24-0,48 (0,34) |
| Зольность ила s , % | 18,1-22,96 (19,3) | 12,9-18,96 (14,5) |
| ХПК исходной, мг/л | 1000-1576 (1252) | 6803-12200 (7925) |
| ХПК очищенной воды, мг/л | 83-109 (99) | 147-408 (253) |
| БПК _{полн} исходной воды, мг/л | 666-972 (795) | 4363-8052 (5602) |
| БПК _{полн} очищенной воды, мг/л | 12,9-17,7 (15,4) | 32,0-98,7 (58,4) |
| Взвешенные вещества в исходной воде, мг/л | 163-660 (365) | 1206-3031 (1855) |
| Взвешенные вещества в очищенной воде, мг/л | 7,1-11,8 (10) | 7-14 (11) |
| Нагрузка по ХПК, г/(г·сут) | 0,12-0,19 (0,15) | 0,13-0,23 (0,18) |
| Окислительная мощность по ХПК, г/(м ³ ·сут) | 390-474 (432) | 671-875 (799) |
| Удельная скорость окисления по ХПК при 20°C, мг/(г·ч) | 6,3-11,6 (8,3) | 6,6-15,2 (9,8) |
| Окислительная мощность по БПК, г/(м ³ ·сут) | 238-341 (298) | 501-644 (598) |
| Удельная скорость окисления по БПК _{полн} при 20°C, мг/(г·ч) | 4,6-7,6 (5,7) | 5,0-11,4 (7,2) |
| Азот аммонийный в исходной воде, мг N/л | 1,9-8,4 (4,3) | 6,1-9,7 (8,2) |
| Азот аммонийный в очищенной воде, мг N/л | 0,5-1,5 (1) | 0,99-4,1 (2,1) |
| Азот нитратов в исходной воде, мг N/л | 5,3-31,8 (14,2) | < 0,23 |
| Азот нитратов в очищенной воде, мг N/л, аэробный режим | 21-55,82 (34,84) | 48,61-71,89 (60,25) |

| 1 | 2 | 3 |
|---|---------------------|---------------------|
| Азот нитратов в очищенной воде, мг N/л, аноксидно-аэробный режим | 19,51-22,6 (21,74) | 12,05-88,89 (48,28) |
| Азот нитратов в очищенной воде, мг N/л, двойное чередование аноксидных и аэробных фаз | 12,93-17,15 (15,04) | 14,69-28,80 (21,7) |
| Азот нитритов в исходной воде, мг N/л | 3,1-15,3 (7,0) | < 0,02 |
| Азот нитритов в очищенной воде, мг N/л | 0,02-0,08 (0,04) | 0,05-0,06 (0,06) |
| pH очищенной воды | 7,63-8,18 (8,07) | 7,1-8,47 (8,01) |

На рис. 3.21 представлены зависимости ХПК от БПК_{полн} в очищенной сточной воде после *SBR*.

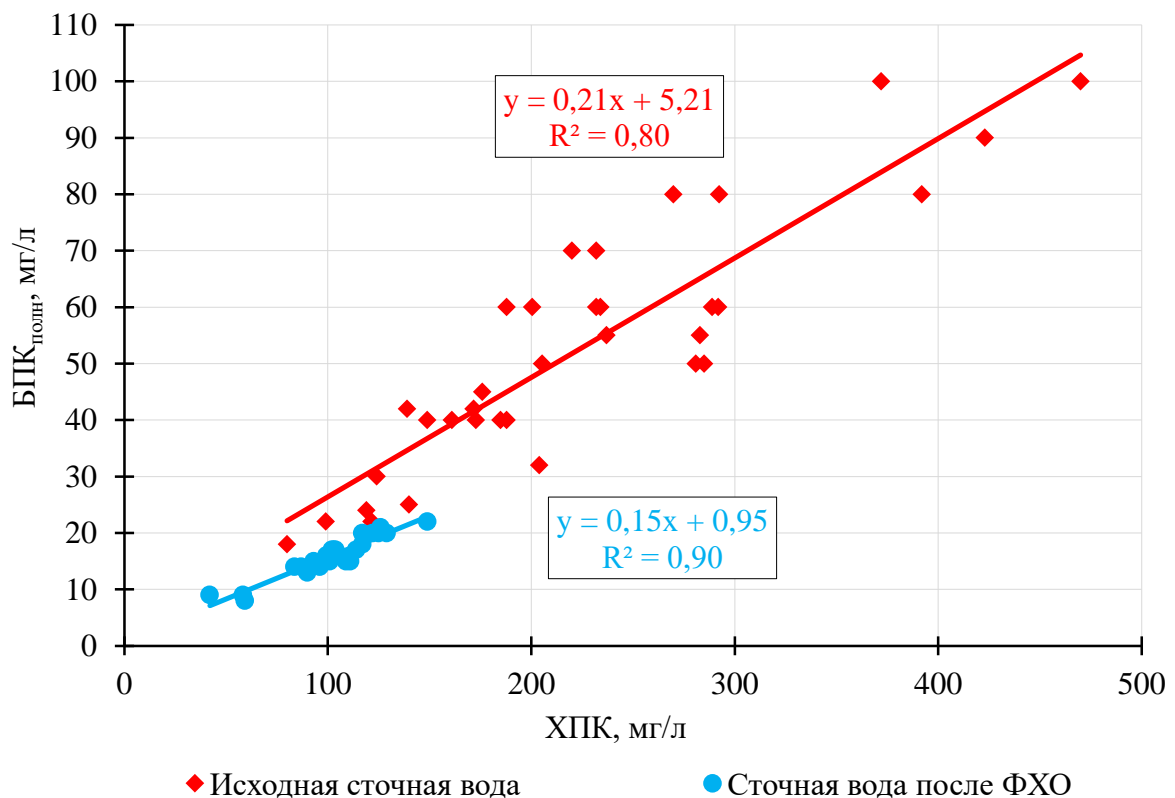


Рисунок 3.21 – Зависимости БПК_{полн} от ХПК в очищенной сточной воде после *SBR* [1]

Анализ рис. 3.21 показывает, что при примерно одинаковой нагрузке по органическим веществам (табл. 3.4), работа *SBR* на сточной воде после ФХО характеризовалась большей глубиной очистки.

Проведенные исследования показали, что при очистке в *SBR* сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц, как исходных, так и после ФХО, не удалось добиться необходимой глубины денитрификации 9 мг/л, что подтверждает литературные данные о сложностях удаления азота нитратов в реакторах периодического действия (см. подраздел 1.3.2.) Даль-

нейшие исследования целесообразно провести на проточной установке с предварительной денитрификацией и циркуляцией иловой смеси.

3.2.3 Контактные опыты на адаптированном активном иле из *SBR*

По методике, изложенной в разделе 2.3, на установке рис. 2.1 первоначально изучалось влияние pH и температуры на удельную скорость окисления органических веществ. Необходимо отметить, что данные исследования были проведены в условиях «острого опыты», т.е. без акклиматизации активного ила к изменяющимся параметрам.

В опытах с исходной водой пробы состояли из 5 мл сточной воды, 30 мл активного ила и 65 мл фоновой воды, в опытах с водой после физико-химической очистки соотношение компонентов в пробах было 50, 10 и 40 мл соответственно. В результате был получен следующий состав смеси с исходной сточной водой: ХПК – 349 мг/л, БПК_{полн} – 223 мг/л, pH – 7,74, концентрация ила – 1,54 г/л. Со сточной водой после ФХО был получен состав смеси: ХПК – 543 мг/л, БПК_{полн} – 338 мг/л, pH – 7,7, концентрация ила – 0,75 г/л. В обеих сериях опытов использовался активный ил из лабораторного реактора периодического действия (*SBR*, см. подраздел 3.2.2) адаптированный к соответствующему типу сточных вод. Исследования по влиянию pH были проведены при температуре 20,5°C. Средний состав сточных и фоновых вод для этапов исследований с предварительной ФХО и без нее представлен в табл. 3.5.

Таблица 3.5 – Средний качественный состав сточных вод: исходной, после ФХО, фоновой [149]

| Наименование | Сточная вода после ФХО | | Исходная сточная вода | |
|----------------------------|------------------------|--------------|-----------------------|--------------|
| | Сточная вода | Фоновая вода | Сточная вода | Фоновая вода |
| ХПК, мг/л | 1036 | 99,4 | 6495 | 108,8 |
| БПК _{полн} , мг/л | 673 | 16,8 | 4546 | 29 |
| БПК _{полн} /ХПК | 0,65 | 0,17 | 0,70 | 0,27 |
| Азот аммонийный, мг/л | 1,67 | 1,57 | 8,63 | 0,41 |
| Азот нитратов, мг/л | 5,75 | 24 | < 0,23 | 16,8 |
| Азот нитритов, мг/л | 2,60 | 0,05 | < 0,02 | 0,02 |
| Фосфор фосфатов, мг/л | < 0,05 | 1,12 | < 0,05 | 6 |
| pH | 7,92 | 7,87 | 8,02 | 7,82 |

На рис. 3.22 представлена графическая зависимость удельной скорости потребления кислорода от температуры, построенные по уравнению (1.6). Из уравнений, приведенных на графиках, видно, что для сточных вод после физико-химической очистки может использоваться температурная константа $\chi = 0,08^\circ\text{C}^{-1}$, а для исходных сточных вод $\chi = 0,104^\circ\text{C}^{-1}$. Отметим, что коэффициенты при основании степени в уравнениях не являются максимальными скоростями окисления, определение которых не входило в задачу данного опыта.

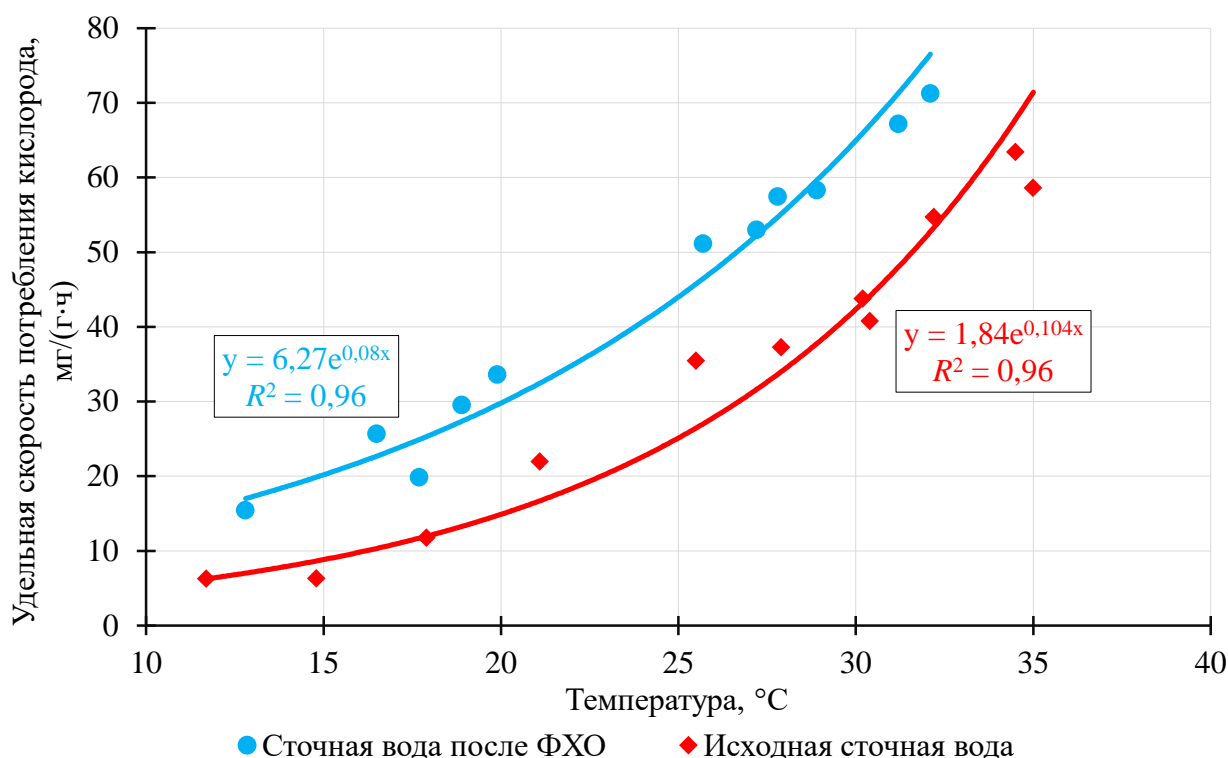


Рисунок 3.22 – Зависимость удельной скорости потребления кислорода от температуры [149]

Графические зависимости удельной скорости потребления кислорода от pH , составленные по уравнению (1.7), представлены на рис. 3.23. Оптимальное значение $pH_{\text{опт}} = 7,8$ оказалось одинаковым для исходной и предварительно очищенной сточной воды. Величина константы K_{pH} для сточной воды после физико-химической очистки составила 80, для исходной сточной воды – 170. Различие в pH -константе более чем в два раза показывает, что скорость окисления загрязнений в исходной сточной воде менее чувствительна к изменению pH , чем в коагулированной воде. Высокие значения ко-

эффицентов достоверности аппроксимации R^2 подтверждают адекватность полученных уравнений.

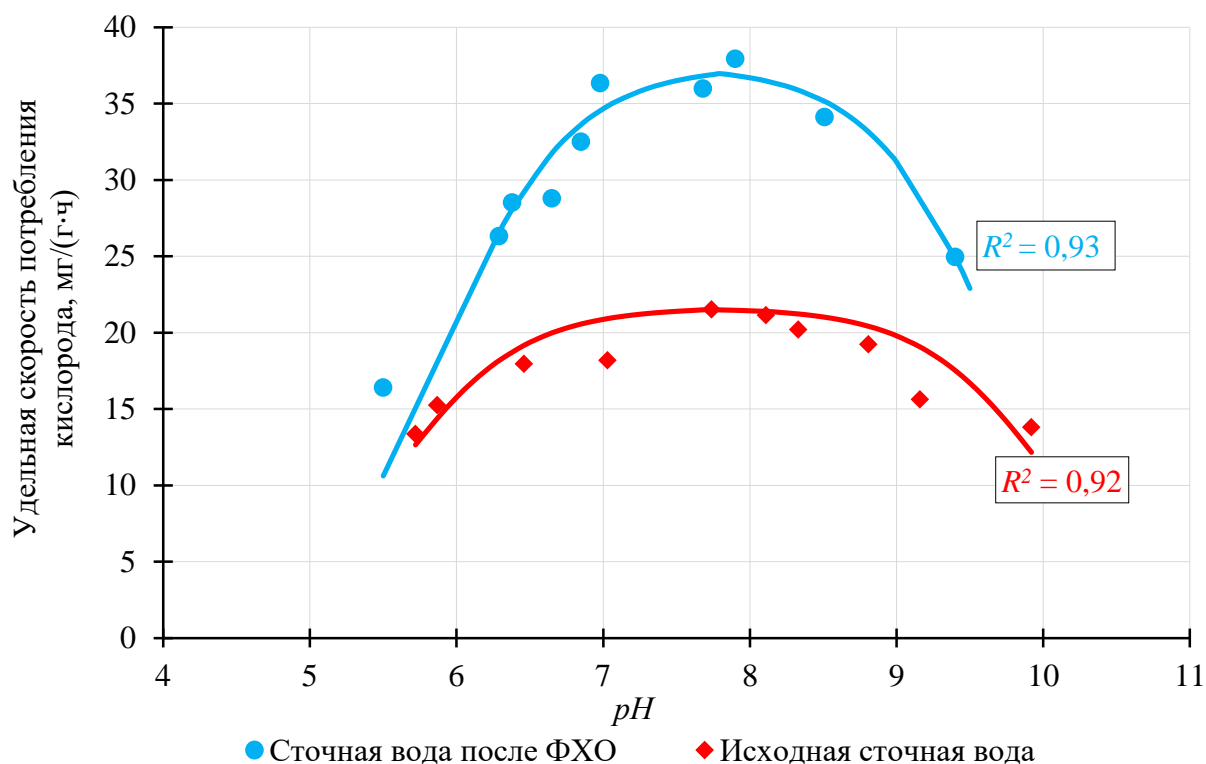


Рисунок 3.23 – Зависимость удельной скорости потребления кислорода от pH [149]

Необходимо отметить, что бóльшие значения удельной скорости потребления кислорода для сточной воды после ФХО на рис. 3.22 и 3.23 объясняются бóльшим содержанием органических веществ в пробах и меньшей концентрацией активного ила.

С целью определения влияния концентрации активного ила на удельную скорость окисления загрязнений было проведено две серии опытов согласно методике, изложенной в разделе 2.3. В связи с относительно высоким содержанием органических загрязнений в фоновой воде при определении концентрации субстрата в пробе учитывалось БПК не только сточной, но и фоновой воды. Полученные при различных концентрациях ила экспериментальные точки были нанесены на графики двойных обратных величин. Затем по уравнению (1.5) были построены прямые, пересекающие ось абсцисс в одной точке со значением минус $1/K_m$, соответствующим наибольшим величинам коэффициента достоверности аппроксимации R^2 (рис. 3.24 и 3.25). Точка пересечения прямых с осью абсцисс позволила определить значение

K_m , а их пересечение с осью ординат – максимальные скорости окисления ρ_{\max} как обратные величины координат точек пересечения. Используя полученные значения кинетических констант, на рис. 3.26 и 3.27 были построены зависимости по уравнению Михаэлиса-Ментен (1.3).

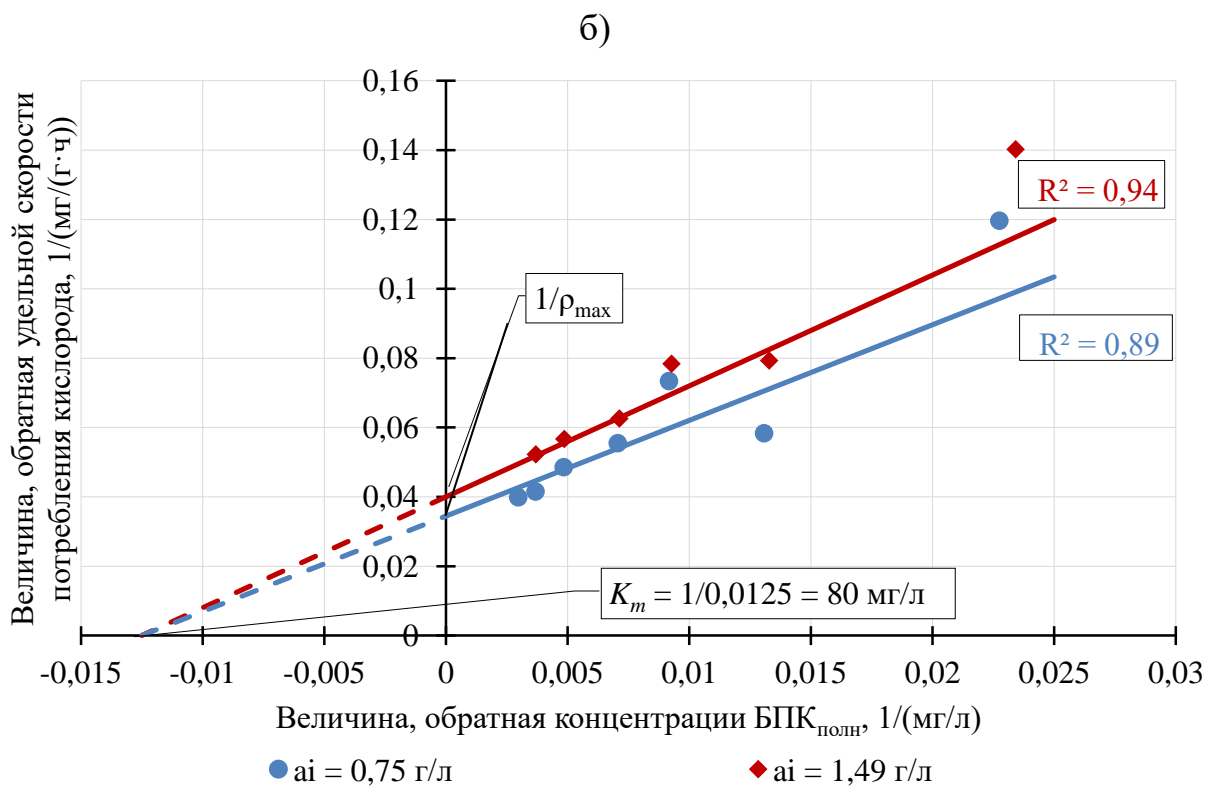
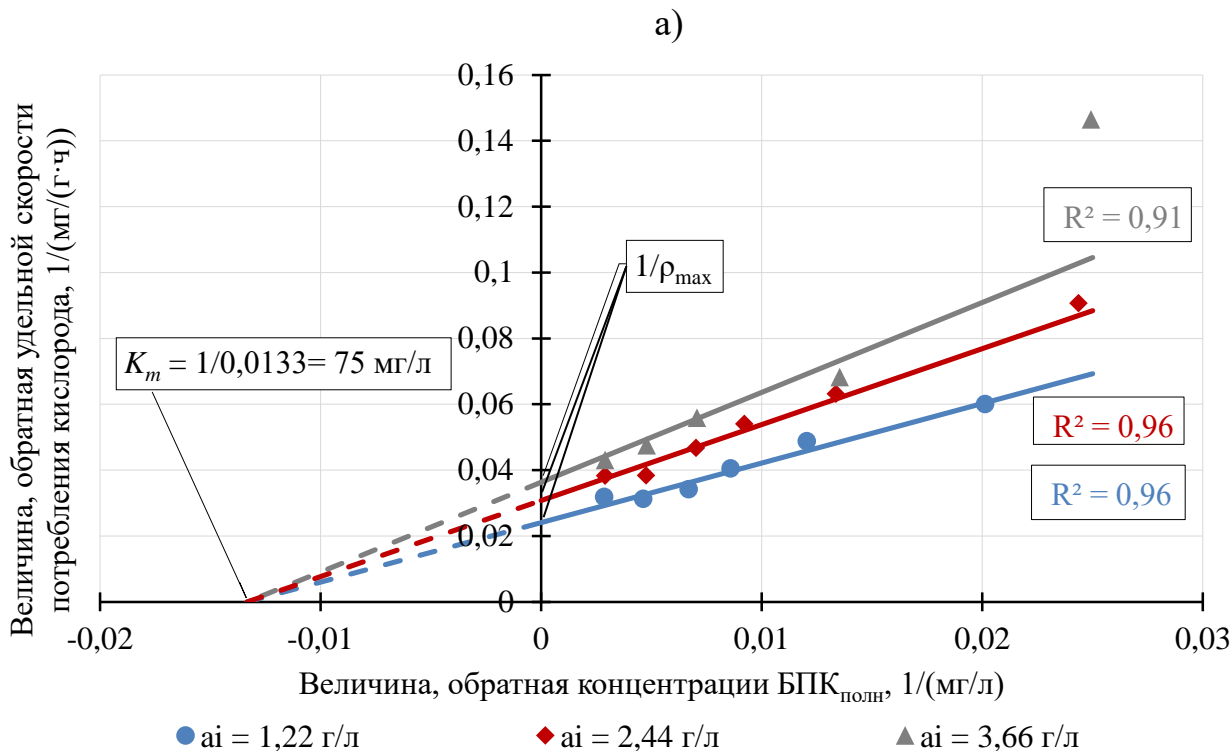


Рисунок 3.24 – График двойных обратных величин для определения K_m на сточной воде после ФХО [149]: а – 17.09.2021; б – 08.09.2021

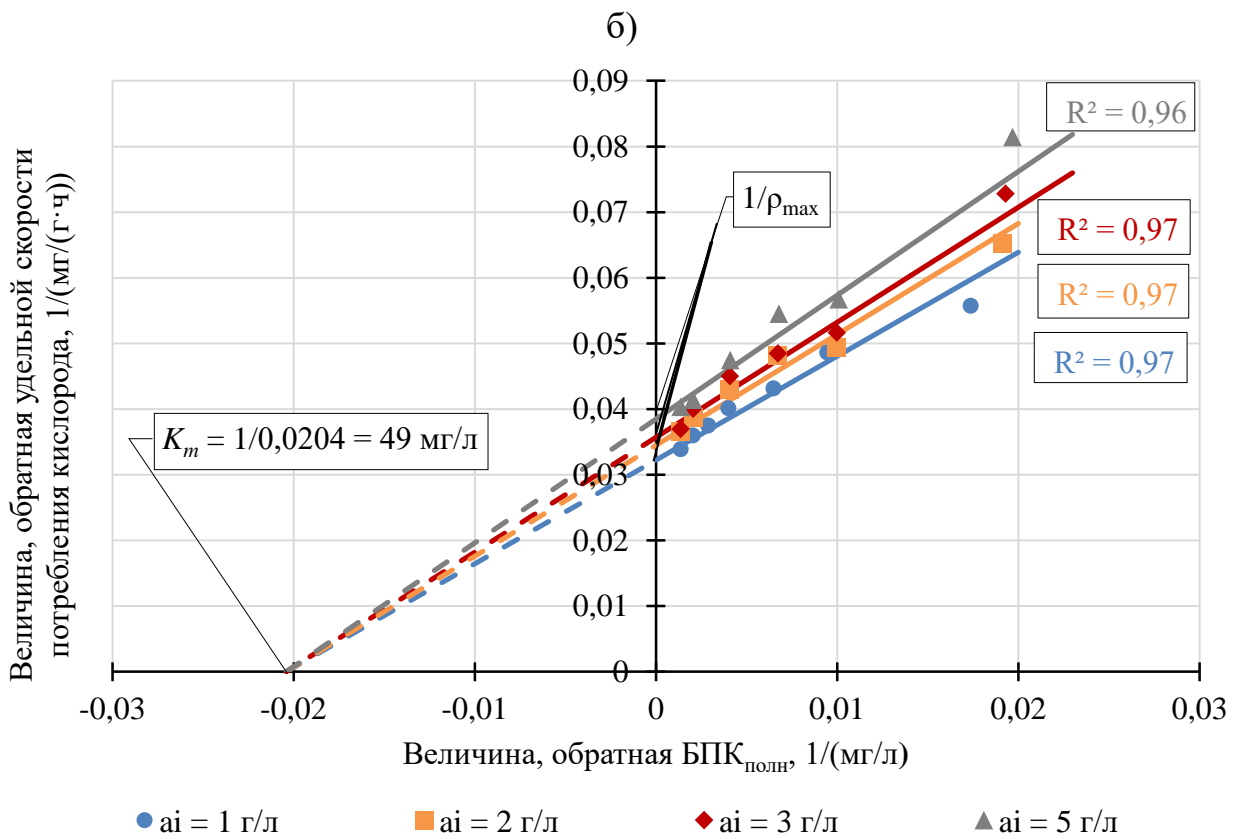
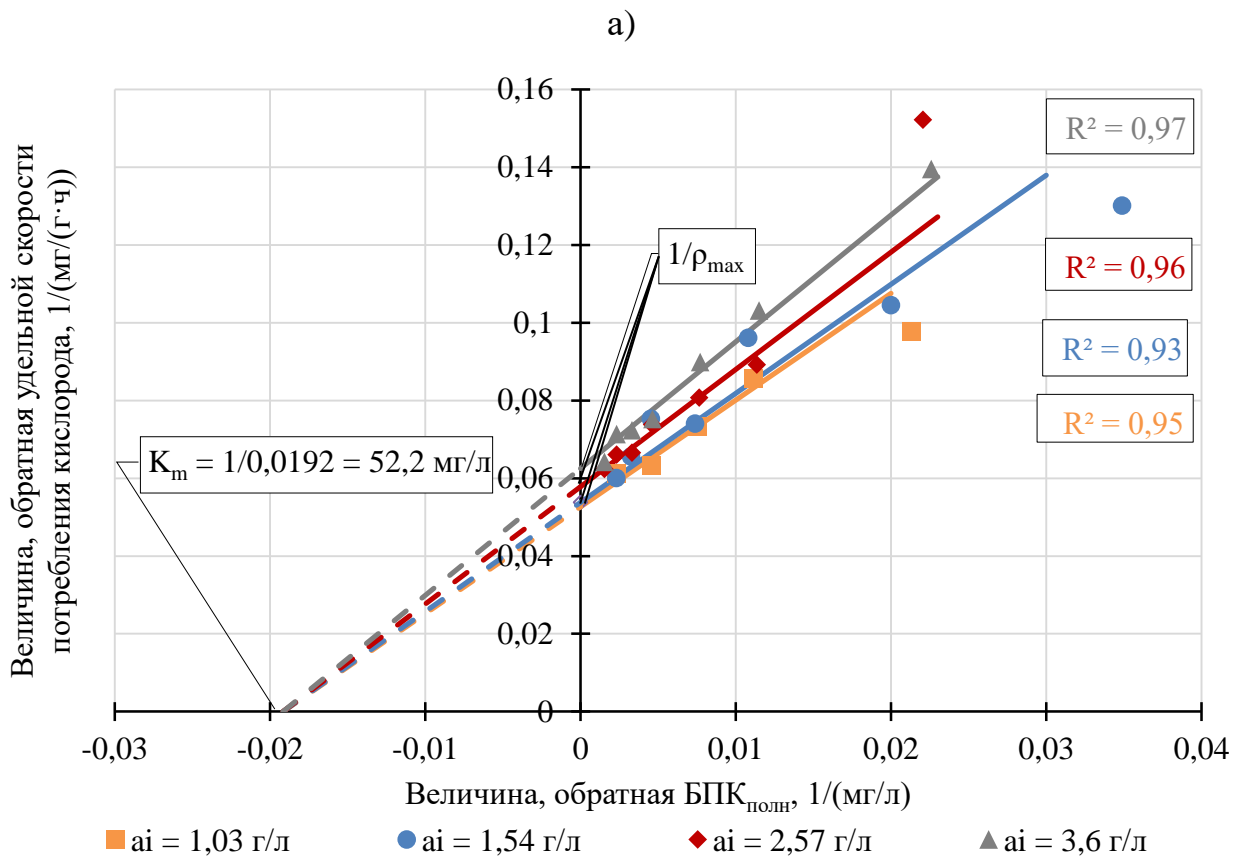


Рисунок 3.25 – График двойных обратных величин для определения K_m на исходной сточной воде [149]: а – 17.11.2021; б – 20.10.2021

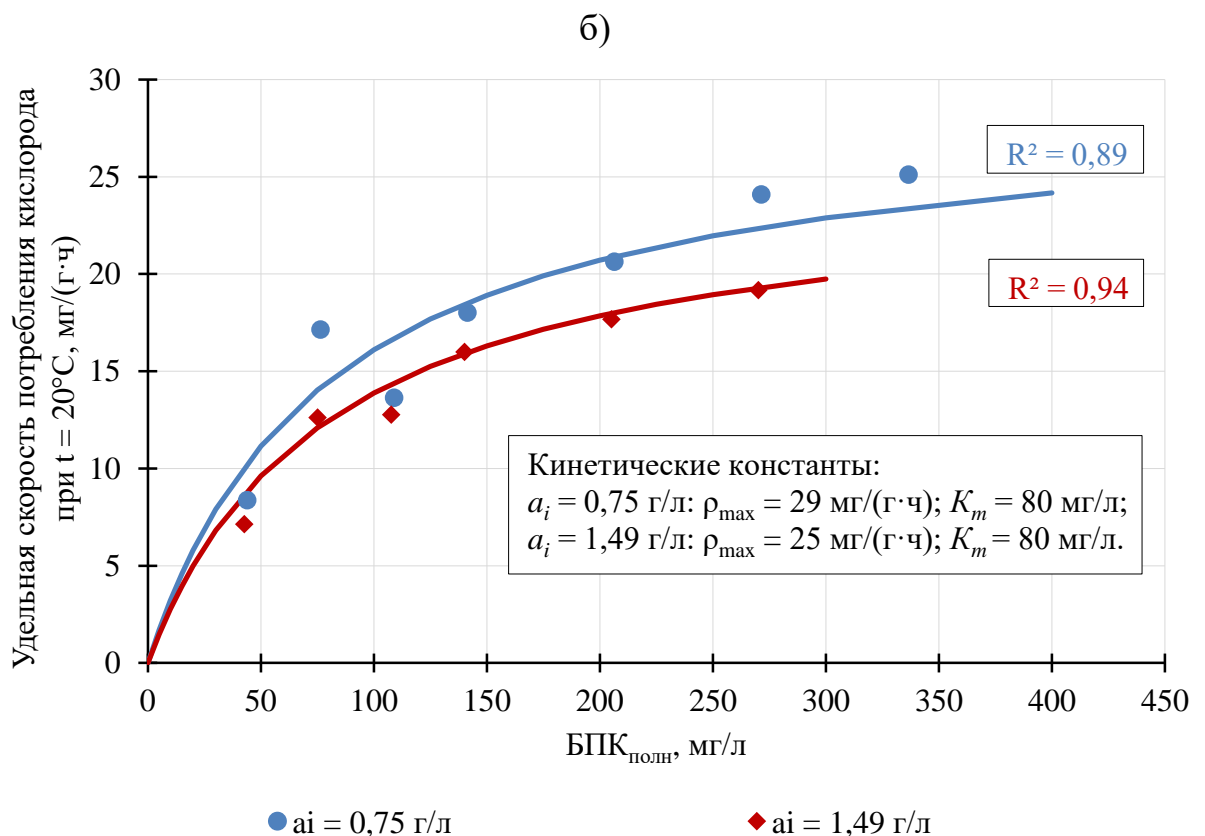
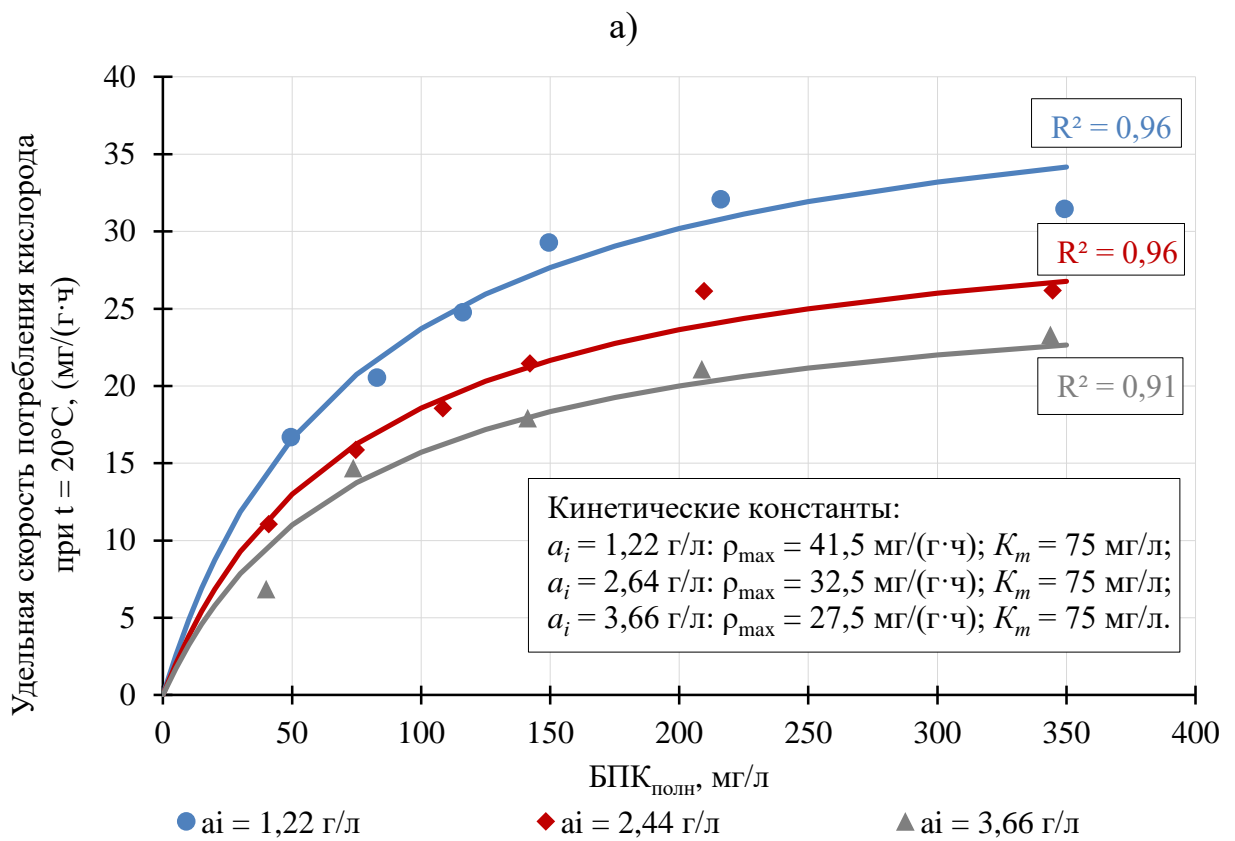


Рисунок 3.26 – Зависимости удельной скорости потребления кислорода от концентрации субстрата на сточной воде после ФХО [149]: а – от 17.09.2021; б – от 08.09.2021, построенные по уравнению Михаэлиса-Ментен (1.3)

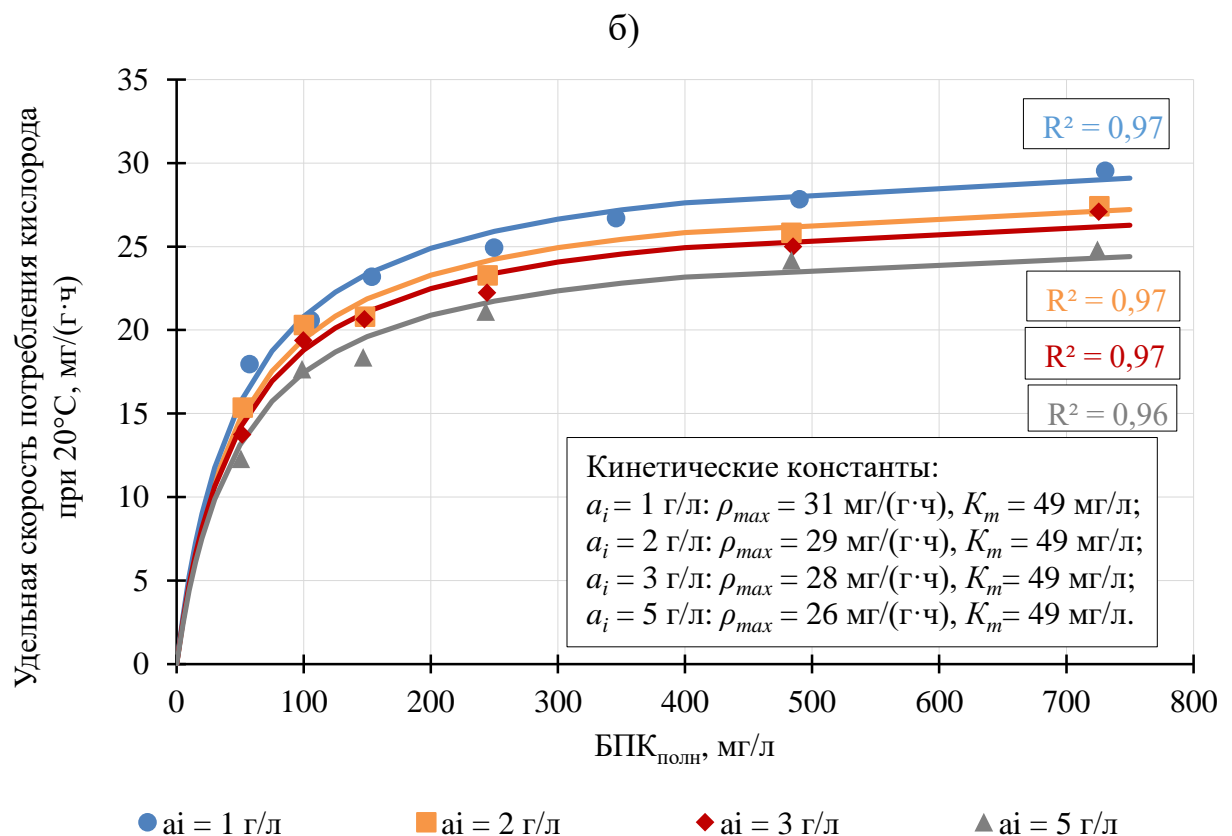
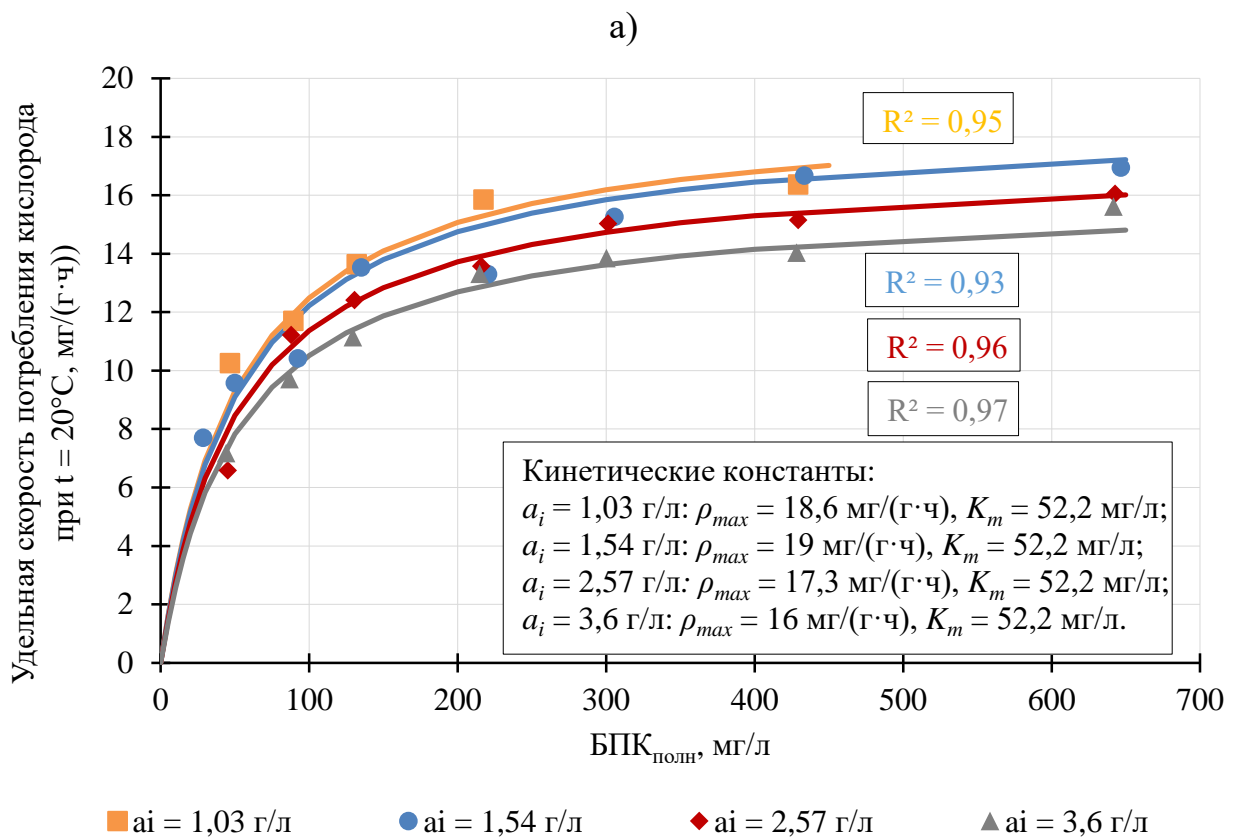


Рисунок 3.27 – Зависимости удельной скорости потребления кислорода от концентрации субстрата на исходной сточной воде [149]: а – от 17.11.2021; б – от 20.10.2021, построенные по уравнению Михаэлиса-Ментен (1.3)

Коэффициент ингибирования продуктами метаболизма φ в данном случае может быть определен при построении графиков зависимости величины, обратной удельной скорости потребления кислорода, от концентрации ила (рис. 3.28 и 3.29).

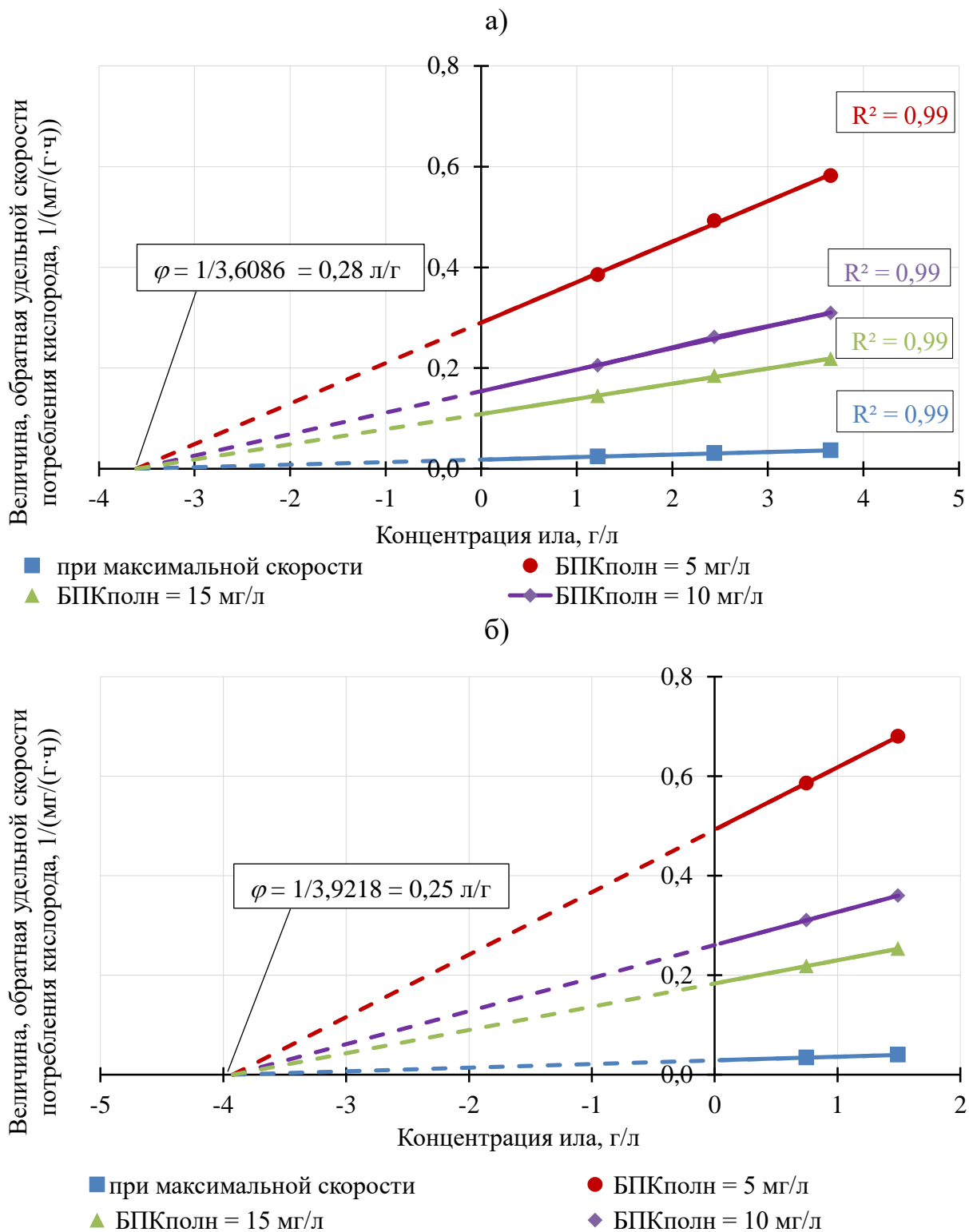


Рисунок 3.28 – Зависимость величины, обратной скорости потребления кислорода, от концентрации ила для сточной воды после ФХО [149]: а – от 17.09.2021; б – от

08.09.2021

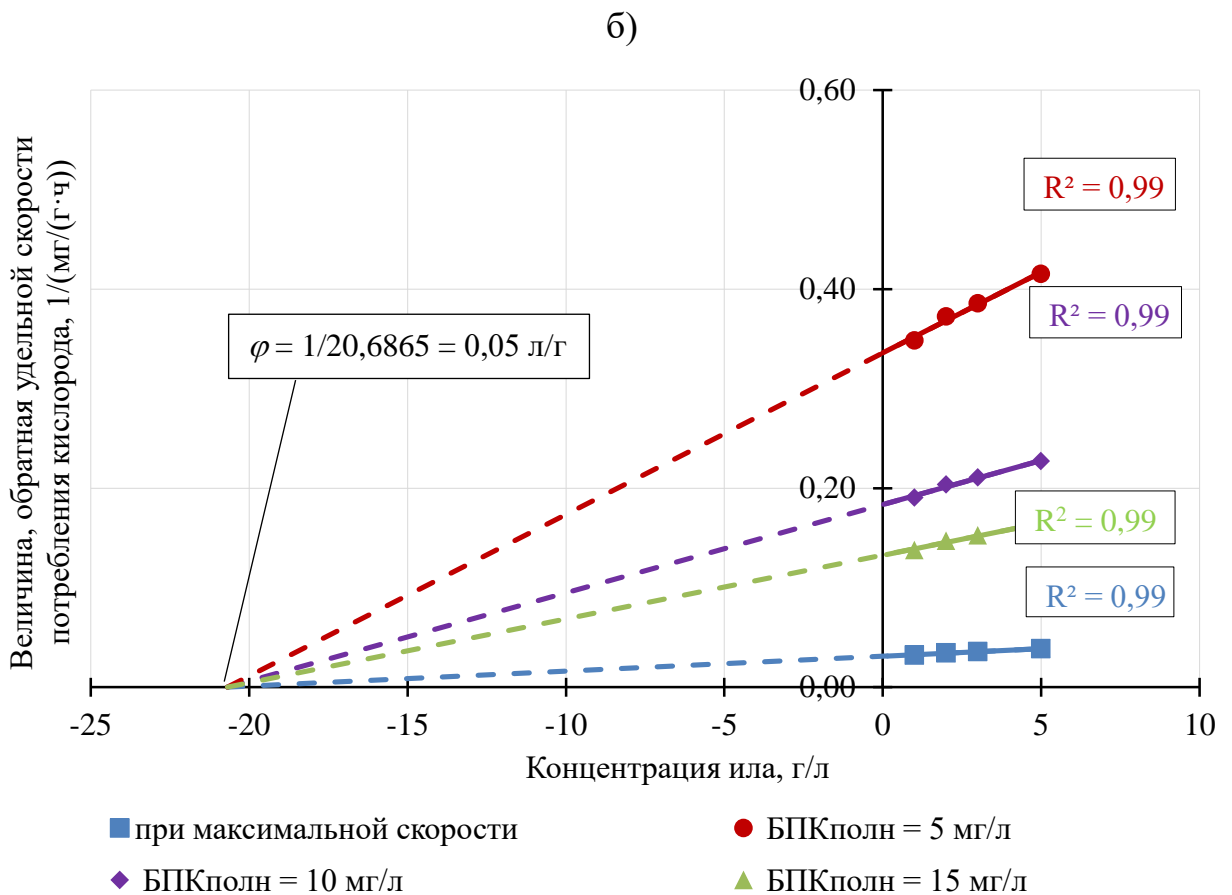
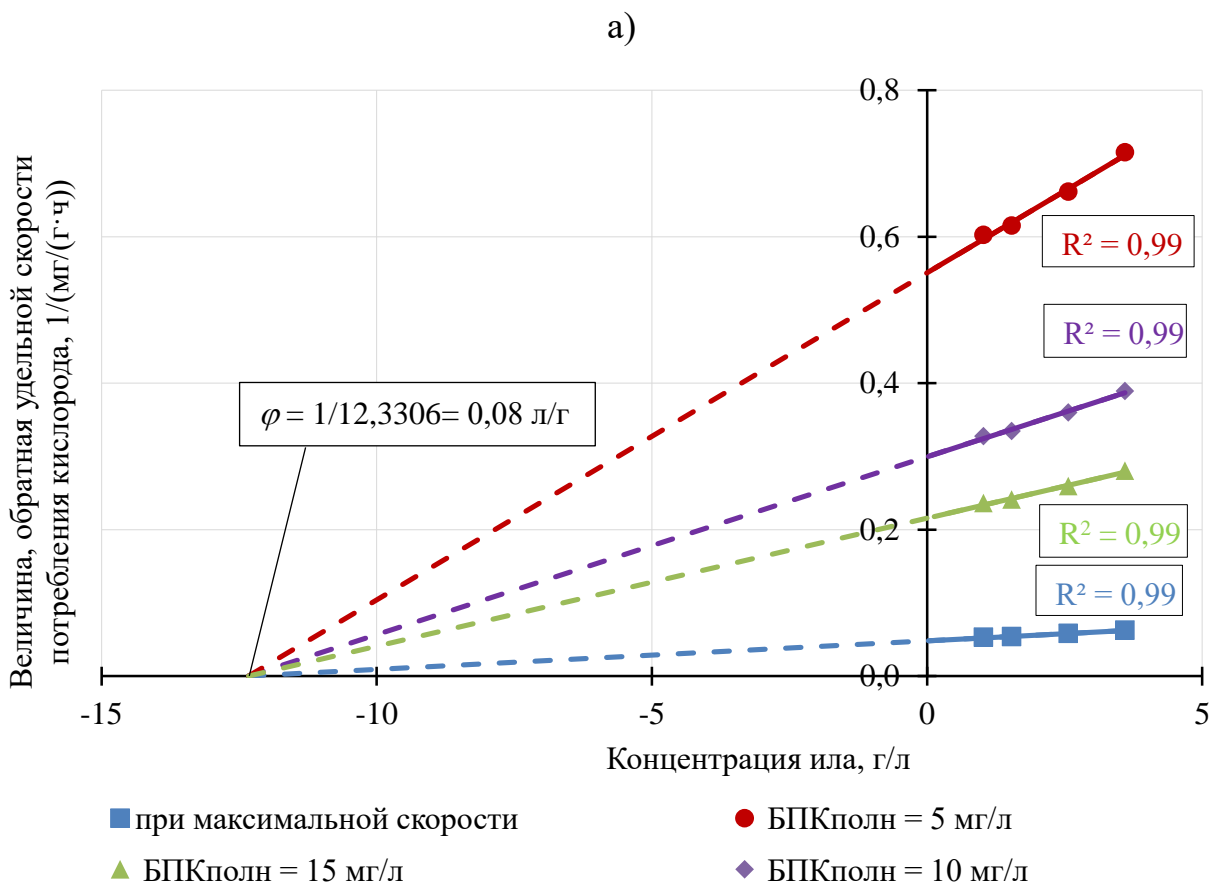


Рисунок 3.29 – Зависимость величины, обратной скорости потребления кислорода, от концентрации ила для исходной сточной воды [149]: а – от 17.11.2021; б – от 20.10.2021

Далее, используя полученные коэффициенты ингибирования продуктами метаболизма, по уравнению (1.9) для обоих видов сточных вод была определена максимальная скорость потребления кислорода при концентрации ила, стремящейся к нулю, и выполнена проверка адекватности полученных значений путем нанесения расчетных кривых в область экспериментальных точек (рис. 3.30 и 3.31).

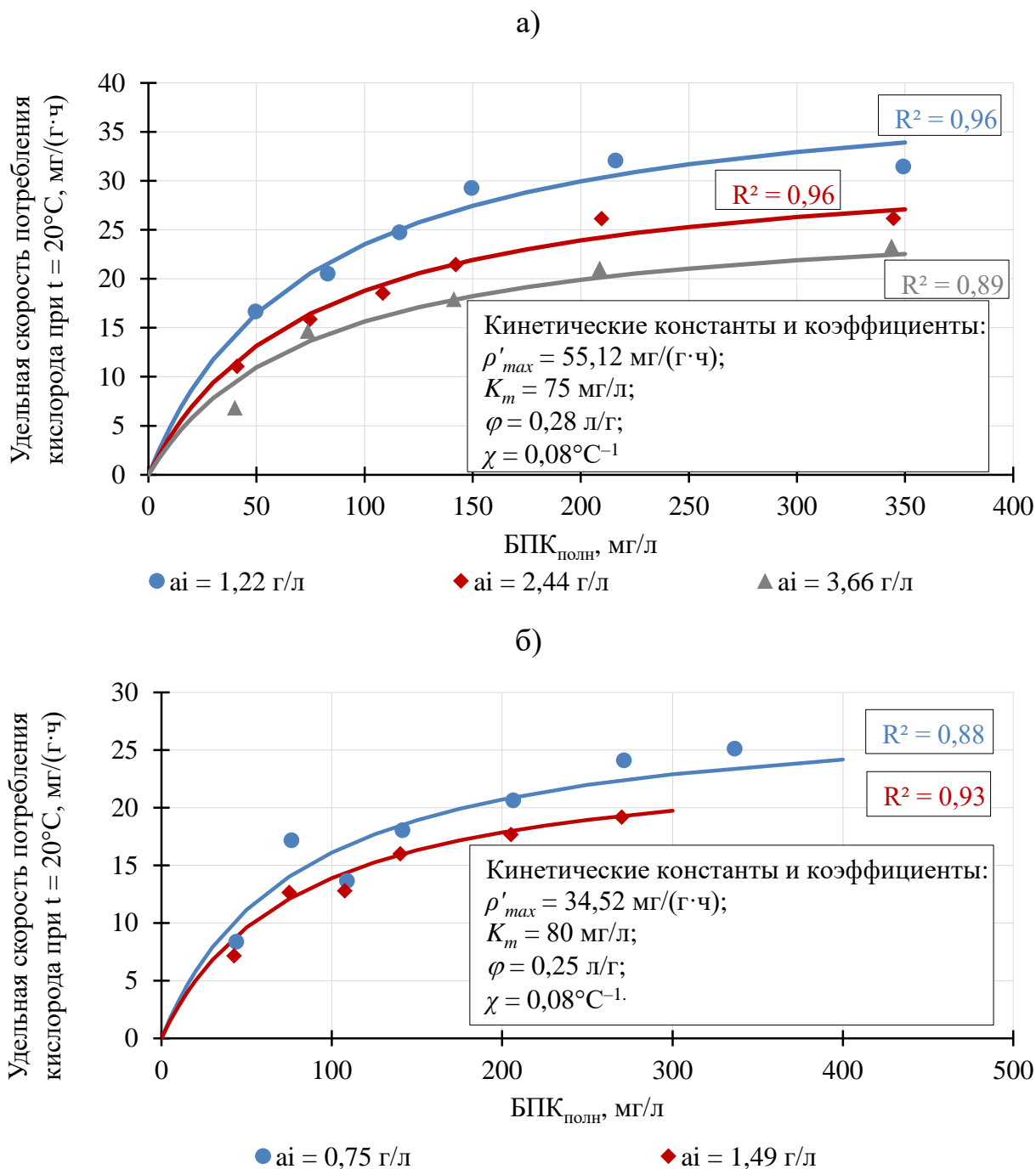


Рисунок 3.30 – Зависимость удельной скорости потребления кислорода от концентрации субстрата для сточной воды после ФХО: а – 17.09.2021; б – от 08.09.2021, построенные по уравнению (1.9)

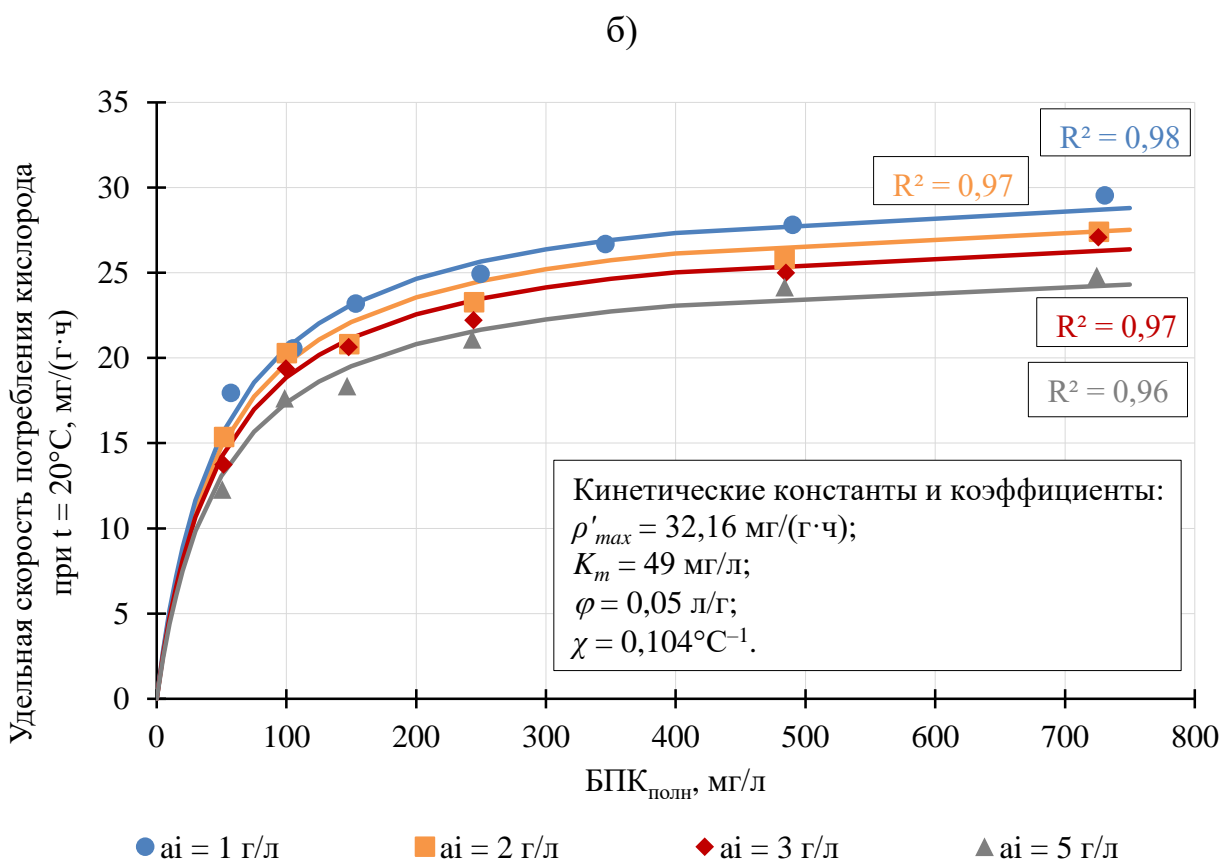
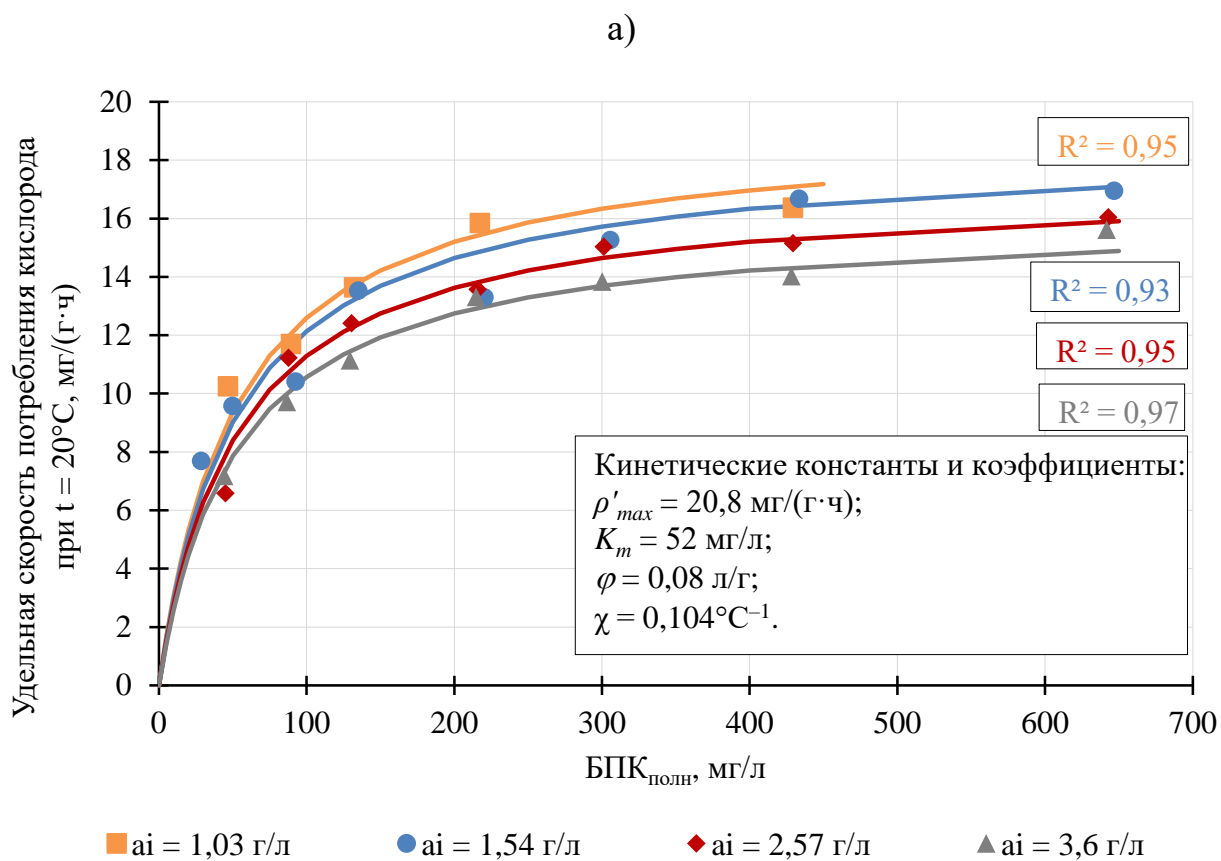


Рисунок 3.31 – Зависимость удельной скорости потребления кислорода от концентрации субстрата для исходной сточной воды: а – 17.11.2021; б – от 20.10.2021, построенные по уравнению (1.9)

Кривые, построенные по уравнению (1.9) на рис. 3.30 и 3.31, практически совпали с зависимостями, построенными по уравнению (1.3) на рис. 3.26 и 3.27. Значения коэффициентов достоверности аппроксимации R^2 для соответствующих кривых изменились незначительно, что доказывает адекватность полученных коэффициентов и констант. Результаты определения всех коэффициентов и констант представлены в табл. 3.6.

Таблица 3.6 – Кинетические коэффициенты и константы процесса потребления растворенного кислорода при биологической очистке сточных вод предприятия глубокой переработки куриных яиц – диапазон изменения и средние значения (в скобках) [149]

| Показатель | Сточная вода | |
|--|--------------------|-------------------|
| | после ФХО | исходная |
| Константа Михаэлиса K_m , мг/л | 75-80 (77,5) | 49-52,2 (50,6) |
| Максимальная скорость потребления кислорода ρ'_{max} , мг/(г·ч), при $a_i \rightarrow 0$ и $t = 20^\circ\text{C}$ | 34,52-55,12 (44,8) | 32,16-20,8 (26,5) |
| Коэффициент ингибирования продуктами метаболизма φ , л/г | 0,25-0,28 (0,265) | 0,05-0,08 (0,065) |
| Температурная константа χ , $^\circ\text{C}^{-1}$ | 0,08 | 0,104 |
| $pH_{\text{опт}}$ | 7,8 | 7,8 |
| pH -константа K_{pH} | 80 | 170 |

Анализ табл. 3.6 показывает, что ФХО качественно влияла на K_m , ρ'_{max} и в бóльшей степени на φ . Для оценки влияния коэффициента φ на кинетику потребления растворенного кислорода были построены зависимости максимальной удельной скорости потребления кислорода от концентрации ила, которые представлены на рис. 3.32. Зависимости построены с использованием данных табл. 3.6 (адаптированный активный ил) и рис. 3.11 (неадаптированный ил).

Рис. 3.32 показывает, что ФХО оказывала положительное влияние на максимальную удельную скорость потребления кислорода при концентрациях активного ила до 4,5 г/л. Снижение максимальной удельной скорости потребления кислорода при дозах активного ила больше 4,5 г/л может быть связано с присутствием остаточного алюминия, который сорбируется активным илом, и/или повышением солесодержания, что соответствует литературным данным (см. подраздел 1.3.3). Влияние ингибитора (алюминия и/или солей) при дозе ила более 4,5 г/л осуществляется по механизму неконкурентно-

го торможения (см. подраздел 1.3.2). Также можно отметить, что в результате адаптации активного ила к сточной воде максимальная удельная скорость потребления кислорода увеличилась.

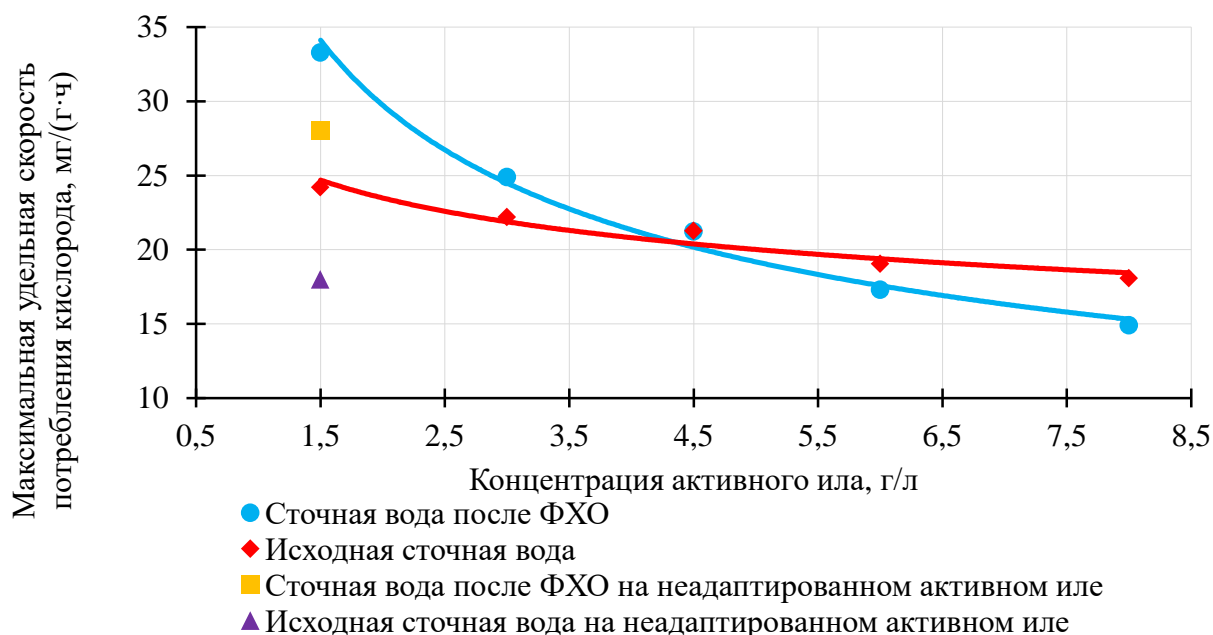


Рисунок 3.32 – Зависимости максимальной удельной скорости потребления кислорода от концентрации активного ила

Для комплексной оценки влияния ФХО на изменение кинетических констант и коэффициентов по данным табл. 3.6 и уравнению (1.9) построены кинетические зависимости для разных доз активного ила при температуре 20°C (рис. 3.33). Взаимное расположение кривых для дозы ила 1,5 г/л показывает, что удельные скорости потребления кислорода при концентрации субстрата до 30 мг/л практически одинаковы для исходной сточной воды и сточной воды после ФХО. При большем значении $BPK_{полн}$ удельные скорости для воды после ФХО становятся существенно выше. Это соответствует зависимостям удельной скорости потребления кислорода, полученным ранее для тех же сточных вод на неадаптированном иле городских сооружений (см. подраздел 3.2.1). При концентрации ила 6 г/л, характерной для мембранного биореактора, был получен противоположный результат: кинетическая кривая исходной воды прошла выше кривой для сточной воды после ФХО во всем диапазоне концентраций субстрата. Положение кривых, соответствующих дозе ила 3 г/л, обычной для аэротенка, показывает, что при $BPK_{полн}$ менее

164 мг/л удельная скорость окисления загрязнений исходной сточной воды была выше, чем после ФХО, а при бóльших концентрациях субстрата – наоборот.

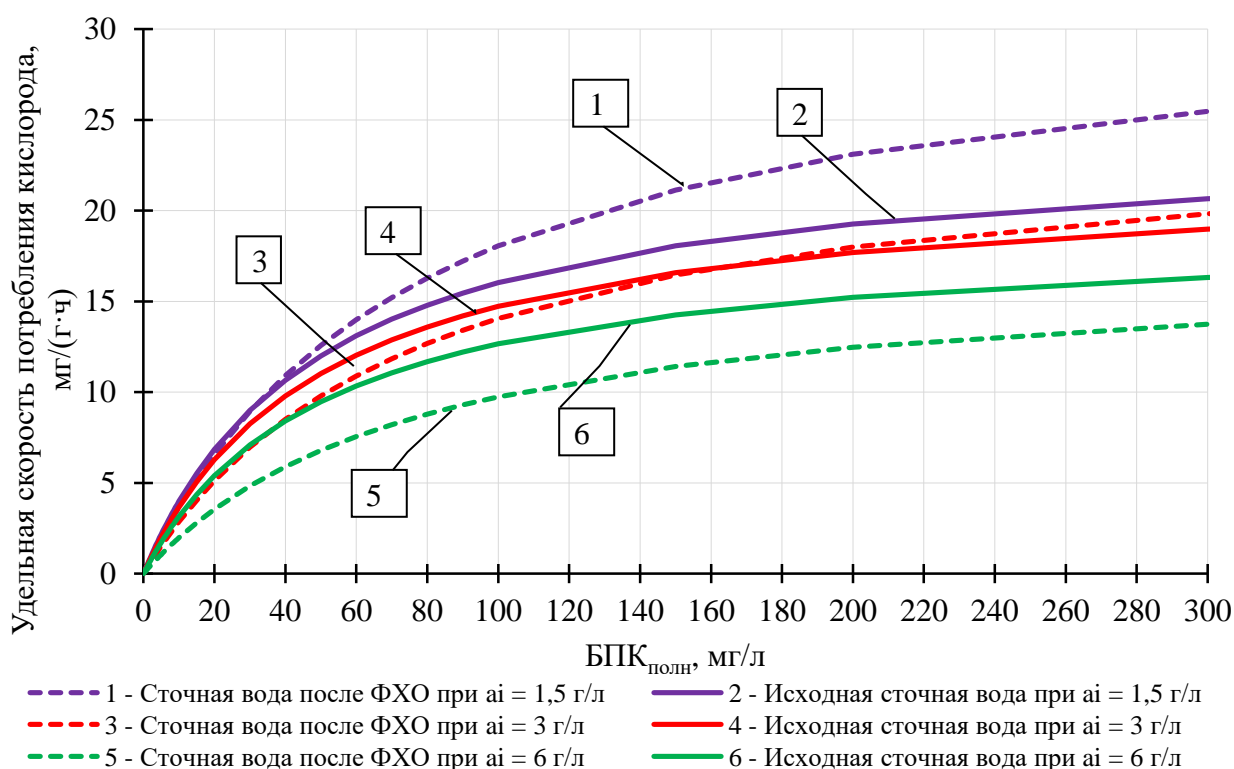


Рисунок 3.33 – Зависимости удельной скорости потребления кислорода от концентрации субстрата при разных дозах ила [149]

3.3 Выводы по главе 3

1. Наиболее эффективным среди исследованных минеральных коагулянтов оказался низкоосновный полиоксихлорид алюминия марки «Аква-Аурат™-14» с дозой 125 мг Al_2O_3 /л, который в оптимальном интервале pH 6,7-7 обеспечивал эффективность очистки в среднем по ХПК 77,3%, БПК_{полн} 76,3%, взвешенным веществам 80,1%, органическому азоту 58,7%.

2. В результате исследований биологической очистки исходных сточных вод предприятий глубокой переработки яиц в лабораторном реакторе периодического действия (*SBR*) при средней нагрузке на ил по ХПК 0,18 г/(г·сут) были получены следующие средние концентрации загрязнений в очищенной воде, мг/л: ХПК – 253, БПК_{полн} – 58,4, взвешенные вещества – 11, азот аммонийный – 2,1, азот нитритов – 0,06. Средние значения удельной скорости

окисления органических веществ по беззольному веществу при 20°C составили: по ХПК 9,8 мг/(г·ч), по БПК_{полн} – 7,2 мг/(г·ч).

3. Последовательное проведение физико-химической и биологической очистки в *SBR* данной категории сточных вод при средней нагрузке на ил по ХПК 0,15 г/(г·сут) позволило получить средние значения удельной скорости окисления органических веществ по беззольному веществу, приведенные к 20°C: по ХПК 8,3 мг/(г·ч) и по БПК_{полн} 5,7 мг/(г·ч). Средние концентрации загрязнений в очищенной воде составили, мг/л: ХПК – 99, БПК_{полн} – 15,4, взвешенные вещества – 10, азот аммонийный – 1, азот нитритов – 0,04.

4. Концентрация азота нитратов в очищенной воде даже при двух аноксидных фазах в цикле *SBR* превышала ПДК_{рыбхоз} при очистке как исходных (в среднем 21,7 мг/л), так и предварительно коагулированных сточных вод (в среднем 15 мг/л). Данный результат может быть объяснен недостаточным количеством смен аэробных и аноксидных фаз, увеличить число которых не представлялось возможным из-за недостатка органических веществ после второй аэробной фазы. В связи с этим дальнейшие исследования целесообразно продолжить на проточной установке с предварительной денитрификацией и нитратным рециклом.

5. В ходе кинетических опытов по скорости потребления растворенного кислорода, проведенных в контактных условиях со сточными водами предприятия глубокой переработки куриных яиц, на активном иле лабораторного реактора периодического действия были определены: максимальные скорости при $a_i \rightarrow 0$ ρ'_{max} 44,8 и 26,5 мг/(г·ч), константы Михаэлиса K_m – 77,5 и 50,6 мг/л, коэффициенты ингибирования продуктами метаболизма φ 0,265 и 0,065 л/г, температурная константа χ 0,08 и 0,104°C⁻¹, значения *pH*-константы 80 и 170 для сточной воды после ФХО и исходной сточной воды соответственно. Величина *pH*, соответствующая максимальной скорости аэробных процессов, оказалась одинаковой – 7,8.

б. Установлено влияние ФХО на кинетические характеристики биологической очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц, выразившееся в увеличении K_m и, особенно, коэффициента φ по сравнению с теми же показателями для исходной сточной воды. ФХО также привела к увеличению максимальной удельной скорости потребления кислорода при концентрациях активного ила до 4,5 г/л. При бóльших дозах наблюдалось снижение максимальной удельной скорости потребления кислорода по механизму неконкурентного ингибирования, которое может быть вызвано присутствием в сточной воде остаточного алюминия и/или повышенным содержанием.

ГЛАВА 4. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ В ПИЛОТНОМ МЕМБРАННОМ БИОРЕАКТОРЕ

4.1 Предварительная физико-химическая очистка

Экспериментальные исследования были проведены в емкости (1) рис. 2.3 по методике, изложенной в разделе 2.3. По результатам исследований построена зависимость, представленная на рис. 4.1, по которой была определена зависимость эффективности ФХО от дозы коагулянта марки Аква-Аурат 14.

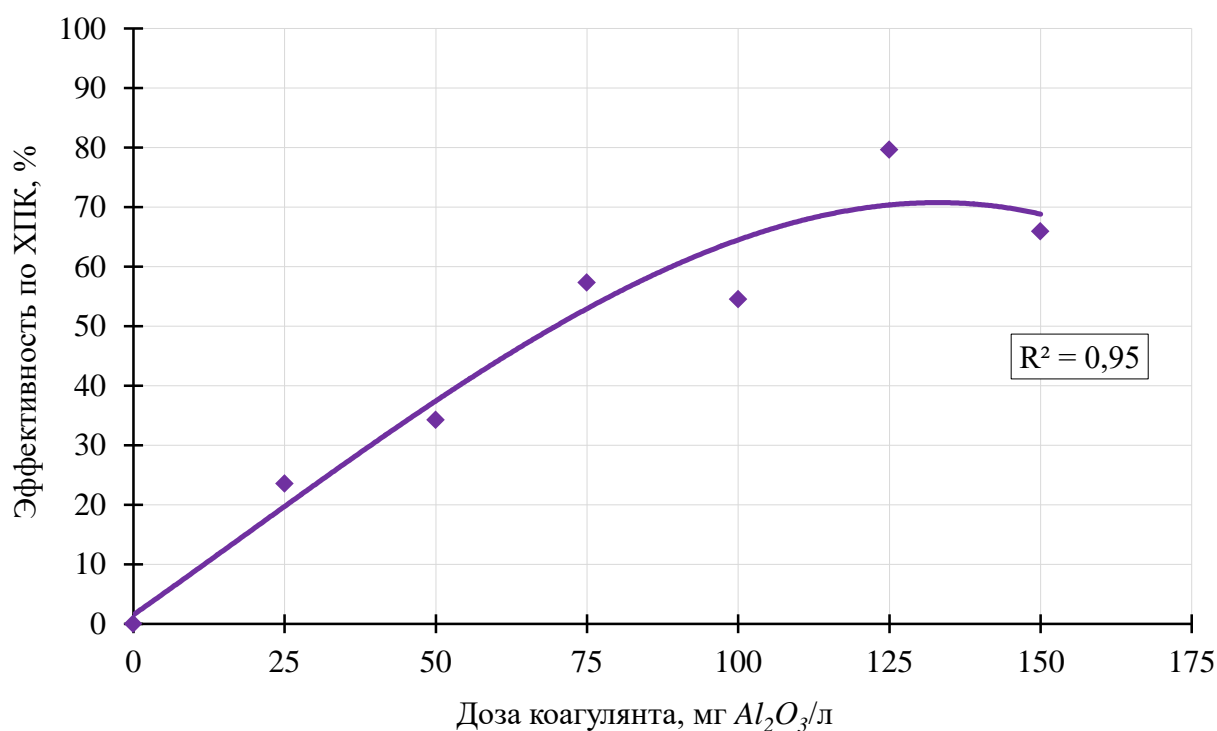


Рис. 4.1 – Зависимость эффективности ФХО от дозы коагулянта

Так, средняя эффективность снижения ХПК для доз коагулянта 25, 50, 75, 100, 125 и 150 мг Al_2O_3 /л составила 20, 37, 53, 65, 70 и 68% соответственно, что несколько меньше значений, полученных в лабораторных исследованиях (см. раздел 3.1). В табл. 4.1. представлены данные по соотношению $BPK_{полн}/XPK$ в исходной сточной воде и сточной воде после ФХО.

Таблица 4.1 – Значения соотношения БПК_{полн}/ХПК для сточной воды после ФХО и исходной сточной воды

| Сточная вода после ФХО | | | Исходная сточная вода | | |
|------------------------|---------------------|--------------------------|-----------------------|---------------------|--------------------------|
| ХПК | БПК _{полн} | БПК _{полн} /ХПК | ХПК | БПК _{полн} | БПК _{полн} /ХПК |
| 1615 | 900 | 0,56 | 7136 | 4600 | 0,64 |
| 2113 | 1350 | 0,64 | 6548 | 4500 | 0,69 |
| 1133 | 720 | 0,64 | 3235 | 2250 | 0,70 |
| 1785 | 1020 | 0,57 | 4825 | 2950 | 0,61 |
| 1020 | 660 | 0,65 | 6600 | 5000 | 0,76 |
| 3407 | 2250 | 0,66 | 7950 | 5750 | 0,72 |
| 900 | 560 | 0,62 | 5900 | 4000 | 0,68 |
| 1880 | 1050 | 0,56 | 5105 | 3600 | 0,71 |
| 1052 | 800 | 0,76 | 6003 | 4300 | 0,72 |
| 1630 | 1050 | 0,64 | 12200 | 8000 | 0,66 |
| 1865 | 1300 | 0,70 | 5767 | 4500 | 0,78 |
| 1525 | 1220 | 0,80 | 6080 | 4400 | 0,72 |
| – | – | – | 6883 | 4818 | 0,70 |
| – | – | – | 5768 | 4500 | 0,78 |
| – | – | – | 6082 | 4400 | 0,72 |

Анализ табл. 4.1 показывает, что среднее соотношение БПК_{полн}/ХПК для исходной сточной воды составило 0,71, для сточной воды после ФХО – 0,65.

Апробация ФХО была осуществлена на промышленном реагентном напорном флотаторе производительностью 25 м³/ч с рекомендованным коагулянтом – низкоосновным ПОХА марки Аква-Аурат 14 с дозой 125 мг Al₂O₃/л, который работал на предприятии глубокой переработки куриных яиц. Эффективность очистки при пуско-наладочных работах представлена в табл. 4.2.

Таблица 4.2 – Результаты работы реагентного напорного флотатора при использовании низкоосновного ПОХА марки Аква-Аурат 14 с дозой 125 мг Al₂O₃/л на предприятии глубокой переработки куриных яиц

| Дата отбора | ХПК, мг/л | | БПК ₅ , мг/л | | Взвешенные вещества, мг/л | |
|-------------|-----------|-------|-------------------------|-------|---------------------------|-------|
| | вход | выход | вход | выход | вход | выход |
| 26.11.2021 | 8050 | 2190 | 5870 | 1160 | 3570 | 515 |
| 24.09.2021 | 7341 | 1628 | 5139 | 1302 | 1655 | 331 |
| 03.09.2021 | 7290 | 2225 | – | – | 3221 | 651 |
| 25.08.2021 | 6921 | 1925 | 4821 | 1000 | 2753 | 420 |
| 16.08.2021 | 6555 | 1725 | 4625 | 921 | 2825 | 372 |

Из данных табл. 4.2 видно, что эффективность работы реагентного напорного флотатора составила, %: по ХПК 69-78 (в среднем 73), по БПК₅ 75-80 (в среднем 79), по взвешенным веществам 80-87 (в среднем 83).

4.2 Исследования биологической очистки на исходной сточной воде и сточной воде после физико-химической обработки

Экспериментальные исследования были проведены в пилотном мембранном биореакторе (рис. 2.3) по методике, изложенной в разделе 2.3 на исходных сточных водах (с 07.06.2022 по 25.07.2022 и с 02.09.2022 по 24.09.2022) и сточных водах после ФХО (с 25.07.2022 по 02.09.2022). Основному эксперименту предшествовал пусковой период продолжительностью один месяц. За это время активный ил, привезенный с городских очистных сооружений, адаптировался к сточным водам предприятия глубокой переработки куриных яиц.

На рис. 4.2 и 4.3 показана динамика изменения концентрации органических веществ при очистке в МБР исходной сточной воды и сточной воды после ФХО соответственно.

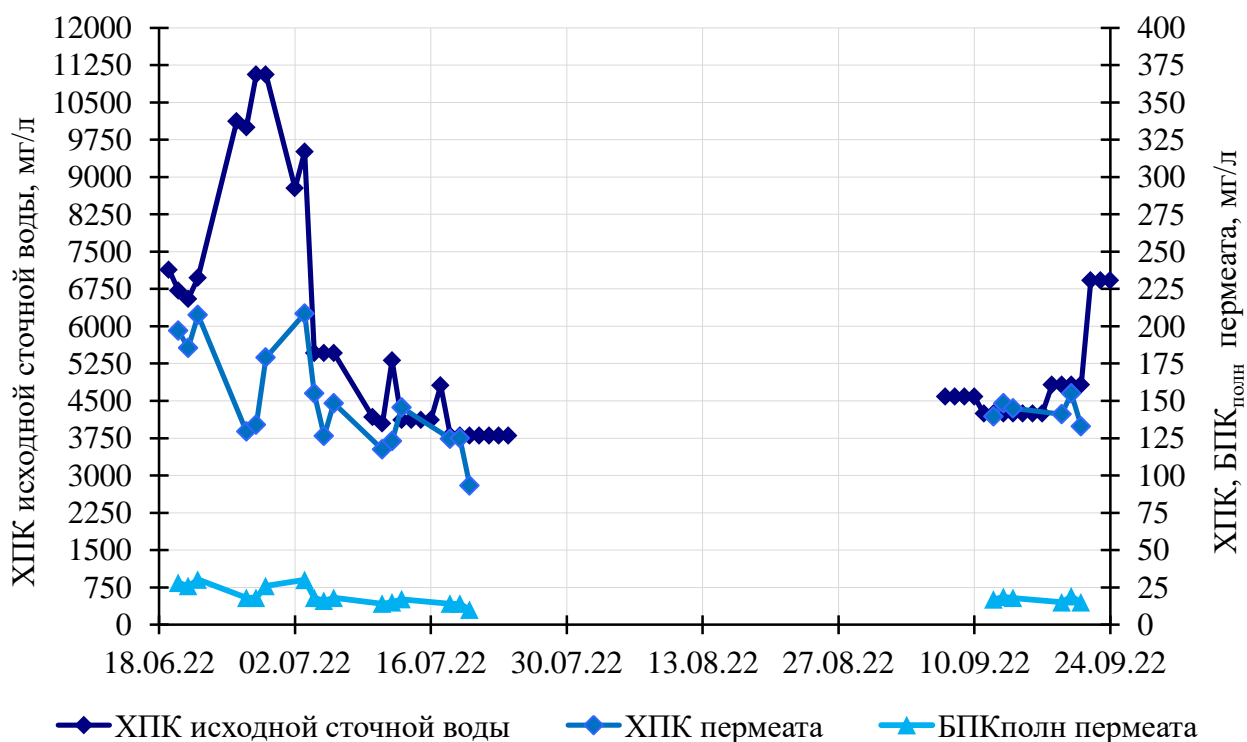


Рис. 4.2 – Результаты работы МБР на исходной сточной воде [1]

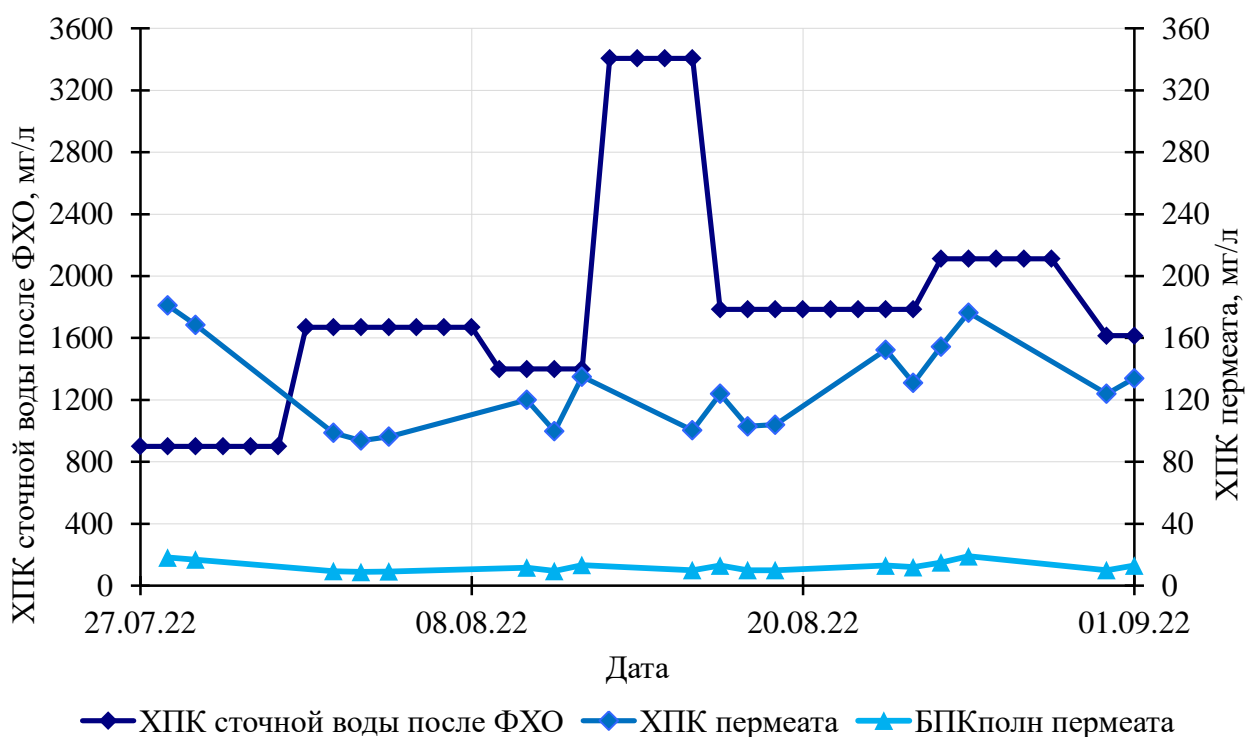


Рисунок 4.3 – Результаты работы МБР на сточной воде после ФХО [1]

В табл. 4.3 и на рис. 4.4 представлены результаты работы пилотного МБР в течение 70 суток на исходной сточной воде при температуре 16,6-24°С. ТМД было ниже чувствительности манометра. Состав сточной воды за весь период исследований изменялся в пределах, мг/л: исходной – XПК – 3805-11062, БПК_{полн} – 2702-7854, $N-NH_4$ – 0-21,47, $N-NO_3$ – 0-7,54, $N-NO_2$ – 0-5,14; pH 6,47-8,3. Состав пермеата, мг/л: XПК – 89,7-208,5, БПК_{полн} – 7,5-30,2, $N-NH_4$ – 0,09-1,79, $N-NO_3$ – 8,74-29,38, $N-NO_2$ – 0,01-0,09. За время работы было выделено четыре стабильных технологических режима, которые отличались нагрузкой на активный ил q_i – 0,085-0,142 г БПК_{полн}/(г·сут), временем пребывания сточной воды T – 6-9 сут, дозой активного ила a_i – 5-10 г/л, расход – 8-16 л/сут.

Таблица 4.3 – Технологические параметры и качество пермеата при работе МБР на исходной сточной воде (средние значения) [152]

| Показатель | Режим 1 | Режим 2 | Режим 3 | Режим 4 |
|--|---------------|---------|---------|---------|
| Время пребывания T , сут | 6,9 | 6,1 | 8,7 | 8,7 |
| Нагрузка на ил q_i , г БПК _{полн} /(г·сут) | 0,140 | 0,142 | 0,098 | 0,085 |
| Доза ила a_i , г/л | 4,94 | 6,34 | 8,08 | 9,46 |
| Коэффициент прироста активного ила K_g , г/г окисленного БПК _{полн} | 0,32 | | | |
| Зольность активного ила s , % | 18 | | | |
| Иловый индекс J_i , мл/г | 109-175 (130) | | | |
| ХПК в пермеате, мг/л | 144 | 143 | 109 | 92 |
| БПК _{полн} в пермеате, мг/л | 17,8 | 17,6 | 10,9 | 7,5 |
| Азот аммонийный в пермеате, мг/л | 0,88 | 0,47 | 0,16 | 0,18 |
| Азот нитритов в пермеате, мг/л | 0,03 | 0,05 | <0,02 | <0,02 |
| Азот нитратов в пермеате, мг/л | 8,9 | 8,9 | 11,8 | 12,2 |
| Кратность рециркуляции, доли от Q | 8 | 8 | 6,3 | 6,3 |

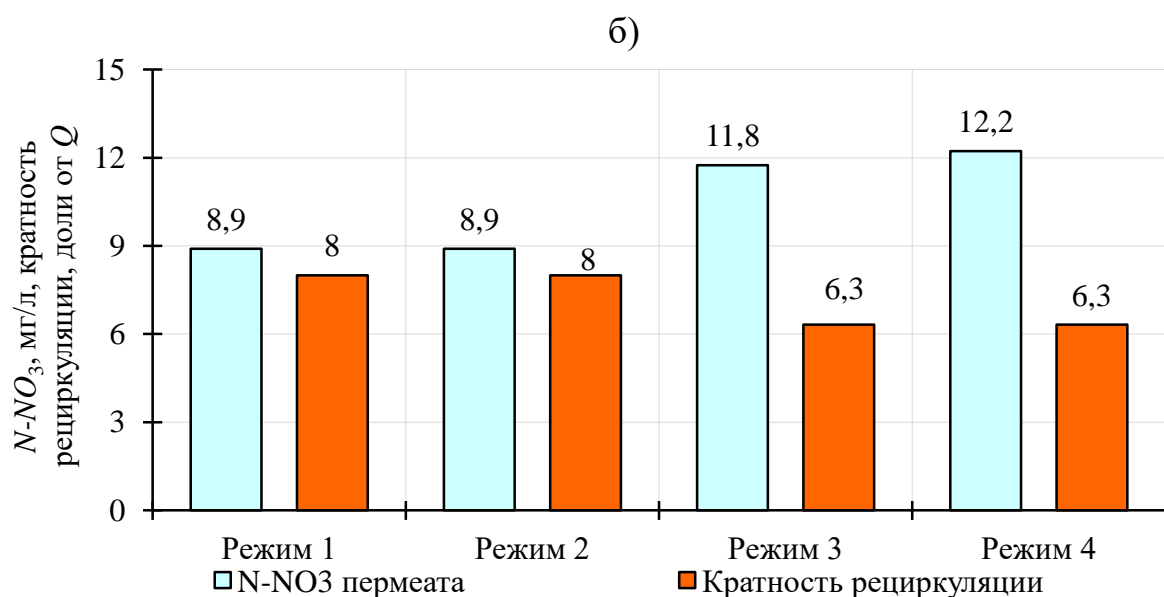
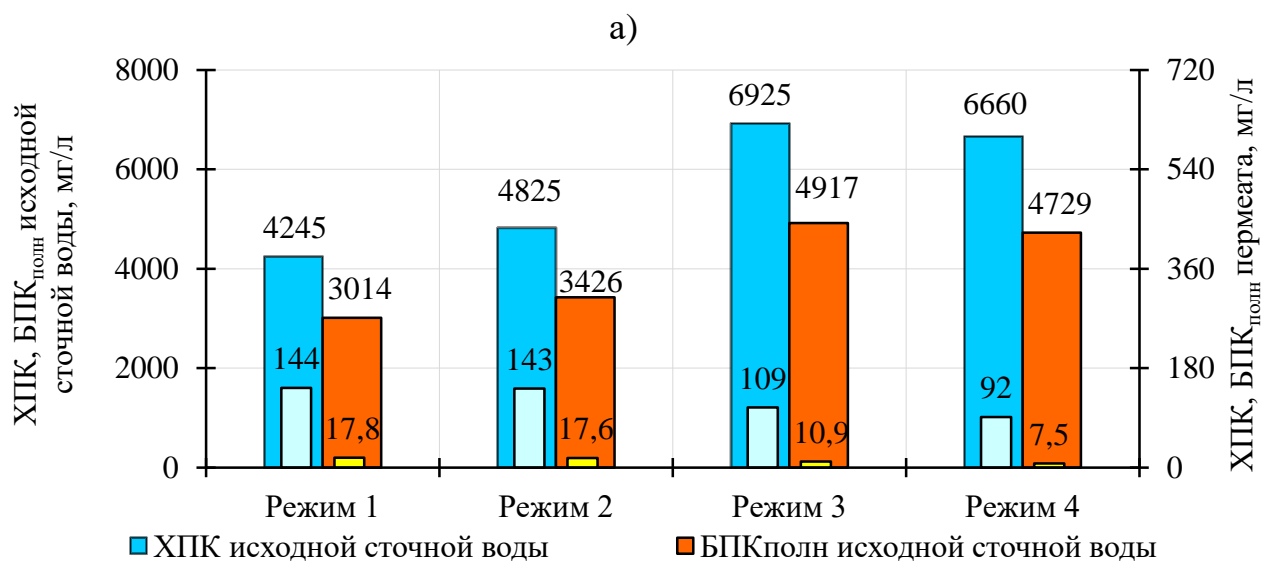


Рисунок 4.4 – Результаты работы МБР на исходной сточной воде по органическим загрязнителям (а) и азоту нитратов (б) [152]

Из рис. 4.4 (а) следует, что наилучший результат был получен на третьем и четвертом режимах при нагрузке на ил 0,085-0,098 г БПК_{полн}/(г·сут) и дозе ила 8-10 г/л. При этом пермеат характеризовался, мг/л: ХПК – 92-109, БПК_{полн} – 7,5-10,9, *N-NH₄* – 0,16-0,18, *N-NO₂* – менее 0,02, *N-NO₃* – 11,8-12,2. Необходимо отметить, что во всех рассматриваемых режимах имела место глубокая нитрификация, а в третьем и четвертом режимах концентрации аммония и нитритов в пермеате не превышали ПДК_{рыбхоз}. Из этого следует, что лимитирующим аэробным процессом являлось окисление органических веществ по БПК_{полн}, а не нитрификация.

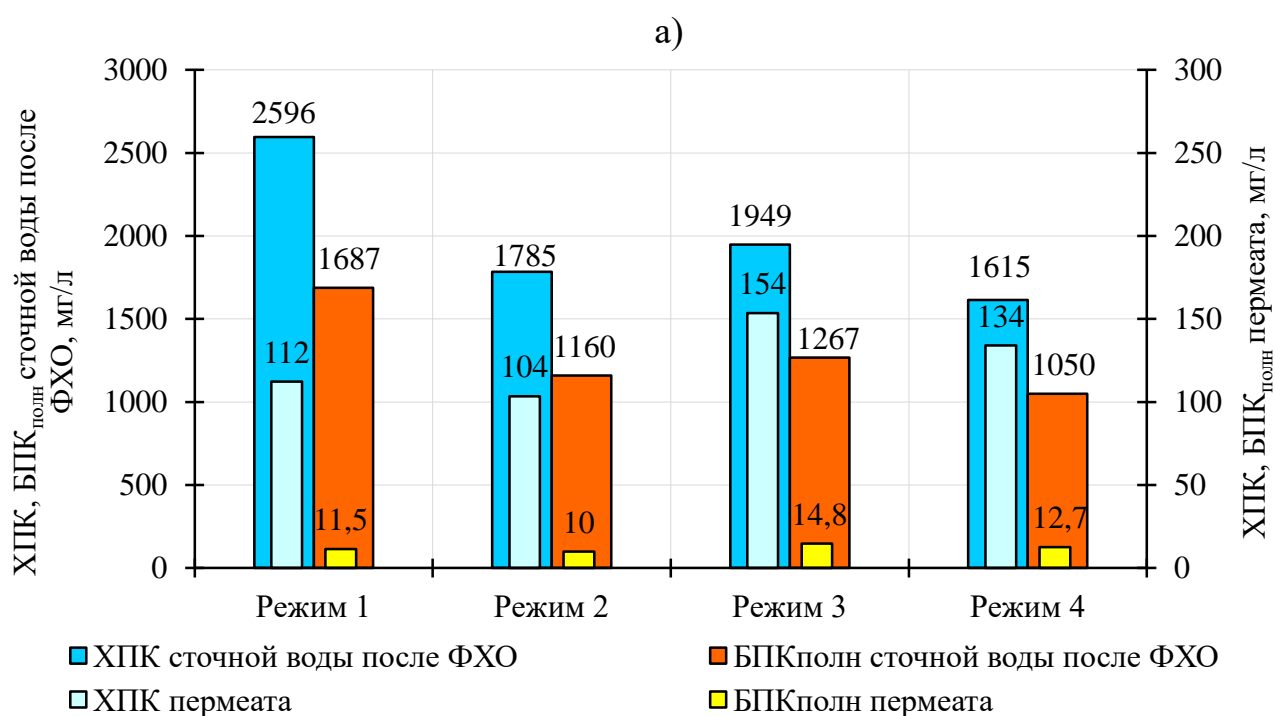
На рис. 4.4 (б) представлена зависимость концентрации *N-NO₃* в пермеате от кратности рециркуляции. Требуемая кратность рециркуляции иловой смеси зависела от концентрации общего азота. Как показывает гистограмма, рециркуляция с кратностью 6,3 и менее не позволила достичь концентрации азота нитратов 9 мг/л (ПДК_{рыбхоз}). Минимальная возможная рециркуляция для исходных сточных вод оказалась восьмикратной.

В табл. 4.4 и на рис. 4.5 представлены результаты работы пилотной установки МБР в течение 39 суток на сточной воде, прошедшей физико-химическую очистку. Процесс проводился при температуре – 23,2-28°C и *pH* – 6,63-8,3, ТМД – до 0,8 м вод. ст. По результатам работы было выделено четыре стабильных технологических режима, которые отличались нагрузкой на ил q_i – 0,072-0,134 г БПК_{полн}/(г·сут), временем пребывания T – 2-3 сут и дозой ила a_i – 4-6,5 г/л. Качественный состав сточной воды за весь период исследований составил, мг/л: исходной - ХПК – 900-3407, БПК_{полн} – 585-2215, *N-NH₄* – 1,25-11,62, *N-NO₃* – менее 0,02, *N-NO₂* – 0-3,09. Состав пермеата, мг/л: ХПК – 93,8-181, БПК_{полн} – 8,9-19, *N-NH₄* – 0-1,11, *N-NO₃* – 3,97-17,99, *N-NO₂* – 0-0,05, расход – 10-42,5 л/сут.

Таблица 4.4 – Технологические параметры и качество пермеата при работе МБР на сточной воде после ФХО (средние значения) [152]

| Показатель | Режим 1 | Режим 2 | Режим 3 | Режим 4 |
|--|------------|---------|---------|---------|
| Время пребывания T , сут | 2,9 | 2,2 | 1,9 | 1,6 |
| Нагрузка на ил q_i , г БПК _{полн} /(г·сут) | 0,072 | 0,073 | 0,134 | 0,106 |
| Доза ила a_i , г/л | 6,3 | 6,4 | 3,9 | 4,7 |
| Коэффициент прироста активного ила K_g , г/г окисленного БПК _{полн} | 0,16 | | | |
| Зольность активного ила s , % | 22 | | | |
| Иловый индекс J_i , мл/г | 48-91 (66) | | | |
| ХПК в пермеате, мг/л | 112 | 104 | 154 | 134 |
| БПК _{полн} в пермеате, мг/л | 11,5 | 10 | 14,8 | 12,7 |
| Азот аммонийный в пермеате, мг/л | 0,33 | 0,35 | 0,38 | 0,46 |
| Азот нитритов в пермеате, мг/л | 0,02 | 0,02 | 0,03 | 0,04 |
| Азот нитратов в пермеате, мг/л | 9,2 | 12 | 12,7 | 9,1 |
| Кратность рециркуляции, доли от Q | 6,4 | 4,8 | 4,9 | 5,1 |

Сравнение табл. 4.3 и 4.4 показывает, что в результате предварительной ФХО время пребывания сточной воды в биореакторе сократилось в 2-3 раза. При этом были достигнуты ПДК_{рыбхоз} водных объектов по аммонию и нитритам.



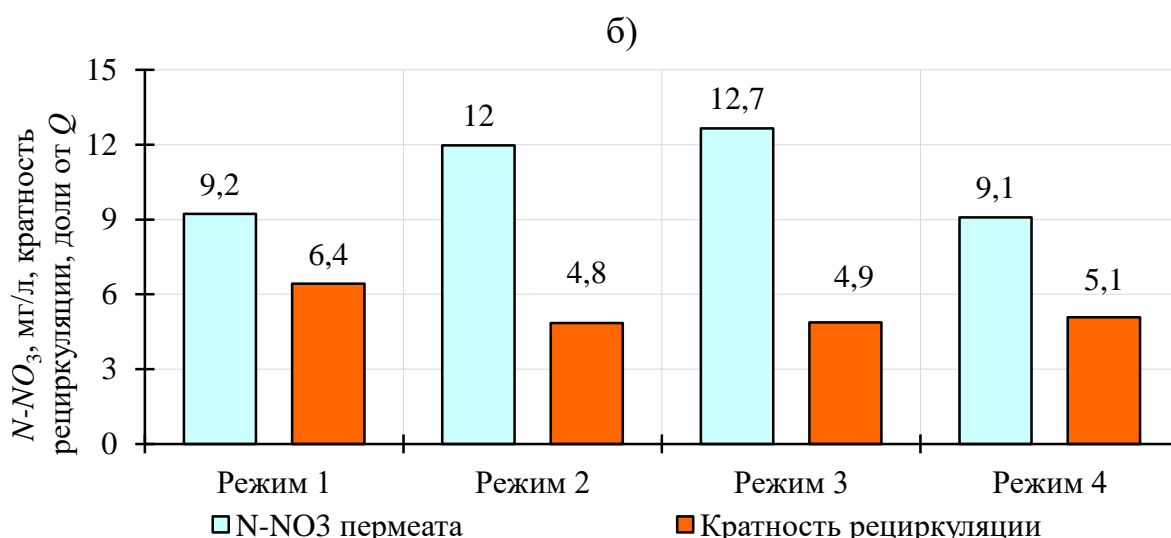


Рисунок 4.5 – Результаты работы МБР на сточной воде после предварительной ФХО по органическим загрязнениям (а), азоту нитратов (б) [152]

Из рис. 4.5 (а) следует, что наилучший результат был получен на первом и втором режимах при нагрузке на ил $0,0725 \text{ г БПК}_{\text{полн}}/(\text{г}\cdot\text{сут})$ и дозе активного ила $6,35 \text{ г/л}$. При этом пермеат характеризовался, мг/л: ХПК – 104-112, $\text{БПК}_{\text{полн}}$ – 10-11,5, $N\text{-NH}_4$ – 0,33-0,35, $N\text{-NO}_2$ – 0,02, $N\text{-NO}_3$ – 9,2-12. Как и для исходной сточной воды, концентрации аммония и нитритов в пермеате во всех рассматриваемых режимах не превышали $\text{ПДК}_{\text{рыбхоз}}$, независимо от глубины очистки по $\text{БПК}_{\text{полн}}$. Поэтому лимитирующим аэробным процессом, как для исходной сточной воды, так и сточной воды после предварительной ФХО, явилось окисление органических веществ по $\text{БПК}_{\text{полн}}$.

Зависимость концентрации $N\text{-NO}_3$ в пермеате от кратности рециркуляции (рис. 4.5, б) показывает, что минимальная рециркуляция для обеспечения допустимой концентрации азота нитратов 9 мг/л при очистке сточных вод после предварительной ФХО оказалась шестикратной.

Средняя концентрация $P\text{-PO}_4$ в пермеате составила $8,19$ и $4,27 \text{ мг/л}$ (что связано с избыточным дозированием $\text{Na}_2\text{HPO}_4\cdot 2\text{H}_2\text{O}$) для исходной сточной воды и сточной воды после ФХО соответственно. Необходимое количество фосфора было определено экспериментально при нагрузке на ил по $\text{БПК}_{\text{полн}}$ $0,04\text{-}0,13 \text{ г}/(\text{г}\cdot\text{сут})$ в виде соотношения $\text{БПК}_{\text{полн}}:P = 100:1,2$ и $100:0,6$ для исходной сточной воды и сточной воды после ФХО соответственно.

На рис. 4.6 представлена графическая зависимость БПК_{полн} пермеата от органической нагрузки на активный ил по беззольному веществу. Значение БПК_{полн} 12 мг/л и ниже достигалось в интервале нагрузок от 0,06 до 0,125 г БПК_{полн}/(г·сут) для исходной сточной воды и от 0,04 до 0,12 г БПК_{полн}/(г·сут) для сточной воды после предварительной ФХО. При более низких и более высоких нагрузках качество очистки ухудшалось, что может быть объяснено самоокислением ила и недостаточной продолжительностью очистки соответственно [70, 54, 169, 87].

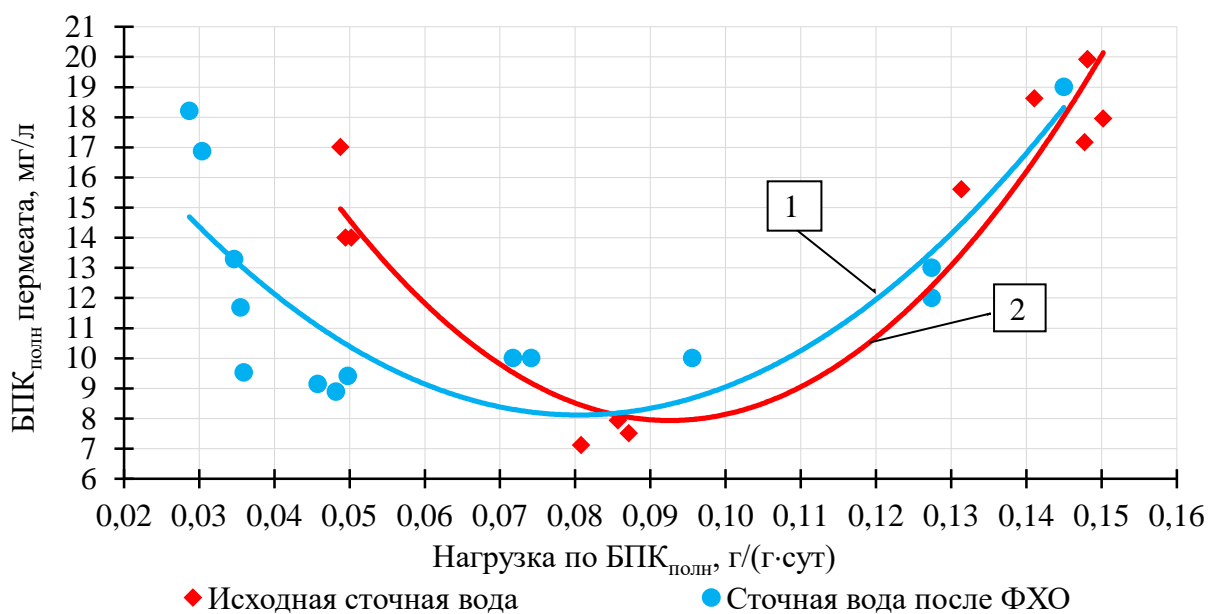


Рисунок 4.6 – Зависимость БПК_{полн} пермеата от нагрузки на ил по беззольному веществу [152]: 1 – зависимость для сточной воды после ФХО; 2 – зависимость для исходной сточной воды

В ходе всех проведенных исследований было установлено, что концентрация взвешенных веществ в пермеате всегда была ниже порога определения. Концентрация аммония и нитритов соответствовали ПДК_{рыбхоз} при средней нагрузке 0,09 г БПК_{полн}/(г·сут) для исходной сточной воды (табл. 4.3) и 0,0725 г БПК_{полн}/(г·сут) для сточной воды после ФХО (табл. 4.4).

На рис. 4.7 представлены зависимости ХПК от БПК_{полн} в пермеате после МБР.

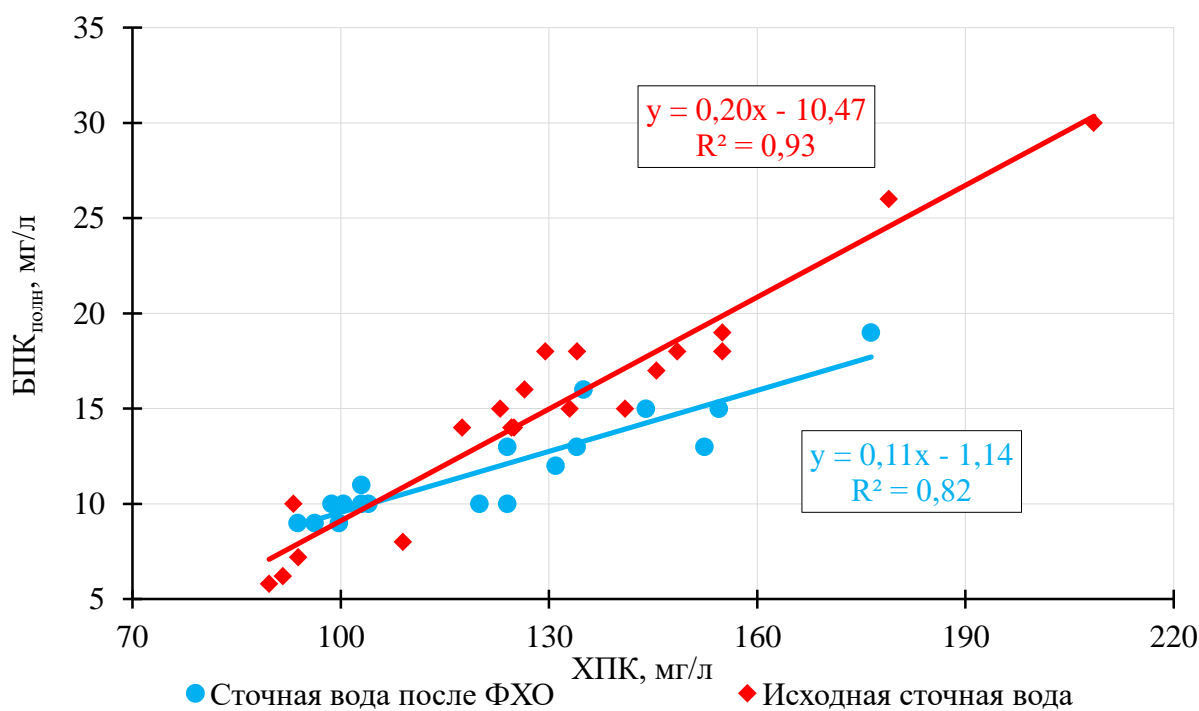


Рисунок 4.7 – Зависимости XПК от БПК_{полн} в пермеате после МБР [1]

Из рис. 4.7 была определена инертная часть XПК, которая составила около 90 мг/л для исходной сточной воды и сточной воды после ФХО. Из этого следует, что в случае отведения очищенных сточных вод в водный объект рыбохозяйственного значения необходима доочистка от растворимых биорезистентных органических загрязнений, например, на сорбционных фильтрах.

4.3 Определение кинетических констант процессов биологической очистки на основе эксперимента в проточных условиях

Исследования, проведенные в динамических условиях с режимами, различающимися по нагрузке на ил, времени пребывания сточной воды в реакторе, дозе активного ила, позволили определить кинетические константы, необходимые для расчета промышленных сооружений биологической очистки, как для исходных, так и для предварительно коагулированных сточных вод. Для этого все полученные удельные скорости окисления были приведены к стандартным условиям (концентрации активного ила $a_i \rightarrow 0$ и температуре $t = 20^\circ\text{C}$), используя ранее полученные значения констант и формулы (1.6) и (1.9). Для исходной сточной воды $\varphi = 0,065$ л/г, $\chi = 0,104^\circ\text{C}^{-1}$, для

сточной воды после предварительной ФХО – $\varphi = 0,265$ л/г, $\chi = 0,08^{\circ}\text{C}^{-1}$. Расчет проводился при фактической КРК в аэробной зоне пилотной установки 2,2-3,5 мг/л. Это позволило определить ρ'_{max} и K_m , применив метод линеаризации Лайнуивера-Берка по уравнению (1.5) – двойных обратных величин (рис. 4.8).

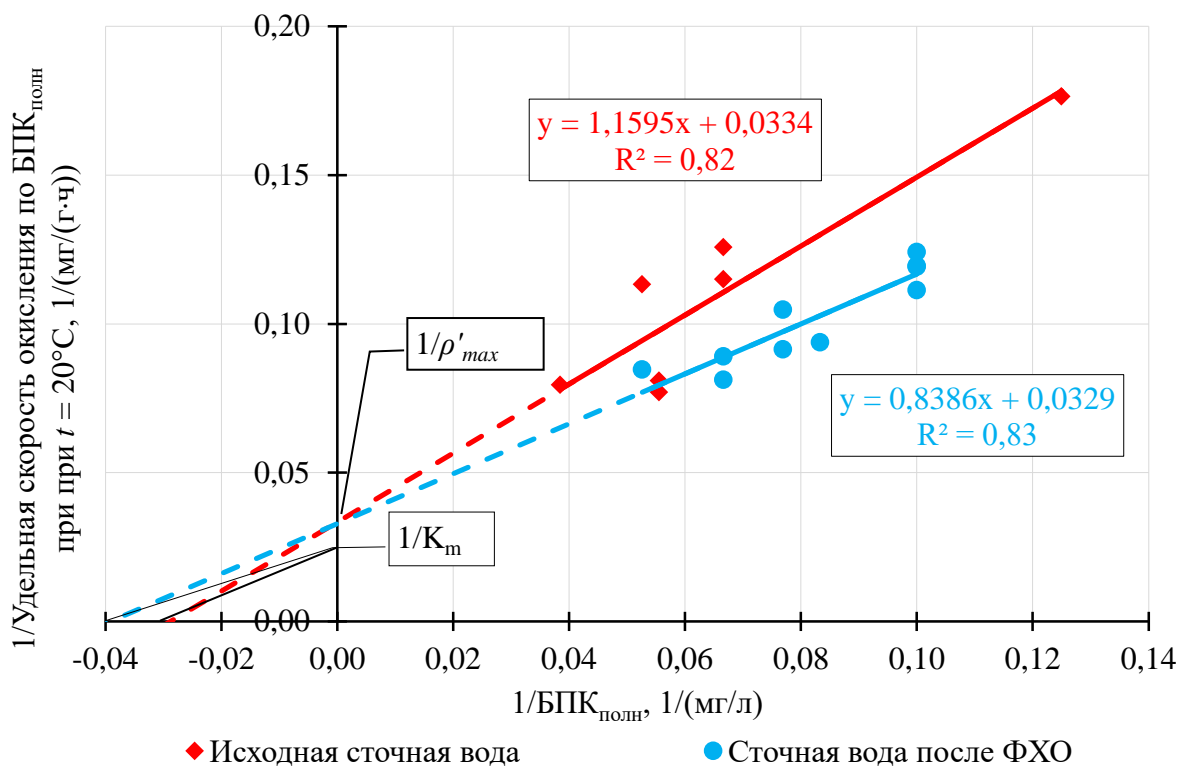


Рисунок 4.8 – График двойных обратных величин для определения K_m и ρ'_{max} при дозе ила, стремящейся к нулю и температуре 20°C [152]

Используя полученные значения кинетических констант, были построены зависимости по уравнению (1.3) Михаэлиса-Ментен (рис. 4.9).

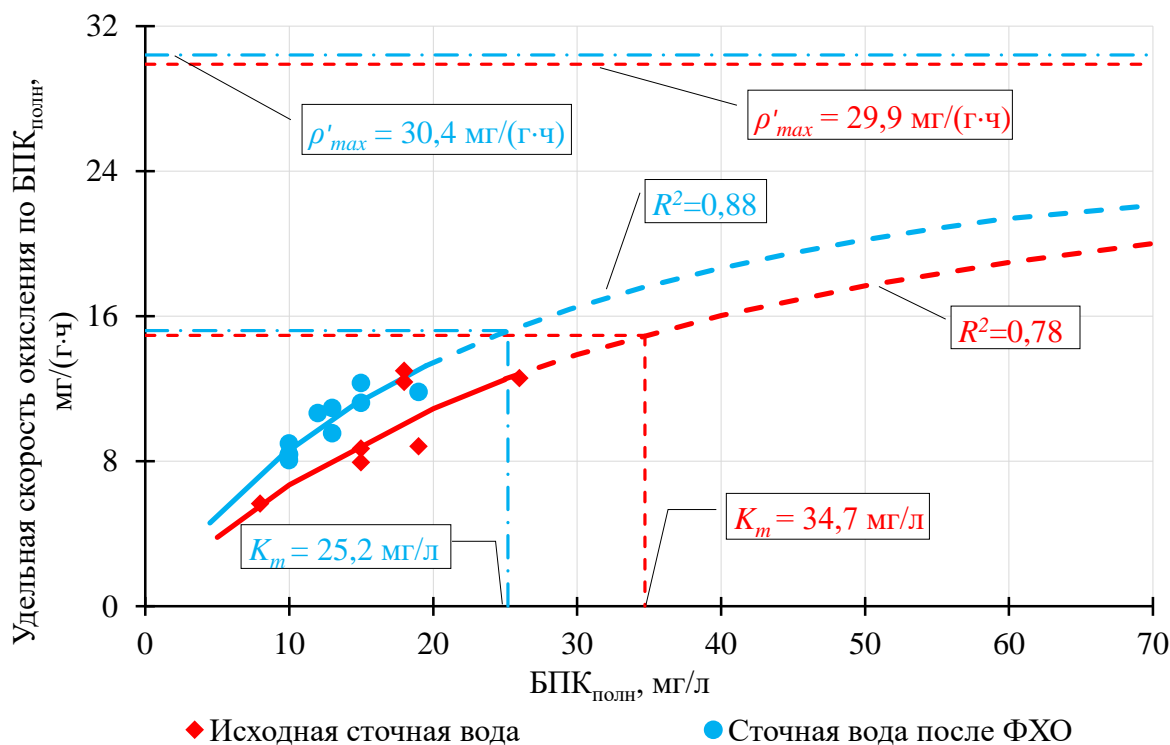


Рисунок 4.9 – Кинетика окисления органических веществ по БПК_{полн} [152]

Таким образом, полученные кинетические константы и коэффициенты позволяют рассчитать объем реакторов для сточных вод предприятий данной категории с любой заданной степенью очистки. Результаты определения всех констант представлены в табл. 4.5.

Таблица 4.5 – Значения кинетических констант процессов окисления органических веществ, полученные в МБР [152]

| Показатель | Сточная вода | |
|--|--------------|----------|
| | после ФХО | исходная |
| Константа Михаэлиса K_m , мг/л | 25,2 | 34,7 |
| Максимальная скорость окисления ρ'_{max} , мг БПК _{полн} /(г·ч) при $a_i \rightarrow 0$ и $t = 20^\circ\text{C}$ | 30,4 | 29,9 |
| Коэффициент ингибирования продукта-ми метаболизма φ , л/г | 0,265 | 0,065 |
| Температурная константа χ , $^\circ\text{C}^{-1}$ | 0,08 | 0,104 |

Для оценки влияния коэффициента φ на кинетику окисления БПК_{полн} были построены зависимости максимальной скорости окисления органических веществ по БПК_{полн} от концентрации ила, которые представлены на рис. 4.10. Зависимости построены с использованием данных табл. 4.5.

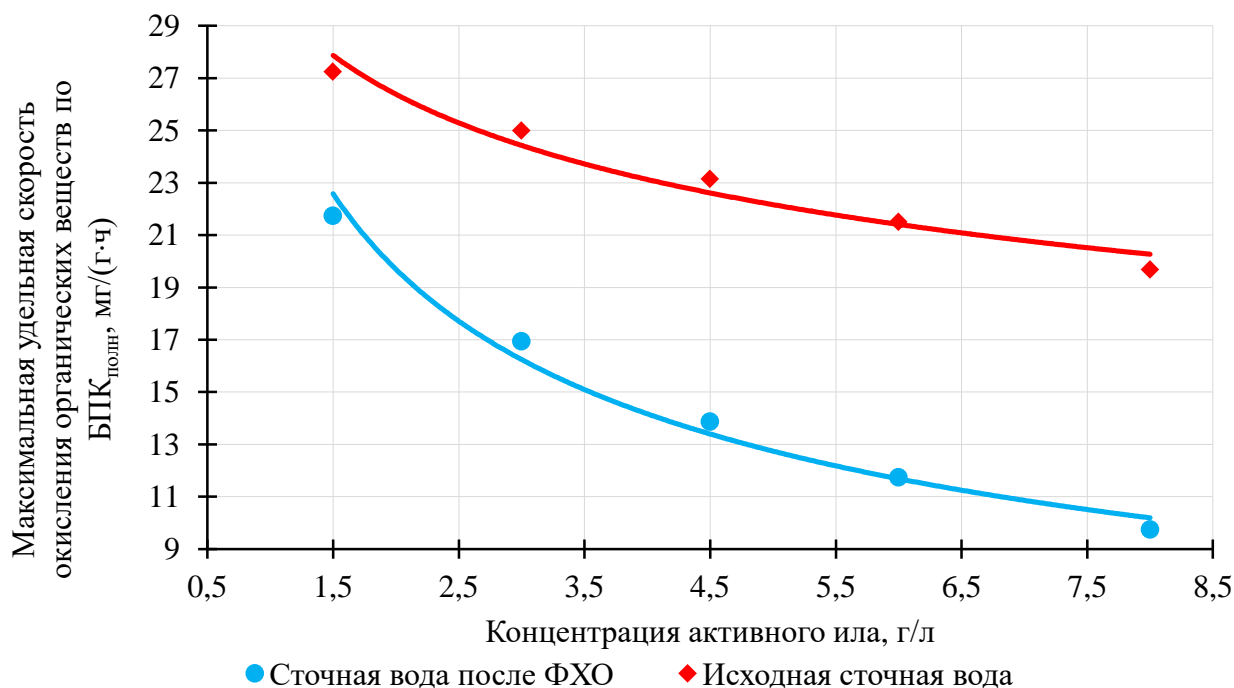


Рисунок 4.10 – Зависимости максимальной удельной скорости окисления органических веществ по БПК_{полн} от концентрации активного ила

Рис. 4.10 показывает, что после ФХО во всем исследуемом диапазоне концентраций активного ила максимальная удельная скорость окисления органических веществ по БПК_{полн} оказалась ниже, чем для исходной сточной воды, что может быть объяснено, как и на этапе лабораторных исследований (см. раздел 3.2), присутствием остаточного алюминия и/или повышенным содержанием.

По данным табл. 4.5 построены кинетические зависимости удельной скорости снижения БПК_{полн} для разных доз активного ила при температуре 20°C (рис. 4.11). Анализ положения кривых для дозы ила 1,5 г/л показывает, что при концентрации субстрата до 15 мг/л удельные скорости окисления практически одинаковы для обеих исследуемых сточных вод. При бóльшем значении БПК_{полн} удельные скорости для исходной сточной воды становятся существенно выше. Положение кривых, соответствующих дозе ила 3 г/л, обычной для аэротенка, показывает, что при БПК_{полн} менее 5 мг/л удельная скорость окисления примерно одинакова для обеих сточных вод, а при бóльших концентрациях субстрата – для исходной сточной воды существенно выше. При концентрации ила 6 г/л, характерной для МБР, удельные скорости

окисления для исходной сточной воды выше, чем после ФХО во всем диапазоне концентраций субстрата.

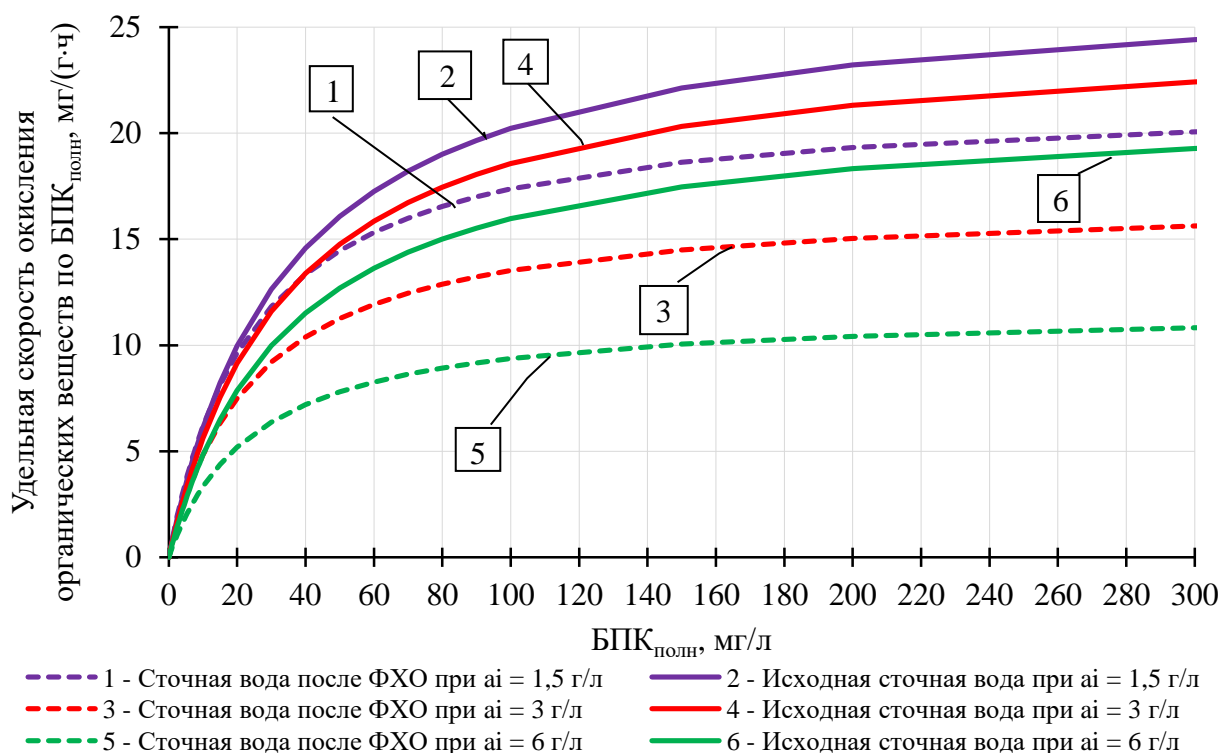


Рисунок 4.11 – Зависимости удельной скорости потребления кислорода от концентрации субстрата при разных дозах ила

Таким образом, исследования главы 4 подтвердили выводы глав 1 и 3 о неоднозначном влиянии предварительной ФХО на дальнейшую биологическую очистку. С одной стороны, ФХО на предварительной стадии позволила существенно снизить концентрацию загрязнений по ХПК, БПК_{полн}, взвешенным веществам, органическому азоту (см. главу 3 и раздел 4.1), что положительно повлияло на константы K_m и ρ'_{max} , а с другой – расчетные максимальные удельные скорости окисления органических веществ по БПК_{полн} для каждой дозы активного ила с учетом коэффициента ингибирования продуктами метаболизма φ снизились (рис. 4,10, 4.11), что может быть вызвано накоплением в активном иле остаточного алюминия и/или повышенным в системе солесодержанием. Поэтому целесообразность ФХО должна быть определена на основании технико-экономического расчета с учетом затрат на реагентную обработку сточной воды и образующегося осадка.

4.4 Выводы по главе 4

1. На основании эксперимента, проведенного в условиях действующего предприятия глубокой переработки куриных яиц на пилотном мембранном биореакторе с предварительной денитрификацией, доказано, что диктующим загрязнением, на которое необходимо вести расчет сооружений биологической очистки, является БПК_{полн}. БПК_{полн} пермеата не превышало 12 мг/л при средней нагрузке на активный ил по БПК_{полн} 0,09 г/(г·сут) для исходной сточной воды и 0,0725 г/(г·сут) для сточной воды после предварительной физико-химической очистки. При этом концентрации аммония и нитритов соответствовали ПДК_{рыбхоз}. Минимальная рециркуляция, обеспечивающая концентрацию азота нитратов в очищенной воде 9 мг/л, оказалась восьмикратной для исходных сточных вод и шестикратной для предварительно коагулированных. Инертная часть ХПК составила около 90 мг/л.
2. В результате проведенных исследований были определены кинетические константы процесса биохимического окисления органических веществ (по БПК_{полн}): ρ'_{max} – 29,9 и 30,4 мг/(г·ч), K_m – 34,7 и 25,2 мг/л для исходных сточных вод и сточных вод после ФХО соответственно. Полученные значения позволяют рассчитать объем аэротенков для биологической очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц до заданной степени очистки.
3. Показано, что удельная скорость окисления органических веществ по БПК_{полн} при концентрации активного ила 1,5-3 г/л и глубине очистки до 5 мг/л для исходной сточной воды и сточной воды после ФХО предприятия глубокой переработки куриных яиц была практически одинаковой, а при больших дозах ила и концентрациях субстрата удельная скорость была выше для исходной сточной воды.
4. Целесообразность применения ФХО должна быть определена на основании технико-экономического расчета с учетом затрат на реагентную обработку сточной воды и образующегося осадка.

ГЛАВА 5. АЛГОРИТМ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО РАСЧЕТА ОЧИСТНЫХ СООРУЖЕНИЙ, ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ОЦЕНКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СХЕМ ОЧИСТКИ

Проведенные исследования показали, что для очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц могут использоваться сооружения ФХО совместно с биологической очисткой и с предварительной денитрификацией. Возможно также применение только биологической очистки без использования сооружений ФХО.

5.1 Алгоритм технологического расчета очистных сооружений физико-химической и биологической очистки

Для технологического расчета очистных сооружений разработан алгоритм, который представлен в виде блок-схемы на рис. 5.1.

Первоначально необходимо определить качественный состав сточных вод по диктующим компонентам. Для этого могут быть использованы рекомендации СП 32.133330.2018 «Канализация. Наружные сети и сооружения».

Расчет сооружений ФХО (при их наличии) сводится к определению наиболее эффективного коагулянта с дозой, соответствующей максимальной эффективности очистки по ХПК и взвешенным веществам. Для осветления сточных вод после обработки коагулянтом могут быть использованы технологии реагентной напорной флотации или гравитационного уплотнения, расчет которых может быть выполнен по рекомендациям производителей.

Расчет проводится по среднечасовому расходу сточных вод в сутки максимального водоотведения $Q_{\text{ч}}$ (при наличии усреднителя). После ФХО сточные воды с измененным количественным и качественным составом направляются на сооружения биологической очистки.

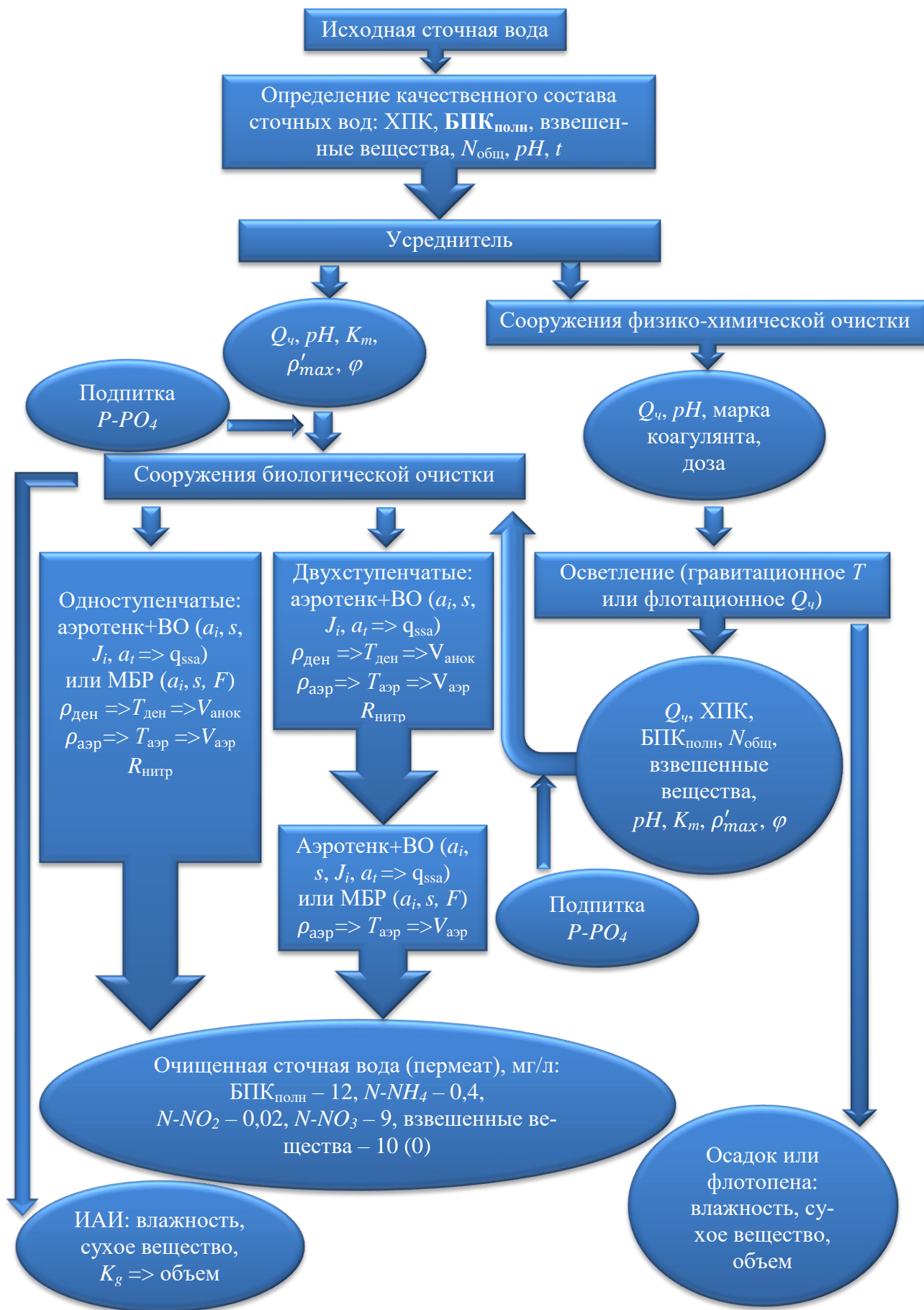


Рисунок 5.1 – Блок-схема алгоритма технологического расчета очистных сооружений предприятий глубокой переработки куриных яиц

Расчет сооружений биологической очистки сводится к определению объема емкостных сооружений. Для такого расчета сооружений биологической очистки предприятий глубокой переработки куриных яиц предлагается использовать разработанную ранее методику «ВОДГЕО/СамГТУ» [179]. Данная методика предназначена для расчета сооружений очистки городских и производственных сточных вод. В основе методики лежит вычисление скоростей биохимического окисления в анаэробной, аноксидной и аэробной зонах по уравнениям ферментативной кинетики. Разработанный алгоритм предусматривает использование экспериментально полученных кинетических констант и коэффициентов, значения которых для сточных вод предприятий глубокой переработки яиц представлены в (табл. 4.5), как для исходной сточной воды, так и для сточной воды после ФХО.

При этом необходимо отметить, что предлагаемый алгоритм адаптирует методику «ВОДГЕО/СамГТУ» для выполнения технологического расчета сооружений очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц. Во-первых, вместо удаления соединений фосфора из-за их отсутствия в исходной сточной воде, на основе экспериментальных данных раздела 4.2 рассчитывается необходимое количество вводимых фосфатов. Во-вторых, установлено, что лимитирующим (диктующим) аэробным процессом являлось окисление органических веществ по БПК_{полн} и процесс нитрификации рассчитывать не требуется. Расчет аноксидной зоны выполняется преимущественно на удаление органического азота.

Расчетная продолжительность денитрификации $T_{\text{ден}}$ определяется в соответствии с материальным балансом, учитывая убыль азота в процессах ассимиляции, ч:

$$T_{\text{ден}} = \frac{N_{\text{общ.вх}} - N_{\text{общ.вых}} - N_{\text{изб.ил}}}{\rho_{\text{ден}} a_i (1-s)}, \quad (5.1)$$

где $N_{\text{общ.вх}}$ и $N_{\text{общ.вых}}$ – концентрация азота общего в исходной воде и пермеате, мг/л; $N_{\text{изб.ил}}$ – удаление азота с избыточным илом, мг/л; $\rho_{\text{ден}}$ – удельная скорость денитрификации, мг/(г·ч).

Удельная скорость денитрификации $\rho_{\text{ден}}$ с учетом влияния дозы ила и температуры определяется по формуле, мг N/(г·ч):

$$\rho_{\text{ден}} = \frac{\rho'_{\text{max}} L_{\text{ден.разб}} N_{\text{NO}_3\text{вых}}}{L_{\text{ден.разб}} N_{\text{NO}_3\text{вых}} + K_m N_{\text{NO}_3\text{вых}} + K_O L_{\text{ден.разб}}} \cdot \frac{1}{K_{\text{БПК}/N_{\text{ден}}}} \cdot \frac{e^{\chi_{\text{орг}}(t-20)}}{1+a_i\varphi}, \quad (5.2)$$

где $L_{\text{ден.разб}}$ – БПК_{полн} на выходе из денитрификатора с учетом разбавления нитратным рециклом, мг/л; K_O – кислородная константа, равная 0,625 мг/л; $K_{\text{БПК}/N_{\text{ден}}}$ – стехиометрический коэффициент окисления органических веществ в денитрификаторе по БПК_{полн} при восстановлении нитратов, равный 3,43 мг/мг N-NO₃; $N_{\text{NO}_3\text{вых}}$ – азот нитратов в пермеате, мг/л.

Рассчитывая продолжительность окисления органических веществ в аэробных условиях, необходимо сначала определить значение БПК_{полн} на входе в аэробную зону $L_{\text{аэр.вх}}$ с учетом снижения концентрации органических веществ в денитрификаторе, мг/л:

$$L_{\text{аэр.вх}} = L_{\text{вх}} - K_{\text{БПК}/N_{\text{ден}}} \rho_{\text{ден}} t_{\text{ден}} a_i (1-s), \quad (5.3)$$

где $L_{\text{вх}}$ – концентрация БПК_{полн} в сточной воде на входе в биореактор с учетом ФХО (при наличии), мг/л; $K_{\text{БПК}/N_{\text{ден}}} \rho_{\text{ден}} t_{\text{ден}} a_i (1-s)$ – количество органических веществ, окисленных в аноксидной зоне, мг/л.

Продолжительность окисления органических веществ $T_{\text{аэр}}$, ч, в аэробной зоне может быть определена по формуле:

$$T_{\text{аэр}} = \frac{L_{\text{аэр.вх}} - L_{\text{вых}}}{\rho_{\text{БПК}_{\text{полн}}} a_i (1-s)}, \quad (5.4)$$

где $L_{\text{вых}}$ – концентрация БПК_{полн} в очищенной сточной воде, мг/л; $\rho_{\text{БПК}_{\text{полн}}}$ – удельная скорость окисления БПК_{полн}, мг/(г·ч), с учетом влияния температуры, дозы ила и концентрации растворенного кислорода, которая определяется по формуле:

$$\rho_{\text{БПК}_{\text{полн}}} = \rho'_{\text{max}} \frac{L_{\text{вых}}}{L_{\text{вых}} + K_m} \cdot \frac{e^{\chi_{\text{орг}}(t-20)}}{1+a_i\varphi} \cdot \frac{C_O(C_{\text{ост}}+K_O)}{C_{\text{ост}}(C_O+K_O)}, \quad (5.5)$$

где $C_{\text{ост}}$ – стандартная концентрация растворенного кислорода в аэробной зоне, принято 2,5 мг/л.

Процессы биологического удаления азота нитратов основаны на цир-

куляции иловой смеси между аэробной и аноксидной зонами. Степень рециркуляции $R_{\text{нитр}}$ между зонами нитрификации и денитрификации, как кратность циркуляционного расхода по отношению к расчетному расходу аэротенка, является важным расчетным параметром циклических схем, обеспечивающим подвод в зону денитрификации нитратов с интенсивностью, соответствующей скорости денитрификации.

Нитратный рецикл $R_{\text{нитр}}$ рассчитывается по уравнению материального баланса соединений азота в исходной и очищенной воде:

$$R_{\text{нитр}} = \frac{N_{\text{общ.вх}} - N_{\text{общ.вых}} - N_{\text{изб.ил}} - N_{\text{NO}_3\text{вх}}}{N_{\text{NO}_3\text{вых}}}, \quad (5.6)$$

где $N_{\text{NO}_3\text{вых}}$ – концентрация азота нитратов в исходной воде, мг/л.

Объем аноксидной, аэробной зон и суммарный объем аэротенка рассчитывается по формулам, м³:

$$V_{\text{анокс}} = T_{\text{ден}} Q_{\text{ч}}, \quad (5.7)$$

$$V_{\text{аэр}} = T_{\text{аэр}} Q_{\text{ч}}, \quad (5.8)$$

$$V_{\text{общ}} = V_{\text{анокс}} + V_{\text{аэр}}, \quad (5.9)$$

где $Q_{\text{ч}}$ – среднечасовой расход сточных вод в сутки максимального водоотведения, м³/ч.

Для биологической очистки высококонцентрированных сточных вод успешно применяются двухступенчатые аэротенки (см. главу 1). Для их расчета также используются формулы (5.1) - (5.9) и соответствующие значения констант.

Биологическая очистка может быть реализована как по схеме «аэротенк-вторичный отстойник» (далее ВО), так и по технологии МБР. Для реализации обеих технологий экспериментально получены значения всех необходимых технологических параметров (коэффициент прироста K_g , зольность s , иловый индекс J_i), которые представлены в табл. 3.4; 4.3 и 4.4 как для исходной сточной воды, так и сточной воды после ФХО. Вторичные отстойники могут быть рассчитаны по СНиП 2.04.03-85 «Канализация. Наружные сети и сооружения».

Необходимая площадь мембран F , режимы фильтрования, промывки и аэрации могут быть определены по методике, представленной в [158] для выбранного типа мембран с учетом рекомендаций производителя для промышленных сточных вод.

При использовании двухступенчатых аэротенков необходимо определение соотношения объемов ступеней с определением глубины очистки на первой ступени при заданном качестве очищенной воды после второй ступени.

5.2 Оптимизация двухступенчатой биологической очистки

Оптимизация сводится к определению глубины очистки в аэротенке первой ступени, соответствующей минимальному суммарному объему сооружений с учетом объема вторичных отстойников. С этой целью были проведены две серии расчетов сооружений первой и второй ступеней для исходной сточной воды и сточной воды после ФХО. При этом в каждой серии качество исходной и очищенной воды оставались без изменений, а глубина очистки на первой ступени последовательно изменялась с определенным шагом.

Оптимизационный технологический расчет был выполнен для расчетной концентрации загрязнений в исходной сточной воде по данным табл. 2.1, а для сточной воды после ФХО были приняты следующие значения, мг/л: ХПК – 2261, БПК_{полн} – 1470, $N_{\text{общ}}$ – 72, и производительности очистных сооружений 600 м³/сут (25 м³/ч). В расчете были использованы результаты исследований, изложенные в главах 3 и 4, и алгоритм расчета, представленный в разделе 5.1. В вариантах технологических схем с предварительной ФХО применен коагулянт марки Аква-Аурат 14 с дозой 125 мг Al_2O_3 /л. В технологическом расчете аэротенков были использованы технологические параметры, коэффициенты и константы, приведенные в табл. 5.1.

Таблица 5.1. – Условия расчетов по оптимизации двухступенчатой биологической очистки [150]

| Показатель | Сточная вода | |
|---|--------------|----------|
| | после ФХО | исходная |
| Доза ила в аэротенках I/II ступеней a_i , г/л | 5/2,5 | |
| Температура иловой смеси t , °С | 20 | |
| Концентрация растворенного кислорода в аэробной/аноксидной зонах аэротенка C_O , мг/л | 2,5/< 0,5 | |
| Коэффициент прироста активного ила K_g на I/II ступенях аэротенка, г/г окисленного БПК _{полн} | 0,26/0,16 | 0,4/0,24 |
| Зольность активного ила s , % | 22 | 18 |
| Максимальная скорость окисления по БПК _{полн} ρ'_{\max} , мг/(г·ч) при $a_i \rightarrow 0$ и $t = 20^\circ\text{C}$ | 30,4 | 29,9 |
| Константа Михаэлиса K_m , мг БПК _{полн} /л | 25,2 | 34,7 |
| Коэффициент ингибирования продуктами метаболизма φ , л/г | 0,265 | 0,065 |
| Температурная константа χ , °С ⁻¹ | 0,08 | 0,104 |
| Иловый индекс J_i , мл/г | 120 | |
| Концентрация ила в осветленной воде a_i , мг/л | 15 | |

В аэротенках I ступени доза ила ограничивается возможностью работы вторичных отстойников (см. подраздел 1.3.2). При расчете вторичных вертикальных отстойников получено, что их объем составил 33 м³ при гидравлической нагрузке 0,83 м³/(м²·ч), диаметре 4 м и количестве 3 шт. Работа второй ступени аэротенков принята по технологии МБР, что позволит поддерживать дозу активного ила 2,5 г/л и выше.

Полученная зависимость суммарного объема аэротенков и вторичных отстойников от глубины очистки на первой ступени представлена на рис. 5.2.

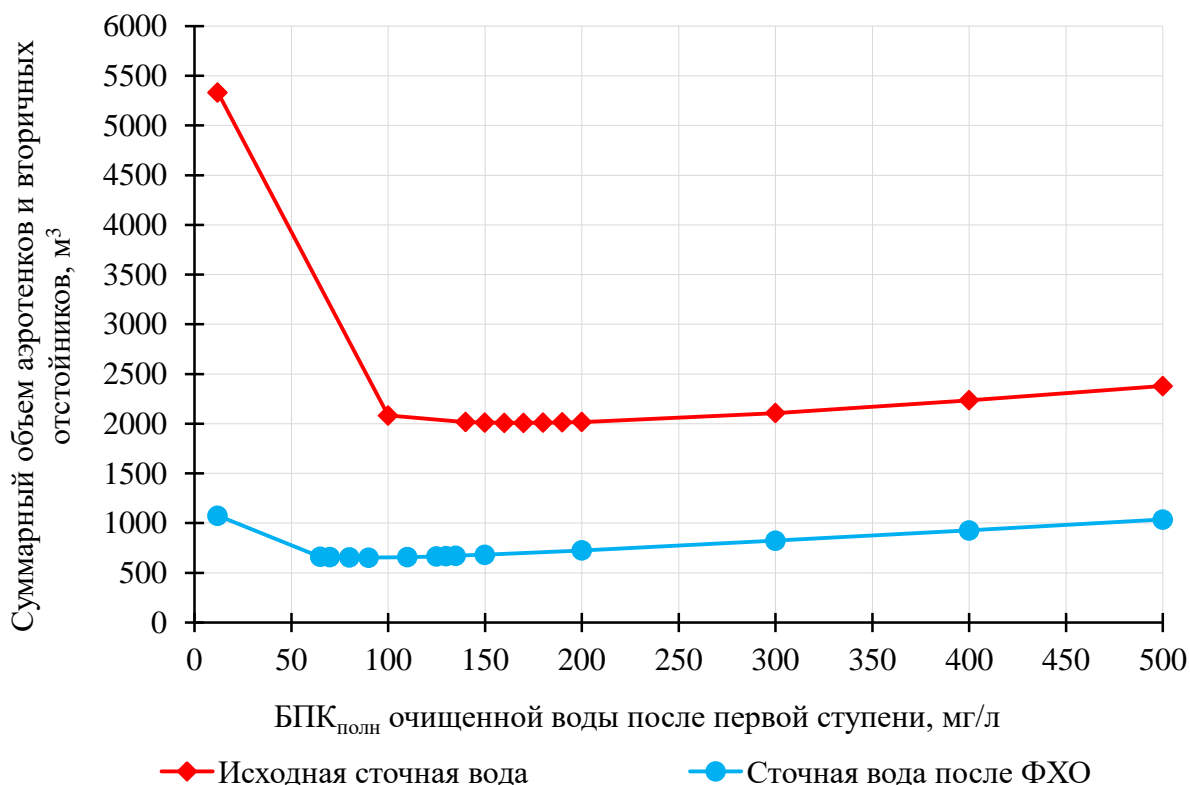


Рисунок 5.2 – Зависимость суммарного объема аэротенков и вторичных отстойников от глубины очистки по БПК_{полн} на первой ступени [150]

Анализ рис. 5.2 показал, что наименьший суммарный объем аэротенков и вторичных отстойников для исходной сточной воды составил 2008 м³ при БПК_{полн} после первой ступени очистки 160 мг/л, для сточной воды после ФХО – 653 м³ при БПК_{полн} после первой ступени – 90 мг/л.

Среднее соотношения БПК_{полн}/N_{общ} в исходной сточной воде составляло 33,4, а в сточной воде после ФХО – 20,4-21,6. Поэтому лимитирующим показателем для расчета аэробной зоны оказалось БПК_{полн}. Качество очищенной сточной воды после первой ступени аэротенков, мг/л: N-NH₄ – 2-4, N-NO₂ – 0,05-1, N-NO₃ – 6-7; после второй – БПК_{полн} – 12, N-NH₄ < 0,4, N-NO₂ < 0,02, N-NO₃ < 9.

5.3 Технологический расчет сооружений физико-химической и биологической очистки при разных дозах коагулянта

По результатам всех исследований для очистки высококонцентрированных сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц предложены следующие технологические схемы, представленные на рис. 5.3.

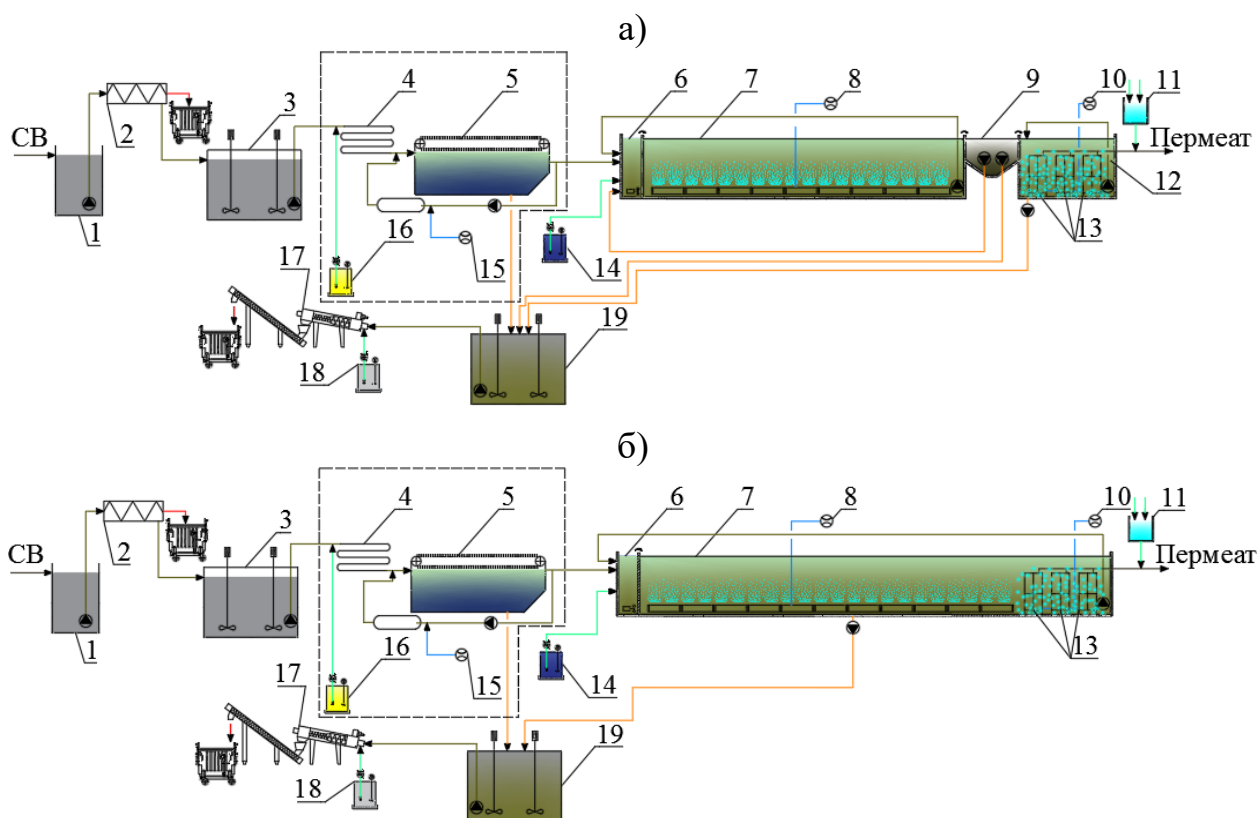


Рисунок 5.3 – Принципиальные схемы очистки сточных вод предприятия глубокой переработки куриных яиц с механической, физико-химической (выделено пунктиром), аэробной двухступенчатой (а) и одноступенчатой (б) биологической очисткой [150]:

- 1 – КНС; 2 – барабанная решетка; 3 – усреднитель; 4 – трубчатый флокулятор;
- 5 – напорный флотатор; 6 – аноксидная зона аэротенка I ступени;
- 7 – аэробная зона аэротенка I ступени; 8, 10 – воздуходувки; 9 – вторичный отстойник;
- 11 – бак с реагентами для промывки мембран; 12 – аэротенк II ступени (МБР);
- 13 – мембранные модули; 14 – бак биогенной подпитки фосфором;
- 15 – компрессор с сатуратором; 16 – бак коагулянта; 17 – шнековый дегидратор;
- 18 – бак флокулянта; 19 – емкость флотошлама и избыточного активного ила;
- СВ – исходная сточная вода

Усреднитель рекомендуется рассчитывать по балансу притока и откачки сточных вод. Учитывая то, что усреднитель позволяет накапливать сточные воды при аварийных ситуациях, то его объем желательно принимать не менее половины от суточной производительности очистных сооружений. Механическую очистку предлагается проводить на барабанном сите с прозорами 2,5 мм (при применении плоскорукавных мембран в МБР). Напорный флотатор может быть подобран на максимальный часовой расход с учетом усреднения. Подбор насосов-дозаторов рекомендуется производить по мак-

симальному часовому расходу с 50% запасом, а автоматизированных станций дозирования реагентов – на суточное потребление.

Технологический расчет был выполнен для исходных данных, приведенных в разделе 5.2, типичных для предприятий глубокой переработки куриных яиц, с целью последующего выбора оптимальной технологической схемы. Аэротенки в одноступенчатой схеме и аэротенки первой ступени в двухступенчатой схеме работают в режиме смесителей с предварительной денитрификацией. Разделение иловой смеси в одноступенчатой схеме и на второй ступени в двухступенчатой схеме осуществляется на плоскораменных мембранах под гидростатическим давлением. При расчете необходимой площади плоскораменных мембран удельный поток принят 222,2 л/(м²·сут) на один мембранный элемент (рекомендации компании *SINAP* 200-400 л/(м²·сут) для промышленных сточных вод). В результате было подобрано девять модулей *SINAP* 150-200 с общей площадью мембран $F = 2700 \text{ м}^2$. Объем, занимаемый мембранными модулями, составил 166 м³, который должны вмещать аэротенки второй ступени. Объем аэротенков второй ступени для исходных сточных вод составил 284 м³, для сточных вод после ФХО – 107 м³, что оказалось недостаточным для размещения мембран в варианте с предварительной коагуляцией. Поэтому для последнего варианта был выполнен перерасчет, в результате которого принято: БПК_{полн} после аэротенка первой ступени – 135 мг/л, объем аэротенков второй ступени – 169 м³, общий объем аэротенков и вторичных отстойников – 671 м³. Подача воздуха в аэротенки первой и второй ступеней предусмотрена разными группами воздуходувок с частотными преобразователями. Производительность первой группы воздуходувок была рассчитана по рекомендациям [179], учитывающим нитрификацию, второй группы – рассчитана по рекомендациям производителя мембран и составила 1296 м³/ч (8 л/мин на 1 м² площади мембран). Сооружения доочистки и обеззараживания (на рис. 5.3 не показаны) во всех рассматриваемых вариантах одинаковые, поэтому в расчетах не учитывались. В расчете установки механического обезвоживания смеси флотопены и избыточного активного

ила количество сухого вещества и влажность определены экспериментально, доза флокулянта принята 5 г/кг сухого вещества. Расход растворов гипохлорита натрия (ГХН) 1 г/л и лимонной кислоты 10 г/л для химической очистки мембран МБР принят 5 л на один мембранный элемент (3,33 л/м²) 2 раза в год по рекомендациям производителя мембран. Обезвоживание флотошлама, флотопены и избыточного активного ила (ИАИ) до 82% предусмотрено на шнековом дегидраторе с последующим вывозом кека на специализированные полигоны.

В качестве коагулянта на ступени ФХО был выбран наилучший реагент – низкоосновный ПОХА марки Аква-Аурат 14 (см. раздел 3.1). Известно, что значительную часть эксплуатационных расходов составляют химические реагенты [113, 235, 239, 255], поэтому снижение дозы коагулянта является актуальной задачей. Поскольку степень биологической очистки является обязательной для данных сточных вод, то доза коагулянта может быть снижена с сохранением общего качества очистки за счет увеличения объема аэротенка. При этом необходимо учитывать разный объём образующегося осадка, удельное количество которого для сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц были определены экспериментально и представлены в табл. 3.2.

Эффективность реагентной очистки при разных дозах коагулянта была определена и скорректирована в сторону снижения методом линейной интерполяции на основании пилотных испытаний (см. раздел 4.1). Так, средняя эффективность снижения ХПК для доз коагулянта 50, 75, 100, 125 и 150 мг Al_2O_3 /л была получена 37, 53, 65, 70 и 68% соответственно (рис. 4.1). Расчетный состав сточных вод после ФХО при разных дозах коагулянта представлен в табл. 5.2.

Таблица 5.2 – Расчетный состав сточных вод после ФХО в зависимости от дозы коагулянта Аква-Аурат 14 [150]

| Показатель, мг/л | Исходная сточная вода | Доза коагулянта, мг Al_2O_3 /л | | | | |
|---------------------|-----------------------|----------------------------------|------|------|------|------|
| | | 50 | 75 | 100 | 125 | 150 |
| ХПК | 7537 | 4748 | 3542 | 2638 | 2261 | 2412 |
| БПК _{полн} | 5351 | 3086 | 2303 | 1715 | 1470 | 1568 |
| Взвешенные вещества | 2759 | 1622 | 1083 | 763 | 518 | 572 |
| $N_{общ}$ | 160 | 143 | 109 | 83 | 72 | 76 |

В табл. 5.3 представлены результаты расчета одноступенчатых и двухступенчатых аэротенков для исходных сточных вод и сточных вод после ФХО с дозой коагулянта 100 и 125 мг Al_2O_3 /л. Расчеты для доз коагулянта 50, 75 и 150 мг Al_2O_3 /л так же были выполнены, но результаты здесь не представлены в силу низкой эффективности и экономической нецелесообразности соответственно.

Таблица 5.3 – Результаты расчета объемов аэротенков и кратности циркуляции [150]

| Показатель | Исходная сточная вода | Доза коагулянта, мг Al_2O_3 /л | |
|---|-----------------------|----------------------------------|----------|
| | | 100 | 125 |
| Общий объем аэротенков в одноступенчатой схеме, м ³ | 3716 | 1924 | 1643 |
| Общий объем аэротенков в двухступенчатой схеме, м ³ | 1908 | 646 | 571 |
| Удельная скорость окисления $\rho_{БПК_{полн}}$ в одноступенчатой схеме, мг БПК _{полн} /(г·ч) | 5,3 | 3,3 | 3,3 |
| Удельная скорость окисления $\rho_{БПК_{полн}}$ в двухступенчатой схеме на первой/второй ступени, мг БПК _{полн} /(г·ч) | 19,5/6,9 | 20,3/8,9 | 20,3/8,9 |
| Кратность рециркуляции в одноступенчатой схеме, доли от расхода | 8 | 6 | 6 |
| Кратность рециркуляции в аэротенках первой (нитратный рецикл)/второй ступеней (МБР), доли от расхода | 6,5/3 | 4,5/3 | 4,5/3 |
| Кратность рециркуляции из вторичных отстойников (возвратный ил), доли от расхода | 1,5 | 1,5 | 1,5 |

Анализ табл. 5.3 показывает, что в результате разделения биологической очистки на две ступени общий объем аэротенков сократился для исходных сточных вод в 1,95 раза, а для сточных вод после ФХО – в 3 раза. Кратность рециркуляции в аэротенке II ступени принята трехкратная по данным производителя мембран. Необходимо отметить, что сравнивать значения

удельных скоростей окисления для одно- и двухступенчатых аэротенков нельзя в силу разных доз активного ила и глубины очистки.

При расчете потребления электроэнергии учитывали технологическое оборудование, вентиляцию и освещение. Для размещения всего оборудования и сооружений, кроме аэротенков, предусмотрено технологическое здание. Размеры земельных участков очистных сооружений и затраты на их благоустройство определены с учетом проездов для автотранспорта и необходимых расстояний между зданиями, сооружениями и коммуникациями. В таблице 5.4 приведены результаты технологического расчета очистных сооружений по рассматриваемым вариантам.

Таблица 5.4 – Результаты технологического расчета очистных сооружений [150]

| Показатель | Исходная сточная вода | | Доза коагулянта, мг Al_2O_3 /л | | | |
|---|-----------------------|--------|----------------------------------|--------|--------|--------|
| | | | 100 | | 125 | |
| Вариант | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
| Количество ступеней биологической очистки | одна | две | одна | две | одна | две |
| Коагулянт, т/год | 0 | | 182,5 | | 228,13 | |
| Флокулянт, т/год | 1,87 | 2,31 | 2,71 | 2,79 | 2,92 | 3,06 |
| Трифосфат натрия, т/год | 66,82 | | 12,78 | | 9,12 | |
| Кек, тыс. т/год | 2,08 | 2,57 | 3,01 | 3,11 | 3,24 | 3,41 |
| ГХН, т/год | 0,129 | | | | | |
| Лимонная кислота, т/год | 0,18 | | | | | |
| Электроэнергия, тыс. кВт·ч/год | 875,14 | 954,85 | 721,50 | 782,82 | 677,77 | 739,09 |
| Габаритные размеры технологического здания, м | 18×18×5 | | 18×21×5 | | | |
| Площадь застройки, тыс. м ² | 2,56 | 1,82 | 1,7 | 1,23 | 1,58 | 1,19 |
| Обслуживающий персонал, чел. | 11 | | | | | |

Анализ табл. 5.4 показывает, что в результате ФХО:

1. Появились затраты на коагулянт;
2. Уменьшились затраты на трифосфат натрия за счет снижения концентрации органических загрязнений и удельной потребности в фосфоре;
3. Масса кека увеличилась из-за увеличения объема осадка;
4. Уменьшилась потребляемая электроэнергия;
5. Сократилась площадь застройки, занимаемая очистными сооружениями.

Окончательный выбор технологической схемы может быть сделан только после технико-экономической оценки предлагаемых вариантов с учетом затрат на реагентную обработку сточной воды и образующегося осадка.

5.4. Технико-экономическое сравнение предлагаемых вариантов

Для определения целесообразности применения ФХО и оптимальной дозы коагулянта был выполнен расчет стоимости жизненного цикла (СЖЦ) очистных сооружений по рассматриваемым вариантам в ценах декабря 2022 г. за расчетный срок эксплуатации 25 лет. Согласно ГОСТ Р 58785-2019 «Качество воды. Оценка стоимости жизненного цикла для эффективной работы систем и сооружений водоснабжения и водоотведения» (с Изменением № 1) СЖЦ определяется по формуле:

$$\text{СЖЦ} = \sum_{t_1}^n \frac{\text{КАПИТ}(C_{ic}^{3+C} + C_{ic}^{PP} + C_{ic} + C_{in})}{(1+r)^n} + \sum_{t_2}^n \frac{\text{ЭКСПЛ}(C_e + C_o + C_m + C_s + C_{env})}{(1+r)^n} + C_d, \quad (5.10)$$

где $\sum \text{КАПИТ}(C_{ic}^{3+C} + C_{ic}^{PP} + C_{ic} + C_{in})$ – сумма капитальных затрат, тыс. руб.: C_{ic}^{3+C} – приобретение земельного участка и стоимость подключения к инженерным сетям; C_{ic}^{PP} – проектные работы; C_{ic} – общестроительные работы и оборудование; C_{in} – монтаж и пусконаладочные работы; $\sum \text{ЭКСПЛ}(C_e + C_o + C_m + C_s + C_{env})$ – сумма эксплуатационных затрат, тыс. руб.: C_e – стоимость электроэнергии; C_o – фонд оплаты труда (ФОТ); C_m – затраты на замену оборудования, текущий ремонт, реагенты; C_s – потери от простоя; C_{env} – затраты на охрану окружающей среды (ООС); C_d – затраты на вывод объекта из эксплуатации; n – расчетный период, лет; r – ставка дисконтирования, доли ед., t_1, t_2 – начало капитальных и эксплуатационных затрат, годы.

При расчете стоимости строительно-монтажных работ было принято, что аэротенки выполнены из монолитного железобетона, усреднитель и шламонакопитель – из армированного стеклопластика, технологическое здание – из легких металлических конструкций. Стоимость основного технологического оборудования определена по данным поставщиков. При этом барабанные решетки, флотаторы и дегидраторы выбраны в исполнении из нержавеющей

ющей стали. Цена плоскорамных мембранных модулей принята 146 \$/м² с учетом доставки. В аэротенках вне зоны размещения мембранных модулей предусмотрена система аэрации из дисковых мембранных аэраторов. В расчете принято три аэротенка с рабочей глубиной 4,4 м и шириной 4,5 м, два реагентных напорных флотатора номинальной производительностью 15 м³/ч. Дозирование всех реагентов осуществляется автоматизированными станциями. Стоимость монтажа и пусконаладочных работ приняты согласно информационно-аналитическим бюллетеням компании «Ко-инвест» 14,2% и 6% от стоимости оборудования. Стоимость земельного участка и благоустройства территории определены по данным объекта-аналога. Стоимость проектных работ была рассчитана по справочнику базовых цен на проектные работы в строительстве с пересчетом в текущие цены. Стоимость инженерных коммуникаций с запорно-регулирующей арматурой, контрольно-измерительных приборов (КИП) и автоматизации приняты 5% от суммы капитальных затрат. Результаты расчета капитальных затрат представлены в табл. 5.5.

Таблица 5.5 – Результаты расчета капитальных затрат по сравниваемым вариантам [150]

| Показатель, млн. руб. | Исходная сточная вода | | Доза коагулянта, мг Al_2O_3 /л | | | |
|---|-----------------------|-------|----------------------------------|-------|-------|-------|
| | | | 100 | | 125 | |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| Вариант | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
| Количество ступеней биологической очистки | одна | две | одна | две | одна | две |
| Оборудование механической очистки (КНС, усреднитель, барабанная решетка, насосы, мешалки), C_{ic1} | 7,22 | | | | | |
| Оборудование ФХО (флотатор, флокулятор, станция дозирования реагентов), C_{ic2} | – | | 8,75 | | | |
| Технологическое здание, C_{ic3} | 14,52 | | 17,75 | | | |
| Сооружения биологической очистки (аэротенки, аэраторы, мешалки, насосы, станции дозирования реагентов, мембраны, воздуходувки, вторичные отстойники), C_{ic4} | 106,89 | 87,05 | 72,59 | 62,19 | 65,12 | 58,28 |

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
|---|---------------|--------|-------|--------|--------|---------------|
| Оборудование для обработки осадка и ИАИ (шламонакопитель, мешалки, насосы, станция дозирования флокулянта, дегидратор), C_{ic5} | 9,25 | | 10,85 | | 11,04 | |
| Земельный участок и благоустройство, C_{ic}^{3+c} | 3,89 | 2,77 | 2,58 | 1,87 | 2,39 | 1,82 |
| Проектные работы, C_{ic}^{pp} | 8,79 | | 10,16 | | | |
| Инженерные коммуникации с запорно-регулирующей арматурой, КИП и автоматизация | 7,53 | 6,48 | 6,5 | 5,94 | 6,12 | 5,75 |
| Итого капитальные затраты с НДС 20 % | 158,09 | 136,08 | 136,4 | 124,73 | 128,55 | 120,77 |

Из табл. 5.5 видно, что наименьшие капитальные затраты оказались в варианте 6 с предварительной ФХО при дозе коагулянта 125 мг $Al_2O_3/л$ и двухступенчатой биологической очисткой – 120,8 млн. руб. Предварительная ФХО сократила итоговые капитальные затраты на 21,7-29,5 млн. руб. для схемы с одноступенчатой биологической очисткой и на 11,4-15,3 млн. руб. для двухступенчатой.

Разделение биологической очистки на две ступени позволило сократить сметную стоимость на 22 млн. руб. или в 1,16 раза при очистке исходной воды и на 7,8-11,7 млн. руб. или в 1,06-1,09 раза при очистке воды после ФХО, причем с увеличением эффективности коагуляции общие капитальные затраты снижались и эффект от перехода на двухступенчатую схему биологической очистки уменьшался. Во всех рассмотренных вариантах основной статьей капитальных затрат оказалась стоимость сооружений биологической очистки – от 48,3 до 67,6%, в основном за счет стоимости мембран – 27,6 млн. руб.

В расчете эксплуатационных затрат принято, что ежегодные затраты на текущий ремонт составляют 1% от капитальных затрат. Замена мембран, насосов, мешалок аэротенков, воздуходувок, аэраторов, насосов-дозаторов и мешалок в автоматизированных станциях дозирования предусмотрено каждые 5 лет. Стоимость товарного ПОХА принята – 18 тыс. руб./т, трифосфата натрия – 75 руб./кг, лимонной кислоты – 150 руб./кг, ГХН – 28 руб./кг, фло-

кулянта – 380 руб./кг. Затраты на ООС включали стоимость транспортировки кека на расстояние 20 км при грузоподъемности автомобиля 10 т – 27 руб./(т·км) и стоимость приема кека как отхода IV класса опасности на специализированном полигоне – 135 руб./т. Затраты на электроэнергию рассчитаны при тарифе 5,78 руб./кВт·ч. ФОТ при работе персонала очистных сооружений 24 часа, 7 дней в неделю принят одинаковым для рассматриваемых вариантов, исходя из заработной платы 35 тыс. руб./месяц. Тепловая энергия на отопление и вентиляцию, получаемая от тепловой сети, в расчете не учитывалась ввиду близких габаритов зданий и производительности точных вентиляционных систем. Коэффициент дисконтирования R принят по приложению А ГОСТ Р 58785-2019 при ставке дисконтирования r , равной 3%. Затраты на вывод объекта из эксплуатации не учитывались. Результаты расчета СЖЦ по рассматриваемым вариантам за 25 лет эксплуатации представлены в табл. 5.6.

Таблица 5.6 – Результаты расчета СЖЦ по рассматриваемым вариантам, млн. руб. [150]

| Показатель | Исходная сточная вода | | Доза коагулянта, мг Al_2O_3 /л | | | |
|---|-----------------------|--------|----------------------------------|--------|---------------|--------|
| | | | 100 | | 125 | |
| Вариант | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
| Количество ступеней биологической очистки | одна | две | одна | две | одна | две |
| Сумма капитальных затрат | 158,09 | 136,08 | 136,4 | 124,73 | 128,55 | 120,77 |
| Электроэнергия, C_e | 88,08 | 96,10 | 72,62 | 78,79 | 68,22 | 74,39 |
| ФОТ, C_o | 104,58 | | | | | |
| C_m , в т.ч.: | 252,43 | 254,37 | 234,98 | 234,80 | 243,64 | 244,62 |
| - замена оборудования | 105,10 | 107,41 | 100,66 | 101,66 | 99,44 | 100,44 |
| - текущий ремонт | 27,53 | 23,7 | 23,75 | 21,72 | 22,39 | 21,03 |
| - прочие расходы | 19,63 | 20,16 | 18,2 | 18,5 | 18,56 | 18,93 |
| - коагулянт | 0 | | 57,2 | | 71,5 | |
| - флокулянт | 12,38 | 15,3 | 17,94 | 18,5 | 19,31 | 20,28 |
| - трифосфат натрия | 87,26 | | 16,7 | | 11,91 | |
| - лимонная кислота | 0,47 | | | | | |
| - ГХН | 0,06 | | | | | |
| ООС, C_{env} | 0,39 | 0,49 | 0,57 | 0,59 | 0,62 | 0,64 |
| Сумма эксплуатационных затрат | 445,49 | 455,54 | 412,76 | 418,76 | 417,06 | 424,24 |
| СЖЦ | 603,58 | 591,62 | 549,16 | 543,49 | 545,62 | 545 |
| Удельная стоимость 1 м ³ , руб./м ³ | 110,24 | 108,06 | 100,3 | 99,27 | 99,66 | 99,54 |
| Удельная стоимость 1 кг, руб./ кг БПК _{полн} | 20,6 | 20,19 | 18,75 | 18,55 | 18,62 | 18,6 |
| Экономический эффект | – | 11,96 | 54,42 | 60,09 | 57,96 | 58,58 |

Данные табл. 5.6 показывают, что наименьшая СЖЦ составила 543,5 млн. руб. для варианта 4 с дозой коагулянта 100 мг Al_2O_3 /л и двухступенчатой биологической очисткой. При этом одноступенчатая биологическая очистка с дозой коагулянта 125 мг Al_2O_3 /л (вариант 5) оказалась дороже лишь на 2,13 млн. руб. или на 0,4%.

По всем рассматриваемым вариантам (за исключением дозы коагулянта 150 мг Al_2O_3 /л) построены графические зависимости СЖЦ от дозы коагулянта для технологических схем с одно- и двухступенчатой биологической очисткой (рис. 5.4). Полученные кривые свидетельствуют, что разделение аэротенков на две ступени дало небольшое снижение СЖЦ (2%) при очистке исходной сточной воды. При наличии предварительной ФХО применение двухступенчатой биологической очистки кажется экономически оправданным при дозе коагулянта 50 мг Al_2O_3 /л, однако этот вариант невыгоден по абсолютной величине СЖЦ. В других вариантах с ФХО разделение биологической очистки на две ступени практически не дало положительного результата.

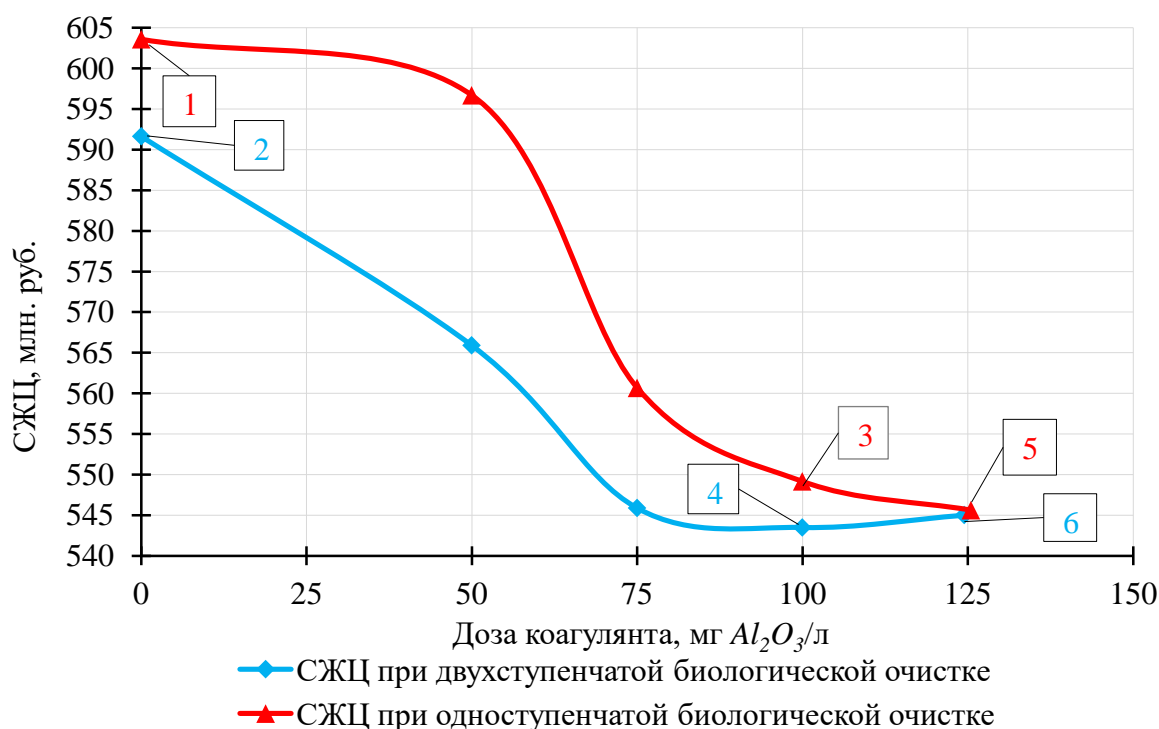


Рисунок 5.4 – Зависимость СЖЦ от дозы коагулянта для одно- и двухступенчатой биологической очистки: 1-6 – номера вариантов в табл. 5.5 и 5.6 [150]

Таким образом, технико-экономическое сравнение показало, что применение предварительной ФХО целесообразно, причем самой экономичной оказалась обработка с дозой коагулянта, соответствующей наибольшей эффективности очистки. Это объясняется тем, что с увеличением дозы коагулянта его стоимость компенсируется снижением затрат на электроэнергию, трифосфат натрия и флокулянт. Так, сравнение вариантов 1 и 5 показывает, что в результате внедрения предварительной физико-химической очистки СЖЦ уменьшилась на 58 млн. руб. или на 9,6%.

Незначительная разница в вариантах 4 и 5 по СЖЦ (0,4%) требует подробного рассмотрения схем не только с экономической точки зрения, но и с технологической (табл. 5.4). Вариант 4 занимает меньшую площадь застройки, что может быть определяющим в некоторых случаях. Однако вариант 4 с двухступенчатыми аэротенками и вторичными отстойниками сложнее в эксплуатации и менее надежен. Вариант 5 требует меньше электроэнергии и проще в эксплуатации. В итоге, вариант 5 с ФХО и биологической очисткой в одну ступень представляется наиболее рациональным.

По всем рассматриваемым вариантам в структуре СЖЦ наибольшую величину имели капитальные затраты – 22,2-27,9%, ФОТ – 17,3-19,2% и замена оборудования – 17,4-19%.

Разделив значение СЖЦ на количество сточных вод за расчетный период, получим стоимость очистки 1 м^3 . Для варианта 5 с предварительной ФХО и одноступенчатой аэробной биологической очисткой, признанного оптимальным, этот показатель составил 99,66 руб./ м^3 . Отметим, что полученное значение оказалось большим из-за высокой концентрации загрязнений и малого расхода сточных вод. Стоимость очистки, отнесенная к массе удаленных загрязнений, оказалась невысокой – 18,62 руб./ кг БПК_{полн}.

5.4 Выводы по главе 5

1. Разработан алгоритм расчета технологических схем сооружений очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц с предвари-

тельной физико-химической очисткой и без нее и полной биологической очисткой, включающей денитрификацию.

2. На основании расчета стоимости жизненного цикла (СЖЦ) очистных сооружений предприятия глубокой переработки куриных яиц производительностью 25 м³/ч за период эксплуатации 25 лет доказана экономическая целесообразность предварительной физико-химической очистки (ФХО), причем самой экономичной оказалась обработка коагулянтом марки «Аква-Аурат™-14» с дозой 125 мг Al₂O₃/л, соответствующей наибольшей эффективности ФХО. Включение в состав сооружений предварительной ФХО позволило сократить СЖЦ на 7,7%.

3. При наличии предварительной ФХО деление биологической очистки на две ступени практически не дало заметного экономического эффекта по СЖЦ. Одним из самых экономичных и наиболее рациональным, с учетом наименьших энергозатрат и простоты обслуживания, оказался вариант с предварительной ФХО и одноступенчатыми аэротенками.

4. Удельная стоимость очистки 1 м³ сточной воды в варианте с предварительной ФХО и одноступенчатыми аэротенками составила 99,66 руб./м³ или 18,62 руб./кг БПК_{полн}.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Сточные воды предприятий глубокой переработки куриных яиц являются высококонцентрированными, с ХПК от 3620 до 12200 мг/л, БПК_{полн} от 2534 до 8540 мг/л и концентрацией взвешенных веществ от 1206 до 3451 мг/л. Соотношение БПК_{полн}/ХПК составило в среднем 70%, что указывает на высокое содержание легкоокисляемых органических веществ и на возможность включения в технологическую схему сооружений биологической очистки. Наличие органического азота 72-244 мг/л требует проведения на стадии биологической очистки денитрификации. Для очистки данных сточных вод перспективными являются технологические схемы с физико-химической и биологической очисткой.

2. Наиболее эффективным коагулянтом оказался низкоосновный полиоксихлорид алюминия марки «Аква-Аурат™-14» с дозой 125 мг Al_2O_3 /л, который в оптимальном интервале pH 6,7-7 обеспечивал эффективность очистки в среднем по ХПК 77,3%, БПК_{полн} 76,3%, взвешенным веществам 80,1%, органическому азоту 58,7%.

3. На основании контактных опытов, проведенных на лабораторной установке *SBR*, установлена перспективность биологической очистки как исходных сточных вод, так и сточных вод после ФХО предприятия глубокой переработки куриных яиц. Экспериментально определены: коэффициент ингибирования продуктами метаболизма φ – 0,065 и 0,265 л/г, температурная константа χ – 0,104 и 0,08 $^{\circ}C^{-1}$.

4. На пилотном МБР с предварительной денитрификацией в условиях действующего предприятия глубокой переработки куриных яиц отработаны технологические режимы и определены кинетические константы процесса биохимического окисления органических веществ: ρ'_{max} по БПК_{полн} – 29,9 и 30,4 мг/(г·ч), K_m по БПК_{полн} – 34,7 и 25,2 мг/л для исходных и сточных вод после ФХО соответственно. БПК_{полн} пермеата не превышало 12 мг/л при средней нагрузке на активный ил по БПК_{полн} 0,09 г/(г·сут) для исходной сточной

воды и 0,0725 г/(г·сут) для сточной воды после предварительной физико-химической очистки. При этом концентрации аммония и нитритов соответствовали ПДК_{рыбхоз}. Для нормативного удаления азота нитратов нитратный рецикл требовался восьмикратный для исходных сточных вод и шестикратный для предварительно коагулированных.

5. На основании лабораторных исследований и пилотных испытаний показано, что ФХО качественно влияла на кинетические характеристики биологической очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц. Значительное увеличение коэффициента ингибирования продуктами метаболизма φ в результате ФХО может быть объяснено присутствием остаточного алюминия и/или повышением солесодержания, действующих по механизму неконкурентного ингибирования. Показано, что удельные скорости окисления органических веществ по БПК_{полн} при концентрации активного ила 1,5-3 г/л и глубине очистки до 5 мг/л для исходной сточной воды и сточной воды после ФХО были практически одинаковыми, а при бóльших дозах ила и концентрациях субстрата удельные скорости окисления оказались выше для исходной сточной воды.

6. Разработан алгоритм расчета технологических схем сооружений очистки сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц с предварительной физико-химической очисткой и без нее и полной биологической очисткой, включающей денитрификацию.

7. На основании расчета СЖЦ очистных сооружений предприятия глубокой переработки куриных яиц производительностью 25 м³/ч за период эксплуатации 25 лет проведена оптимизация технологической схемы, и доказано, что наиболее рациональным, с учетом наименьших энергозатрат и простоты обслуживания, оказался вариант с предварительной физико-химической и одноступенчатой биологической очисткой. Удельная стоимость очистки 1 м³ сточной воды в этом случае составила 99,66 руб./м³ или 18,62 руб./кг БПК_{полн}.

Рекомендации:

Рекомендуется использование полученных результатов исследования при проектировании, реконструкции и эксплуатации очистных сооружений сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц.

Перспективы дальнейшей разработки темы:

1. Подбор наиболее эффективных флокулянтов, как совместно с коагулянтом, так и без него, изучение влияния данных реагентов на дальнейшую биологическую очистку и технико-экономическое обоснование целесообразности их применения.
2. Провести технико-экономическое сравнение варианта, выбранного в качестве наиболее рационального, с классической одно- и двухступенчатой схемой «аэротенк-вторичный отстойник».
3. Экспериментально установить, какие факторы влияют на изменение коэффициента ингибирования продуктами метаболизма φ , который увеличился в результате применения минерального коагулянта.

ОСНОВНЫЕ СОКРАЩЕНИЯ И ОБОЗНАЧЕНИЯ

- Ан – аноксидная фаза;
- Аэ – аэробная фаза;
- ВО – вторичный отстойник;
- ГХН – гипохлорита натрия;
- ИАИ – избыточный активный ил;
- КИП – контрольно-измерительные приборы;
- КНС – канализационная насосная станция;
- КРК – концентрация растворенного кислорода, мг/л;
- МБР – мембранный биореактор;
- НДС – налог на добавленную стоимость;
- ООС – охрана окружающей среды;
- ПВДФ – поливинилиденфторид;
- ПДК_{рыбхоз} – предельно допустимая концентрация для водных объектов рыбохозяйственного значения;
- ПОХА – полиоксихлорид алюминия;
- СЖЦ – стоимость жизненного цикла, млн. руб.;
- ТМД – трансмембранное давление;
- ФОТ – фонд оплаты труда;
- ФХО – физико-химическая очистка (обработка);
- A – площадь лопастей, м²;
- a_i – концентрация активного ила, г/л;
- a_t – концентрация ила в осветленной воде, мг/л;
- $[Al^{3+}]$ – содержание иона алюминия в товарном продукте;
- $C_{нач}$ и $C_{кон}$ – концентрации растворенного кислорода в начале и конце периода, мг/л;
- C_D – коэффициент сопротивления воды;
- C_o – концентрация растворенного кислорода, мг/л;
- CIP-мойки (*CIP – clean in place, англ.*) – безразборная мойка оборудования и трубопроводов;

E – фермент;
 ES – комплекс фермент-субстрат;
 F – площадь мембран, m^2 ;
 G – средний градиент скорости, c^{-1} ;
 J_i – иловый индекс, $мл/г$;
 K_g – коэффициент прироста активного ила, $г/г$ окисленного БПК_{полн};
 K_m – константа Михаэлиса, $мг/л$;
 K_0 – константа насыщения по кислороду, $мг/л$;
 K_{pH} – pH -константа;
 k_{+1}, k_{-1}, k_{+2} – константы скорости индивидуальных реакций;
MLE (Modified Ludzack Ettinger, англ.) – модифицированный процесс Людзака-Эттингера, предварительная денитрификация;
 N – мощность без учета механических потерь в приводе, $(кг·м)/с$;
 n – количество экспериментальных точек;
 $[OH^-]$ – содержание гидроксид-иона;
 P – продукты реакции;
 $Q_ч$ – среднечасовой расход сточных вод в сутки максимального водоотведения, $м^3/ч$;
 $R_{нитр}$ – нитратный рецикл, доли от расхода;
 $pH_{опт}$ – оптимальное значение pH ;
 q_i – нагрузка на ил по органическим веществам, $г БПК_{полн}/(г·сут)$;
 q_{ssa} – гидравлическая нагрузка на вторичный отстойник, $м^3/(м^2·ч)$;
 R^2 – коэффициент достоверности аппроксимации;
 S – субстрат;
 $[S]$ – концентрация субстрата (количество рассматриваемого загрязнения в очищенной воде), $мг/л$;
 $S_{вхj}$ и $S_{выхj}$ – концентрация j -го субстрата в исходной воде и пермеате соответственно, $мг/л$;
SBR (Sequencing Batch Reactor, англ.) – реактор периодического действия;

s – зольность активного ила, доли единицы или %;

T – время пребывания, сут;

T_p – продолжительность периода, ч;

t – температура, °C;

V – скорость движения лопасти относительно воды, м/с;

$V_{\text{кам}}$ – объем камеры перемешивания, м³;

$V_{\text{окр}}$ – окружная скорость на конце лопасти, м/с;

W – работа, затрачиваемая на перемешивание единицы объема воды, за единицу времени, (кг·м)/(м³·сек);

Y_i – экспериментальное значение функции для значения аргумента i ;

y_i – значение функции по уравнению, описывающему процесс для значения аргумента i ;

ρ – удельная скорость окисления субстрата, мг/(г·ч);

ρ_{max} – максимальная скорость окисления субстрата, отнесенная к единице сухого вещества активного ила, мг/(г·ч);

ρ'_{max} – максимальная скорость окисления при $a_i \rightarrow 0$ и $t = 20^\circ\text{C}$, мг/(г·ч);

$\rho_{\text{max}(pH_{\text{опт}})}$ – максимальная скорость окисления при оптимальном значении pH , мг/(г·ч);

$\rho_{\text{max}(20^\circ\text{C})}$ – максимальная скорость окисления при 20°C , мг/(г·ч);

$\rho_{\text{набл}}$ – наблюдаемая удельная скорость окисления, мг/(г·ч);

μ – динамическая вязкость воды, Па·с;

φ – коэффициент ингибирования продуктами метаболизма активного ила, л/г;

χ – температурная константа, °C⁻¹.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Авдеенков П. П. Комбинированная очистка высококонцентрированных сточных вод предприятия глубокой переработки куриных яиц // Традиции и инновации в строительстве и архитектуре. 2023. С. 522-532.
2. Акментина А. В. Биологическая очистка городских сточных вод в реакторе циклического действия с восходящим потоком: Дисс. ... кандидата технических наук. – СПб., 2017. 130 с.
3. Алексеев Е. В. Использование понятия „коасорбция” при описании действия коагулянтов на аквасистемы сточных вод // Водоснабжение и санитарная техника. 2021. № 3. С. 33-39.
4. Алексеева Л. П., Драгинский В. Л., Моисеев А. В. Механическое смешение реагентов с обрабатываемой водой // Водоснабжение и санитарная техника. 2001. № 3. С. 16-99.
5. Алексеева Л. П. Интенсификация проведения процесса коагуляционной очистки воды // НДТ. 2014. № 3. С. 54-62.
6. Андреев С. Ю., Гришин Б. М., Демидочкина В. В. и др. Использование приема предварительной коагуляционной обработки сточных вод для интенсификации их биологической очистки // Труды международного симпозиума „Надежность и качество”. 2012. Т. 2. С. 275-276.
7. Андреев С. Ю., Гришин Б. М., Демидочкина В. В. и др. Опыт внедрения технологии предварительной коагуляционной обработки сточных вод птицефабрики // Региональная архитектура и строительство. 2011. № 2. С. 155-160.
8. Андреев С. Ю. Разработка комбинированной технологии очистки сточных вод предприятий молочной промышленности: Дисс. ... кандидата технических наук. – Петрозаводск, 1993. 195 с.
9. Аронова Т. А. Биологическая очистка высококонцентрированных сточных вод спиртовых заводов: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 2011. 115 с.
10. Бабенков Е. Д. Очистка воды коагулянтами. – М.: Наука, 1977. 356.

11. Байбородин А. М. Локальная очистка сточных вод целлюлозно-бумажных предприятий методом коагуляции: Дисс. ... кандидата технических наук. – Архангельск, 2014. 134 с.
12. Бацких Д., Ромашко А. Опыт реализации локальных очистных сооружений на ООО „Тамбовская индейка” // Птицепром. 2019. № 2 (43). С. 20-21.
13. Бейли Дж., Оллис Д. Ю. Основы биохимической инженерии / Перевод с английского, в 2-х частях. Ч. 1. – М.: Мир, 1989. 692 с.
14. Бейли Дж., Оллис Д. Ю. Основы биохимической инженерии / Перевод с английского, в 2-х частях. Ч. 2. – М.: Мир, 1989. 590 с.
15. Белканова М. Ю., Авдин В. В., Рожкова Т. Н. Физико-химические основы очистки природных и сточных вод: Учебное пособие. – Челябинск. Издательский центр ЮУрГУ, 2015. 145 с.
16. Бойкова Т. Е. Применение методов коагуляции в водоподготовке на целлюлозно-бумажных предприятиях: Дисс. ... кандидата технических наук: – Архангельск, 2019. 144 с.
17. Бондарев А. А. Биологическая очистка промышленных сточных вод от соединений азота: Дисс. ... доктора технических наук. – М. 1990. 490 с.
18. Боровских Н. В. Сезонность спроса на рынке яиц: анализ, причины и направления регулирования // Научно-методический электронный журнал «Концепт». 2022. № 6 (июнь). С. 161-166.
19. Быкова Ю. А., Лён Е. С. Анализ функционирования систем водоснабжения и водоотведения предприятий мясоперерабатывающей промышленности на примере ОАО „Борисовский мясокомбинат № 1” // Сахаровские чтения 2021 года: экологические проблемы XXI века, Минск. 2021. С. 158-162.
20. Варфоломеев С. Д., Калюжный С. В. Биотехнология: Кинетические основы микробиологических процессов. – М.: Высшая школа, 1990. 296 с.
21. Вейцер Ю. И., Минц Д. М. Высокомолекулярные флокулянта в процессах очистки природных и сточных вод. – М.: Стройиздат, 1984. 202 с.

22. Вильсон Е. В., Мельник Е. А. Оптимальные условия реагентной дефосфотизации в присутствии активного ила // Вода: химия и экология. 2012. № 5(47). С. 33-39.
23. Вода и сточные воды в пищевой промышленности / Перевод с польского и спецред. канд. техн. наук В. М. Каца. – М.: Пищ. пром-ст, 1972. 384 с.
24. Возная Н. Ф. Химия воды и микробиология. – М.: Высшая школа, 1979. 340 с.
25. Воронов Ю. В., Яковлев С. В. Водоотведение и очистка сточных вод. Учебник для вузов: – М.: Издательство АСВ, 2006. 704 с.
26. Воюцкий С. С. Курс коллоидной химии. – М.: Химия, 1976. 511 с.
27. Гандурина Л. В., Буцева Л. Н., Штондина В. С., Акимов В. Ю., Рубекин С. Е., Степанов В. А. Реагентный способ удаления соединений фосфора из сточных вод // Водоснабжение и санитарная техника. 2001. № 6. С. 18-20.
28. Гандурина Л. В. Очистка сточных вод с применением синтетических флокулянтов. – М.: ДАР/ВОДГЕО, 2007. 198 с.
29. Гандурина Л. В. Совершенствование технологии очистки сточных вод с применением флокулянтов: Дисс. ... доктора технических наук. – М., 2005. 338 с.
30. Гандурина Л. В., Фомичева Е. В. Интенсификация физико-механической очистки сточных вод // Водоснабжение и санитарная техника. 1994. № 4. С. 14-15.
31. Гарзанов А. Л., Герасимюк Ю. Д., Барабаш В. П., Клыкова И. Н. Очистка сточных вод мясоперерабатывающего предприятия // Мясная индустрия. 2006. № 1. С. 59-60.
32. Гарзанов А. Л., Клячко А. А., Наумов М. М. Опыт очистки стоков санветульзавода // Мясная индустрия. 2014. № 2. С. 26-27.
33. Гарзанов А. Л., Клячко А. А., Наумов М. М. Опыт очистки стоков современных молочных производств // Молочная промышленность. 2014. № 3. С. 72-73.

34. Гарзанов А. Л., Клячко А. А. Очистка стоков производств мучных кондитерских изделий: проблемы и решения // Хлебопечение России, 2012. № 1. С. 2-3.
35. Гарзанов А. Л. Локальные очистные сооружения для птицеперерабатывающих производств // Мясной рынок. 2008. С. 10-11.
36. Гарзанов А. Л., Тельнов А. Ф., Тельнов А. А. Проблемы и опыт решения: очистка стоков производства мороженого // Мороженщик России. 2009. № 2 (47). С. 14.
37. Гетманцев С. В., Нечаев И. А., Гандурина Л. В. Очистка производственных сточных вод коагулянтами и флокулянтами. – М.: Издательство АСВ, 2008. 272 с.
38. Глубокие сомнения: Агротехника и технологии, № 2. 2012 [Электронный ресурс] // URL: <https://www.agroinvestor.ru/technologies/article/15129-glubokie-somneniya/y/> (Дата обращения: 04.01.2023).
39. Голубовская Э. К. Биологические основы очистки воды. – М.: Высшая школа, 1978. 271 с.
40. Данилович Д. А. Интенсификация очистки сточных вод предприятий молочной промышленности в анаэробных условиях: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 2005. 209 с.
41. Демина М. В. Рекомендации по проведению гидробиологического контроля на сооружениях биологической очистки с аэротенками: Методическое пособие. – Пермь: ОГУ «Аналитический центр», 2004. 52 с.
42. Денисов А. А. Аэробная биологическая очистка активным илом сточных вод агропромышленного сектора: Дисс. ... доктора биологических наук. – М., 1992. 490 с.
43. Дзенис Л., Гогина Е. С., Гуринович А. Д. Модернизация малых очистных сооружений по технологии SBR // Водоснабжение и санитарная техника. 2014. № 2. С. 72-78.
44. Диксон М., Уэбб Э. Ферменты / Перевод с английского – М.: Мир, 1982. – Т. 1. 392 с.

45. Доливо-Добровольский Л. Б. Микробиологические процессы очистки воды: Учебное пособие. – М.: Издательство М-ва коммун. хозяйства РСФСР, 1958. 182 с.
46. Драгинский В. Л., Алексеева Л. П., Гетманцев С. В. Коагуляция в технологии очистки природных вод. – М.: Научное издание, 2005. 571 с.
47. Дьяконенко А. Н. Формирование потребительских свойств продовольственных товаров, содержащих яйцепродукты, полученные путем глубокой переработки куриного яйца: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 2014. 171 с.
48. Дятлова Т. В., Певнев С. Г., Федоровская Т. Г. Очистка сточных вод молокозаводов // Водоснабжение и санитарная техника. 2008. № 2. С. 12-17.
49. Евсютин А. В. Исследование и совершенствование технологии предварительной очистки воды с использованием оксихлоридов алюминия: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 2009. 120 с.
50. Емельянов В. В., Максимова Н. Е. Мочульская Н. Н. Биохимия. – Екатеринбург: Издательство Уральского университета, 2016. 132 с.
51. Есин М. А., Ромашко А. В., Мазняк З. А. Очистка сточных вод: индивидуальный подход и проекты «под ключ» // Мясная сфера. 2013. № 1 (92). С. 64-65.
52. Есин М. А., Ромашко А. В. Отечественный опыт реализации мембранных биореакторов по технологии „МУ MBR” для очистки производственных сточных вод // НДТ. 2017. № 6. С. 24-35.
53. Есин М. А., Смирнов А. В. Комплексные решения МУ ВЮ для биологической очистки сточных вод // НДТ. 2017. № 3. С. 50-54.
54. Жмур Н. С. Биоценотические изменения активного ила, функционирующего в условиях экстремального антропогенного воздействия: Дисс. ... доктора биологических наук. – М., 2000. 290 с.
55. Жмур Н. С. Технологические и биохимические процессы очистки сточных вод на сооружениях с аэротенками. – М.: АКВАРОС, 2003. 512 с.

56. Жуйкова Л. И. Обработка сточных вод путем использования биополимеров активного ила: Дисс. ... кандидата технических наук. – Щелково, 2007. 213 с.
57. Жуков А. И., Монгайт И. Л., Родзиллер И. Д. Методы очистки производственных сточных вод: Справочное пособие. – М.: Стройиздат, 1977. 208 с.
58. Залетова Н. А. Опыт эксплуатации очистных сооружений с применением двухступенчатой схемы нитри-денитрификации // Водоснабжение и санитарная техника. 2011. № 11. С. 33-38.
59. Запольский А. К., Баран А. А. Коагулянты и флокулянты в процессах очистки воды. – Л.: Химия, 1987. 122 с.
60. Земляная Н. В., Мосолапов А. И. Применение биореакторов периодического действия для очистки бытовых сточных вод // Вологодские чтения. 2009. № 76. С. 122-126.
61. Иваненко И. И., Новикова А. М. Методы интенсификации биологической очистки с целью удаления тяжелых металлов // Вестник МГСУ. 2020. Т. 15, № 6. С. 847-858.
62. Иваненко И. И. Режим поступления и очистка городских сточных вод от азота и фосфора: Дисс. ... кандидата технических наук. – СПб., 1998. 206 с.
63. Иванов М. А., Смирнов А. М., Смирнов М. Н. Опыт компании ООО „КВИ Интернэшнл” по внедрению технологии SBR для очистки стоков пищевых производств // Водоочистка. Водоподготовка. Водоснабжение. 2020. № 9(153). С. 34-37.
64. Иерусалимский Н. Д., Неронова Н. М. Количественная зависимость между концентрацией продуктов обмена и скоростью роста микроорганизмов. Доклады АН СССР, т. 161, № 6, 1965.
65. Иерусалимский Н. Д. Основы физиологии микробов. – М.: Издательство АН СССР, 1963. 244 с.

66. Калюжный С. В., Леонова Т. В. Технологии очистки сточных вод предприятий спиртовой отрасли // Ликероводочное производство и виноделие. 2013. № 5-6. С. 29-31.
67. Карелин Я. А., Жуков Д. Д., Журов В. Н., Репин Б. Н. Очистка производственных сточных вод в аэротенках. – М.: Стройиздат, 1973. 223 с.
68. Карюхина Т. А., Чурбанова И. Н. Химия и микробиология воды: учебник. – М.: Стройиздат, 1995. 208 с.
69. Катраева И. В. Современные анаэробные аппараты для очистки концентрированных сточных вод // Известия Казанского государственного архитектурно-строительного университета. 2011. № 2(16). С. 179-184.
70. Киристаев А. В. Очистка сточных вод в мембранном биореакторе: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 2008. 135 с.
71. Кирсанов В. В. Теоретические и практические аспекты биологической очистки сточных вод в аэротенках: Монография. – Казань: Издательство Казан. гос. техн.ун-та, 2010. 264 с.
72. Клименко В. Ю. Разработка интенсивных методов очистки высококонцентрированных сточных вод от производства дрожжей: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 1974. 174 с.
73. Клименкова А. Ю. Разработка технологии коагулированного яичного белка с целью создания куриных полуфабрикатов с высоким содержанием яйца и функциональных яцепродуктов: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 2021. 152 с.
74. Клячко В. А., Апельцин И. Э. Очистка природных вод. – М.: Стройиздат, 1971. 127 с.
75. Когановский А. М., Клименко Н. А., Левченко Т. М., Марутовский Р. М., Рода И. Г. Очистка и использование сточных вод в промышленном водоснабжении. – М.: Химия, 1983. 288 с.
76. Колесников В. П., Вильсон Е. В. Современное развитие технологических процессов очистки сточных вод в комбинированных сооружениях. Издательство Юг, 2005. 212 с.

77. Колесов Ю. Ф. Биохимическая очистка высококонцентрированных параметрически нестационарных сточных вод: Дисс. ... доктора технических наук. – Нижний Новгород, 2001. 460 с.
78. Корниш-Боуден Э. Основы ферментативной кинетики / Перевод с английского. – М.: Мир, 1979. 280 с.
79. Кручинина Н. Е. Алюмокремниевые флокулянты-коагулянты в процессах водоподготовки и водоочистки: Дисс. ... доктора технических наук. – Иваново, 2007. 278 с.
80. Кузнецов А. Е. Высокоэффективные экологически чистые совмещенные системы микробиологического синтеза и очистки сточных вод с оксидативным стрессовым воздействием: Дисс. ... доктора технических наук. – М., 2020. 708 с.
81. Кузнецов А. Е., Градова Н. Б., Лушников С. В. и др. Прикладная экобиотехнология: учебное пособие. В 2 томах. Т. 1. – М.: Лаборатория знаний, 2020. 672 с.
82. Куликов Н. И., Найманов А. Я., Омельченко Н. П., Чернышев В. Н. Теоретические основы очистки воды: учебное пособие. – Донецк: Издательство «Ноулидж», 2009. 298 с.
83. Куликов Н. И., Ножевникова А. Н., Зубов Г. М., Зубов М. Г., Куликов Д. Н., Куликова Е. Н., Литти Ю. В., Мамлютов Р. К., Приходько Л. Н. Очистка муниципальных сточных вод с повторным использованием воды и обработанных осадков: теория и практика. – М.: Издательство Логос, 2015. 400 с.
84. Кульский Л. А. Накорчевекая В. Ф. Химия воды: Физико-химические процессы обработки природных и сточных вод. – К.: Вища школа. Головное издательство, 1983. 240 с.
85. Ле Хыонг Тхао. Совершенствование и оптимизация процесса анаэробно-аэробной биотехнологии очистки сточных вод молокоперерабатывающих предприятий: Дисс. ... кандидата технических наук. – Казань, 2022. 160 с.
86. Левина Э. Н. Общая токсикология металлов. – Л.: Медицина, 1972. 184 с.

87. Легкий В. И., Липунов И. Н., Никифоров А. Ф., Первова И. Г. Процессы, аппараты и техника защиты окружающей среды. Ч. I. Очистка промышленных сточных вод: Учебное пособие. – Екатеринбург: Урал. гос. лесотехн. университет, 2016. 234 с.
88. Ленобласть накормит переработанным яйцом.: Ведомости [Электронный ресурс] // URL: <https://vedomosti-spb.ru/economics/articles/2022/09/01/938723-lenoblast-nakormit-yaitsom/> (Дата обращения: 04.01.2023).
89. Линевич С. Н., Гетманцев С. В. Коагуляционный метод водоподготовки: теоретические основы и практическое использование. М.: Наука, 2007. 167 с.
90. Литманова Н. Л. Совершенствование технологии локальной очистки сточных вод молокоперерабатывающих предприятий: Дисс. ... кандидата технических наук. – СПб., 2006. 165 с.
91. Лукашевич С. О. Биологическая очистка сточных вод пивного производства (обзор) // Труды БГТУ. Серия 2: Химические технологии, биотехнология, геоэкология. 2022. № 1(253). С. 66-79.
92. Маркевич Р. М., Гребенчикова И. А. Рымовская М. В. Экологическая биотехнология. – Минск. БГТУ, 2015. 311 с.
93. Методика определения основных технологических параметров сооружений систем водоснабжения и водоотведения, очистки сточных вод и обработки осадка / ООО «ТК Группа» – Раздел 2 Том 2 URL: <https://goo.su/Scweb> (дата обращения: 27.04.2022).
94. Методическое пособие по гидробиологическому, химико-аналитическому и технологическому контролю на сооружениях биологической очистки сточных вод газовой отрасли. – М.: ИРЦ Газпром, 1998.
95. Мифтахова Ю. А., Петрова Н. А. Анаэробная очистка сточных вод пивоваренной промышленности // Строительство и образование: сборник научных трудов. № 14. – Екатеринбург: УрФУ, 2011. С. 179-182.

96. Мишуков Б. Г. Исследование специфических особенностей и инженерное решение процесса биологической очистки высококонцентрированных сточных вод в аэрационных сооружениях: Дисс. ... доктора технических наук. – Л., 1978. 424 с.
97. Мишуков Б. Г. Перспективные схемы биологической очистки сточных вод от азота и фосфора // Вода и экология. 1999. № 1. С. 36-39.
98. Мишуков Б. Г., Соловьева Е. А. Мембранные биологические реакторы для глубокой очистки сточных вод: учебное пособие. Издательство СПбГЭУ. 2017. 64 с.
99. Мойжес О. В. Разработка технологии очистки производственных сточных вод в аэротенках циклического действия: Автореферат дис. ... кандидата технических наук. – СПб., 1995. 24 с.
100. Морозова К. М. Биохимическая очистка сточных вод фабрик первичной обработки шерсти: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 1979. 231 с.
101. Морозова К. М. Принципы расчета систем биологической очистки сточных вод // Водоснабжение и санитарная техника. 2009. № 1. С. 26-31.
102. Назаренко В. А., Антонович В. П., Невская Е. М. Гидролиз ионов металлов в разбавленных растворах. – М.: Атомиздат, 1979. 192 с.
103. Назаров А. В. Влияние основных факторов на коагулирующую способность комплексных хлоридных и фосфатных солей алюминия: Дисс. ... кандидата технических наук. – Самара, 2001. 172 с.
104. Наумова В. В. Птицеводство Учебно-методический комплекс по курсу «Птицеводство». – Ульяновск: ГСХА, 2008. 260 с.
105. Николадзе Г. И. Технология очистки природных вод: учебник для вузов. – М.: Высшая школа, 1987. 479 с.
106. Ниша яичных продуктов остается свободной: Агроинвестор, № 1. 2017 [Электронный ресурс] // URL: <https://www.agroinvestor.ru/technologies/article/25448-nisha-yaichnykh-produktov-ostaetsya-svobodnoy/> (Дата обращения: 04.01.2023).

107. Обзор ВЭД: Обзор яичные продукты, агроэкспорт: [Электронный ресурс] // URL: https://aemcx.ru/wp-content/uploads/2020/12/Обзор_яичные-продукты_22-12-2020.pdf. (Дата обращения: 09.03.2021).
108. Обзор ВЭД: Пищевое яйцо, агроэкспорт: [Электронный ресурс] // URL: https://aemcx.ru/wp-content/uploads/2022/06/Обзор-ВЭД_Пищевое-яйцо.pdf (Дата обращения: 09.03.2021).
109. Павлинова И. И. Технологическое моделирование управляемого процесса аэробной биологической очистки сточных вод: Дисс. ... доктора технических наук. – Щелково, 2006. 461 с.
110. Панова И. М., Нойберт И. Биологическая очистка по технологии SBR // Экология производства. 2014. № 6. С. 58-61.
111. Панова И. М., Нойберт И. Очистка сточных вод мясоперерабатывающих производств // Мясные технологии. 2014. № 5(137). С. 44-45.
112. Панова И. М., Нойберт И. Очистка сточных вод пищевых производств // Экология производства. 2010. № 6. С. 88-90.
113. Панова И. М., Нойберт И. Сокращение расхода реагентов при физико-химической очистке стоков // Экология производства. 2010. № 10. С. 59-61.
114. Панова И. М., Шустер К. Двухступенчатая биологическая очистка производственных сточных вод // Экология производства. 2012. № 9. С. 68-71.
115. Пономарев В. Г., Иоакимис Э. Г., Монгайт И. Л. Очистка сточных вод нефтеперерабатывающих заводов. – М.: Химия, 1985. 256 с.
116. Поруцкий Г. В. Биохимическая очистка сточных вод органических производств. – М.: Химия, 1975. 253 с.
117. Проектирование сооружений для очистки сточных вод: Справочное пособие к СНиП 2.04.03-85. – М.: Стройиздат, 1990. 192 с.
118. Протасовский Е. М. Очистка высококонцентрированных по органическим загрязнениям сточных вод с использованием ступенчатых аэрационных систем: Дисс. ... кандидата технических наук. – Л., 1980. 259 с.

119. Пузырникова М. Г. Исследование и разработка технологии применения сухого яичного белка в производстве колбасных изделий: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 2005. 127 с.
120. Роговская Ц. И. Биохимический метод очистки производственных сточных вод. – М.: Стройиздат, 1967. 140 с.
121. Ромашко А. В., Бойко И. Ю., Марыкин Е. Р. Опыт реализации локальных очистных сооружений мясоперерабатывающих предприятий // Мясная сфера. 2015. № 5 (108). С. 76-77.
122. Ромашко А. В., Котляр А. А. Успешная реализация проектов по очистке сточных вод как основа долгосрочного сотрудничества ООО «Каргилл» и АО «МАЙ ПРОЕКТ» // Масложировая индустрия. 2017. № 1(2). С. 36-37.
123. Ромашко А. В. Строительство очистных сооружений завода по производству напитков ООО „ПепсиКо Холдингс” в г. Домодедово на базе мембранного биореактора // Вода Magazine. 2018. № 7(131). С. 10-11.
124. Ротмистров М. Н., Гвоздяк П. И., Ставская С. С. Микробиология очистки воды. – Киев: Наук. думка, 1978. 267 с.
125. Рублевская О. Н., Колосов Д. Е., Вересова М. В., Панкова Г. А. Изучение токсического воздействия соединений алюминия на биоценоз активного ила аэротенков // Водоснабжение и санитарная техника. 2014. № 9. С. 60-67.
126. Ручай Н. С., Гребенчикова И. А., Маркевич Р. М., Гринц Н. В., Дорогуш В. М., Янковский Ч. Ю. Технология анаэробной локальной очистки сточной воды бобруйского гидролизного завода // Материалы, технологии, инструменты. 2002. Т. 7. № 4. С. 96-99.
127. Рыбочкина М. В., Ксенофонтов Б. С. Применение активного ила для очистки сточных вод от тяжелых металлов // Студенческая научная весна. 2021. С. 33-34.
128. Савранская Т. М. Исследование эффективности удаления тяжелых металлов при биологической очистке городских сточных вод // Гигиена и санитария. 1975, №3. С. 120-122.

129. Савранская-Мирецкая Т. М. Исследование процессов удаления тяжелых металлов в технологии очистки сточных вод на городских станциях аэрации: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 1976. 164 с.
130. Сажина М. В., Миташова Н.И. Экспериментальная очистка смешанного стока «влажной» чистки и прачечной с использованием коагулянтов нового поколения // Вода: экология и технология: Тезисы / VII Международный конгресс – М., 2006. С. 756-757.
131. Саинова В. Н. Интенсификация биологической очистки и обеззараживания сточных вод рыбоперерабатывающей промышленности: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 1996. 163 с.
132. Салмин С. М. Коагуляция примесей природных вод с использованием крупнозернистой контактной загрузки: Дисс. ... кандидата технических наук. – Пенза, 2015. 149 с.
133. Семенов В. В., Родионов С. Н., Наследникова А. Ф. Повышение эффективности реагентной очистки сточных вод масложирового производства // Водоснабжение и санитарная техника. 2017. № 8. С. 34-38.
134. Серпокрылов Н. С., Вильсон Е. В., Гетманцев С. В., Марочкин А. А. Экология очистки сточных вод физико-химическими методами. – М.: Издательство АСВ, 2009. 264 с.
135. Сидорова Л. П., Снигирева А. Н. Очистка сточных и промышленных вод. Часть II. Биологическая очистка. Активный ил. Оборудование: Электронное текстовое издание. – Екатеринбург, 2017. 126 с.
136. Сеницын А. В., Кузнецов А. Е., Чеботаева М. В. Анаэробно-аэробная технология очистки сточных вод пивоваренных предприятий России // Экология и промышленность России. 2005. № 12. С. 20-23.
137. Сироткин А. С. Технологические и экологические основы биосорбционных процессов очистки сточных вод: Дисс. ... доктора технических наук. – Казань, 2003. 283 с.

138. Скирдов И. В., Дмитриева А. А., Швецов В. Н. Влияние концентрации активного ила на скорость биохимического окисления. Труды института ВОДГЕО. Очистка промышленных сточных вод. Вып. 43, М., 1974. С. 50-53.
139. Скирдов И. В. Исследование и разработка методов интенсификации работы сооружений биологической очистки сточных вод: Дисс. ... доктора технических наук. – М., 1976. 400 с.
140. Скирдов И. В., Саинова В. Н. Многоступенчатая схема биологической очистки сточных вод рыбоперерабатывающего предприятия // Водоснабжение и санитарная техника. 2001. № 8. С. 23-25.
141. Сколубович Ю. Л., Войтов Е. Л., Сколубович А. Ю. Окислительные и коагуляционные методы очистки воды для питьевого водоснабжения // Вестник ИрГТУ. 2010. №6(46). С. 121-125.
142. Скосырева Е. В. Разработка технологии очистки сточных вод кондитерских предприятий от полидисперсных загрязнений в аэробных условиях: Дисс. ... кандидата технических наук. – Волгоград, 2013. 128 с.
143. Смирнов А. М., Смирнов М. Н. Современные методы биологической очистки// Водоочистка. Водоподготовка. Водоснабжение. 2010. № 7(31). С. 66-74.
144. Смирнов В. Б., Шевченко Н. П. Влияние поступающих со стоками тяжелых металлов на очистные сооружения и процесс биологической очистки в аэротенках // Вода Magazine. 2018. № 6(130). С. 32-35.
145. Смирнов М. Н., Смирнов А. М., Локшин Ю. Х. Биологическая очистка сточных вод в биореакторах периодического действия // Водоочистка. Водоподготовка. Водоснабжение. 2009. № 5(17). С. 36-46.
146. Создавая совершенство: Сельскохозяйственные вести, № 4. 2020 [Электронный ресурс] // URL: <https://agri-news.ru/zhurnal/2020/42020/sozdavaya-sovershenstvo/> (Дата обращения: 04.01.2023).

147. Солкина О. С. Биологическая очистка сточных вод предприятий молочной промышленности с применением биомембранной технологии: Дисс. ... кандидата технических наук. – Пенза, 2018. 140 с.
148. Спиридонова Л. Г. Отработка режимов очистки сточных вод птицефабрики по переработке мяса индеек // Вестник СГАСУ. Градостроительство и архитектура. 2013. № S4(13). С. 70-74.
149. Степанов С. В., Авдеенков П. П., Пономаренко О. С., Морозова К. М. Определение кинетических констант и коэффициентов процессов биологической очистки сточных вод предприятий глубокой переработки яиц // Водоснабжение и санитарная техника. 2022. № 10. С. 40-47. DOI: 10.35776/VST.2022.10.05.
150. Степанов С. В., Авдеенков П. П., Пономаренко О. С., Морозова К. М. Оптимизация и технико-экономическая оценка технологических схем очистки сточных вод предприятия глубокой переработки куриных яиц // Водоснабжение и санитарная техника. 2023. № 5. С. 37-47. DOI: 10.35776/VST.2023.05.05.
151. Степанов С. В., Авдеенков П. П., Пономаренко О. С., Морозова К. М. Результаты исследований биологической очистки сточных вод предприятия переработки яиц // Водоснабжение и санитарная техника. 2022. № 9. С. 35-43. DOI: 10.35776/VST.2022.09.05.
152. Степанов С. В., Авдеенков П. П., Пономаренко О. С., Морозова К. М. Результаты исследований биологической очистки сточных вод предприятия переработки яиц в пилотном мембранном биореакторе // Водоснабжение и санитарная техника. 2022. № 12. С. 21-30. DOI: 10.35776/VST.2022.12.04.
153. Степанов С. В., Авдеенков П. П., Пономаренко О. С., Морозова К. М. Результаты исследований физико-химической очистки сточных вод предприятий переработки яиц // Водоснабжение и санитарная техника. 2022. № 5. С. 32-39. DOI: 10.35776/VST.2022.05.04.

154. Степанов С. В. Биологическая очистка и доочистка сточных вод нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятий: Дисс. ... доктора технических наук. – Самара, 2014. 345 с.
155. Степанов С. В., Пономаренко О. С., Авдеев П. П., Беляков А. В., Морозова К. М. Сточные воды яйцепереработки и их очистка // Традиции и инновации в строительстве и архитектуре. 2022. С. 483-492.
156. Степанов С. В., Солкина О. С., Авдеев П. П., Беляков А. В., Степанов А. С. Механические и физико-химические методы очистки сточных вод рыбоперерабатывающей промышленности // Градостроительство и архитектура. 2021. Т. 11, № 1(42). С. 63-71.
157. Степанов С. В., Стрелков А. К., Блинкова Л. А., Морозова К. М., Беляков А. В. Определение кинетических констант для процессов биохимической очистки сточных вод нефтеперерабатывающих заводов // Водоснабжение и санитарная техника. 2013. № 2. С. 46-50.
158. Степанов С. В. Технологический расчет азротенков и мембранных биореакторов: Учебное пособие. – М.: Издательство АСВ, 2020. 224 с.
159. Таранов П. М., Гадаева В. Ю. Перспективы российского рынка яичных продуктов // Вестник Федерального государственного образовательного учреждения высшего профессионального образования Московский государственный агроинженерный университет им. В. П. Горячкина. 2010. № 6. С. 41-44.
160. Технические записки по проблемам воды: в 2-х томах / под ред. Т. А. Карюхиной, И. Н. Чурбановой, пер. с англ.: Е. И. Апельциной, А. А. Виницкой, Т. А. Карюхиной, В. А. Ксенофонтова. – М.: Стройиздат, 1983. Т. 1. 607 с.
161. Технический справочник по обработке воды Degremont: в 2 т. – СПб.: Новый журнал, 2007. 1696 с.
162. Тукташева Е. Ю., Ранджит С. Строительство очистных сооружений Г. Варанаси, Индия, по технологии SBR // Традиции и инновации в строительстве и архитектуре. 2019. С. 303-309.

163. Уэбб Л. Ингибиторы ферментов и метаболизма / Перевод с английского – М.: Издательство Мир, 1966. 862 с.
164. Федоров Н. Ф., Шифрин С. М. Канализация: учебное пособие. – М.: Высшая школа, 1968. 592 с.
165. Филиппов В. Н. и др. Оборудование и технология очистки сточных вод, примеры расчета на ЭВМ. – Уфа: Издательство УГНТУ, 2003. 300 с.
166. Фисинин В. И. Стратегические тренды развития мирового и отечественного птицеводства: состояние, вызовы, перспективы // XIX Международная конференция «Мировые и российские тренды развития птицеводства: реалии и вызовы будущего» – Сергиев Посад. 2018. С. 9-48.
167. Фролов Ю. Г. Курс коллоидной химии. – М.: Химия, 1982. 400 с.
168. Халтурина Т. И. Очистка сточных вод промышленных предприятий: Учебное пособие. – Красноярск: СФУ, 2014. 164 с.
169. Хаммер М. Технология обработки природных и сточных вод / Перевод с английского. – М.: Стройиздат, 1979. 400 с.
170. Харькина О. В. Эффективная эксплуатация и расчет сооружений биологической очистки сточных вод. – Волгоград: Издательство «Панорама», 2015. 433 с.
171. Хенце М., Армоэс П. и др. Очистка сточных вод. Биологические и химические процессы / Перевод с английского. – М.: Мир, 2004. 480 с.
172. Хохлачев Н. С., Каленов С. В., Занина О. С., Кузнецов А. Е. Аэробная биологическая очистка сточных вод в условиях гранулообразования активного ила II. Гранулообразование активного ила в условиях контролируемого оксидативного стресса // Вода: химия и экология. 2013. № 8(62). С. 31-42.
173. Чан Ха Куан. Совершенствование технологии очистки сточных вод в биологических реакторах периодического действия: Дисс. ... кандидата технических наук. – М., 2021. 270 с.
174. Шапкин Н. П., Скобун А. С., Жамская Н. Н., Завьялов Б. Б., Царев Д. В. Физико-химические исследования очистки сточных вод // Материалы международного конгр. «Вэйстэк-2003». – М., 2003. С.164-165.

175. Швецов В. Н. Глубокая биологическая очистка концентрированных сточных вод: Дисс. ... доктора технических наук. – М., 1989. 525 с.
176. Швецов В. Н., Морозова К. М., Нечаев И. А., Киристаев А. В. Теоретические и технологические аспекты применения биомембранных технологий глубокой очистки сточных вод // Водоснабжение и санитарная техника. 2006. № 12. С. 25-29.
177. Швецов В. Н., Морозова К. М., Пушников М. Ю., Киристаев А.В., Семенов М. Ю. Перспективные технологии биологической очистки сточных вод // Водоснабжение и санитарная техника. 2005. № 12-2. С. 17-23.
178. Швецов В. Н., Морозова К. М., Семенов М. Ю., Пушников М. Ю., Степанов А. С., Никифоров С. Е. Очистка нефтесодержащих сточных вод биомембранными методами // Водоснабжение и санитарная техника. 2008. № 3-1. С. 39-42.
179. Швецов В. Н., Морозова К. М., Степанов С. В. Расчет сооружений биологической очистки городских и производственных сточных вод в аэротенках с удалением биогенных элементов // Водоснабжение и санитарная техника. 2018. № 9. С. 26-38.
180. Швецов В. Н. Перспективные методы и технологии очистки городских и производственных сточных вод // Мелиорация и водное хозяйство. 1998. № 3. С. 33-35.
181. Шекета А. Н. Комплексная система оптимизации технологических процессов аэробной биологической очистки сточных вод: Дисс. ... кандидата технических наук. – Щелково, 2008. 208 с.
182. Шифрин С. М., Мишуков Б. Г., Протасовский Е. М. Исследования работы многоступенчатого аэротенка // Новые методы и сооружения для водоотведения и очистки сточных вод. 1981. С. 9-14.
183. Шифрин С. М., Иванов П. В. Мишуков Б. Г., Феофанов Ю. А. Очистка сточных вод предприятий мясной и молочной промышленности. М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981. 272 с.

184. Шлейкин А. Г., Скворцова Н. Н., Бландов Н. Н. Прикладная энзимология. – СПб.: Университет ИТМО, 2019. 160 с.
185. Шустер К., Бенуа Х. Технология напорной флотации V&S-DAF // Экология производства. 2007. № 4. С. 1-4.
186. Шустер К., Нойберт И. Анаэробная обработка высококонцентрированных стоков молочных предприятий // Экология производства. 2009. № 11. С. 50-52.
187. Щетинин А. И., Агафонкин В. В., Костин Ю. В., Томилов С. М., Колесник Ю. В., Есени М. А., Ульченко В. М., Мазняк З. А. Очистка сточных вод предприятий мясоперерабатывающей промышленности // Водоснабжение и санитарная техника. 2010. №11. С. 43-48.
188. Эпов А. Н., Канунникова М. А. Очистка сточных вод предприятий агропромышленного комплекса // НДТ. 2015. № 1. С. 53-60.
189. Ягов Г. В. Контроль содержания соединений азота при очистке сточных вод // Водоснабжение и санитарная техника. 2008. № 7. С. 45-52.
190. Яковлев С. В., Карелин Я. А., Жуков А. И., Колобанов С. К. Канализация: учебник для вузов. – М.: Стройиздат, 1975. 632 с.
191. Яковлев С. В., Карелин Я. А., Ласков Ю. М., Воронов Ю. В. Водоотводящие системы промышленных предприятий. – М.: Стройиздат, 1990. 511 с.
192. Яковлев С. В., Карелин Я. А., Ласков Ю. М., Воронов Ю. В. Очистка производственных сточных вод. – М.: Стройиздат, 1979. 320 с.
193. Яковлев С. В., Карюхина Т. А. Биохимические процессы в очистке сточных вод. – М.: Стройиздат, 1980. 200 с.
194. Яковлев С. В., Скирдов И. В., Швецов В. Н., Бондарев А. А., Андрианов Ю. Н. Биологическая очистка производственных сточных вод: Процессы, аппараты и сооружения. – М.: Стройиздат, 1985. 208 с.
195. Яковлев С. В., Швецов В. Н., Скирдов И. В., Бондарев А. А. Технологический расчет современных сооружений биологической очистки сточных вод // Водоснабжение и санитарная техника. 1994. № 2. С. 2-5.

196. A bio-cake model for the soluble COD removal by the back-transport, adsorption and biodegradation processes in the submerged membrane bioreactor / J. Wu, C. He, D. Bi [et al.] // *Desalination*. – 2013. – Vol. 322. – P. 1-12.
197. A low energy gravity-driven membrane bioreactor system for grey water treatment: Permeability and removal performance of organics / A. Ding, H. Liang, G. Li [et al.] // *Journal of Membrane Science*. – 2017. – Vol. 542. – P. 408-417.
198. A novel loosely structured nanofiltration membrane bioreactor for wastewater treatment: Process performance and membrane fouling / L. Cao, Y. Zhang, L. Ni, X. Feng // *Journal of Membrane Science*. – 2022. – Vol. 644. – P. 120-128.
199. A review on anaerobic–aerobic treatment of industrial and municipal wastewater / Y. J. Chan, M. F. Chong, C. L. Law, D. G. Hassell // *Chemical Engineering Journal*. – 2009. – Vol. 155. – № 1-2. – P. 1-18.
200. Advanced strategies to improve nitrification process in sequencing batch reactors - A review / F. Jaramillo, M. Orchard, C. Muñoz [et al.] // *Journal of Environmental Management*. – 2018. – Vol. 218. – P. 154-164.
201. Nutrient removal and sludge production in the coagulation–flocculation process / M. Aguilar // *Water Research*. – 2002. – Vol. 36. – № 11. – P. 2910-2919.
202. An aeration energy model for an immersed membrane bioreactor / B. Verrecht, S. Judd, G. Guglielmi [et al.] // *Water Research*. – 2008. – Vol. 42. – № 19. – P. 4761-4770.
203. Application of membrane bioreactor technology in treating high strength industrial wastewater: a performance review / N. S. A. Mutamim, Z. Z. Noor, M. A. A. Hassan, G. Olsson // *Desalination*. – 2012. – Vol. 305. – P. 1-11.
204. Aube B. *The Science of Treating Acid Mine Drainage and Smelter Effluents* – P. 23.
205. Bagheri M., Mirbagheri S. A. Critical review of fouling mitigation strategies in membrane bioreactors treating water and wastewater // *Bioresource Technology*. – 2018. – Vol. 258. – P. 318-334.

206. Biofilm increases permeate quality by organic carbon degradation in low pressure ultrafiltration / A. Chomiak, J. Traber, E. Morgenroth, N. Derlon // *Water Research*. – 2015. – Vol. 85. – P. 512-520.
207. Bough W. A. Coagulation with Chitosan – An Aid to Recovery of By-Products from Egg Breaking Wastes // *Poultry Science*. – 1975. – Vol. 54. – № 6. – P. 1904-1912.
208. Bulley N. Ross. Egg processing waste recovery: Proceedings of the sixth national symposium on food processing wastes. – Madison, Wisconsin, USA. April 9-11, 1975. P. 368-379.
209. Chang I.-S., Bag S.-O., Lee C.-H. Effects of membrane fouling on solute rejection during membrane filtration of activated sludge // *Process Biochemistry*. – 2001. – Vol. 36. – № 8-9. – P. 855-860.
210. Cicek N. A review of membrane bioreactors and their potential application in the treatment of agricultural wastewater // *Canadian Biosystems Engineering*. – 2003. – Vol. 45.
211. Determining total solids and fat content of liquid whole egg products via measurement of electrical parameters based on the transformer properties / Y. Jin, N. Yang, X. Duan [et al.] // *Biosystems Engineering*. – 2015. – Vol. 129. – P. 70-77.
212. Effect of coagulation on bio-treatment of textile wastewater: Quantitative evaluation and application / W. Tianzhi, W. Weijie, H. Hongying, S.-T. Khu // *Journal of Cleaner Production*. – 2021. – Vol. 312. Article 127798.
213. Factors affecting the membrane performance in submerged membrane bioreactors / J. Zhang, H. C. Chua, J. Zhou, A. G. Fane // *Journal of Membrane Science*. – 2006. – Vol. 284. – № 1-2. – P. 54-66.
214. Fouling in membrane bioreactors: An updated review / F. Meng, S. Zhang, Y. Oh [et al.] // *Water Research*. – 2017. – Vol. 114. – P. 151-180.
215. Giannakis S., Lin K.-Y. A., Ghanbari F. A review of the recent advances on the treatment of industrial wastewaters by Sulfate Radical-based Advanced Oxida-

tion Processes (SR-AOPs) // *Chemical Engineering Journal*. – 2021. – Vol. 406. – P. 73.

216. Hamza R. A., Iorhemen O. T., Tay J. H. Advances in biological systems for the treatment of high-strength wastewater // *Journal of Water Process Engineering*. – 2016. – Vol. 10. – P. 128-142.

217. Harris C. E., Moats W. A. Recovery of Egg Solids from Wastewaters from Egg-Grading and -Breaking Plants // *Poultry Science*. – 1975. – Vol. 54. – № 5. – P. 1518-1523.

218. Impact of membrane pore morphology on multi-cycle fouling and cleaning of hydrophobic and hydrophilic membranes during MBR operation / H. Fan, K. Xiao, S. Mu [et al.] // *Journal of Membrane Science*. – 2018. – Vol. 556. – P. 312-320.

219. Investigating the residual aluminum elimination from conventional and enhanced coagulation by phosphate compounds in wastewater treatment process / S. Agarwal, I. Tyagi, V. K. Gupta [et al.] // *Journal of Molecular Liquids*. – 2016. – Vol. 221. – P. 673-684.

220. Iwuozor K. O. Prospects and Challenges of Using Coagulation-Flocculation method in the treatment of Effluents // *Advanced Journal of Chemistry-Section A*. – 2019. – P. 105-127.

221. Jewell, W. J., W. Siderewicz, R. C. Loehr, R. R. Zall, O. F. Johndrew, Jr., H. R. David, and J. L. Witherow. Egg breaking and processing wastes control and treatment: Proceedings of the sixth national symposium on food processing wastes. – Madison, Wisconsin, USA. April 9-11, 1975. P. 61-104.

222. Kweiyor Tetteh E., Rathilal S. Application of Organic Coagulants in Water and Wastewater Treatment – Text : electronic // *Organic Polymers* / eds. A. Sand, E. Zaki. – Intech Open, 2020. – URL: <https://www.intechopen.com/books/organic-polymers/application-of-organic-coagulants-in-water-and-wastewater-treatment> (date accessed: 20.05.2023).

223. Large-Scale Membrane Bioreactors for Industrial Wastewater Treatment in China: Technical and Economic Features, Driving Forces, and Perspectives / J.

- Zhang, K. Xiao, Z. Liu [et al.] // Engineering. – 2021. – Vol. 7. – № 6. – P. 868-880.
224. Leslie C. P., Grady Jr., Daiger G. T., Love N. G., Filipe C. D. M. Biological wastewater treatment. -3 edition, CRC Press, 2011.1022 p.
225. Mace S., Mata-Alvarez J. Utilization of SBR Technology for Wastewater Treatment: An Overview // Industrial & Engineering Chemistry Research. – 2002. – Vol. 41. № 23. – P. 5539-5553.
226. Membrane bioreactor: Applications and limitations in treating high strength industrial wastewater / N. S. A. Mutamim, Z. Z. Noor, M. A. A. Hassan [et al.] // Chemical Engineering Journal. – 2013. – Vol. 225. – P. 109-119.
227. Naceradska J., Pivokonska L., Pivokonsky M. On the importance of pH value in coagulation // Journal of Water Supply: Research and Technology-Aqua. – 2019. – Vol. 68. – № 3. – P. 222-230.
228. New batch electro-coagulation process for treatment and recovery of high organic load and low volume egg processing industry wastewater / G. Azarian, A. R. Rahmani, M. Masoudi khoram [et al.] // Process Safety and Environmental Protection. – 2018. – Vol. 119. – P. 96-103.
229. Optimization of organics to nutrients (COD:N:P) ratio for aerobic granular sludge treating high-strength organic wastewater / R. A. Hamza, M. S. Zaghoul, O. T. Iorhemen [et al.] // Science of The Total Environment. – 2019. – Vol. 650. – P. 3168-3179.
230. Park J.-S., Lee C.-H. Removal of soluble COD by a biofilm formed on a membrane in a jet loop type membrane bioreactor // Water Research. – 2005. – Vol. 39. – № 19. – P. 4609-4622.
231. Performance and microbial surveying in submerged membrane bioreactor for seafood processing wastewater treatment / P. Sridang, A. Pottier, C. Wisniewski, A. Grasmick // Journal of Membrane Science. – 2008. – Vol. 317. – № 1-2. – P. 43-49.

232. Positive roles of biofilm during the operation of membrane bioreactor for water reuse / S. Kang, W. Lee, S. Chae, H. Shin // *Desalination*. – 2007. – Vol. 202. – № 1-3. – P. 129-134.
233. Preparation and characterization of folate-enriched eggs and egg yolk powders / L. Gu, Y. Yang, D. J. McClements [et al.] // *Journal of Agriculture and Food Research*. – 2022. – Vol. 8. Article 100309.
234. Rapid formation and characterization of aerobic granules in pilot-scale sequential batch reactor for high-strength organic wastewater treatment / R. A. Hamza, O. T. Iorhemen, M. S. Zaghoul, J. H. Tay // *Journal of Water Process Engineering*. – 2018. – Vol. 22. – P. 27-33.
235. Recent Advancement of Coagulation–Flocculation and Its Application in Wastewater Treatment / C. Y. Teh, P. M. Budiman, K. P. Y. Shak, T. Y. Wu // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2016. – Vol. 55. – № 16. – P. 4363-4389.
236. Recent advances in attached growth membrane bioreactor systems for wastewater treatment / L. Deng, W. Guo, H. H. Ngo [et al.] // *Science of The Total Environment*. – 2022. – Vol. 808. – P. 1-16.
237. Recovery and Characterization of By-Products from Egg Processing Plant Wastewater Using Coagulants / L. J. Xu, B. W. Sheldon, R. E. Carawan [et al.] // *Poultry Science*. – 2001. – Vol. 80. – № 1. – P. 57-65.
238. Recovery and utilization of useful by-products from egg processing wastewater by electrocoagulation / L. J. Xu, B. W. Sheldon, D. K. Larick, R. E. Carawan. – P. 8.
239. Removal of natural organic matter in drinking water treatment by coagulation: A comprehensive review / M. Sillanpää, M. C. Ncibi, A. Matilainen, M. Vepsäläinen // *Chemosphere*. – 2018. – Vol. 190. – P. 54-71.
240. Sánchez J. B., Vuono M., Dionisi D. Model-based comparison of sequencing batch reactors and continuous-flow activated sludge processes for biological wastewater treatment // *Computers & Chemical Engineering*. – 2021. – Vol. 144. Article 107127.

241. Satyawali Y., Balakrishnan M. Effect of PAC addition on sludge properties in an MBR treating high strength wastewater // *Water Research*. – 2009. – Vol. 43. – № 6. – P. 1577-1588.
242. The integration of methanogenesis with simultaneous nitrification and denitrification in a membrane bioreactor / D. Zhang, P. Lu, T. Long, W. Verstraete // *Process Biochemistry*. – 2005. – Vol. 40. – № 2. – P. 541-547.
243. The MBR book: principles and applications of membrane bioreactors for water and wastewater treatment. The MBR book / eds. S. Judd, C. Judd. – 2. ed. – Amsterdam : Elsevier/BH Butterworth-Heinemann, 2011. – 519 p.
244. The removal of COD, TSS and colour of black liquor by coagulation-flocculation process at optimized pH, settling and dosing rate / M. Irfan, T. Butt, N. Imtiaz [et al.] // *Arabian Journal of Chemistry*. – 2017. – Vol. 10. – P. 2307-2318.
245. Thirugnanasambandham K., Sivakumar V., Prakash M. Treatment of egg processing industry effluent using chitosan as an adsorbent // *Journal of the Serbian Chemical Society*. – 2014. – Vol. 79. – № 6. – P. 743-757.
246. Towards sustainable and energy efficient municipal wastewater treatment by up-concentration of organics / H. Guven, R. K. Dereli, H. Ozgun [et al.] // *Progress in Energy and Combustion Science*. – 2019. – Vol. 70. – P. 145-168.
247. Transfer of organic matter between wastewater and activated sludge flocs / A. Guellil, F. Thomas, J.-C. Block [et al.] // *Water Research*. – 2001. – Vol. 35. – № 1. – P. 143-150.
248. Understanding the effect of residual aluminum salt coagulant on activated sludge in sequencing batch reactor: Performance response, activity restoration and microbial community evolution / J. He, Q. Zhang, B. Tan [et al.] // *Environmental Research*. – 2022. – Vol. 212. Article 113449.
249. Use of a hybrid membrane bioreactor for the treatment of saline wastewater from a fish canning factory / P. Artiga, G. García-Toriello, R. Méndez, J. M. Garrido // *Desalination*. – 2008. – Vol. 221. – № 1-3. – P. 518-525.

250. Use of UV-C radiation as a non-thermal process for liquid egg products (LEP) / S. Unluturk, M. R. Atilgan, A. Handan Baysal, C. Tari // *Journal of Food Engineering*. – 2008. – Vol. 85. – № 4. – P. 561-568.
251. Vadasarukkai Y. S., Gagnon G. A. Application of low-mixing energy input for the coagulation process // *Water Research*. – 2015. – Vol. 84. – P. 333-341.
252. *Wastewater engineering. Treatment and resource recovery*, fifth ed., Metcalf & Eddy/AECOM. Revised by G. Tchobanoglous, H. D. Stensel, R. Tsuchihashi, F. Burton, M. Abu-Orf, G. Bowden, W. Pfrang. Mc Graw Hill Education, New York, NY, 2014.
253. Wilderer P. A., Irvine R. L., Goronszy M. C. Sequencing batch reactor technology. Scientific and Technical Report. No. 10. IWA Publishing, 2001.
254. Yoo C. K., Lee I.-B., Vanrolleghem P. A. On-Line Adaptive and Nonlinear Process Monitoring of a Pilot-Scale Sequencing Batch Reactor // *Environmental Monitoring and Assessment*. – 2006. – Vol. 119. – № 1-3. – P. 349-366.
255. Yu L., Han M., He F. A review of treating oily wastewater // *Arabian Journal of Chemistry*. – 2017. – Vol. 10. – P. 1913-1922.

ПРИЛОЖЕНИЕ



Россия, 443036, Самара,
ул. Набережная реки Самара,
д.1, оф.126
☎ 8 846 205 99 55
✉ office@epstroy.com
🌐 www.ecolos.ru

Генеральный директор
ООО «ЭкоЛос ПроектСтрой»
Н.Е. Потапов
« » 2023 г.
М.П.

АКТ о внедрении результатов диссертации на соискание ученой степени кандидата технических наук Авдеенкова Павла Павловича

Комиссия в составе:

Председатель - Плеханов Д.А., технический директор,

Члены комиссии: Буйлов Д.П., ведущий инженер,

Чернов И.И., ведущий инженер,

составила настоящий акт о том, что результаты диссертационной работы Авдеенкова П.П. «Очистка высококонцентрированных сточных вод предприятий глубокой переработки куриных яиц», представленной на соискание ученой степени кандидата технических наук, были использованы при разработке технологии очистки сточных вод, поставке оборудования и выполнении пуско-наладочных работ на локальных очистных сооружениях двух предприятий глубокой переработки куриных яиц: Яйцеперерабатывающая фабрика ЗАО «Рузово», локальные очистные сооружения «ЛОС-КН-600», расположенные по адресу: Республика Мордовия, Рузаевский район, г. Рузаевка, ул. Надежды, д. 1 А; ООО «Лето Групп», комплекс очистных сооружений производственно-сточных вод, расположенные по адресу: Тульская область, Заокский район, МО Малаховское, п. Сосновый, территория Птицефабрики, строение 2 (завод ГПЯ).

Председатель комиссии:

Д.А. Плеханов

Члены комиссии:

Д.П. Буйлов

И.И. Чернов

Соискатель:

П.П. Авдеенков

ООО «ЭкоЛос-ПроектСтрой»
Россия, 443036, Самара, ул. Набережная реки Самара, д.1, оф.126
ИНН 6311135876, КПП 631101001, р/с 40702810951100032154, ПАО АКБ «АВАНГАРД»