

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Санкт-Петербургский государственный архитектурно-строительный университет»

На правах рукописи

АКМЕНТИНА Александра Владимировна

**БИОЛОГИЧЕСКАЯ ОЧИСТКА ГОРОДСКИХ СТОЧНЫХ ВОД
В РЕАКТОРЕ ЦИКЛИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ
С ВОСХОДЯЩИМ ПОТОКОМ**

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

Диссертация на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель:
доктор технических наук,
профессор
М.И. Алексеев

Санкт-Петербург – 2017

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	4
ГЛАВА 1. ОБЗОР СОВРЕМЕННЫХ СПОСОБОВ ИНТЕНСИФИКАЦИИ БИОЛОГИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД.....	14
1.1 Биологическая очистка в мембранных биореакторах.....	15
1.2 Биологическая очистка с использованием загрузочного материала.....	17
1.3 Биологическая очистка с использованием концентрированной биомассы.....	21
1.4 Реактор циклического действия (SBR).....	26
1.5 Биологическая очистка с использованием гранул ила.....	30
1.6 Выводы и постановка задач.....	39
ГЛАВА 2. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ОЧИСТКИ ГОРОДСКИХ СТОЧНЫХ ВОД В ЛАБОРАТОРНОМ РЕАКТОРЕ ЦИКЛИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ.....	42
2.1 Разработка методики исследований.....	42
2.2 Проведение исследований в реакторе циклического действия с восходящим потокм.....	48
2.3 Микробиологический состав культивированного ила.....	55
2.4 Оценка эффективности биологической очистки.....	57
2.5 Выводы по главе.....	60
ГЛАВА 3. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ОЧИСТКИ ГОРОДСКИХ СТОЧНЫХ ВОД В ПОЛУПРОМЫШЛЕННОМ РЕАКТОРЕ ЦИКЛИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ.....	62
3.1 Методика исследований.....	62
3.2 Эксплуатация полупромышленного реактора циклического действия.....	69
3.3 Выводы по главе.....	75

ГЛАВА 4. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ.....	77
4.1 Теоретические основы исследования кинетических параметров процесса биологической очистки сточных вод.....	77
4.2 Определение кинетических параметров гранулированной биомассы.....	83
4.3 Выводы.....	92
ГЛАВА 5. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ И РЕКОМЕНДАЦИИ ПО ПРОЕКТИРОВАНИЮ РАЗРАБОТАННОЙ ТЕХНОЛОГИИ.....	94
5.1. Рекомендации по проектированию и эксплуатации очистных сооружений с применением разработанной технологии.....	94
5.2 Техничко-экономические показатели разработанной технологии с применением гранулированного активного ила.....	106
5.3 Выводы.....	111
ОБЩИЕ ВЫВОДЫ.....	113
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ.....	115
ПРИЛОЖЕНИЕ. АКТ О ВНЕДРЕНИИ.....	130

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность работы. Существующая тенденция роста городов и плотности населения требует сокращения объемов и площадей объектов водопроводно-канализационного хозяйства с обеспечением высокого и стабильного качества очистки воды. Таким образом, приоритетным направлением развития современных технологий удаления биогенных элементов является интенсификация биологической очистки сточных вод с одновременным уменьшением экономических и энергетических затрат на ее осуществление. Самый прямой путь повышения удельных показателей эффективности сооружения – повышение концентрации биомассы в биореакторе. Однако, седиментационные свойства обычного флокулированного ила накладывают ограничения на этот прием. Для эффективного удержания биомассы используется целый ряд современных технологий, таких, как использование мембранных илоотделителей, загрузочного материала для прикрепления биопленки, что существенно удорожает сооружения.

Перспективным направлением биологической очистки сточных вод является улучшение седиментационных свойств активного ила с использованием гравитационной селекции, позволяющее сокращать время обработки сточных вод без значительного увеличения стоимости сооружений.

Таким образом, выполненная работа направлена на решение актуальной задачи интенсификации процессов очистки сточных вод с минимизацией габаритов сооружений и их стоимости.

Степень разработанности темы исследования. Существенный вклад в развитие современных методов биологической очистки коммунальных сточных вод внесли исследования ученых ОАО «НИИ ВОДГЕО», ОАО «НИИ КВОВ», ОАО «МосводоканалНИИпроект», АКХ им. Памфилова, ФГБОУ ВО МГСУ, ФГБОУ ВО СПбГАСУ, ФГБОУ ВО СГАСУ и пр.

В разное время решениями задачи интенсификации процессов обработки воды занимались такие специалисты, как В.Н. Швецов, Б. Н. Репин,

Н.А. Залетова, С.В. Калюжный, М. И. Алексеев, Ю.А. Феофанов, Б.Г. Мишуков, Ю.В. Воронов, А.К. Стрелков, Д.А. Данилович, В.И. Баженов, К.М. Морозова и многие другие.

Показано, что такие технологические приемы снижения объемов и площадей сооружений как мембранное илоразделение, применение загрузочного материала с прикрепленной биопленкой позволяет эффективно удерживать биомассу в сооружении с обеспечением высокого качества очищенной воды, однако при этом существенно удорожается процесс обработки воды. В последние годы была исследована технология очистки коммунальных сточных вод в классической схеме «аэротенк - вторичный отстойник» с использованием высоких концентраций активного ила (4,5-6,5 г/л), обеспечиваемых методом направленной селекции. Основным недостатком такой технологии является эксплуатация сооружений в непрерывно-проточном режиме, что требует организации пространственной многозонной системы. Замена пространственного распределения технологических зон на временное (реактор циклического действия, SBR-реактор) позволяет вести процесс биологической очистки сточных вод с последующим отстаиванием иловой смеси в одном реакторе, тем самым сократив площадь и объем, занимаемые аэротенками и вторичными отстойниками, что позволяет рассматривать такие реакторы как весьма перспективные для применения на малых и средних очистных сооружениях.

Ограничением для использования SBR-реакторов является совместное биологическое удаление азота и фосфора в одном объеме реактора при использовании коммунальных сточных вод (наличие в иловой смеси нитратов с предыдущего цикла работы реактора). В последние десятилетия в Нидерландах развиваются биотехнологии очистки сточных вод с использованием гранулированного активного ила, полученного методом направленной селекции, отличающегося от флокулированного размерами (1-3 мм), концентрически-зональным расположением различных групп микроорганизмов, плотностью и скоростью осаждения частиц (до 25 м/ч), отличающихся пониженным в сравнении с классической технологией иловым индексом (до 40 мл/г), что

позволяет повышать концентрацию биомассы в сооружении до 8-10 г/л. Подобная технология применена на нескольких промышленных и полупромышленных SBR-реакторах при очистке высококонцентрированных производственных и синтетических сточных вод с нагрузкой по ХПК 1,5-19 кг/м³·сут). В таких реакторах процесс проходил при непрерывной подаче кислорода в систему, а совмещение процессов нитри-денитрификации и дефосфатации осуществлялось за счет пространственного расположения различных групп микроорганизмов в грануле.

Использование реакторов циклического действия и концентрированной биомассой для интенсификации процессов биологической очистки городских сточных вод изучено недостаточно, вопросы реализации указанной технологии в России не решены, что потребовало дополнительных исследований.

Целью настоящей работы является разработка технологии интенсификации биологической очистки городских сточных вод путем повышения концентрации активного ила в реакторе циклического действия с восходящим потоком сточной воды.

Для достижения поставленной цели решались следующие **задачи**:

- определить условия формирования активного ила, способного эффективно удерживаться в сооружении с восходящим потоком сточной воды;
- получить активный ил с улучшенными седиментационными свойствами для биологической очистки сточных вод в реакторе циклического действия;
- изучить биохимические и технологические характеристики культивированного активного ила;
- определить эффективность процессов удаления загрязнений в лабораторном и полупромышленном циклических реакторах с восходящим потоком сточной воды;
- определить кинетические параметры активного ила для разработки методики расчетов реакторов циклического действия с восходящим потоком, а также определение зависимости окислительных свойств биомассы активного ила от его размеров;

- разработать рекомендации для проектирования и эксплуатации реакторов циклического действия с восходящим потоком;
- определить технико-экономические показатели биологической очистки городских сточных вод по предлагаемой технологической схеме.

Объектом исследования являлись городские сточные воды Курьяновских очистных сооружений (КОС) г. Москвы.

Предметом исследования является способ интенсификации биологической очистки сточных вод в реакторе циклического действия с восходящим потоком.

Научная новизна представленной диссертационной работы заключается в следующем:

1. Разработана технология аэробной биологической очистки городских сточных вод в реакторе циклического действия с последовательной нитриденитрификацией и восходящим потоком сточной воды, позволяющая достигать качества очистки, соответствующего нормам предельно допустимых концентраций для водоемов рыбохозяйственного назначения.

2. Выявлены особенности полученного в условиях гравитационной селекции частично гранулированного активного ила: низкий иловый индекс (40 мл/г), скорость седиментации в 6-7 раз выше, чем у флокулированного активного ила аэротенков, работающих по схеме удаления биогенных элементов УСТ. Применение такого ила позволяет увеличивать дозу активного ила в сооружении до 6-8 г/л и повышать окислительную мощность сооружения в 1,5 – 2 раза.

3. Установлено, что в условиях разработанной технологии культивирование частично гранулированного активного ила происходит за 100 суток при достижении минимальных значений концентраций загрязнений и эффективного удержания биомассы в реакторе. Установлена высокая стабильность и устойчивость работы реактора при нештатных условиях ведения процесса.

4. Определены основные кинетические параметры для разработанной технологии: максимальные скорости нитрификации и денитрификации составляют 2,9 мгN-NH₄/(гАИ·ч) и 2,0 мгN-NO₃/(гАИ·ч) соответственно,

константы полунасыщения по кислороду, аммонийному азоту для нитрификации и азоту нитратов для денитрификации составляют 0,3 мгО₂/л, 0,7 мгN-NH₄⁺/л и 0,2 мгN-NO₃⁻/л соответственно.

5. Разработана методика оценки скоростей нитри-денитрификации в зависимости от размеров гранулированного активного ила.

6. Предложена методика расчета для проектирования реакторов циклического действия с восходящим потоком сточной воды.

7. Обоснована экономическая эффективность применения разработанной технологии по сравнению с другими методами очистки сточных вод.

Теоретическая значимость работы заключается в предлагаемой методике по определению кинетических констант и скоростей процессов биологической очистки городских сточных вод с частично гранулированным активным илом, а также в разработке методик расчета реакторов циклического действия с восходящим потоком и последовательной нитри-денитрификацией.

Методология и методы исследования. В работе использовались основные положения теории биологической очистки сточных вод и современные тенденции ее развития, современные методики проведения лабораторных и полупромышленных исследований на городских сточных водах, методы математической обработки данных и анализа результатов исследований. В диссертации представлены результаты научно-исследовательских работ, полученные автором лично и в сотрудничестве с научными работниками кафедры водопользования и экологии университета ФГБОУ ВО СПбГАСУ, со специалистами Инженерно-Технологического центра АО «Мосводоканал» и сотрудниками Курьяновских очистных сооружений АО «Мосводоканал».

Область исследования соответствует требованию паспорта научной специальности ВАК 05.23.04 – «Водоснабжение, канализация, строительные системы охраны водных ресурсов» п. 3 «Методы очистки природных и сточных вод, технологические схемы и конструкции используемых сооружений, установок, аппаратов и механизмов».

Практическая ценность представленной диссертационной работы заключается в следующем:

1. Разработан метод культивирования нового вида частично гранулированного активного ила, состоящего из двух слоев – внутренней отмершей части и внешней живой, обладающего пониженным значением илового индекса (до 40 мл/г) и дозой активного ила до 6-8 г/л;

2. Предложена расчетная методика оценки скоростей нитри-денитрификации в зависимости от размеров гранулированного активного ила, которая позволяет использовать ее для прогноза и оптимизации работы реактора циклического действия;

3. Разработана методика расчета реактора циклического действия с последовательной нитри-денитрификацией и частично гранулированным активным илом для очистки городских сточных вод;

4. Результаты диссертации приняты для использования в проектной практике компании ООО «ВОДАКО». На настоящее время рекомендации для проектирования и методика инженерного расчета использованы при разработке технологической части проекта очистных сооружений пос. Веселая Лопань, Белгородская обл.

Достоверность полученных результатов подтверждается значительным объемом и длительностью проведенных лабораторных и полупромышленных экспериментальных исследований на реальных городских сточных водах, применением стандартизированных методов измерений, обработки и анализов результатов, сходимостью результатов моделирования процессов биологической очистки с экспериментальными данными.

Апробация работы и публикации. Материалы диссертационной работы были доложены и опубликованы на 61-64 международной научно-технической конференции молодых ученых (аспирантов, докторантов) и студентов «Актуальные проблемы современного строительства», Санкт-Петербург (2008-2011гг); на 65-68 научной конференции профессоров, преподавателей, научных работников, инженеров и аспирантов, Санкт-Петербург (2008-2011гг); на

конгрессе «Вода: экология и технология» - Экватэк-2008; на семинаре молодых ученых и специалистов водного сектора стран СНГ (IWA) «Модернизация сооружений очистки сточных вод» в 2010 г.; на конференции Международной Водной Ассоциации (IWA) «Водоподготовка и очистка сточных вод населенных мест в XXI веке: Технологии, Проектные решения, Эксплуатация станций» 2010 г, на 1-й Центрально - Азиатской научно-технической конференции IWA «Опыт и молодость в решении водных проблем» Алматы, Казахстан, 22-24 сентября, 2011, на 4-й Восточно-Европейской конференции IWA «Опыт и молодость в решении водных проблем» Санкт-Петербург, Россия, 4-6 октября, 2012, на 5-й Восточно-Европейской конференции IWA «Опыт и молодость в решении водных проблем» Киев, Украина, 26-28 июня, 2013. Результаты работы публиковались в сборниках статей международных конференций Экватэк 2008-2014 гг. и Вейсттек 2009-2013 гг.

Основные научные результаты диссертации опубликованы в 16 работах, в том числе 6 статей в ведущих рецензируемых научных журналах и изданиях, определенных Высшей аттестационной комиссией Министерства образования и науки Российской Федерации.

На защиту выносятся:

- технология аэробной биологической очистки городских сточных вод в реакторе циклического действия с последовательной нитри-денитрификацией и восходящим потоком сточной воды, позволяющая достигать качества очистки, соответствующего нормам предельно допустимых концентраций для водоемов рыбохозяйственного назначения;
- на основании результатов проведенных экспериментальных исследований установлено, что культивированный частично гранулированный активный ил обладает низким иловым индексом, позволяющим увеличивать дозу активного ила в сооружении до 6-8 г/л и повысить окислительную мощность сооружения в 1,5 – 2 раза;
- показатели времени выхода полупромышленной установки на режим, при котором достигаются минимальные значения концентраций загрязнений и

эффективность удержания биомассы в реакторе с установленной высокой стабильностью и устойчивостью реактора с частично гранулированным активным илом при нештатных условиях ведения процесса;

- кинетические константы процессов удаления биогенных элементов в реакторе циклического действия в условиях частично гранулированной биомассы активного ила;

- методика оценки скоростей нитри-денитрификации в зависимости от размеров гранулированного активного ила, позволяющая использовать ее для прогноза и оптимизации работы реактора;

- методика расчета для проектирования реакторов циклического действия с восходящим потоком сточной воды;

- обоснование экономической эффективности применения разработанной технологии по сравнению с другими методами очистки сточных вод.

Структура и объем работы. Настоящая работа состоит из введения, пяти глав с выводами по каждой главе и основных выводов. Диссертация изложена на 130 страницах машинописного текста, содержит 15 таблиц, 49 формул, 62 рисунка, 1 приложение и список использованной литературы, состоящий из 142 наименований.

Во введении обоснована актуальность темы диссертационной работы, определены цель и задачи научных исследований, сформулирована научная новизна и практическая ценность, указаны основные положения, выносимые на защиту.

В первой главе приведен аналитический литературный обзор современных методов интенсификации процессов биологической очистки сточной воды, таких, как мембранное илоразделение, применение загрузочного материала с прикрепленной биопленкой, технология очистки коммунальных сточных вод с использованием высоких концентраций активного ила (4,5-6,5 г/л), обеспечиваемых методом направленной селекции, гранулированного активного ила. Определены основные достоинства и недостатки представленных

технологий. На основе проведенного анализа были сформулированы цели и задачи диссертационной работы.

Во второй главе представлены результаты исследований биологической очистки коммунальных сточных вод, проведена оценка условий и возможности формирования гранулированных активных илов в лабораторном масштабе, а также определены технологические параметры и особенности процесса очистки коммунальных сточных вод г. Москвы с применением частично гранулированных активных илов.

В третьей главе изложены результаты исследований биологической очистки в реакторе циклического действия с восходящим потоком и последовательной нитри-денитрификацией в полупромышленных условиях, а также оценена стабильность процесса биологической очистки сточных вод при моделировании аварийных ситуаций: 1) при увеличении нагрузки по органическим веществам; 2) при функционировании установки в условиях кислородного дефицита.

В четвертой главе представлены расчет кинетических параметров очистки сточной воды в реакторе циклического действия, а также предложена методика прогнозирования эффективности удаления загрязнений в зависимости от величины поверхности и диаметра гранул активного ила.

В пятой главе определены границы применения разработанной технологии, предложена методика расчета для проектирования сооружений, функционирующих по разработанной технологии в реакторе циклического действия с восходящим потоком в условиях частично гранулированного активного ила, даны рекомендации по эксплуатации реакторов с применением предложенной технологии, а также рекомендации по технологическому контролю производства и обслуживанию сооружений; представлен технико-экономический расчет эффективности применения разработанной технологии.

Автор выражает благодарность тем, чья помощь и поддержка способствовала завершению данной диссертационной работы: научному руководителю – д.т.н., проф., профессору кафедры «Водопользования и экологии» ФГБОУ ВО СПбГАСУ М.И. Алексееву; к.т.н., начальнику Управления

новой техники и технологий АО «Мосводоканал» М.Н. Козлову; к.т.н., ведущему инженеру-технологу «General Electric» по России и СНГ О.В. Харькиной; к.т.н., заместителю исполнительного директора РАВВ, председателю Экологического совета РАВВ Д.А. Даниловичу; сотрудникам Инженерно-технологического центра АО «Мосводоканал»: к.б.н., начальнику отдела очистки сточных вод М.В. Кевбриной, д.б.н., главному специалисту Ю.А. Николаеву, к.с.-х.н., ведущему инженеру В.А. Грачеву и др.

ГЛАВА 1. ОБЗОР СОВРЕМЕННЫХ СПОСОБОВ ИНТЕНСИФИКАЦИИ БИОЛОГИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

Существенный вклад в развитие современных методов биологической очистки коммунальных сточных вод внесли исследования ученых ОАО «НИИ ВОДГЕО», ОАО «НИИ КВОВ», ОАО «МосводоканалНИИпроект», АКХ им. Памфилова, ФГБОУ ВО МГСУ, ФГБОУ ВО СПбГАСУ, ФГБОУ ВО СГАСУ и пр.

В разное время решениями задачи интенсификации процессов обработки воды занимались такие специалисты, как В.Н. Швецов, Б. Н. Репин, Н.А. Залетова, С.В. Калюжный, М. И. Алексеев, Ю.А. Феофанов, Б.Г. Мишуков, Ю.В. Воронов, А.К. Стрелков, Д.А. Данилович, В.И. Баженов, К.М. Морозова и многие другие.

Наиболее распространенным методом очистки коммунальных сточных вод является биологическая очистка, основанная на использовании активного ила - свободноплавающего и/или прикрепленного. Использование свободноплавающего ила менее трудоемко, но включает в технологическую цепочку кроме собственно очистки сточной воды в аэротенке, отделение активного ила от очищенной воды во вторичном отстойнике с последующим возвратом ила в голову сооружений. Кроме того, такая традиционная технология в оптимальном режиме функционирования сооружений предполагает использование сравнительно невысоких доз ила, не превышающих 2-3 г/л. Ограничения по концентрации иловой смеси связаны с закономерностями илоразделения во вторичных отстойниках и свойствами ила, определяющими его иловой индекс –150-200 мл/г для сооружений, работающих по технологии удаления биогенных элементов. Низкая плотность ила в биореакторах ограничивает производительность процесса, следствием чего являются относительно большие объемы сооружений биологической очистки. Основной способ интенсификации процесса биологической очистки сточных вод без существенного увеличения объемов и площадей сооружений с одновременным уменьшением экономических и энергетических затрат на ее осуществление –

повышение концентрации биомассы с последующим удержанием ее в биореакторе. Для эффективного удержания биомассы используется целый ряд технических и технологических решений, таких, как использование мембранных илоотделителей, загрузочного материала для прикрепления биопленки, гранулированного активного ила и пр.

1.1 Биологическая очистка в мембранных биореакторах

Эффективное удержание биомассы осуществляется в мембранных биореакторах (MBR – Membrane biological reactor), обеспечивающих полную очистку воды от взвешенных веществ и возвращение в реактор суспендированных веществ. Использование мембранных биореакторов может заменить процессы вторичного осветления сточной воды после ее биологической обработки, а также последующей доочистки, тем самым исключить из схемы вторичные отстойники и системы фильтрации. Это позволяет сохранять производительность сооружений при меньшей занимаемой площади.

Основные преимущества мембран [1, 2, 3, 4]:

- достижение идеального осветления независимо от состояния осадка и его индекса;
- возможное увеличение концентрации биомассы до 6-12 г/л – в результате при эквивалентной массовой нагрузке появляется возможность уменьшить размеры аэротенка в 2-4 раза по сравнению с аэротенками с использованием классического активного ила;
- отсутствие отстойника и наличие аэротенка меньшего размера значительно сокращают стоимость строительства и размер производственных площадей;
- возможность использовать свободную культуру с очень мелкими хлопьями.

Как правило, в биореакторах с мембранными модулями используют две системы (рисунок 1.1):

– элементы с полыми нитями (hollow fiber). В данном случае очищаемая вода проникает в полость нити, диаметр которой составляет около 1 мм.

– элементы с пластинчатыми мембранами (plate membrane). При использовании данной системы очищаемая вода проникает в полость пластинчатой мембраны, которая составляет часть мембранного модуля.

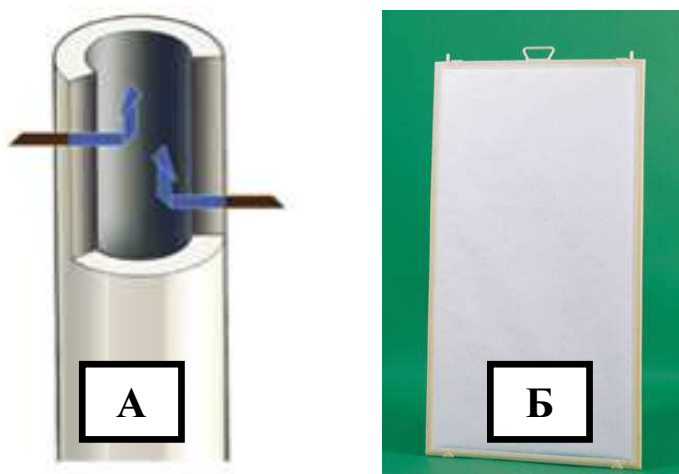


Рисунок 1.1 – Типы мембранных систем

А - полая нить фильтрующего элемента фирмы Zenon; Б - пластинчатая мембрана модуля

В современных MBR используются две базовые системы - с внешним расположением мембранных модулей и с внутренним расположением, т.е. погружные мембраны. На рисунке 1.2 представлен пример схем с внутренним и внешним расположением мембранных модулей.

В настоящее время на сооружениях очистки сточных вод используются мембраны следующих производителей: General Electric (США), Zenon (Канада), Kubota, Mitsubishi Rayon (Япония), Norit X-Flow (Нидерланды), U.S. Filter (США), Huber (Германия), Koch Membrane System (KMS) (США), Wehrle Werk and Huber (Германия), Orelis Mitsui (Япония), Membratек (Южная Африка).

Опыт эксплуатации полномасштабных сооружений очистки бытовых и городских сточных вод с использованием различных типов мембран показал, что содержание общего углерода на выходе из системы составляет <12 мг/л, взвешенных веществ < 5 мг/л, $N_{\text{общ}} < 3$ мг/л, $P_{\text{общ}} < 0,13$ мг/л [5, 6, 7, 8, 9].

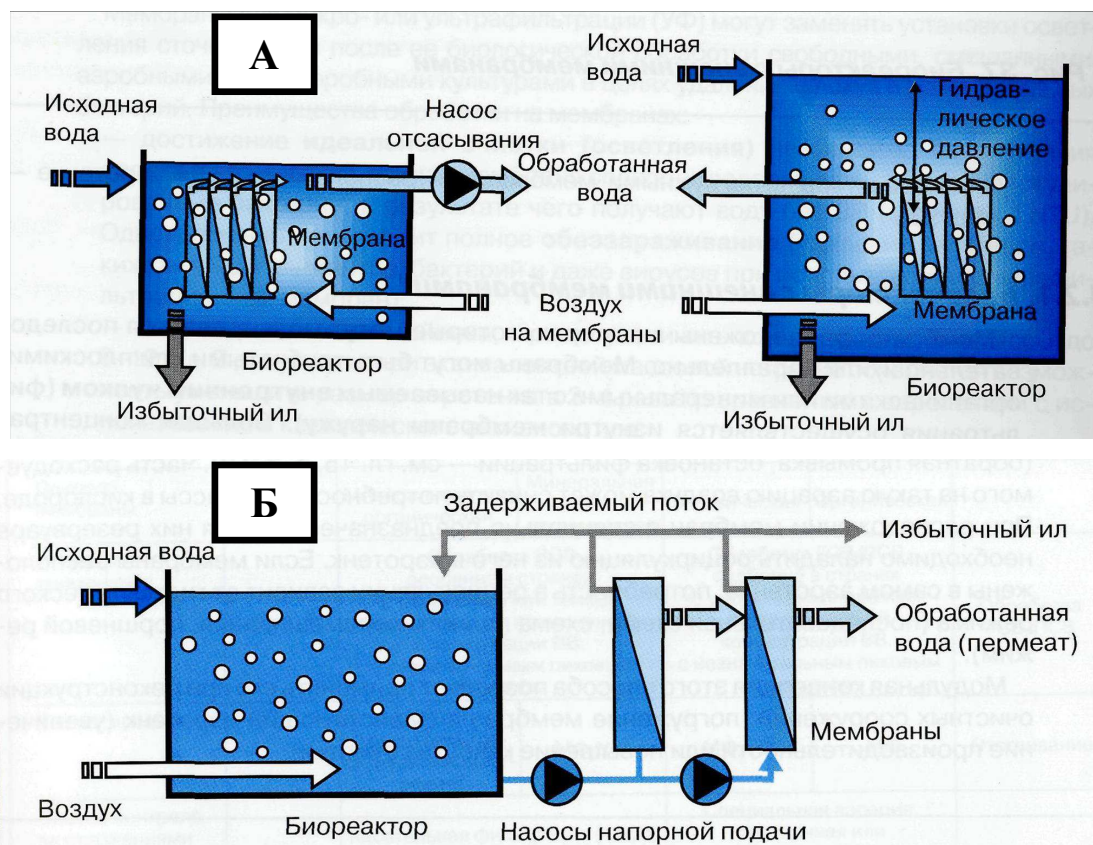


Рисунок 1.2 – Принципиальная схема основных типов конструкций мембранных биореакторов
А - с внутренним расположением мембран; Б – с внешним расположением мембран

Одними из существенных недостатков мембранных биореакторов являются значительные капитальные затраты на мембранные модули [10]. Концентрационная поляризация и другие причины, ведущие к засорению мембран, обуславливают необходимость периодической остановки процесса и использование химических реагентов для очистки. Кроме того, активный ил, использующийся в системах с мембранными модулями, обладает плохими седиментационными и фильтрационными характеристиками. При эксплуатации при высоких возрастах ила содержание неорганических веществ в реакторе может достичь концентраций, токсичных для микроорганизмов и повреждающих поверхность мембран [11].

1.2 Биологическая очистка с использованием загрузочного материала

Одним из наиболее перспективных и активно развивающихся в настоящее время способов интенсификации биологической очистки сточных вод является

использование технологий на основе биомассы, прикрепленной к загрузке - биопленки. Реализация данного способа дает возможность многократного увеличения находящейся в реакторе в иммобилизованном состоянии биомассы, что обеспечивает интенсификацию процесса удаления из сточной воды БПК, азота и фосфора. На рынке предлагаются разнообразные типы применяемых для биологической очистки загрузок - стационарные и плавающие. Одним из существенных недостатков систем со стационарными материалами является залповый вынос взвешенных веществ, вызванный накоплением избыточной биомассы и ее последующим отмиранием. Биореакторы с плавающей загрузкой (MBBR - Moving Bed Biofilm Reactor) лишены таких проблем, т.к. загрузочный материал постоянно находится в режиме турбулентности и биопленка постоянно слущивается. Сохранение носителей в объеме аэротенка предполагает наличие на выходе из него задерживающей решетки с промежутками, соответствующими размеру материала загрузки [12, 13]. В качестве носителей могут использоваться: губки (например, загрузки «Captor», «Linpor») плотностью приблизительно $0,95 \text{ г/см}^3$, сосредоточенные в верхней части реактора и занимающие 20-30 % объема; полиэтиленовые кольца почти такой же плотности ($0,96 \text{ г/см}^3$) и диаметром около 10 мм.

Ведущим мировым производителем загрузки, имеющей вид пластиковых колец, является компания AnoxKaldnes [14, 15]. Применяемый загрузочный материал состоит из полиэтилена и имеет общую поверхность элементов $200\text{-}1400 \text{ м}^2/\text{м}^3$ (рис. 1.3).

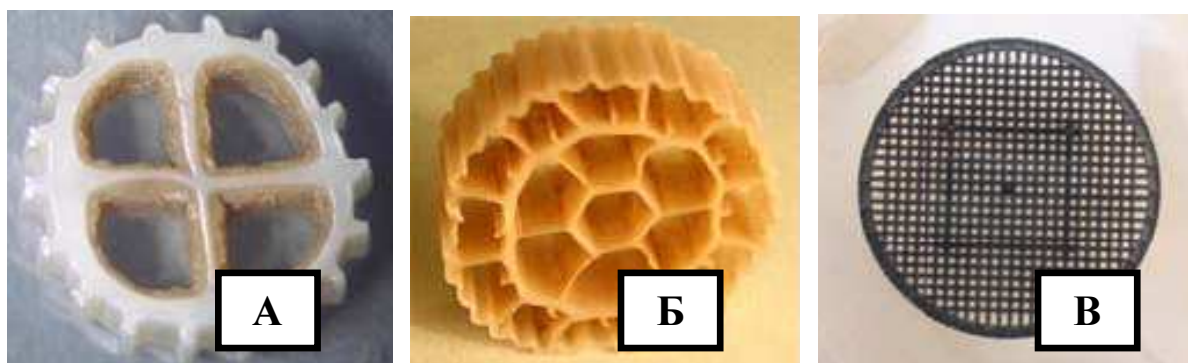


Рисунок 1.3 - Загрузочный материал AnoxKaldnes

А - Элемент загрузки K1; Б - Элемент загрузки K3; В - Элемент загрузки Biofilm-Chip P

Крупнейшим сооружением по очистке сточных вод с применением загрузки Kaldnes являются сооружения Bekkelaget (350000 ЭЖ). Для осуществления процесса пост-денитрификации в качестве источника углерода использовался метанол. При общем гидравлическом времени пребывания 2,6 часа эффективность удаления азота составляла 80-90%. Средняя концентрация биомассы составляла 4 кг СВ/м³.

Компанией Dynamic Aqua Science Inc. разработана плавающая загрузка AMB Bio Media™ с удельной поверхностью 850 м²/м³ для использования в реакторах типа MBBR [16]. На ее элементы дается гарантия 20 лет. AMB Bio Media используется в реакторах "High-Speed Bio System™", производимых компанией ЕЕС (США) и используемых для локальной очистки сточных вод.

Компанией Degremont разработан процесс Meteor [1]. Процесс проходит в биологическом реакторе для удаления углерода и/или нитрификации, в котором бактерии закреплены на подвижном носителе.

Компанией AqWise разработан процесс AGAR®, основанный на технологии IFAS [17]. В качестве носителей биомассы используется пластиковая загрузка цилиндрической формы (рисунок 1.4). Схема организации процесса AGAR® представлена на рисунке 1.5.



Рисунок 1.4 - Носитель биомассы AqWise

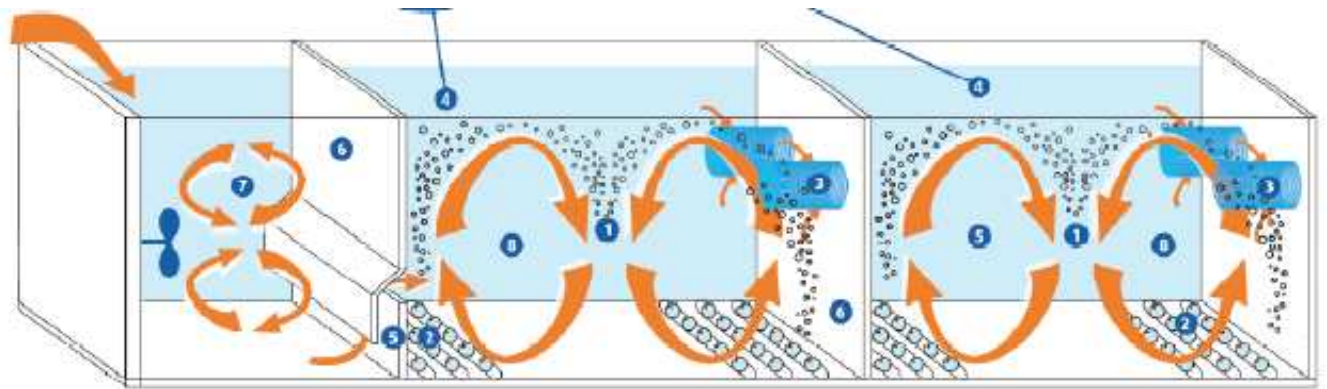


Рисунок 1.5 - Схема реактора для проведения процесса AGAR®

Стрелками на рисунке 1.5 показано движение потоков жидкости за счет воздушного барботажа. Цифрами указаны: 2- аэрационная система; 3 - грохоты с клиновидными колосниками, удерживающие носители биомассы в реакторе; 4 - носители биомассы AqWise, находящиеся во взвешенном состоянии в аэробных зонах реактора; 5 - барьер из носителей биомассы AqWise предотвращает обратный поток этих носителей, а также попадание пузырьков воздуха в ту часть реактора, в которой не должно быть кислорода; 6 - перегородки, разделяющие участки с различными стадиями процесса, создают реакторы каскадного типа так, что удастся обеспечивать оптимальную скорость протекания реакций; 7 - реактор, в котором проводится денитрификация с механическим перемешиванием; 8 - реактор нитрификации, заполняемый носителями биомассы AqWise.

В реакторах с плавающей загрузкой, работающих при высоких нагрузках происходит удаление в основном растворимого органического вещества, тогда как взвешенные вещества проходят через реактор практически неизменными [18]. Поскольку в таких процессах седиментационная способность биомассы невелика, то для поддержания высокого качества очищенной воды необходима дальнейшая коагуляция и осаждение взвешенных веществ или фильтрация. Однако отделение взвеси можно осуществить с использованием мембран, т.е. использовать технологию, объединяющую реактор с плавающей загрузкой и мембранный реактор [19] (рис. 1.6).

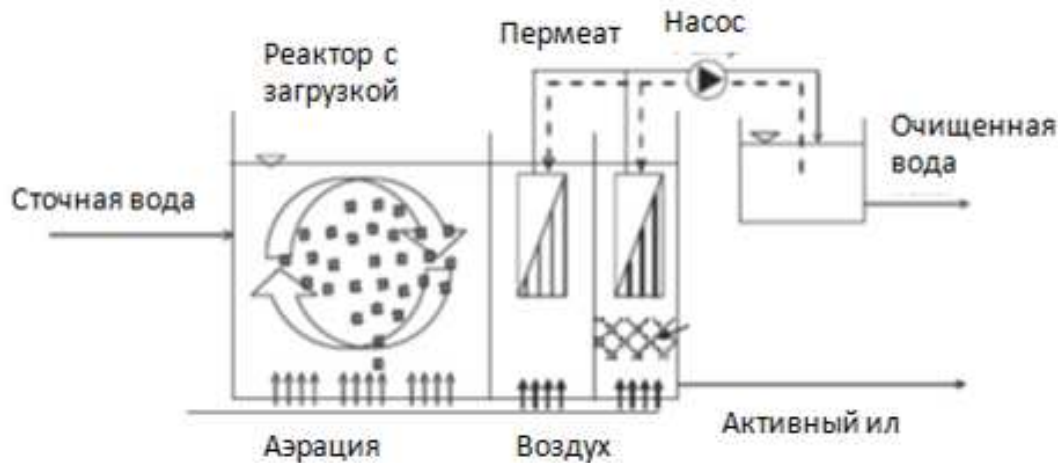


Рисунок 1.6 - Схема комбинированного реактора, объединяющего биореактор с плавающей загрузкой и мембранную технологию

Комбинирование с мембранным процессом загрузочного материала призвано также решить или существенно смягчить проблему забивания мембраны мелкими частицами (при высокой суммарной плотности биомассы в мембранном биореакторе) [20]. Было установлено, что в комбинированном реакторе степень забивания мембраны намного ниже, чем в обычном мембранном биореакторе [21].

Проведенные пилотные исследования показали, что комбинированный реактор имеет существенные преимущества перед обычным мембранным биореактором (с активным илом): при равном качестве очистки, объемная нагрузка в комбинированном реакторе в 10-15 раз выше, а гидравлическое время пребывания - в 10-30 раз ниже [22].

1.3 Биологическая очистка с использованием концентрированной биомассы

В ряде научных трудов, посвященных описанию работы сооружений по удалению биогенных элементов, встречаются упоминания о седиментационных характеристиках активного ила. Так, высокие скорости осаждения ила наблюдаются в системах, работающих по технологии DEPHANOX. В работах Sorm et al. [23], Bortone et al. [24] отмечается, что комбинированная кинетическая и метаболическая селекция улучшают осаждение ила. В период пуско-

наласточных работ на сооружении, эксплуатируемом по схеме DEPHANOX, наблюдалось быстрое снижение илового индекса с 230 мл/г до значений менее 50 мл/г, несмотря на то, что в сооружении использовался ил с высоким содержанием филаментных бактерий (рисунок 1.7).

В литературе (Schuler et. al.[25]) также имеются указания на улучшенные седиментационные характеристики активных илов на сооружениях биологической очистки от биогенных элементов.

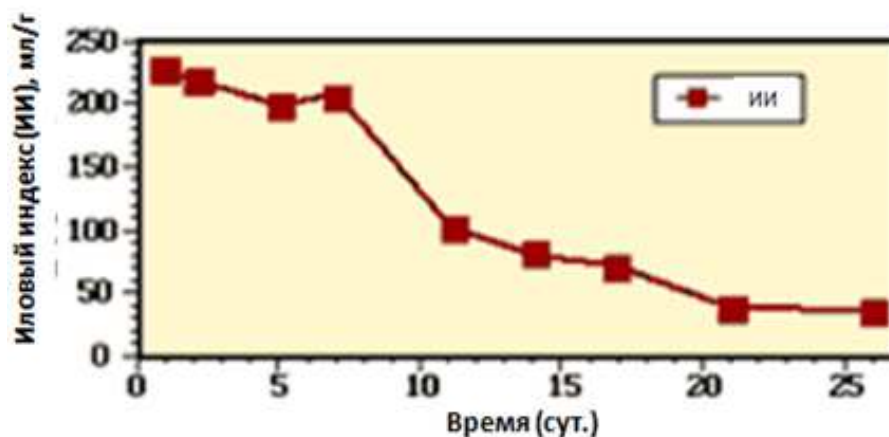


Рисунок 1.7 - Изменение илового индекса в период пуско-наладочных работ на сооружении, эксплуатируемом по схеме DEPHANOX

Примером отечественной практики внедрения технологии биологической очистки в аэротенках с повышенными дозами ила является работа станции очистки сточных вод Воскресенского АО "Минудобрения" [26]. На сооружения поступают сточные воды городов Воскресенска, Егорьевска, а также ряда населенных пунктов и предприятий. По своему составу эти воды на 60 % состоят из хозяйственно-бытовых и на 40 % из производственных сточных вод. В сточных водах, поступающих на станцию биологической очистки, содержатся загрязняющие вещества бытового происхождения, значительные количества солей тяжелых металлов, сложных органических веществ, нефтепродуктов, а также соединения азота и фосфора с концентрацией 60-100 мг/л. Станция биологической очистки запроектирована по традиционной схеме городских станций аэрации и включает механизированные решетки, горизонтальные

песколовки, первичные и вторичные радиальные отстойники, двухкоридорные аэротенки, контактные резервуары.

В последние годы была исследована технология очистки коммунальных сточных вод в классической схеме «аэротенк - вторичный отстойник» с использованием высоких концентраций активного ила (4,5-6,5 г/л), обеспечиваемых методом направленной селекции [27, 28]. Авторами был получен быстрооседающий активный ил со значениями илового индекса 80-100 см³/г (при начальном значении 150-200 см³/г), т.е. в 2 раза меньше чем у илов из аэротенков очистных сооружений, работающих по традиционным технологиям удаления биогенных элементов с дозой ила 2-2,4 г/л [29] (рис. 1.8).

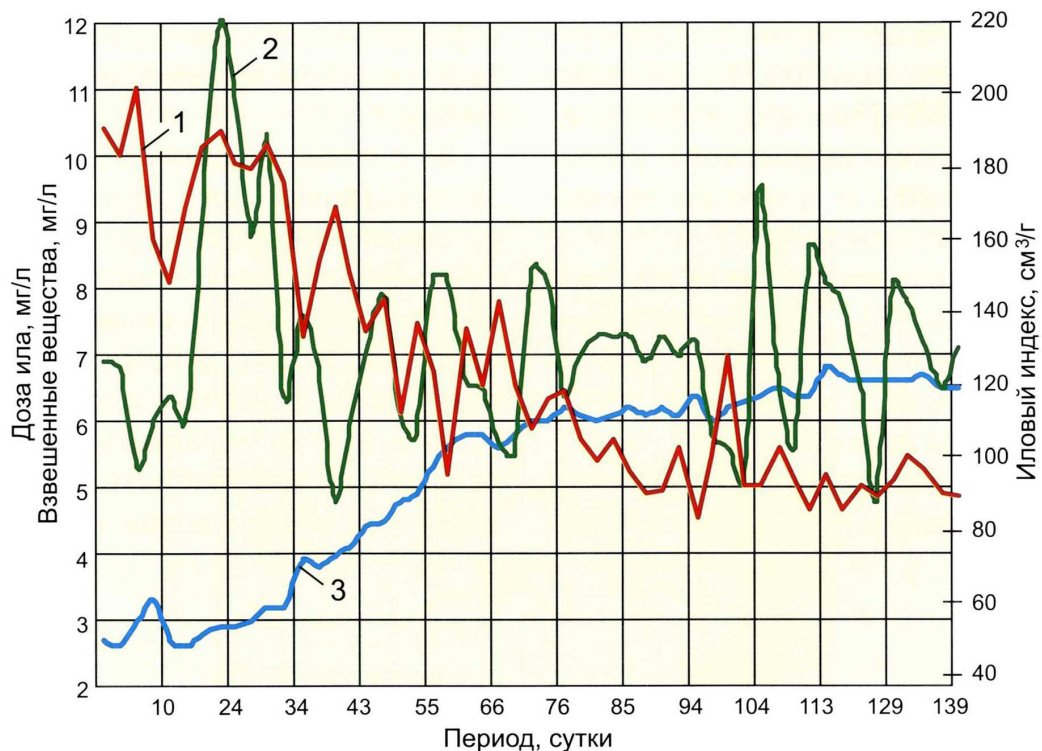


Рисунок 1.8 - Динамика дозы ила, илового индекса и концентрации взвешенных веществ в очищенной воде

1 – иловый индекс; 2 – взвешенные вещества; 3 – доза ила

Авторами отмечено, что в условиях дозы активного ила 4,5-6,5 г/л, достигается высокая эффективность удаления биогенных элементов из сточных вод г. Москвы даже при 30%-м сокращении времени пребывания воды, в сравнении с сооружениями, работающими при дозе активного ила 2-3 г/л. Так,

эффективность удаления аммонийного азота достигает 99%, а фосфора фосфатов - 90%.

Основным недостатком технологии удаления биогенных элементов в системе «аэротенк-вторичный отстойник» является относительно долгий период выхода на режим, а также эксплуатация сооружений в непрерывно-проточном режиме, что требует организации пространственной многозонной системы (создание анаэробной, аноксидной, аэробной зон в аэротенке, а также отстаивание во вторичных отстойниках). Кроме того, на сооружениях малой производительности необходимо строить приемные емкости-усреднители для обеспечения равномерной нагрузки на аэротенки.

Интенсификация процессов удаления загрязнений в результате повышения рабочей концентрации активного ила достигается также в вертикальных (башенных, шахтных, трубчатых, палочных, колонных) аэротенках [30, 31]. Указанные аэротенки колонного типа представляют собой вертикальные колонны круглой или многогранной формы в плане, диаметр колонн составляет 1,8-6 м, высота - до 20 м, с расположением взвешенных слоев по всей высоте аэротенка. (рисунок 1.9).



Рисунок 1.9 - Аэротенк колонного типа

Аэротенк колонного типа состоит из следующих элементов:

- вертикального корпуса, разделенного системой вертикальных и наклонных перегородок на зоны аэрации и осветления, гидравлически связанных и сообщающихся между собой;
- зоны дегазации, рециркуляции, взвешенных слоев активного ила;
- защитной зоны осветленной воды.

В результате исследований М.М. Земляка, А.А. Свердликова, А.А. Бондарева установлено, что образование взвешенных слоев активного ила происходит за счет энергии основного рециркуляционного потока между зонами аэрации и осветления, и вихревого потока в зоне взвешенного слоя. Между зоной взвешенного слоя и основным рециркуляционным потоком существует постоянный обмен, в результате которого микроорганизмы обеспечиваются растворенным кислородом и питанием для протекания процесса окисления загрязнений во взвешенном слое.

Колонные очистные сооружения предназначены для глубокой биологической очистки и доочистки городских и производственных сточных вод с концентрацией загрязнений по БПК и взвешенным веществам до 500 мг/л при одноступенчатой схеме, и выше - при двух- и многоступенчатых системах очистки. Концентрация загрязнений в очищенной воде по БПК составляет до 3-4 мг/л, взвешенных веществ - до 3 мг/л, азота аммонийных солей - до 0,5 мг/л.

Основными достоинствами колонных очистных сооружений являются:

- компактность,
- упрощение технологической схемы и эксплуатации за счет совмещения в одном реакционном объеме процессов изъятия, окисления и одновременного разделения иловой смеси во взвешенных слоях активного ила;
- значительное сокращение занимаемых сооружениями земельных площадей - в 5 - 10 раз;
- повышение эффективности аэрации,

- снижение расхода кислорода воздуха на аэрацию в 3 раза и расхода электроэнергии на 30-50 % при глубине аэрируемой жидкости в аэротенке до 5 м;
- повышение рабочей концентрации активного ила до 6-8 г/л;
- интенсификация в 1,5-2 раза сорбционных и окислительных процессов в результате их протекания во взвешенных слоях активного ила, повышения аэробности среды и концентрации активного ила, активизации жизнедеятельности микроорганизмов активного ила.

Основными недостатками вертикальных аэротенков являются:

- несоответствие между высокой окислительной мощностью аэротенков и низкой гидравлической пропускной способностью устройства для илоотделения,
- недостаточная интенсивность рециркуляции между аэротенком и устройством илоотделения.

1.4 Реактор циклического действия (SBR)

Замена пространственного распределения технологических зон в классической схеме «аэротенк-вторичный отстойник» на временное, позволяет вести процесс биологической очистки сточных вод с последующим отстаиванием иловой смеси в одном реакторе, тем самым сократив площадь и объем, занимаемые аэротенками и вторичными отстойниками. Такие реакторы называются реакторами циклического действия (Sequencing Batch Reactor, SBR-реактор). Сооружения биологической очистки по технологии SBR могут располагаться в сооружениях практически любой формы в плане и не имеют вторичных отстойников.

Метод нашел широкое распространение в США, Японии, Канаде, Австралии и на территории Европейского союза. Активное внедрение SBR-технологий началось в 80-90 годы предыдущего столетия, что было обусловлено развитием средств автоматизации и вычислительной техники, когда

стало возможно контролировать нестационарность системы биологической очистки [32, 33].

На данный момент SBR-реакторы получают все более широкое распространение в основном для малых и средних очистных сооружений, о чем свидетельствует, в частности, рост предложений таких реакторов на различных выставках оборудования очистки сточных вод.

На рисунке 1.10 представлен пример двухреакторных сооружений очистки городских сточных вод (Турция).



Рисунок 1.10 - Двухреакторные сооружения, построенные в Турции

Реакторы циклического действия могут эксплуатироваться в достаточно широком диапазоне концентрации активного ила (1,8-5 г/л). Большие значения дозы активного ила, как правило, лимитируется стабильной работой аэрационной системы в реакторах [33].

Различными исследователями [34, 35, 36, 37, 38, 39, 40] было экспериментально показано, что повторное перемещение активного ила между зонами с высокой и низкой концентрацией субстрата (т.е. чередование режимов «питания» и «голода»), соответственно, является очень эффективным методом контроля избыточного роста нитчатых организмов, что приводит к стабилизации

илового индекса и возможности эксплуатации системы с высокими дозами активного ила (рис. 1.11).

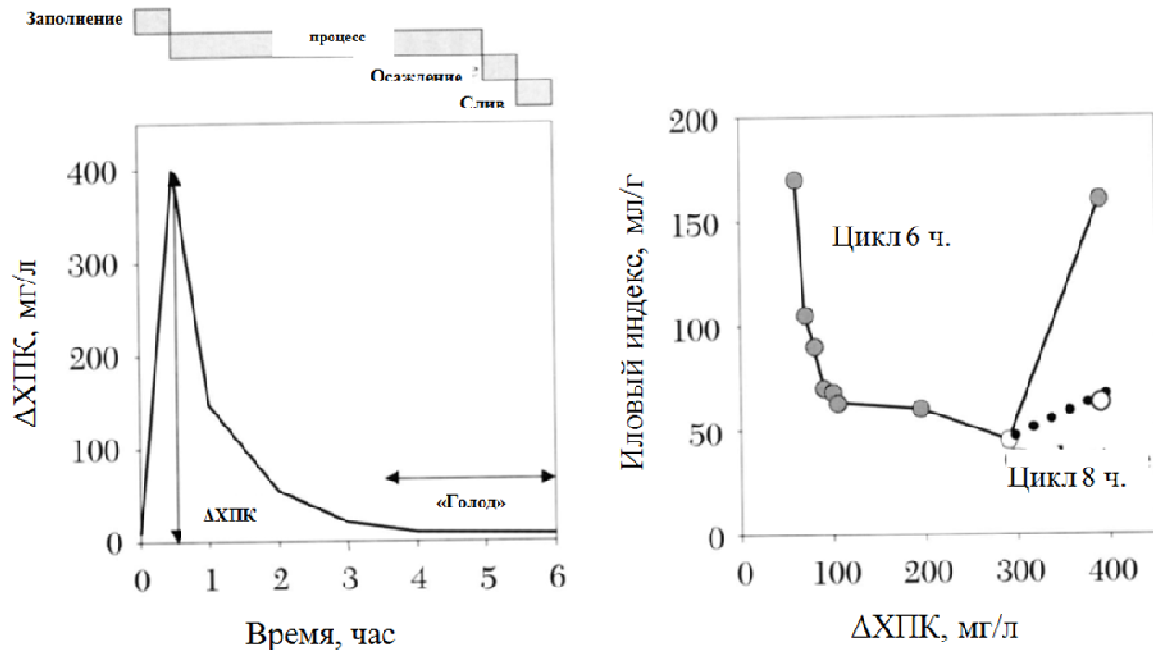


Рисунок 1.11 - Изменения илового индекса от чередования режимов «питания» и «голода» [41]

Последовательность этапов в цикле очистки сточной воды в SBR-реакторе выглядит следующим образом. Сначала сточная вода подается в реактор, частично наполненный активным илом. Следуют фазы заполнения с подъемом уровня, перемешивания и аэрации. Последовательность этих фаз может чередоваться, по необходимости 2 или 3 раза. По окончании биологической очистки происходит отделение ила от чистой воды отстаиванием в той же емкости. За фазой седиментации ила следует фаза слива чистой воды (декантирование) через устройства, плавающие у поверхности воды. При этом уровень в сооружении снижается до первоначального. В конце каждого цикла откачивается возникший в результате биологических процессов избыточный активный ил. Пример технологического цикла очистки сточной воды в реакторе циклического действия представлен на рисунке 1.12.

Длительность всего цикла биологической очистки выбирается в зависимости от свойств сточной воды, требуемой степени обработки и других параметров. Во время полного цикла длительность и, в определенной мере, последовательность отдельных этапов может изменяться. Это позволяет

настраивать реактор на изменяющиеся условия эксплуатации. Даже длительность цикла в SBR-реакторах может быть переменной величиной, зависящей от притока и качества воды [42].

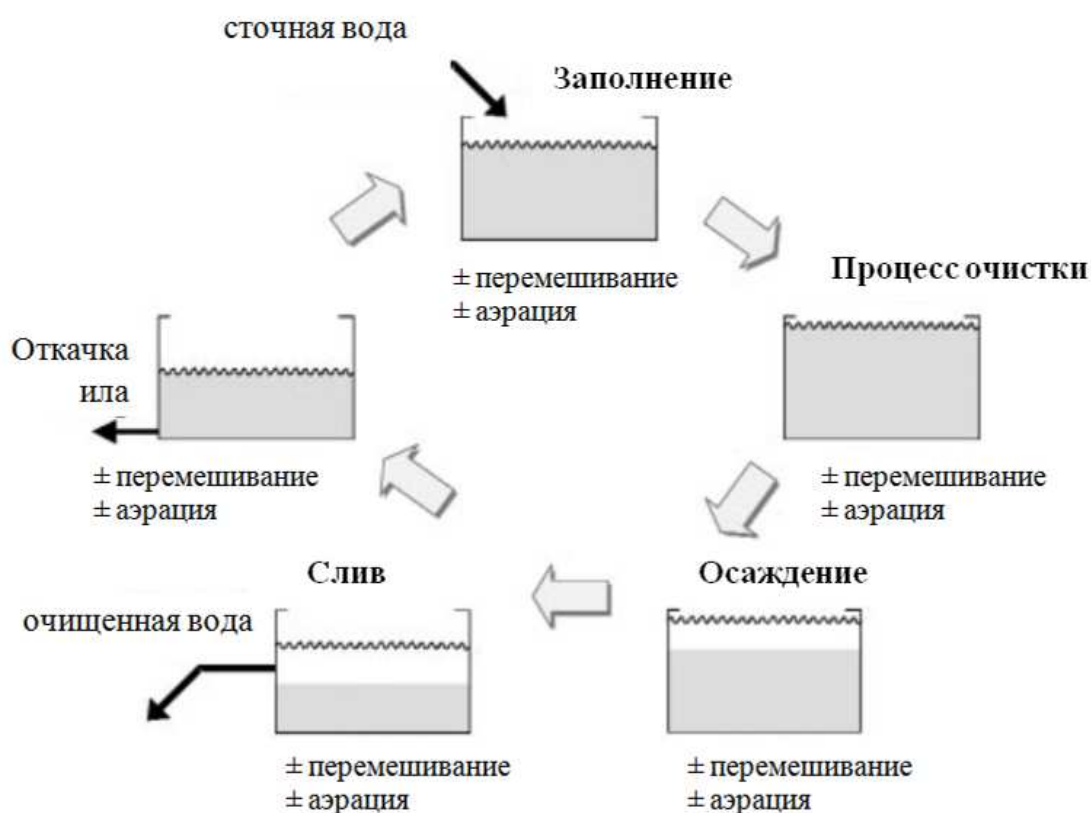


Рисунок 1.12 - Процесс обработки воды в реакторе циклического действия [43]

В таблице 1.1 представлены результаты эффективности удаления основных загрязнителей в реакторах циклического действия в зависимости от их концентраций в сточной воде, а также условий проведения процесса для синтетических, городских и промышленных сточных вод [44].

Таблица 1.1 - Эффективность работы SBR-реакторов

Тип воды	Характеристика поступающей воды			Процесс			Эффективность удаления		
	ХПК, мг/л	Нобц, мг/л	Робц, мг/л	Время цикла, час	HRT, сут	SRT, сут	C, %	N, %	P, %
Синтетическая [45]	600	40	15	8	-	12	92	88	100
Синтетическая [46]	1200	60	18	-	-	10	96	99	94
Бытовая [47]	443	71	7	4,4	3,3	20	-	83	86
Бытовая [48]	563	54,5	9,7	4	1,95	23	95	96	84
Бытовая [49]	296	30,1	6,9	8	0,67	15	95	61	78
Бытовая [50]	545	56,7	12	8	0,322	28	91	78	87
Бытовая [51]	139	45	3,9	12	0,34	-	93,3	95,7	75,8
Бытовая [52]	79	91	-	12	-	-	75	94	-

Основные преимущества SBR-реакторов по сравнению с традиционной технологией очистки сточной воды в системе «аэротенк-вторичный отстойник»:

- хорошие условия для седиментации ила и соответственно лучшее отделение ила от воды;
- отсутствие затрат энергии на рециркуляцию воды и ила;
- отсутствие вторичных отстойников;
- простота конструкции и эксплуатации;
- легкость наращивания объемов очистных сооружений;
- небольшие капиталовложения, особенно при использовании ранее построенных емкостей.

Все это позволяет рассматривать такие реакторы как весьма перспективные для применения на малых и средних очистных сооружениях. Однако, ограничением использования реакторов циклического действия является совместное биологическое удаление азота и фосфора в одном объеме реактора при использовании коммунальных сточных вод (наличие в иловой смеси азота нитратов, а также растворенного кислорода с предыдущего цикла работы реактора) [33, 53].

1.5 Биологическая очистка с использованием гранул ила

Одним из перспективных направлений, позволяющих решить задачи повышения эффективности и стабильности биологической очистки сточной воды при увеличении окислительной мощности очистных сооружений, а также снижении капитальных и эксплуатационных затрат на ее осуществление, является технология биологической очистки сточных вод с использованием гранулированного активного ила.

Впервые технология с гранулированным активным илом была применена для анаэробной обработки промышленных стоков [12, 54]. Явление гранулообразования было отмечено в реакторах с восходящим потоком сточной воды через слой анаэробного ила (Upflow anaerobic sludge blanket - UASB) и с

расширенным слоем гранулированного ила (Expanded granular sludge bed - EGSB) и их модификации [55, 56, 57, 58, 59]. На рис. 1.13 представлены реакторы BIOPAQ®UASB нидерландской компании «Raques» с гранулированным илом для очистки промышленных и городских сточных вод, имеющую емкость, эквивалентную примерно 1 т ХПК/сут [60] и технология Biothane®UASB компании Biothane с суточной производительностью удаления органических загрязнений 10-15 кг ХПК/м³/сут [61].

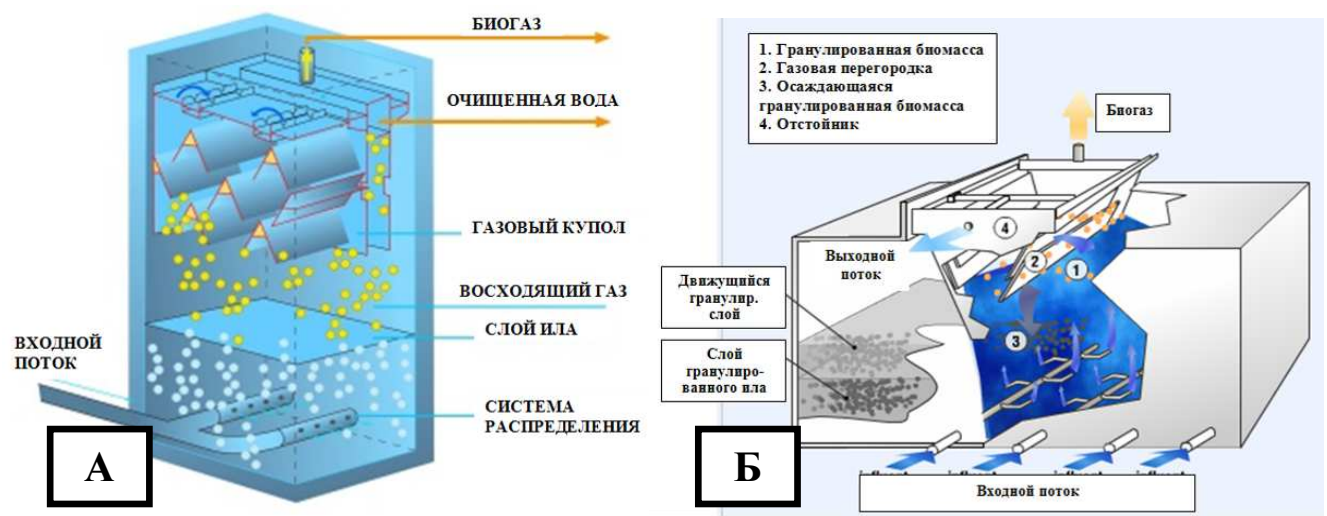


Рисунок 1.13 - Реакторы UASB типа

А - Система BIOPAQ®UASB; Б – Система Biothane® UASB

При эксплуатации анаэробных реакторов микроорганизмы, входящие в состав метановых биоценозов, при своем росте образуют специфические агрегаты - плотные быстрооседающие «гранулы» размером 1-3 мм (рисунок 1.14) [62, 63].

Анаэробный гранулированный ил обладает хорошей седиментирующей способностью (скорость осаждения ила достигает значений 50 м/ч) и компактностью (иловый индекс до 10-20 мл/г), что позволяет обеспечить почти абсолютную эффективность удержания биомассы в реакторе (до 99,5%). Такая высокая концентрация биомассы и низкое допустимое время пребывания стока обуславливает эффективность работы реактора 80-85% при нагрузках 10-20 (до 30) кгХПК/(м³·сут) [64].

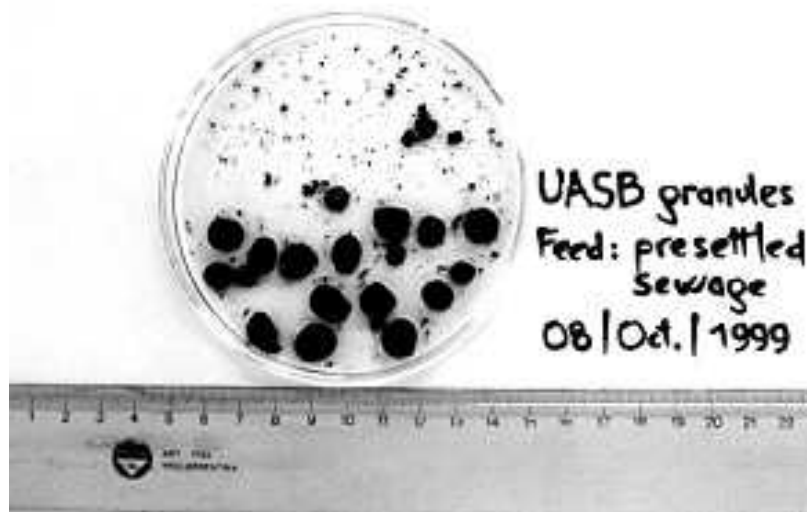


Рисунок 1.14 - Форма и размер анаэробного гранулированного ила, полученного при обработке промышленных стоков

Как было определено исследованиями [65, 66, 67], гранулы образуются в анаэробных реакторах с восходящим потоком сточных вод без токсичных компонентов, содержащих достаточное количество летучих жирных кислоты (ЛЖК), а также при создании условий для жизнедеятельности метаногенов, прежде всего рода *Methanotrix* (рисунок 1.15), которые образуют плотные хвосто- и клубкообразные структуры.

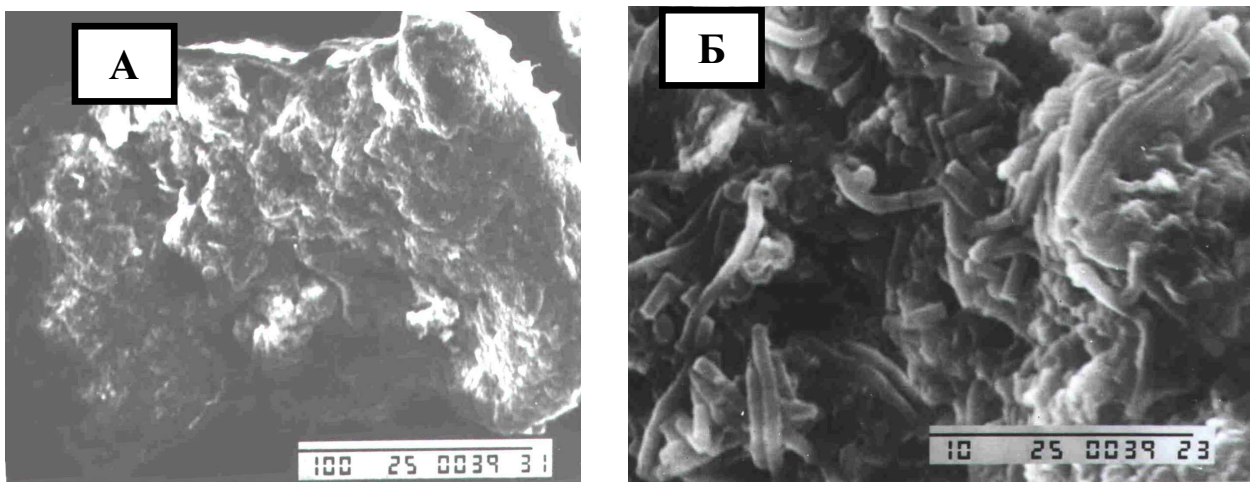


Рисунок 1.15 - Внешний вид анаэробной гранулированной биомассы

А – гранула анаэробного ила – размер 300 мкм; Б – внешний вид гранулы, увеличение в 100 раз

McLeod et al [68] работая с UASB-реактором, предложил гипотезу, в котором рассматривает концентрически-зональное расположение групп организмов в анаэробной грануле (рисунок 1.16).

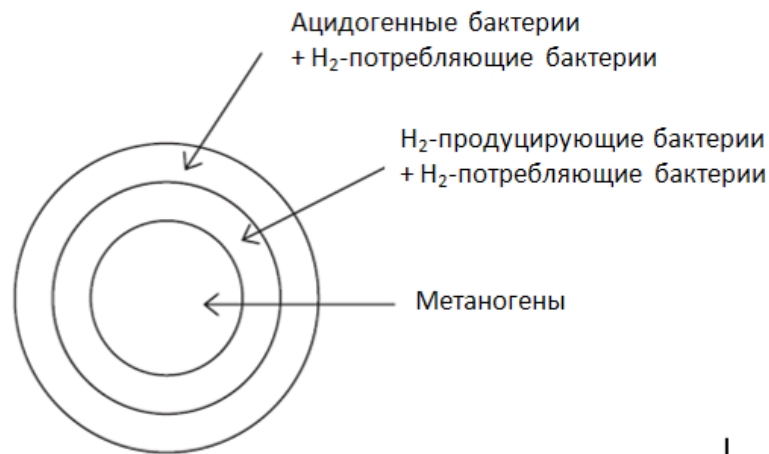


Рисунок 1.16 – Слоистая структура анаэробной гранулы, предложенная исследователями McLeod et al.

Так, по теории McLeod et al, во внешнем слое анаэробной гранулы находятся Ацидогенные и H₂-потребляющие организмы, в промежуточном слое - H₂-потребляющие и продуцирующие организмы, а во внутреннем слое гранулы – Метаногены. Такое пространственное расположение различных трофических групп гарантирует их высокий уровень жизнедеятельности. При этом гранулы не развиваются случайно. Это результат поиска бактерий стратегических позиций на поставку субстратов и удаления продуктов вокруг центра зарождения гранулы [69, 70, 71].

Кроме анаэробного гранулированного активного ила, состоящего, в основном, из метаногенных бактерий, в мировой исследовательской практике известны случаи формирования концентрированной биомассы компактной структуры, состоящей из специфических автотрофных денитрифицирующих бактерий, полученных в ходе процесса аноксидного окисления аммония – Анаммох, проводимого бактериями рода *Planctomycetas* [72, 73, 74, 75, 76] и процесса деаммонификации (DEMONs) [77] при очистке сливных вод с уплотнителей сброженного осадка (рисунок 1.17). Гранулированный активный ил, получаемый в результате процесса апаммох и деаммонификации, как правило,

имеет высокую нитрификационную активность - общая эффективность удаления азота превышает 90%, процесс происходит при повышенных концентрациях аммонийного азота – 200-1000 мг/л. [78, 79, 80] при температуре 30-40 °C [81, 82, 83].

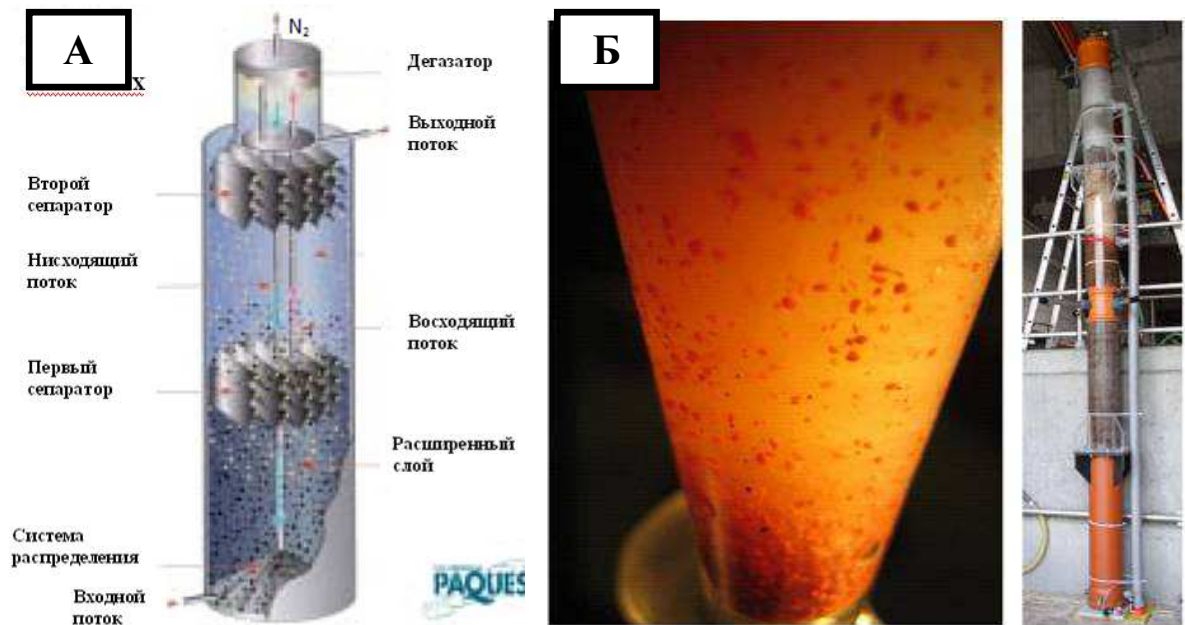


Рисунок 1.17 - Реакторы с автотрофными денитрифицирующими бактериями.

А - Реактор ANAMMOX® компании Paques B.V. в г. Роттердаме на муниципальной станции водоочистки Waterboard Hollandse Delta; Б - Деаммонификационный реактор в Strass, Австрия

Зрелые гранулы красного цвета с пористой структурой, округлой формы, имеют диаметр от 0,8 до 4,5 мм, основная часть – 2-3,5 мм (Рис. 1.18). Скорость осаждения таких гранул составляет от 40 до 80 м/ч [84, 85].



Рисунок 1.18 - Гранулы, образованные в ходе процесса Анаммох (диаметр около 1 мм) в одnoreакторной системе в ходе исследований в г. Olburgen

Опыт формирования гранул в анаэробных процессах открыл перспективы для аналогичных разработок применительно к очистке городских сточных вод от биогенных загрязнений в аэробных условиях. В системах с непрерывным культивированием удавалось получить гранулированный ил при использовании медленно разлагаемых субстратов (метанол или аммоний). Начиная с 1997-98 гг. появились публикации о возможности получения гранул активного ила при прямой аэрации в полностью перемешиваемых реакторах циклического действия [86, 87, 88, 89, 90]. В 1998 г. получен патент на данную технологию [91], который в 2004 г. был дополнен описанием анаэробного процесса [92].

Гранулы аэробного активного ила характеризуются сферической формой, размерами гранул до 3 мм, существенно более высокими скоростями осаждения, по сравнению с флокулами традиционной технологии биологической очистки в системе «аэротенк-вторичный отстойник» (до 20-50 м/ч по сравнению с 0,2-5 м/ч, соответственно), а также большей прочностью, что позволяет повышать концентрацию активного ила (до 8-10 г/л), тем самым, интенсифицируя процесс биологической обработки сточных вод без увеличения объемов и площадей, занимаемыми очистными сооружениями (рисунок 1.19).

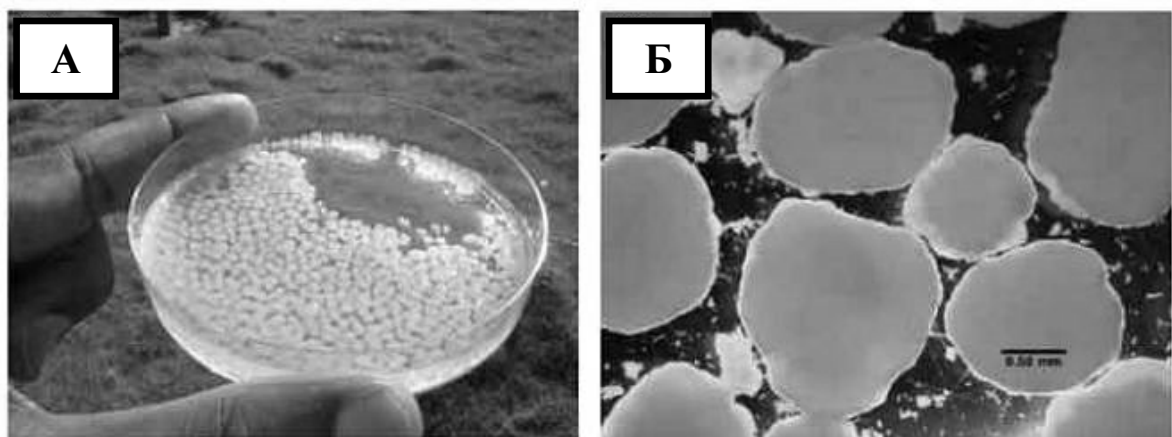


Рисунок 1.19 – Аэробный гранулированный активный ил

А - Типичный вид гранулы, полученной в лабораторном реакторе; Б – увеличенные фотографии (выделенный участок – 0,5 мм) [93]

Исследования, проведенные группами европейских ученых показали, что, как и в случае анаэробных гранул, в толще аэробного гранулированного флока,

как и в прикрепленной биопленке, происходит образование трех слоев из-за конкуренции гетеротрофных и автотрофных микроорганизмов за пространство, кислород и субстрат [94, 95]: аэробный внешний слой с быстрорастущими гетеротрофными микроорганизмами; слой с бактериями-нитрификаторами; центр гранулы с фосфат-аккумулирующими микроорганизмами –денитрификаторами (рисунок 1.20).

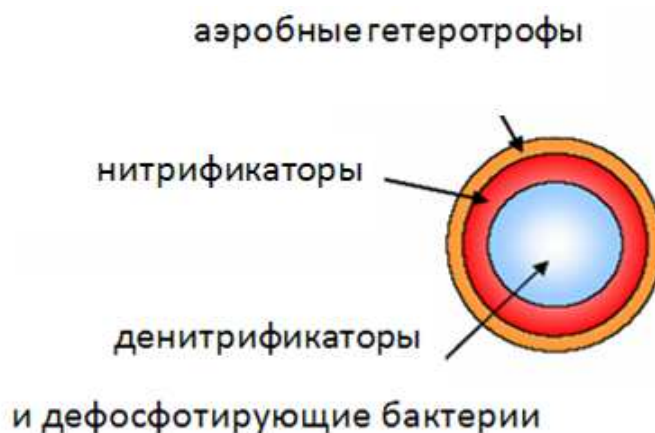


Рисунок 1.20 - Схема строения гранулы активного ила с учетом распределения различных физиологических групп бактерий

Основой формирования аэробного гранулированного ила является общая теория образования биопленок, сформулированная Van Loosdrecht et al. [96], согласно которой основными условиями образования гранул являются следующие:

- 1) срезающее усилие должно достигать значительных величин по сравнению с максимальной скоростью роста микроорганизмов;
- 2) высокие концентрации субстрата для предотвращения возникновения высоких градиентов внутри гранул (может достигаться в SBR- реакторах);
- 3) селекция медленно растущих микроорганизмов (режим чередования «питания» и «голода»).

Для реакторов циклического действия важнейшими факторами, оказывающими селективное давление, в направлении изменения свойств поверхности микроорганизмов и их метаболизма являются время осаждения, время отведения и доля замещаемого объема [97, 98, 99, 100, 101]. Проведенные

лабораторные исследования показали, что при скорости осаждения 4,0 м/час и более аэробные гранулы начинают преобладать над флоками. Для эффективного формирования гранул скорость осаждения ила не должна быть меньше, чем 8 м/ч [102, 103, 104, 105]. По данным лабораторных исследований, оптимальное время отстаивания для аэробной грануляции составляет 5 мин. и менее [106, 107].

Формирование аэробного гранулированного ила наблюдалось в лабораторных реакторах, соотношение высоты к ширине в которых составляло от 1,9 до 20 и был организован существенный восходящий поток сточной воды [108, 109, 110, 111]. Было высказано предположение, что реакторы должны иметь высокое соотношение высоты к ширине, для того чтобы улучшить селекцию оседающих гранул [112, 113].

Аналогично флокам активного ила, в гранулах возможна симультанная нитри-денитрификация благодаря наличию аэробных зон во внешних слоях и анаэробных, богатых субстратом зон, внутри гранулы [114, 115, 116, 117]. Эксперименты по оценке возможности эксплуатации аэробных реакторов с возможностью удержания биомассы проводились в непрерывном и циклическом режимах показали, что симультанная нитри-денитрификация с использованием аэробного гранулированного ила возможна только в реакторах циклического действия [118, 119, 120].

Способом селекции фосфатаккумулирующих организмов (ФАО) в аэробном реакторе с гранулированным илом является изменение режима работы реактора - включение в цикл работы анаэробного периода подачи субстрата [121].

К настоящему времени основы формирования гранулированного активного ила и оценка процессов биологической очистки были изучены в контролируемых лабораторных условиях с использованием различных видов синтетических сточных вод [122, 123], а также промышленных сточных вод [124, 125, 126]. Для оценки влияния городских сточных вод на формирование гранулированного активного ила в Нидерландах были проведены исследования на городских очистных сооружениях. Установка представляла собой 2 реактора, включенных

параллельно; высота реактора составляла 6 м, диаметр – 0,6 м, эффективный объем – 1,5 м³ (рис. 1.21).



Рисунок 1.21 - Общий вид полупромышленной установки на очистных сооружениях г. Ере

Для заправки реакторов использовалась как осветленная, так и неосветленная сточная вода. Для улучшения качества предварительной обработки сточной воды после первичного отстаивания использовались песчаные фильтры. Концентрация кислорода поддерживалась на уровне около 2 мг/л. После получения гранул ила концентрация взвешенных веществ в реакторах составляла 9-10 г/л, иловая смесь содержала более 80% гранул (рис.1.22).

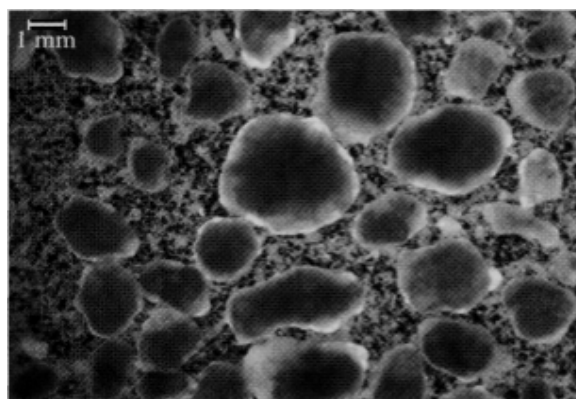


Рисунок 1.22 – Гранулы аэробного активного ила, выращенные при полупромышленных испытаниях

Указанные параметры сохранялись в течение всего периода стабильной эксплуатации (около 10 месяцев). Иловый индекс, измеренный после 5 и 30 мин. отстаивания составлял 77 и 60 мл/г, соответственно.

1.6 Выводы и постановка задач

Литературный обзор современных средств интенсификации процесса биологической очистки показал, что использование систем с мембранным илоразделением, применение загрузочного материала с прикрепленной биопленкой и др. позволяет эффективно удерживать биомассу в сооружении с обеспечением высокого качества очищенной воды. Однако, использование данных технических решений существенно удорожает процесс обработки воды. Ограничением широкого внедрения технологии биологической очистки сточных вод с использованием повышенных доз активного ила (до 6 г/л), полученных методом направленной селекции, является относительно долгий период выхода на режим, а также эксплуатация сооружений в непрерывном действии, что требует организации пространственной многозонной системы. Замена пространственного распределения технологических зон на временное (реактор циклического действия), а также более действенное использование гравитационной селекции за счет формирования восходящего потока позволяет существенно сократить площадь и объем, занимаемые аэротенками и вторичными отстойниками.

В последние десятилетия развиваются различные биотехнологии с использованием гранулированного активного ила. Гранулированный активный ил формируется при проведении различных технологических процессов биологической очистки сточных вод – при анаэробной обработке сточных вод в реакторах типа UASB и EGSB, в результате процесса Апаттох и деаммонификации. При использовании аэробной обработки сточных вод также возможно формирование специфических гранул. Анализ литературы показал, что основными условиями, приводящими к самогрануляции активного ила, являются выраженный восходящий поток сточной воды, ограниченность времени

отстаивания ила, повышенные концентрации субстратов. В качестве технического приема, позволяющего совместить восходящий поток и различные фазы процесса (анаэробную, аноксидную и аэробную), необходимые для удаления биогенных элементов, используется циклическая работа биореактора. Подобная технология применена на нескольких промышленных и полупромышленных установках при очистке концентрированных производственных сточных вод. Использование данного процесса для интенсификации процесса биологической очистки городских сточных вод изучено недостаточно.

Целью настоящей работы является разработка технологии интенсификации биологической очистки городских сточных вод путем повышения концентрации активного ила в реакторе циклического действия с восходящим потоком сточной воды.

Для достижения поставленной цели решались следующие **задачи**:

- определить условия формирования свободноплавающего активного ила, способного эффективно удерживаться в сооружении, работающем с восходящим потоком сточной воды;
- получить активный ил с улучшенными седиментационными свойствами для биологической очистки сточных вод в реакторе циклического действия;
- изучить биохимические и технологические характеристики культивированного активного ила;
- определить эффективность процессов удаления загрязнений в лабораторном и полупромышленном реакторах циклического действия с восходящим потоком сточной воды;
- определить кинетические параметры активного ила для разработки методики расчетов реакторов циклического действия с восходящим потоком, а также определение зависимости окислительных свойств биомассы активного ила от его размеров;
- разработать рекомендации для проектирования и эксплуатации реакторов циклического действия с восходящим потоком;

–определить технико-экономические показатели биологической очистки городских сточных вод по предлагаемой технологической схеме.

ГЛАВА 2. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ОЧИСТКИ ГОРОДСКИХ СТОЧНЫХ ВОД В ЛАБОРАТОРНОМ РЕАКТОРЕ ЦИКЛИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

На основании анализа мирового опыта эксплуатации реакторов с биомассой, способной эффективно удерживаться в сооружении, было определено, что оптимальные результаты были получены в реакторах с нижней подачей сточной воды. Режим эксплуатации сооружений заключался в чередовании фаз «заполнение-аэрация-отстаивание-слив», способом селекции быстрооседающей биомассы являлось время отстаивания. Эти принципы были использованы при исследовании технологии в лабораторных условиях.

Для проведения лабораторных испытаний, были поставлены следующие задачи:

- определить условия формирования свободноплавающего активного ила, способного эффективно удерживаться в сооружении, работающем с восходящим потоком сточной воды;
- получить активный ил с улучшенными седиментационными свойствами для биологической очистки сточных вод в реакторе циклического действия;
- изучить биохимические и технологические характеристики культивированного активного ила;
- определить эффективность процессов удаления загрязнений в лабораторном циклическом реакторе с восходящим потоком сточной воды.

2.1 Разработка методики исследований

Исследования особенностей формирования компактной биомассы и оценке эффективности биологической очистки сточной воды проводились в лабораторном реакторе циклического действия с восходящим потоком сточной воды (рис. 2.1, 2.2).

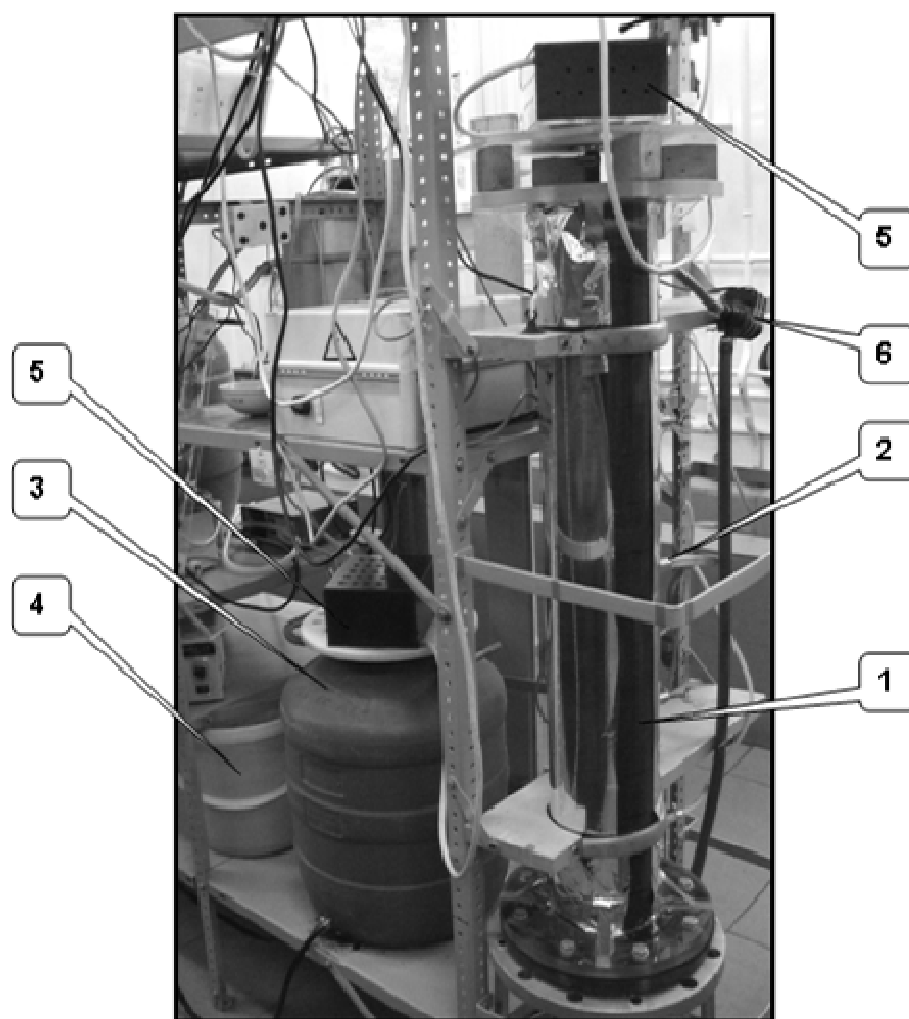


Рисунок 2.1 - Внешний вид лабораторного реактора циклического действия

1 – колонна реактора; 2 – сливной штуцер для отвода очищенной воды; 3 – емкость со сточной водой; 4 – вторичный отстойник; 5 – электромеханическая мешалка; 6 – центробежный насос

Реактор имел объем 17 л, был снабжен рамной мешалкой с регулируемой частотой вращения (2-30 об/мин). Высота реактора составляла 1,1 м, диаметр - 0,144 м, т.е. отношение "высота:диаметр" составляло 7,6. Материал реактора – поликарбонат. Аэрация мелкопузырчатая, управляемая по сигналу с контроллера. Управление (проток жидкости, перемешивание, аэрация) осуществлялось через специальную программу LOGO. Реактор был снабжен циркуляционным насосом с зажимом на шланге. При помощи насоса осуществлялось перемешивание иловой смеси.

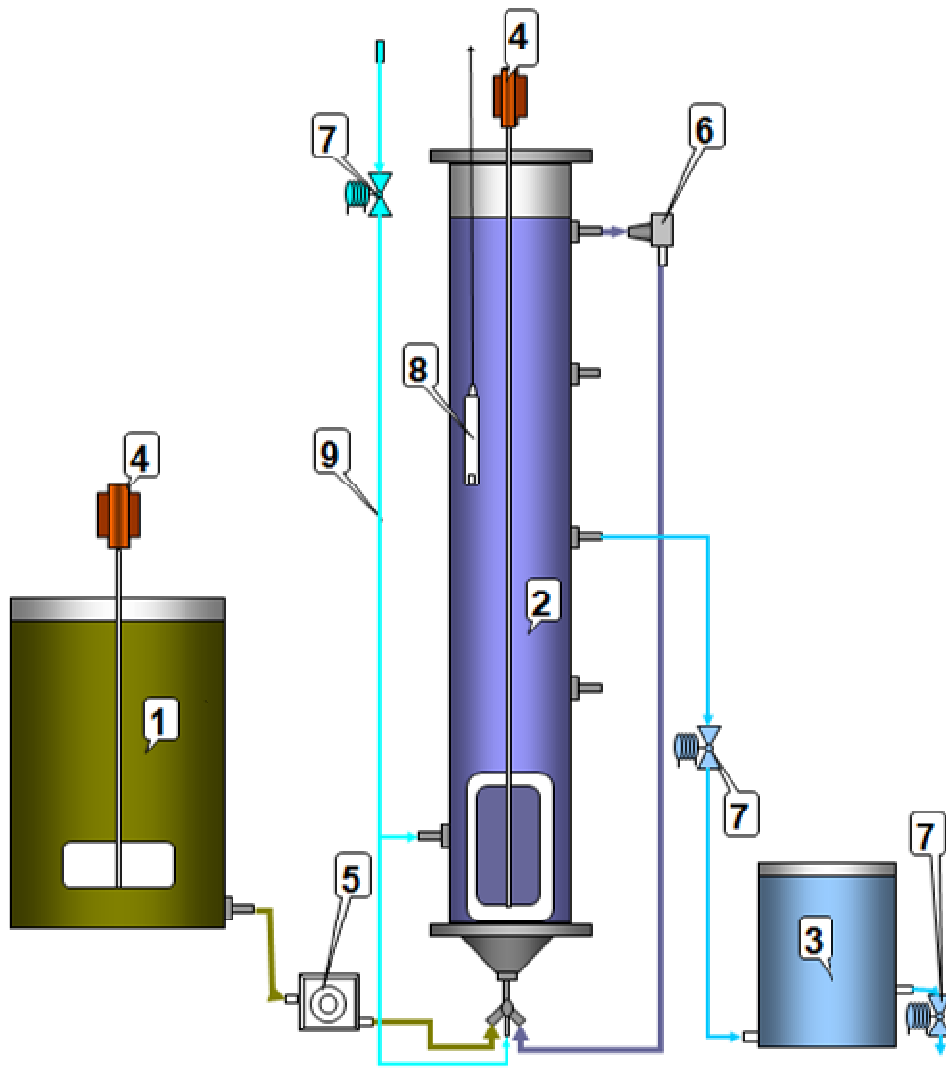


Рисунок 2.2 - Технологическая схема лабораторного реактора циклического действия

- 1 – емкость со сточной водой; 2 – реактор; 3 – накопительная емкость;
 4 – электромеханическая мешалка; 5 – перистальтический насос; 6 – центробежный насос;
 7 – электромагнитный клапан; 8 –кислородный датчик; 9 – воздух

За сутки в реактор подавалось 51-68 л сточных вод, гидравлическое время пребывания составляло за цикл 6-8 ч, время одного цикла – 3-4 ч. Исследования проводили при температуре 19-23°C, pH 7-8, концентрации растворенного кислорода во время аэробной стадии 1-2,5 мг/л. Отвод очищенной воды проводился каждый цикл, отвод избыточного активного ила из реактора производился для поддержания возраста активного ила не более 25 сут. Один цикл работы лабораторного реактора состоял из следующих технологических стадий:

1) подача сточной воды восходящим потоком в анаэробных условиях через нижнюю часть реактора (заполнение половины объема реактора), при котором скорость осаждения гранулированного активного ила больше скорости восходящего потока жидкости в вертикальном направлении. На данной стадии происходило выделение фосфатов в раствор в анаэробных условиях, а также замена жидкой фазы с кислородом и нитратами на исходную воду без кислорода;

2) аноксидное перемешивание иловой смеси (не на всех этапах эксперимента), денитрификация;

3) аэрация, окисление органических веществ, нитрификация, поглощение фосфатов;

4) отстаивание иловой смеси;

5) опорожнение. Слив очищенной и отстаиванной воды (половина объема реактора);

6) стадия холостого хода. На данной стадии осуществлялась откачка избыточного активного ила из реактора для поддержания возраста активного ила не более 25 сут. и/или «простаивание» реактора до начала следующего технологического цикла.

Подача сточной воды и слив очищенной воды в объеме половины реактора была обусловлена необходимостью разбавления поступающей воды до концентрации аммонийного азота перед аэробной стадией 9,1 мг/л без учета азота, пошедшего на прирост биомассы. Таким образом, условный «рецикл возвратного активного ила» в реактор составлял 100% от поступающей сточной воды.

Накопительная емкость выполняла роль «контрольного» сооружения – в ней оценивали качество очищенной воды после слива из реактора в конце технологического цикла, а также вынос биомассы для определения возраста активного ила. Технологический процесс был полностью автоматизирован.

Продолжительность лабораторных исследований составляла 180 сут.

В течение эксплуатации реактора циклического действия было исследовано влияние различных факторов на процесс биологической очистки и культивирование концентрированной биомассы:

- продолжительность стадий цикла;
- концентрации растворенного кислорода в течение аэробной стадии;
- наличие аноксидной стадии (табл. 2.2).

В ходе проведения эксперимента качество поступающей и очищенной воды, а также характеристики активного ила анализировались и контролировалось по природоохранным нормативным документам и стандартным аккредитованным методикам:

- концентрация взвешенных веществ в поступающей и очищенной воде – гравиметрический метод по ПНДФ 14.1:2.110-97 [127];
- концентрация ХПК в поступающей и очищенной воде – по окислению бихроматом калия в серной кислоте [128];
- концентрация N-NH_4^+ в поступающей и очищенной воде – фотометрический метод с реактивом Несслера по ПНД Ф 14.1.1-95 [129];
- концентрация N-NO_2^- в очищенной воде – фотометрический метод с реактивом Грисса по ПНД Ф 14.1:2.3-95 [130];
- концентрация N-NO_3^- в очищенной воде – с использованием портативного рефлектометра RQ-flex (Merk) и реакции с N-нафтил-этилендиамином после восстановления до нитрита с салициловой кислотой по ПНД Ф 14.1:2.4-95 [131];
- концентрация растворенного кислорода – с использованием кислородного датчика АКПМ и аналогового преобразователя ТРМ;
- концентрация P-PO_4^- в поступающей и очищенной воде – фотометрический метод восстановлением аскорбиновой кислотой по реакции с молибдатом аммония и антимоилтартратом калия по ПНД Ф 14.1:2.112-97 [132];
- доза ила – по ПНД Ф СБ 14.1.77-96 [133];

– иловый индекс [134].

Специфические микроскопические исследования по количественной оценке ФАО в биомассе активного ила проводились с помощью комплекса «DIAMORF» с использованием окраски препаратов метиленовым синим.

Оценка морфологических свойств культивированного активного ила (диаметр, площадь, периметр, количество гранул) проводилась методом микрофотографирования характерных флокул/гранул при увеличении $\times 100$ и последующей компьютерной обработкой с применением программного комплекса «DIAMORF».

Оценка седиментационных свойств активного ила проводилось в лабораторных цилиндрах объемом 1 л и диаметром 60 мм при разведении иловой смеси до дозы ила 1,5-2 г/л. Скорость седиментации активного ила определялась в период осаждения флокул с постоянной скоростью.

Оценка жизнеспособных клеток в биомассе активного ила проводилась с помощью флуоресцентной окраски бактерий LIVE/DEAD® BacLight™ красителями SYTO® 9 (зеленый флуоресцентный для нуклеиновых кислот) и пропидиум иодид (красный флуоресцентный для нуклеиновых кислот).

Оценка бактериального состава среза гранулы проводилась следующим образом: суспензию активного ила с содержанием активного ила по сухому веществу 10 г/л фиксировали 2.5% глутаровым альдегидом в кокадилатном буфере 0.05 М рН 7; промывали этим же буфером, помещали в 1% OsO₄ в том же буфере; материал помещали в 2% агар-агар; кубики ≈ 1 мм помещали в 30%-ный уранилацетат в 96% этаноле; зафиксированный образец подвергали стандартной процедуре обезвоживания в растворах этанола возрастающей концентрации 50-70-96%; затем обезвоживали в ацетоне; обезвоженный образец заливали в эпоксидную смолу согласно рекомендации производителя (Fluka); после затвердения образец резали на микротоме LKB (Швеция). Образцы среза гранулы просматривались в просвечивающий электронный микроскоп JEM-100C (Jeol, Япония) при напряжении 80 кВ, увеличение 20000 и 27000.

2.2 Проведение исследований в реакторе циклического действия с восходящим потоком

В начале эксперимента лабораторный реактор был заполнен смесью осветленной сточной воды и возвратного активного ила из аэротенка Курьяновских очистных сооружений (КОС) АО «Мосводоканал» с дозой активного ила 3-4 г/л и иловым индексом 110-120 мл/г. Показатели состава городской сточной воды, подаваемой на очистку в лабораторный реактор, представлены в таблице 2.1.

Таблица 2.1 - Показатели поступающей воды за все время проведения лабораторных исследований

Показатель	БПК ₅	ХПК	Взвешенные вещества	N-NH ₄	P-PO ₄
Значение, мг/л	90-100	230-250	160-180	22-26	1,5-1,7

В течение всего периода проведения экспериментов менялись продолжительность каждой технологической стадии в соответствии с таблицей 2.2.

Таблица 2.2 - Этапы исследований влияния технологических параметров на процесс очистки сточной воды

Этап	Концентрация кислорода во время аэробной стадии, мг/л	Продолжительность стадий, мин				
		Анаэробная	Аноксидная	Аэробная	Отстаивание	Общее время цикла, час*
1	1-1,5	60	-	120	10	4
2	1,5-2	60	-	120	10	4
3	1,5-2	60	-	120	5	4
4	2-2,5	60	60	120	5	4
5	2-2,5	40	40	90	5	3

*в таблице не представлено время слива очищенной воды – 5 мин и оставшееся время простоя (холостого хода) для всех этапов.

Продолжительность каждого этапа, приведенного в таблице 2.2, составляла следующие значения:

1. С 1 дня эксперимента до 40-го дня (всего 40 дней),
2. С 40 дня эксперимента до 100-го дня (всего 60 дней),
3. С 100 дня эксперимента до 130-го дня (всего 30 дней),

4. С 130 дня эксперимента до 150-го дня (всего 20 дней),
5. С 150 дня эксперимента до 180-го дня (всего 30 дней).

Жесткие условия отстаивания в конце каждого цикла (5-10 минут) были необходимы для того, чтобы создать направленное селективное давление в сторону формирования быстрооседающего активного ила. При этом частицы, не успевшие осесть за заданное время, вымывались из системы и улавливались во вторичном отстойнике.

Основными целями эксперимента при эксплуатации реактора циклического действия по этапам №1-5 являлись:

- 1) достижение минимальных значений концентраций БПК₅, ХПК, форм азота, фосфора-фосфатов;
- 2) эффективное удержание биомассы в реакторе, т.е. повышенные дозы активного ила, минимально возможные иловый индекс и вынос взвешенных веществ.

Проведенные лабораторные исследования показали, что заданным условиям соответствует режим с параметрами, представленными в таблице 2.3.

Таблица 2.3 - Параметры проведения процесса, обеспечивающие эффективную очистку и эффективное удержание активного ила в реакторе

Показатель	Значение
Время цикла, час	3
Гидравлическое время пребывания, час	6
Концентрация растворенного кислорода при аэробной стадии, мг/л	1,5-2,5
Время отстаивания, мин	5-10
Возраст активного ила, сут.	14-20
БПК ₅ выход, мг/л	1,8-3,3
ХПК выход, мг/л	30-45
Взвешенные вещества выход, мг/л	15-45*
N-NH ₄ выход, мг/л	0,2-0,4
N-NO ₂ выход, мг/л	0,02-0,04
N-NO ₃ выход, мг/л	7-9
P-PO ₄ выход, мг/л	0,2-0,4

*в период селекции активного ила, продолжавшегося в течение первых 30 сут. с момента запуска реактора, данный показатель находился на уровне 200-300 мг/л.

При эксплуатации реактора на этапах №1-3 (без аноксидной стадии) в течение 130 сут. наличия плотных, сферических гранул в биомассе обнаружено не было, соответственно денитрификации во внутренних слоях гранул в присутствии кислорода в течение аэробной стадии не происходило – концентрация азота нитратов в очищенной воде была более 15 мг/л. Удаления нитратов во время анаэробной стадии также не происходило, т.к. органическое вещество потреблялось на выделение фосфатов, а нитраты вытеснялись межфлокульной водой. При этом, эксплуатация реактора при пониженных концентрациях кислорода отличалась нестабильным процессом нитрификации - до концентраций $N-NH_4$ в очищенной воде 4-6 мг/л.

Отсутствие гранул ила было связано с кислородным режимом – для срезающих усилий необходима была более интенсивная аэрация, которая при симультанной нитри-денитрификации приводила бы к насыщению кислородом иловой смеси и неэффективному удалению азота нитратов.

Для обеспечения качества очищенной воды по азоту нитратов, на этапах №4-5 было произведено включение аноксидной стадии в цикл работы реактора перед аэробной стадией (в литературе такой прием очистки воды с применением восходящего потока сточных вод описан не был).

В результате эксплуатации реактора к 180 сут. доза активного ила возросла с 4 г/л до 8-10 г/л. Величина илового индекса последовательно снижалась в течение всего времени эксперимента с начальных значений 100-110 мл/г до 40-50 мл/г (рис. 2.3). Одновременно снижалась концентрация взвешенных веществ в очищенной воде до 15-45 мг/л (рис. 2.4).

Скорость осаждения активного ила увеличилась с 2 м/ч в начале эксперимента до 12 м/ч (для отдельных гранул до 20-25 м/ч) к моменту формирования гранул – т.е. в 6-7 раз выше, чем у активного ила из аэротенков московских очистных сооружений, работающих по технологической схеме удаления биогенных элементов Кейптаунского университета (UCT) и в 2 раза ниже, чем у гранулированного ила, полученного при опытах на синтетической сточной воде иностранными исследователями (25 м/ч) [110, 111, 112, 114].

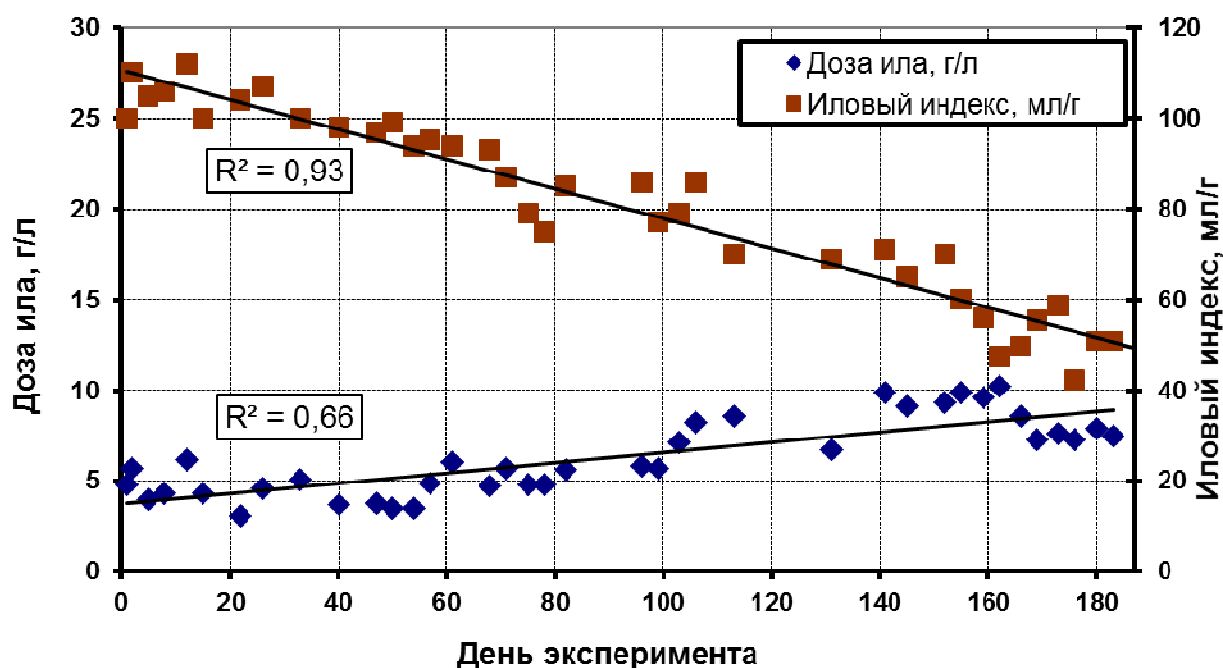


Рисунок 2.3 - Динамика дозы ила и илового индекса при работе лабораторного реактора

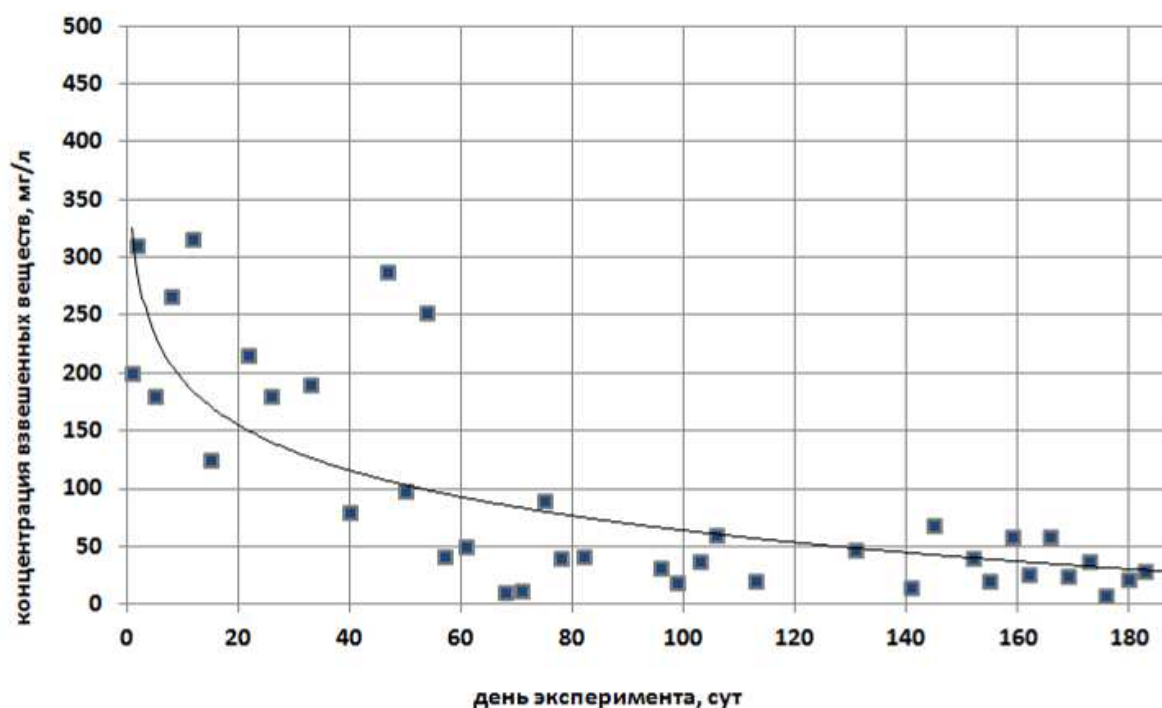


Рисунок 2.4 - Динамика снижения концентрации взвешенных веществ в очищенной воде при работе лабораторного реактора

Кривые снижения границы разделения фаз (кривые Кинша), отображающие динамику увеличения скорости осаднения активного ила, в течение всего времени проведения эксперимента в лабораторном реакторе циклического действия, представлены на рисунке 2.5.

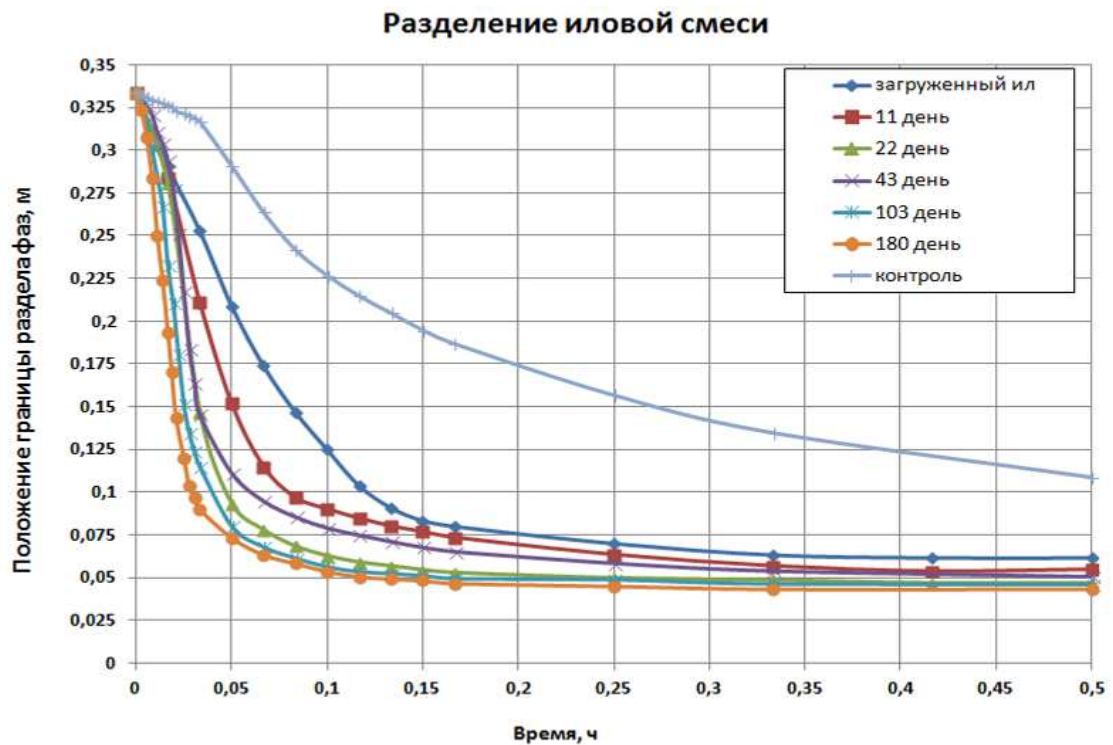


Рисунок 2.5 - Кривые снижения границы разделения фаз в течение эксперимента

В условиях применения гравитационной селекции, направленной на улучшение седиментационных свойств, и увеличения дозы активного ила, окислительная мощность реактора увеличилась по ХПК с 240-450 гХПК/(м³·сут) до 750-950 гХПК/(м³·сут), а по аммонийному азоту с 70-80 гN-NH₄/(м³·сут) до 110-120 гN-NH₄/(м³·сут) (рис. 2.6).

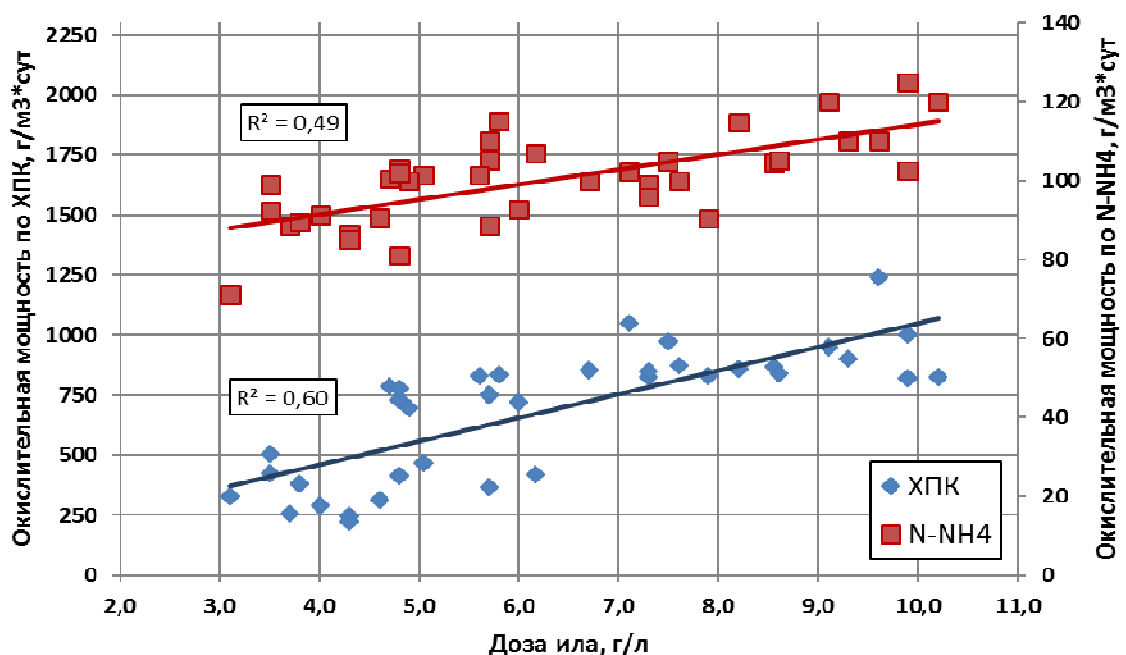


Рисунок 2.6 - Зависимость окислительной мощности по ХПК и N-NH₄ от дозы ила

Исследование морфологических свойств активного ила в течение всего времени проведения экспериментов показало, что в лабораторном реакторе циклического действия в условиях коммунальных сточных вод под воздействием гравитационной селекции произошло формирование частично гранулированного аэробного активного ила с диаметром гранул до 1 мм. При этом процесс роста гранул в лабораторном реакторе циклического действия был условно разделен на три этапа (рис. 2.7).

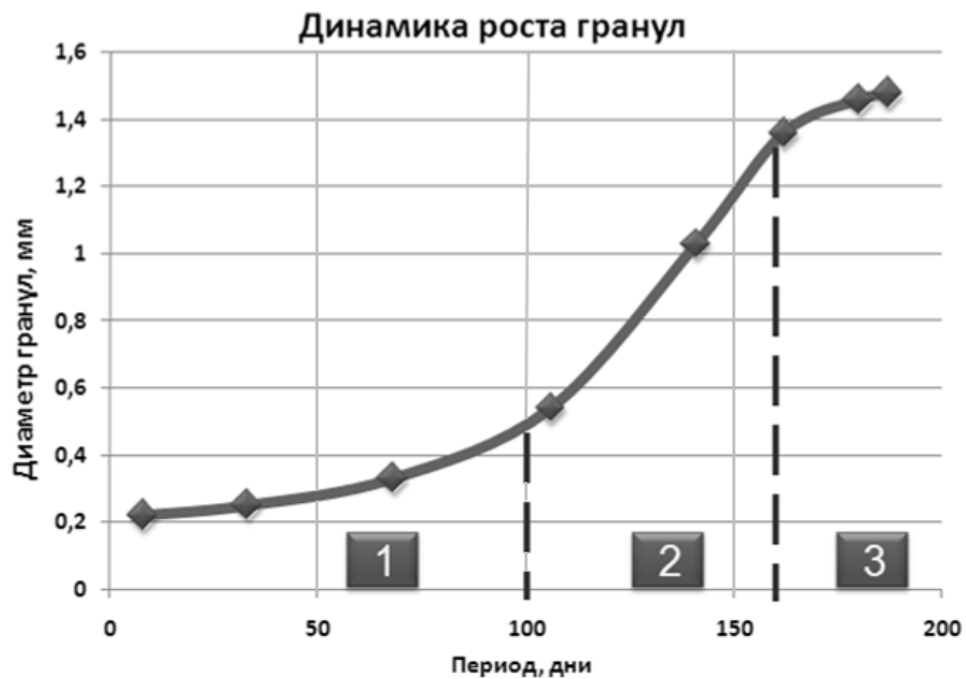


Рисунок 2.7 - Рост гранул активного ила в лабораторном реакторе
1,2,3 – этапы роста гранулы

Первый этап от 0 до 100 дней характеризовался низким приростом диаметра гранул от 0,2 до 0,5 мм, связанным с активным уносом из реактора легких частиц иловой массы (рис. 2.8 А).

На втором этапе от 100 до 160 дней наблюдался активный рост диаметров гранул от 0,5 до 1,3 мм, что объясняется постепенным вымыванием из реактора мелких частиц, а также постепенным увеличением возраста ила, т.е. значительным снижением количества нитчатых микроорганизмов.

Начиная со 160-го дня проведения эксперимента визуально фиксировались полноценные гранулы активного ила диаметром 0,5-1,5 мм, отличавшиеся от основной массы ила ровными краями и округлой формой (рис. 2.8 Б-В).

Далее наблюдалось замедление роста диаметров гранул от 1,3 до 1,5 мм, что можно объяснить наличием внутри их ядра мертвой массы (рис. 2.8 Г) и активным выделением газообразных продуктов. В результате наличия диффузионного сопротивления на пути этих газов происходит их накопление и образование газообразных пустот, которые уменьшают прочность гранулы и приводят к ее разрушению, а также к уменьшению скорости осаждения и выносу из реактора.

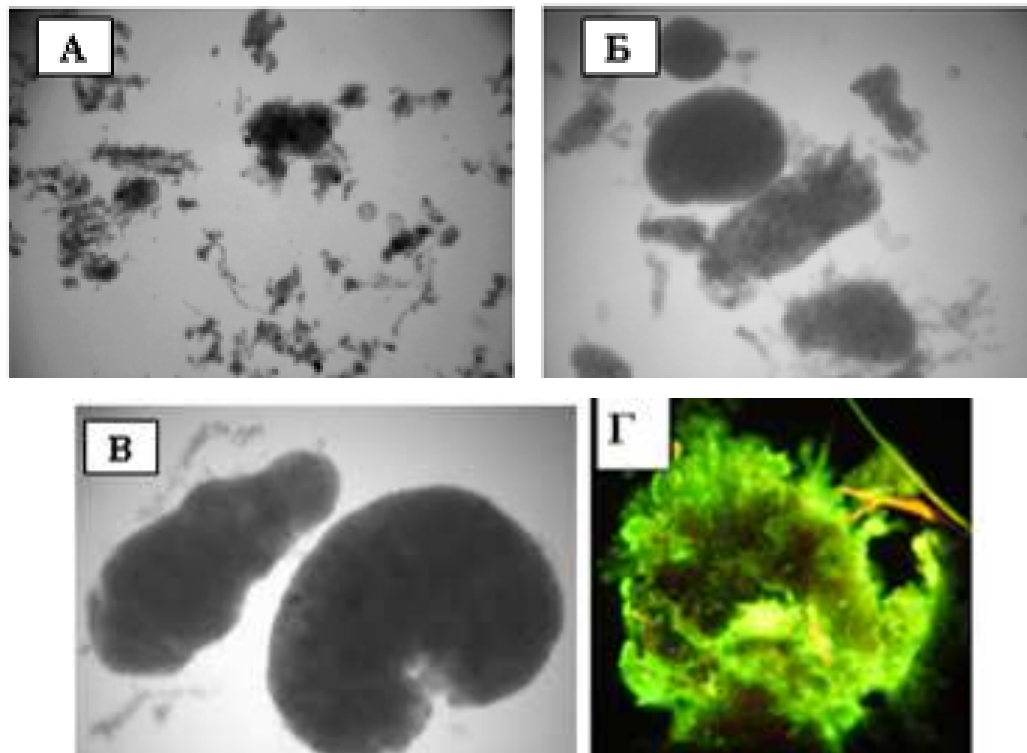


Рисунок 2.8 – Изменение формы флокул активного ила
 А – начало эксперимента (увеличение $\times 150$); Б – 180 день эксперимента (увеличение $\times 150$); В – 180 день эксперимента (увеличение $\times 300$); Г - гранула активного ила, окрашенная красителем LIVE/DEAD на 180 день эксперимента ($\times 300$) - светлая область гранулы – «живые» бактерии, темная - «мертвые»

В отличие от исследований зарубежных ученых, проведенных на синтетической сточной воде, в которых достигалась доля гранул в иле до 80%, полученные нами в лабораторных исследованиях гранулы на городских сточных водах занимали к концу эксперимента до 20% по объему от общего количества активного ила.

2.3 Микробиологический состав культивированного ила

Описанная структура гранулы (мертвая внутри, живая снаружи) была подтверждена с применением электронного микроскопа с увеличением 20 000 раз. На рисунках 2.9, 2.10 и 2.11 представлена серия электронно-микроскопических фотографий из трех точек – из середины гранулы, из пограничного слоя гранулы и из внешнего слоя гранулы соответственно при увеличении в 20000 раз.

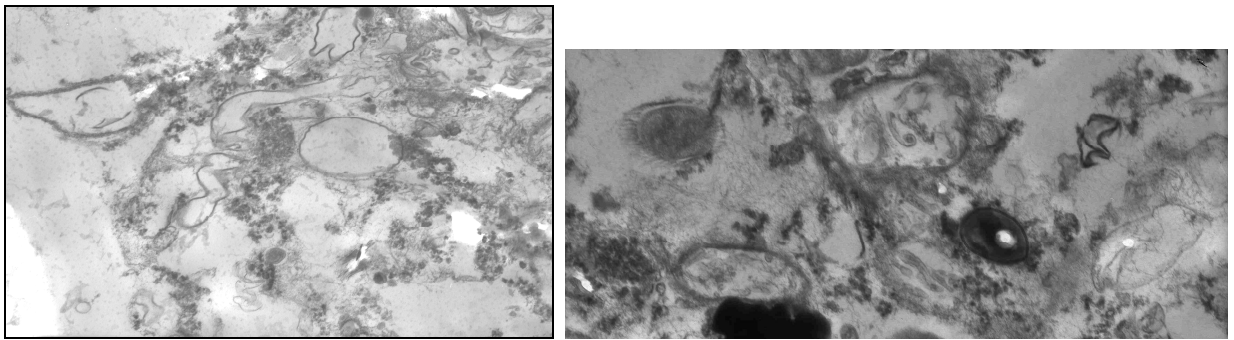


Рисунок 2.9 – Срез из середины гранулы

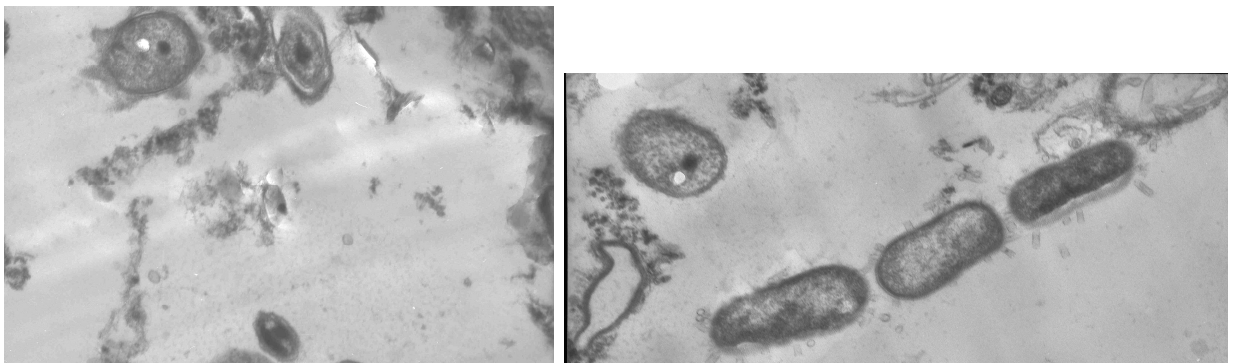


Рисунок 2.10 – Срез из пограничного слоя гранулы

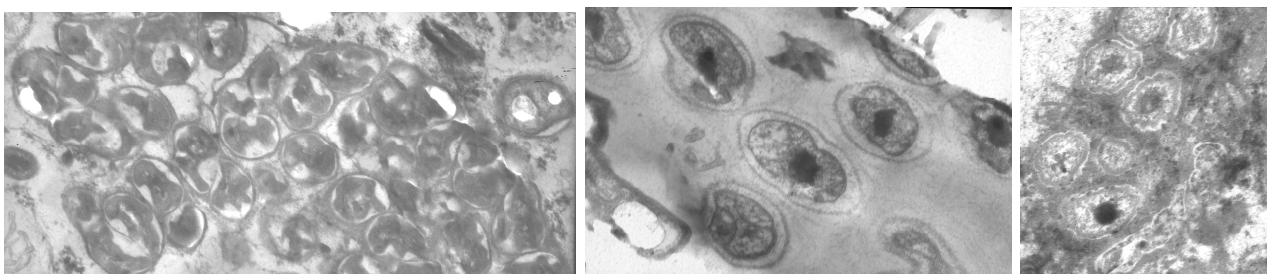


Рисунок 2.11 – Срез из наружного слоя гранулы

В середине гранулы видны отмершие клетки микроорганизмов, видимые как пустые округлые образования и обрывки цитоплазматических мембран, окруженные мелкодисперсными частицами (рис. 2.9).

В наружном слое преобладают живые микроорганизмы, находящиеся в состоянии активного роста (делящиеся, что отчетливо видно по характерным перетяжкам клеток). Клетки формируют микроколонии, группы клеток одного типа. Преобладают клетки коккоидного типа, овальной и округлой формы. Встречаются бациллы, объединенные, как правило, в цепочки. Нитчатых форм не выявлено. У всех бактерий отчетливо видны внутриклеточные структуры, характерные для прокариот - цитоплазматическая мембрана, нуклеоид, клеточная стенка, включения. Большая часть клеток погружена во внеклеточный матрикс. Микроколонии разных видов различаются по содержанию матрикса (рис. 2.11).

В промежуточном слое (пограничном между живым наружным и мертвой середины) видны клетки, окруженные матриксом и отмершими клетками (рис. 2.10). Важно отметить, что и во внешнем, живом, слое отмечено присутствие некоторого количества мелкодисперсных частиц, которые сорбированы гранулами из сточной воды.

На основании полученных данных можно представить структуру гранул следующим образом – на отмершей (внутренней) части растут гетеротрофные и автотрофные микроорганизмы, под которыми располагается детрит, отмершая биомасса активного ила (рис. 2.12).



Рисунок 2.12 - Структура аэробного гранулированного ила, полученного в результате эксплуатации реактора в циклическом режиме с восходящим потоком сточной воды с последовательной нитри-денитрификацией

Такой тип гранул отличается от ранее описанных – гранулы активного ила метаногенного сообщества, а также гранулы, формируемые в реакторах с симультанной нитри-денитрификацией, имеют несколько слоев и среди них нет мертвой биомассы (рис. 1.16 и 1.20).

2.4 Оценка эффективности биологической очистки

В условиях сформированной частично гранулированной биомассы биологическая очистка коммунальных сточных вод происходила до значений, соответствующих нормам предельно допустимых концентраций для водоемов рыбохозяйственного назначения [135]. Динамика качества поступающей и очищенной воды по формам азота, фосфору фосфатов, ХПК и БПК5 представлена на рис. 2.13- 2.14.

Биологическое удаление фосфора на всех этапах проведения эксперимента было реализовано за счет подачи сточной воды через слой активного ила, в результате чего, поступающая вода вытесняла межиковую воду с нитратами и растворенным кислородом вверх. При этом делалось возможным функционирование на анаэробной стадии фосфат-аккумулирующих организмов (рис. 2.15).

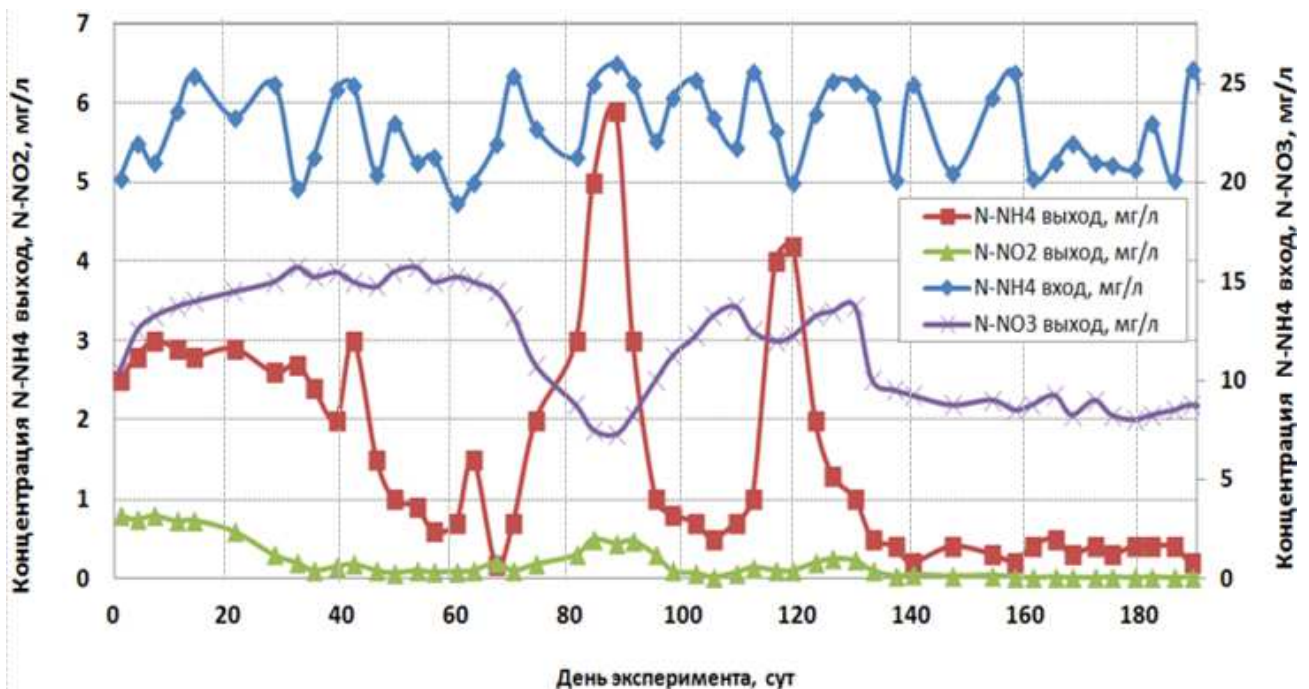


Рисунок 2.13 - Динамика качества поступающей и очищенной воды по N-NH₄, N-NO₃, N-NO₂

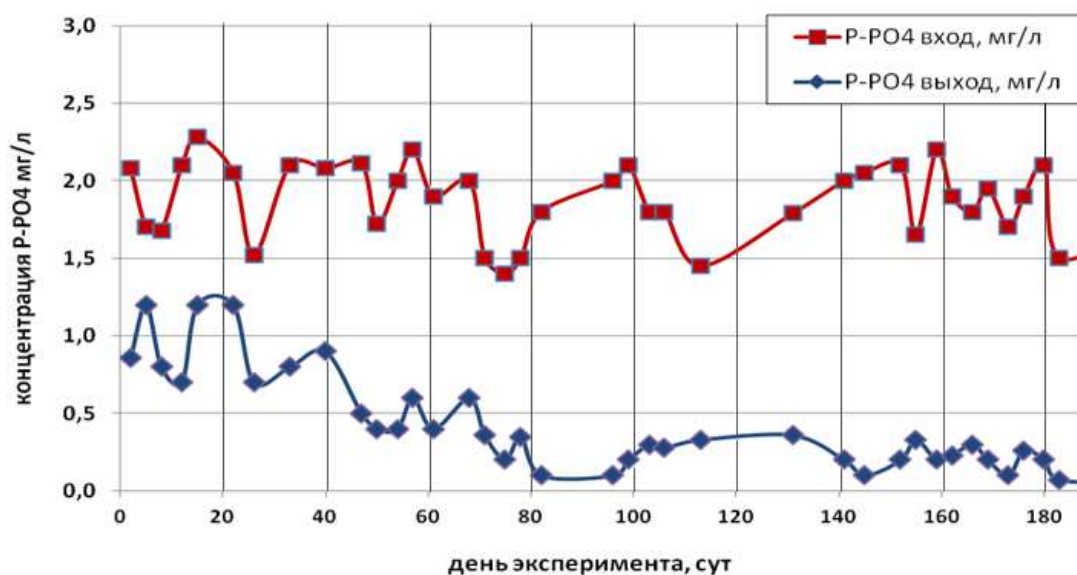


Рисунок 2.14 - Динамика качества поступающей и очищенной воды по P-PO₄

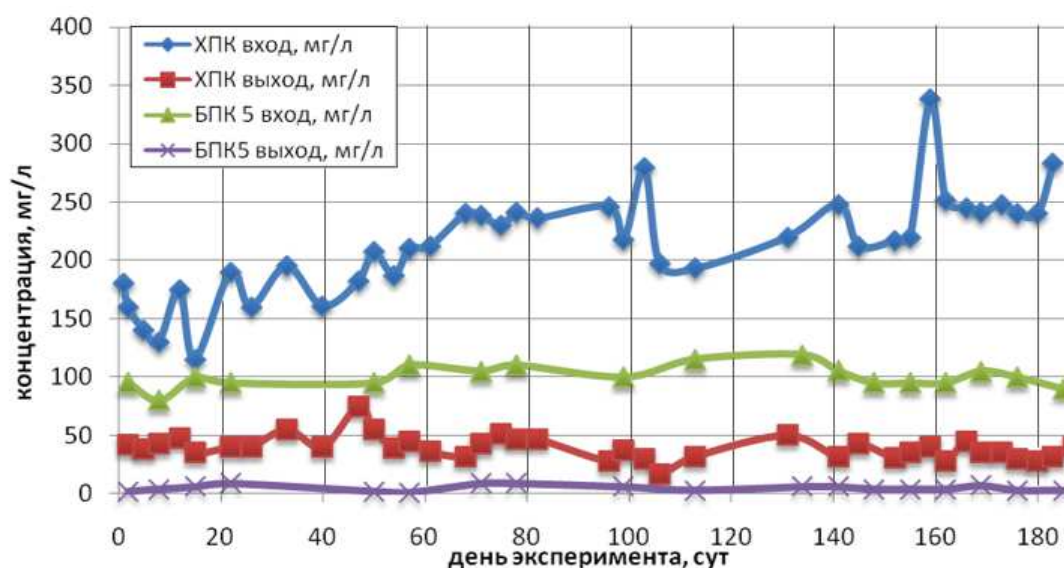


Рисунок 2.15 - Динамика качества поступающей и очищенной воды по ХПК и БПК₅

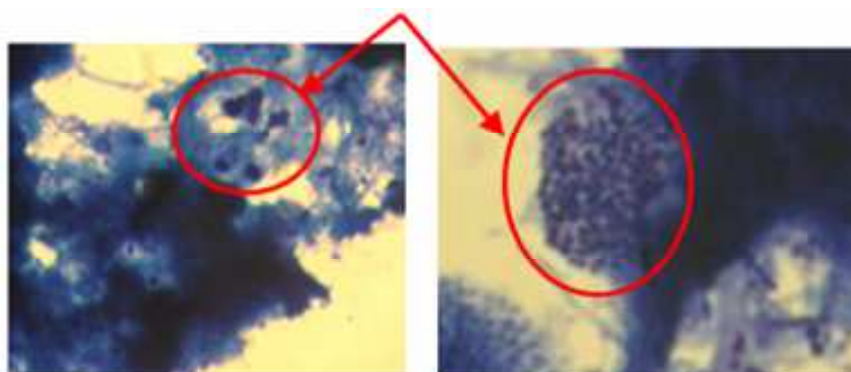


Рисунок 2.16 - Колонии ФАО

А - в возвратном активном иле, которым был загружен реактор; Б – в культивированном активном иле. Увеличение x2500

На рис. 2.17 представлено изменение концентрации нитратов в течение времени подачи сточной воды в трёх точках слоя активного ила – нижнем, среднем и верхнем.

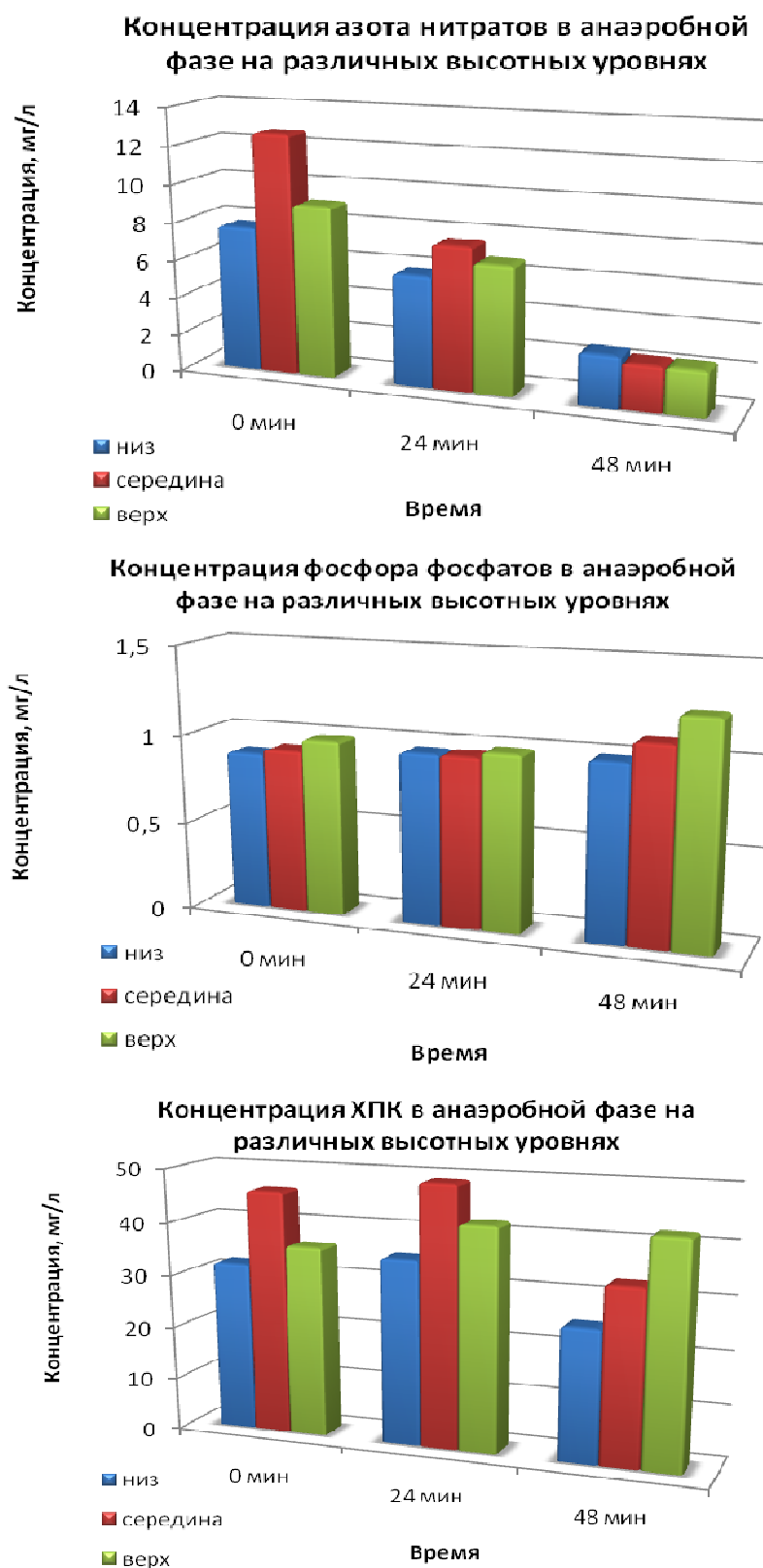


Рисунок 2.17 - Профили концентрации азота нитратов, фосфора фосфатов и ХПК в анаэробной фазе на различных высотных уровнях

На рисунке видно, что нитрат вымывается из слоя ила и начинается процесс выхода фосфатов из клеток ФАО в межшовное пространство. Существенно, что снижение концентрации нитратов происходит не вследствие разбавления межшовной водой поступающим стоком (такое разбавление обеспечило бы лишь двукратное снижение концентрации), а именно вследствие вытеснения межфлюкционной воды. Об этом свидетельствует 8-кратное снижение концентрации нитратов по мере подачи сточной воды и наличие чётко выраженного градиента нитратов в толще ила к концу анаэробного периода – двукратное превышение концентрации нитрата в верхнем слое ила по сравнению с придонным слоем.

При прохождении сточной воды через густой слой ила происходит мгновенная сорбция органических загрязнений – ХПК снижается со 150 мг/л до 40 мг/л и более не изменяется ни по толщине ила, ни по ходу подачи воды в течение анаэробного периода.

Проведенные лабораторные исследования показали, что при очистке городских сточных вод в реакторе циклического действия происходит формирование быстрооседающего частично гранулированного активного ила, позволяющего повышать дозу ила в системе в 2-3 раза и эффективно проводить биологическую очистку сточных вод. На основе полученных результатов в лабораторных условиях была осуществлена их проверка на полупромышленной установке.

2.5 Выводы по главе

1. В соответствии с литературным обзором была разработана методика, а также конструктивные и технологические решения лабораторного исследования технологии биологической очистки сточных вод в реакторе циклического действия с восходящим потоком.

2. Исследования показали, что наиболее оптимальной с точки зрения обеспечения качества очищенной воды является технологическая схема с последовательной нитри-денитрификацией.

3. В результате селективного воздействия в лабораторных условиях была культивирована специфическая биомасса с наличием в ней гранулированной неприкрепленной биопленки, компактной сферической формы, диаметром до 1,5 мм.

4. Получен и описан новый тип гранулированного ила (частично гранулированный ил) и гранул (сферическая биопленка на плотной отмершей биомассе активного ила).

5. Скорость седиментации, полученной методом направленной гравитационной селекции биомассы в 6-7 раз выше, чем у активного ила в технологической схеме удаления биогенных элементов и составляет до 12 м/ч, отдельных гранул - до 25 м/ч.

6. Разработанная технология показала возможность культивирования и дальнейшего эффективного использования в процессах биологической очистки коммунальных сточных вод биомассы, обладающей дозой ила до 8 г/л и иловым индексом до 40 мл/г.

7. В условиях сформированной частично гранулированной биомассы биологическая очистка коммунальных сточных вод происходила до значений, соответствующих нормам предельно допустимых концентраций для водоемов рыбохозяйственного назначения.

8. Разработанная технология позволила обеспечить эффективное функционирование ФАО в присутствии остаточного нитрата с предыдущего цикла до концентрации фосфора фосфатов в очищенной воде до значения 0,2 мг/л.

ГЛАВА 3. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ОЧИСТКИ ГОРОДСКИХ СТОЧНЫХ ВОД В ПОЛУПРОМЫШЛЕННОМ РЕАКТОРЕ ЦИКЛИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Проведенные лабораторные исследования в реакторе циклического действия с восходящим потоком по разработанной технологии с последовательной нитри-денитрификацией показали, что при очистке городских сточных вод происходит формирование быстрооседающего частично гранулированного активного ила, позволяющего эффективно проводить биологическую очистку сточных вод. На основе полученных результатов в лабораторных условиях была осуществлена их проверка на полупромышленной установке.

При проведении полупромышленных исследований решались следующие задачи:

- селекция микроорганизмов по скорости осаждения и скорости роста в полупромышленных условиях биологической очистки коммунальных сточных вод по разработанной технологии;
- оценка эффективности биологической очистки сточных вод при моделировании нештатных ситуаций: при увеличении нагрузки по органическим веществам и при функционировании установки в условиях кислородного дефицита.

3.1 Методика исследований

Исследования были проведены на полупромышленном реакторе циклического действия (объем 100 л, высота 1,7 м, диаметр 0,27 м) с восходящим потоком и последовательной нитри-денитрификацией на сточной воде Курьяновских очистных сооружений. Технологическая схема работы полупромышленной установки представлена на рисунке 3.1.

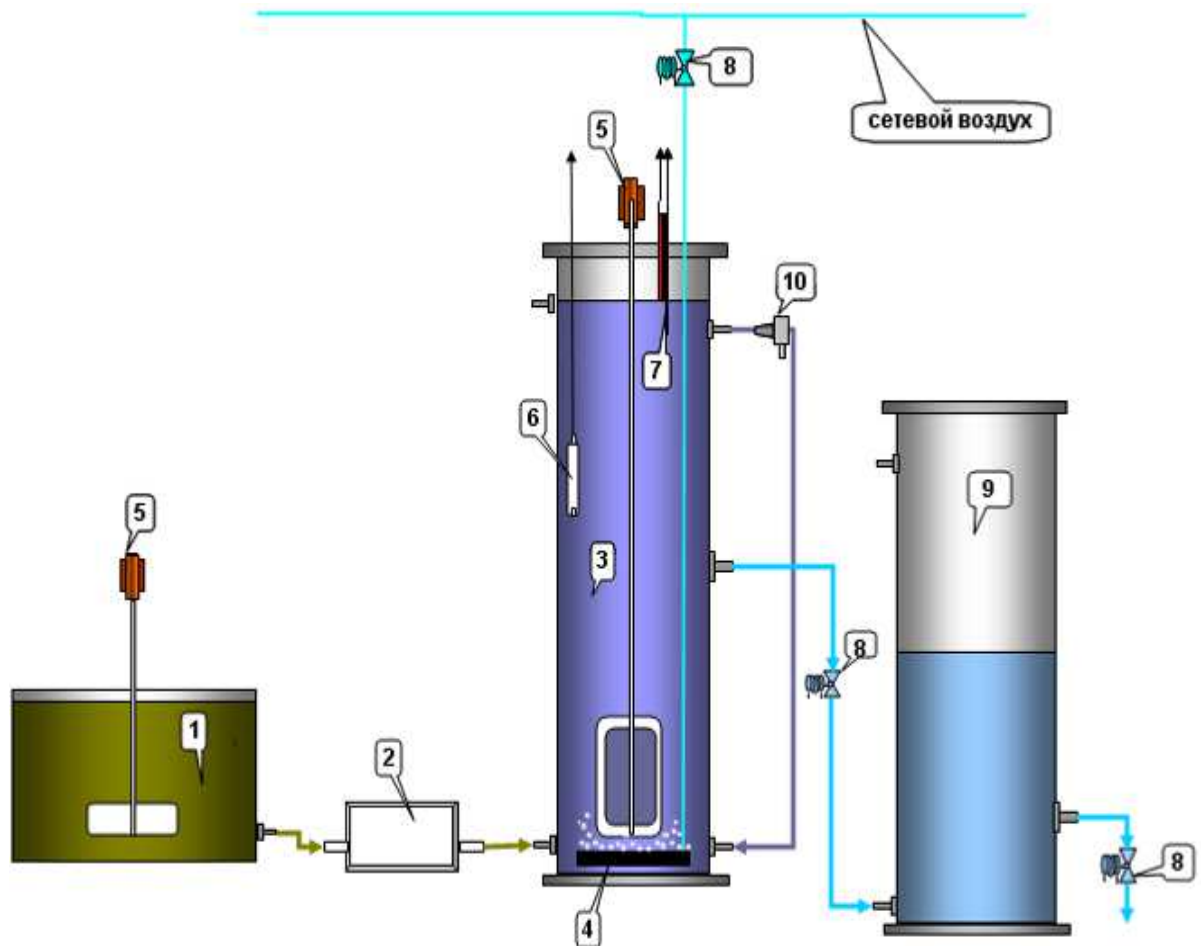


Рисунок 3.1 – Технологическая схема установки

1 – приемный резервуар; 2 – насос; 3 – реактор; 4 – аэратор; 5 – магнитная мешалка;
6 – кислородный датчик; 7 – датчик уровня; 8 – электромагнитный клапан; 9 – накопительная
емкость; 10 – циркуляционный насос

Внешний вид установленного оборудования представлен на рисунке 3.2. Спецификация основного и вспомогательного технологического оборудования полупромышленного реактора циклического действия представлена в таблице 3.1.

За сутки в реактор подавалось 240 л сточных вод, среднее время пребывания составило 8 ч, время цикла – 4 часа. Средняя температура за все время исследований составила 20-23°C, pH 7-8. Концентрация растворенного кислорода во время аэробной стадии составляла 1,5-2,5 мг/л.

Продолжительность полупромышленных экспериментов составляла 140 суток.



Рисунок 3.2 - Внешний вид установленного оборудования на полупромышленном реакторе циклического действия

Один цикл работы лабораторного реактора состоял из следующих технологических стадий:

1) подача сточной воды восходящим потоком в анаэробных условиях через нижнюю часть реактора (половина от объема реактора), при котором скорость осаждения гранулированного активного ила больше скорости восходящего потока жидкости в вертикальном направлении. На данной стадии происходило выделение фосфатов в раствор в анаэробных условиях, а также замена жидкой фазы с кислородом и нитратами на исходную воду без кислорода;

2) аноксидное перемешивание иловой смеси, денитрификация;

3) аэрация, окисление органических веществ, нитрификация, поглощение фосфатов;

4) отстаивание иловой смеси;

5) опорожнение. Слив очищенной и отстаиванной воды (половина от объема реактора);

6) стадия холостого хода. На данной стадии осуществлялась откачка избыточного активного ила из реактора для поддержания возраста активного ила не более 25 сут. или «простаивание» реактора до начала следующего технологического цикла.

Таблица 3.1 - Спецификация основного и вспомогательного технологического оборудования полупромышленного реактора

Обознач. на схеме	Наименование оборудования	Кол-во	Материал	Примечание
1	Приемный резервуар	1	Нерж. Сталь	Объем 1000л. Оснащен перемешивающим устройством
2	Насос	1	чугун	Производительность 20-500 л/ч
3	Реактор циклического действия	1	нерж. Сталь	Общий объем 100 л. Рабочий объем 80 л. Производительность 240-320 л/сут при режиме заполнения 0,5 объема реактора
4	Аэратор	1	нерж. Сталь	Диаметр трубы ½". Диаметр кольца 250мм. Перфорация: отверстия d = 3мм, шаг 50мм
5	Мешалка	1	нерж. Сталь	Магнитная мешалка закреплена с помощью троса. Снабжена электродвигателем. Количество оборотов мешалки 100-900 об/мин
6	Кислородный датчик	1	комплексный	Анализатор кислорода АКПИМ-01, с аналоговым преобразователем ТРМ138-Р
7	Датчик уровня	1	комплексный	Фирма ОВЕН Устройство контроля уровня трехканальное САУ-М6. Номинальное напряжение 220 В частотой 50 Гц
8	Электромагнитный клапан	3	комплексный	Клапан соленоидный СЕСЕ 86-ЕМ.3060 НЗ. Мощность 6Вт
9	Накопительная емкость	1	нерж. Сталь	Общий объем 100 л. Рабочий объем 80 л. Производительность 240-320 л/сут при режиме заполнения 0,5 объема реактора
10	Циркуляционный насос	1	комплексный	KING4, мощность 90 Вт, Производительность 4800 л/ч, высота подъема 4,5 м

В начале эксперимента полупромышленный реактор был заполнен осветленной сточной водой и активным илом Курьяновских очистных сооружений с дозой 3 г/л и иловым индексом 120 мл/г.

Подача сточной воды и слив очищенной воды в объеме 50% реактора была обусловлена необходимостью разбавления поступающей воды до концентрации аммонийного азота перед аэробной стадией 9,1 мг/л без учета азота, пошедшего на прирост биомассы. Таким образом, условный «рецикл возвратного активного ила» в реактор составлял 100% от поступающей сточной воды.

Накопительная емкость выполняла роль «контрольного» сооружения – в ней оценивали качество очищенной воды после слива из реактора в конце технологического цикла, а также вынос биомассы для определения возраста активного ила. Технологический процесс был полностью автоматизирован.

Оптимальное для гранулообразования и эффективной биологической очистки сточной воды время каждой стадии и общего цикла работы реактора было определено по результатам лабораторных исследований, приведенных в главе 2 настоящей диссертации, и представлено в таблице 3.2.

Таблица 3.2 - Продолжительность стадий цикла полупромышленного реактора циклического действия

Продолжительность стадий, мин				
Анаэробная	Аноксидная	Аэробная	Отстаивание	Общее время цикла, час*
60	60	90	10	4

*в таблице не представлено время слива очищенной воды и оставшееся время простоя (холостого хода) – 20 минут.

В ходе эксперимента контролировалось качество поступающей и очищенной воды по стандартным аккредитованным методикам, которые идентичны, указанным во главе 2, п. 2.1. настоящей диссертационной работы.

Режим с дефицитом кислорода моделировали путем отключения подачи воздуха в реактор на 20 суток, в последующие дни наблюдали за параметрами очистки и активного ила.

Режим с увеличенной нагрузкой по ХПК моделировали путем добавления в емкость с поступающей сточной водой раствора ацетата натрия ($43,12 \text{ г/л NaCH}_3\text{COO} \cdot 3\text{H}_2\text{O}$). Концентрация ХПК в поступающей воде была увеличена с 150-200 мг/л до 300-350 мг/л. Продолжительность данного эксперимента составила 20 суток.

Оценка гетеротрофной и нитрификационной активностей биомассы осуществлялась методом дифференциальной респирометрии на специальной лабораторной установке, позволяющей определить динамику скорости поглощения кислорода (скорости дыхания активного ила) в процессе очистки сточной воды [136].

Принципиальная схема установки дифференциальной респирометрии для оценки гетеротрофной и нитрификационной активностей представлена на рисунках 3.3 и 3.4.

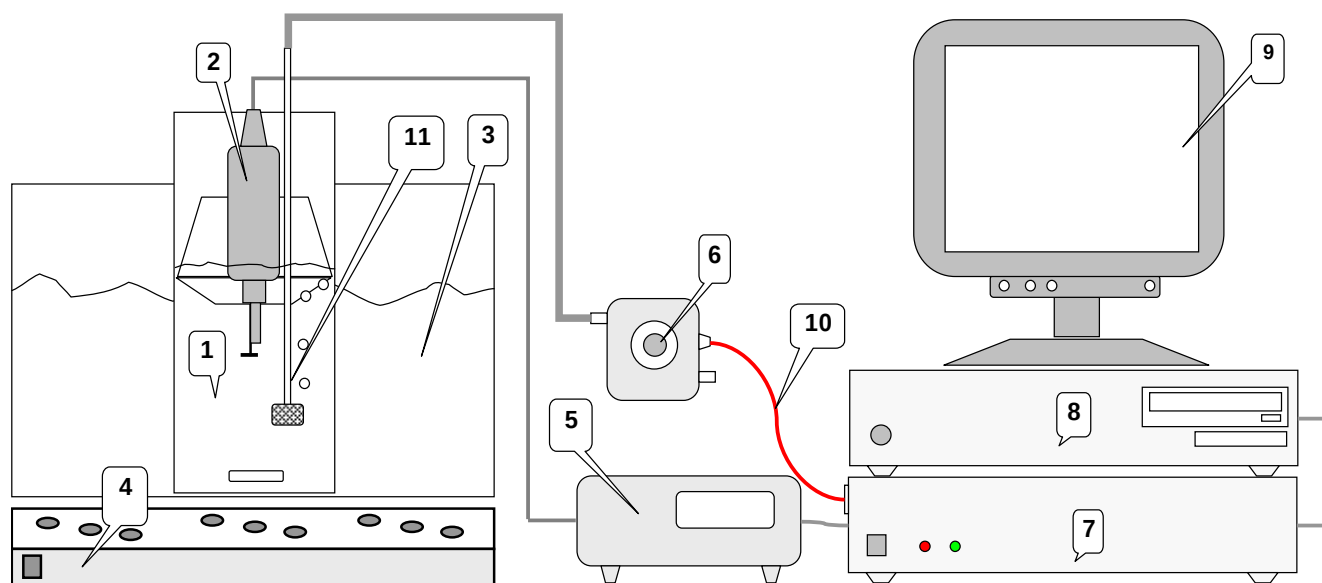


Рисунок 3.3 - Схема установки для респирометрии

- 1 – сосуд с поплавком-гидрозатвором и мешалкой; 2 – датчик кислородный Stiror; 3 – термостатируемая емкость; 4 – многопозиционная магнитная мешалка;
 5 – кислородомер с аналоговым выходом; 6 – воздушный компрессор;
 7 – контроллер с цифровым и релейным выходом; 8 – компьютер; 9 – монитор;
 10 – электропитание компрессора; 11 – аэратор

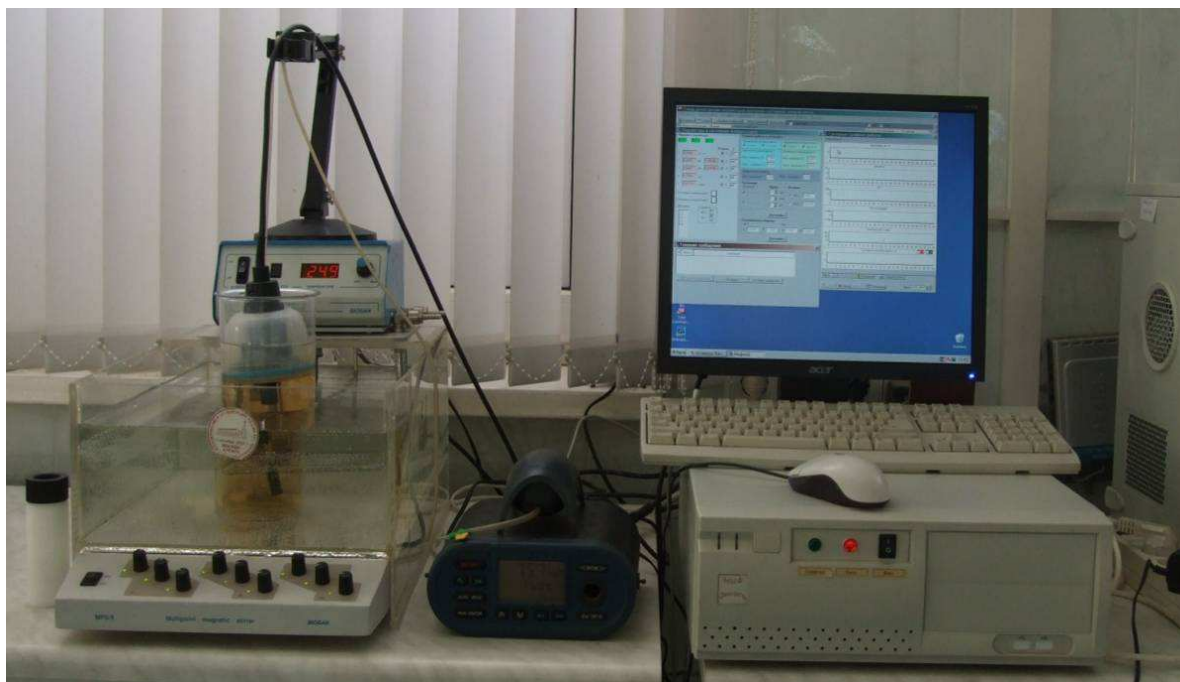


Рисунок 3.4 - Внешний вид установки для респирометрии

Показатели качества городской сточной воды, подаваемой на очистку в полупромышленный реактор циклического действия, а также очищенной сточной воды за все время проведения экспериментов представлены в таблице 3.3.

Таблица 3.3 - Показатели поступающей и очищенной воды

Показатель	Поступающая вода, мг/л	Очищенная вода, мг/л		
		Режим последовательной нитри-денитрификации (Этап №1) 100 сут.	Режим с увеличенной нагрузкой по ХПК (Этап №1) 20 сут.	Режим с кислородным дефицитом (Этап №1) 20 сут.
БПК ₅	60-90 (150-180)*	2-3,5	2,5-5	15-40
ХПК	150-200 (300-350)*	40-55	40-60	80-120
Взвешенные вещества	100-150	20-50**	20-50	25-61
N-NH ₄	18-26	0,2-0,4	0,5-1,5	12-16
N-NO ₂	-	0,02-0,04	0,1-0,3	0,2-2
N-NO ₃	-	7,2-9,1	6-9,1	6-8
P-PO ₄	1,4-2,3	0,2-0,35	0,1-0,2	1-1,5

* в скобках указано значение параметра в условиях увеличенной нагрузки по ХПК (второй этап).

**в период селекции активного ила данный показатель находился на уровне 100-200 мг/л.

3.2 Эксплуатация полупромышленного реактора циклического действия

За время эксплуатации полупромышленной опытной установки при заданном технологическом режиме с гравитационной селекцией за 100 дней иловый индекс снизился со 120 мл/г до 75 мл/г; доза активного ила увеличилась с 3-5 г/л до 7-8 г/л (рис. 3.5). Одновременно снижалась концентрация взвешенных веществ в очищенной воде до 20-50 мг/л (рис. 3.6).

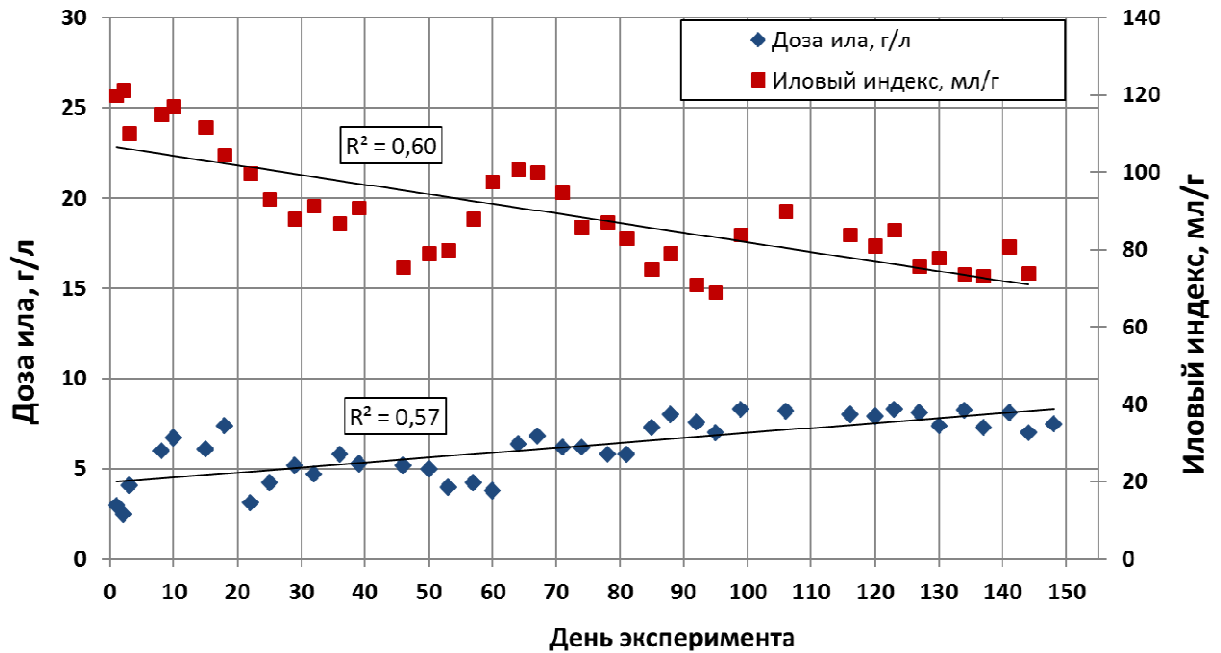


Рисунок 3.5 - Динамика дозы ила и илового индекса при работе полупромышленного реактора

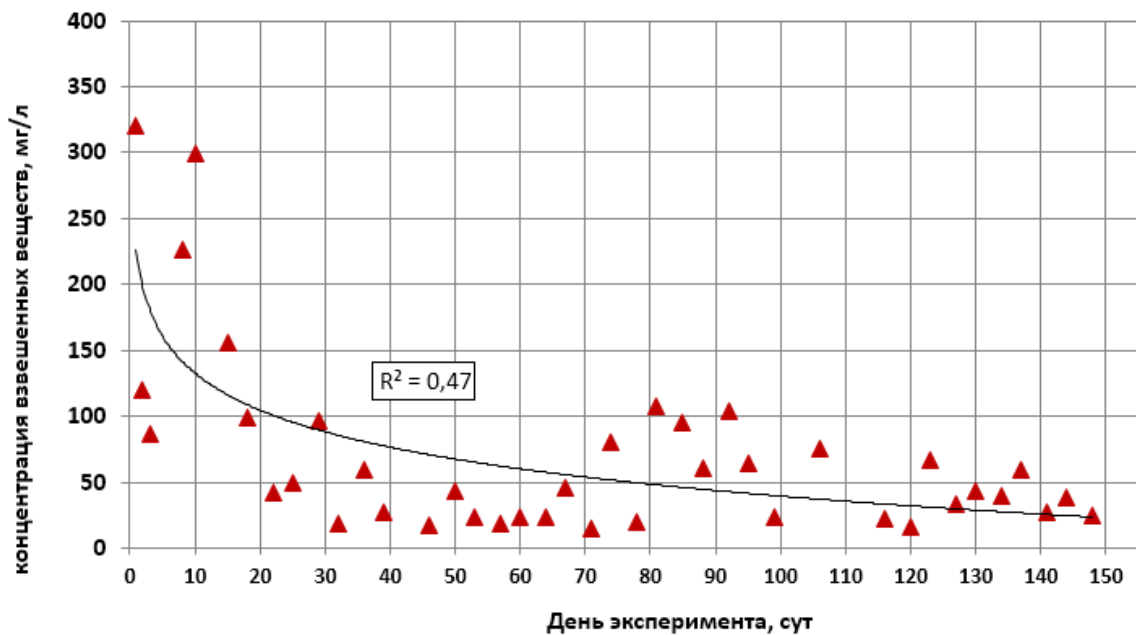


Рисунок 3.6 - Динамика концентрации взвешенных веществ в очищенной воде при работе полупромышленного реактора

В результате эксплуатации был получен быстрооседающий активный ил, характеризующийся повышенной скоростью осаждения - с начала запуска установки скорость осаждения активного ила увеличивалась с 1 до 11 м/ч (отдельных гранул до 20-25 м/ч к моменту формирования гранул). Кривые снижения границы раздела фаз (кривые Кинша) в течение всего времени проведения эксперимента в лабораторном реакторе циклического действия представлены на рис. 3.7.

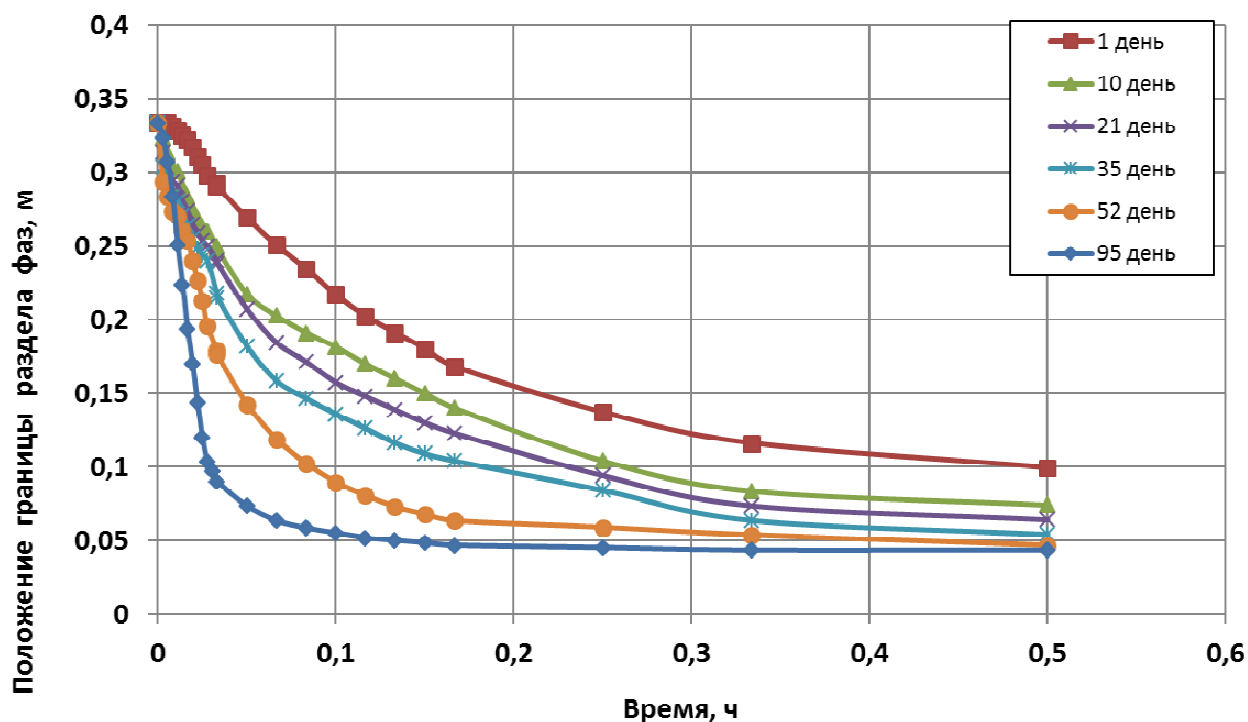


Рисунок 3.7 - Скорость седиментации активного ила за все время эксплуатации полупромышленной установки

К 100-му дню проведения эксперимента был визуально зафиксирован укрупненный быстрооседающий частично гранулированный (на 20% от сухого вещества биомассы) активный ил (рис. 3.8.).

Как и при лабораторных исследованиях, анализ полученного активного ила методом световой флуоресцентной микроскопии показал, что гранула представляет собой сферическую биопленку, окружающую биомассу отмерших микроорганизмов активного ила.

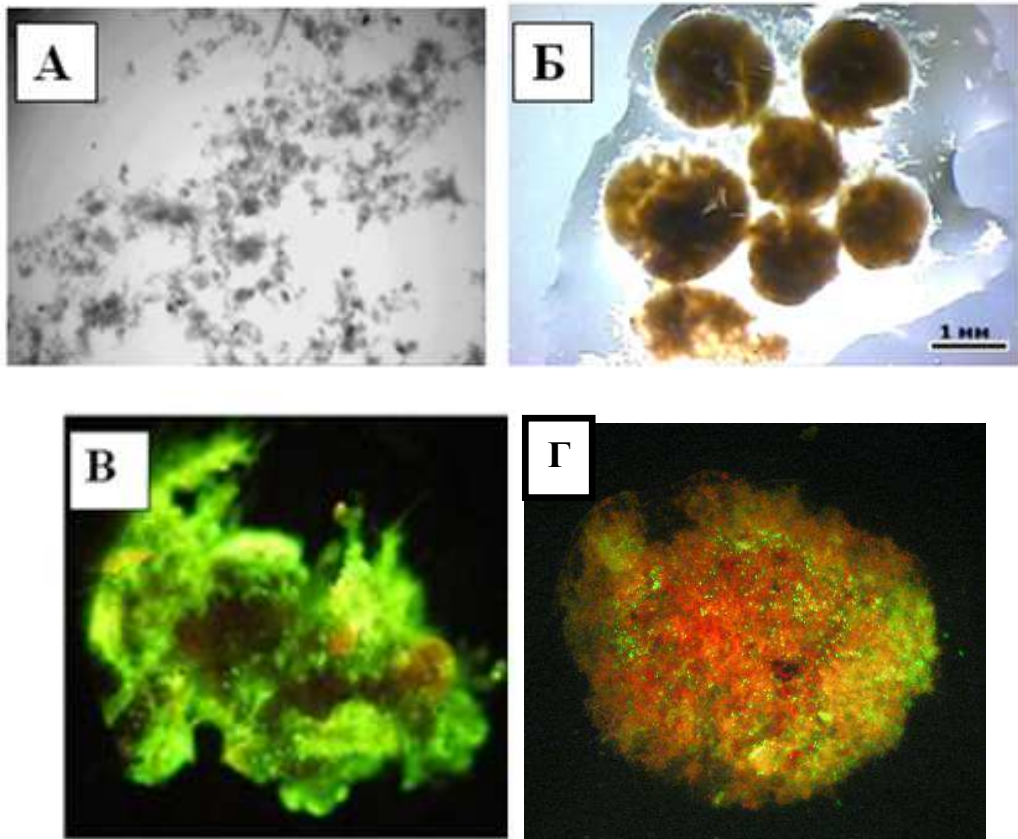


Рисунок 3.8 – Гранулированный активный ил, культивированный в полупромышленном реакторе

А – начало эксперимента (увеличение $\times 100$); Б – 100 день эксперимента (увеличение $\times 150$); В, Г - Микрофотография гранулы активного ила, окрашенной красителем LIVE/DEAD на 100 день эксперимента ($\times 300$) - зеленая область биомассы – «живые» бактерии, красная - «мертвые»

Данные морфометрии свидетельствуют об увеличении линейных размеров и изменении формы флоккул активного ила в реакторе циклического действия в течение всего времени проведения эксперимента (Рис. 3.9.).

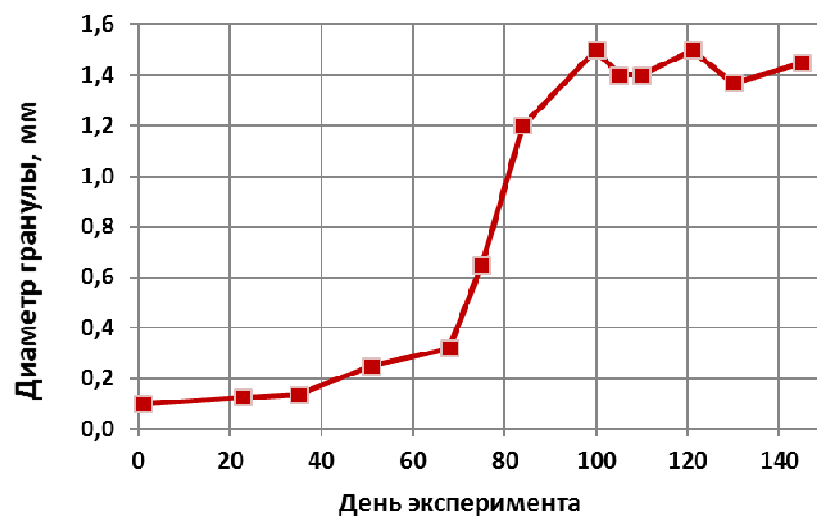


Рисунок 3.9 - Динамика нарастания размерных характеристик активного ила в течение эксперимента

После формирования гранулированной биомассы (этап №1 на рисунках 3.10-3.12) в реакторе было отмечено стабильное эффективное протекание всех целевых процессов – удаления органических и взвешенных веществ, нитри-денитрификации и биологического удаления фосфора.

Динамика эффективности удаления основных загрязнителей представлена на рис. 3.10-3.12.

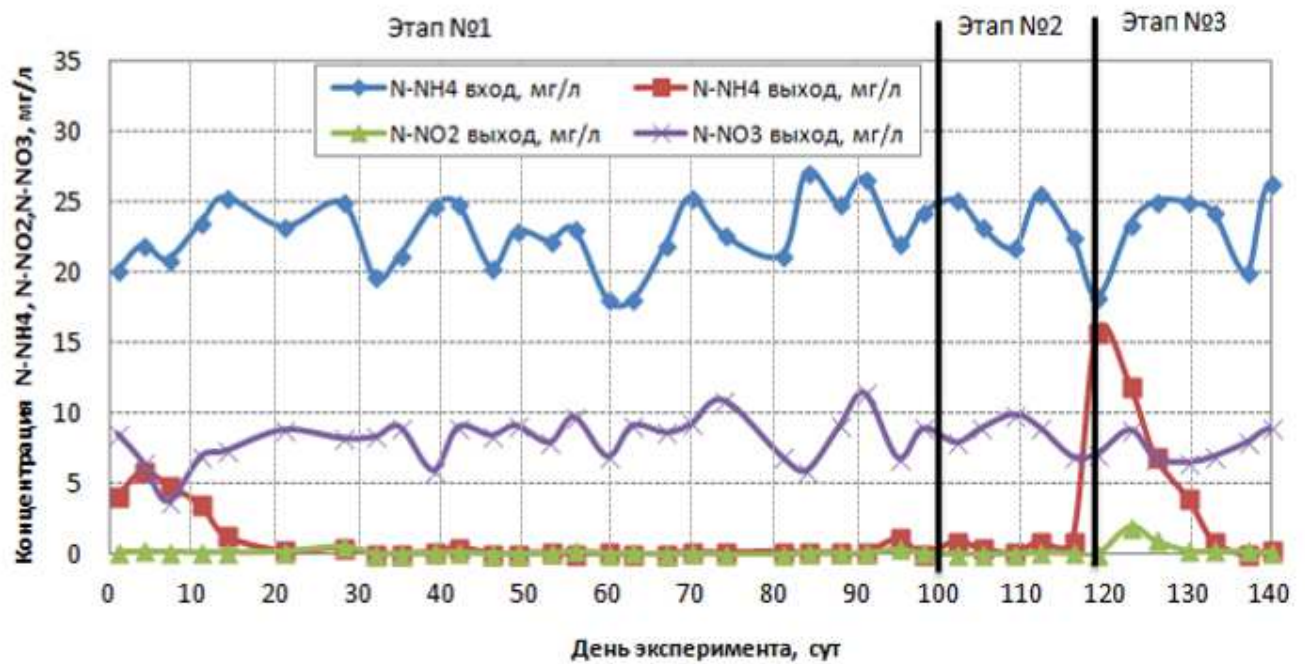


Рисунок 3.10 - Динамика качества поступающей и очищенной сточной воды по формам азота - N-NH_4 , N-NO_3 , N-NO_2

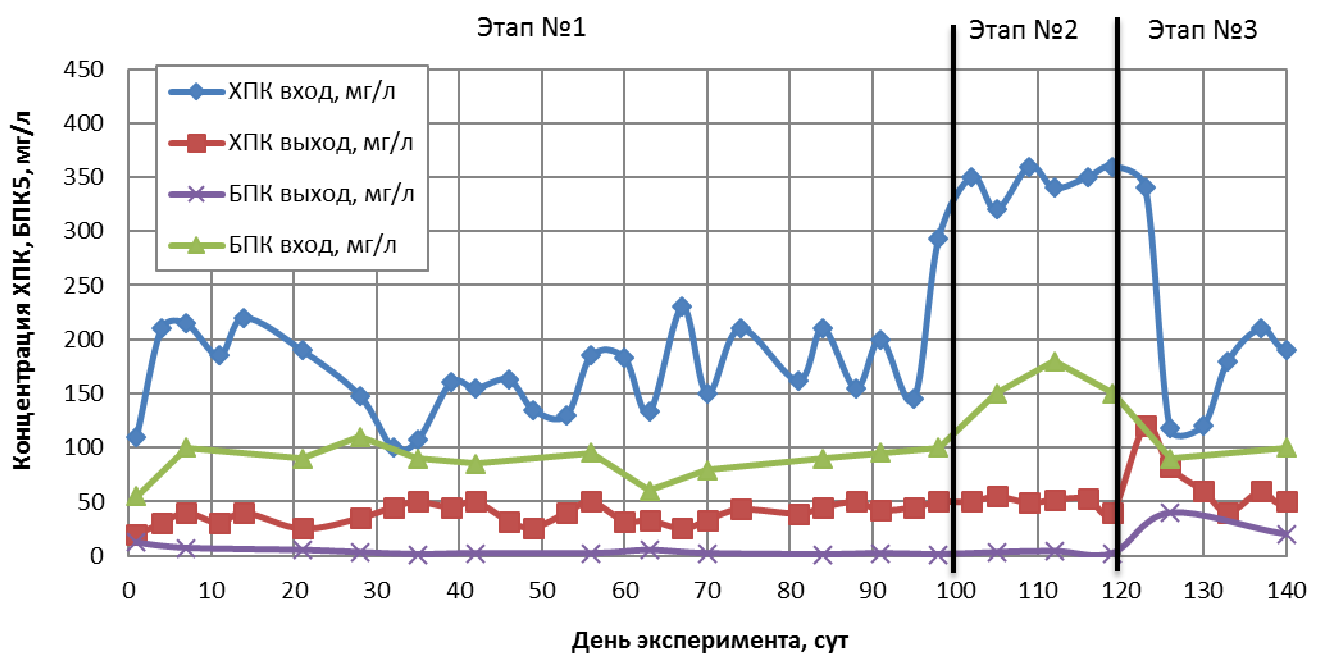


Рисунок 3.11 - Динамика качества поступающей и очищенной воды по ХПК и БПК₅

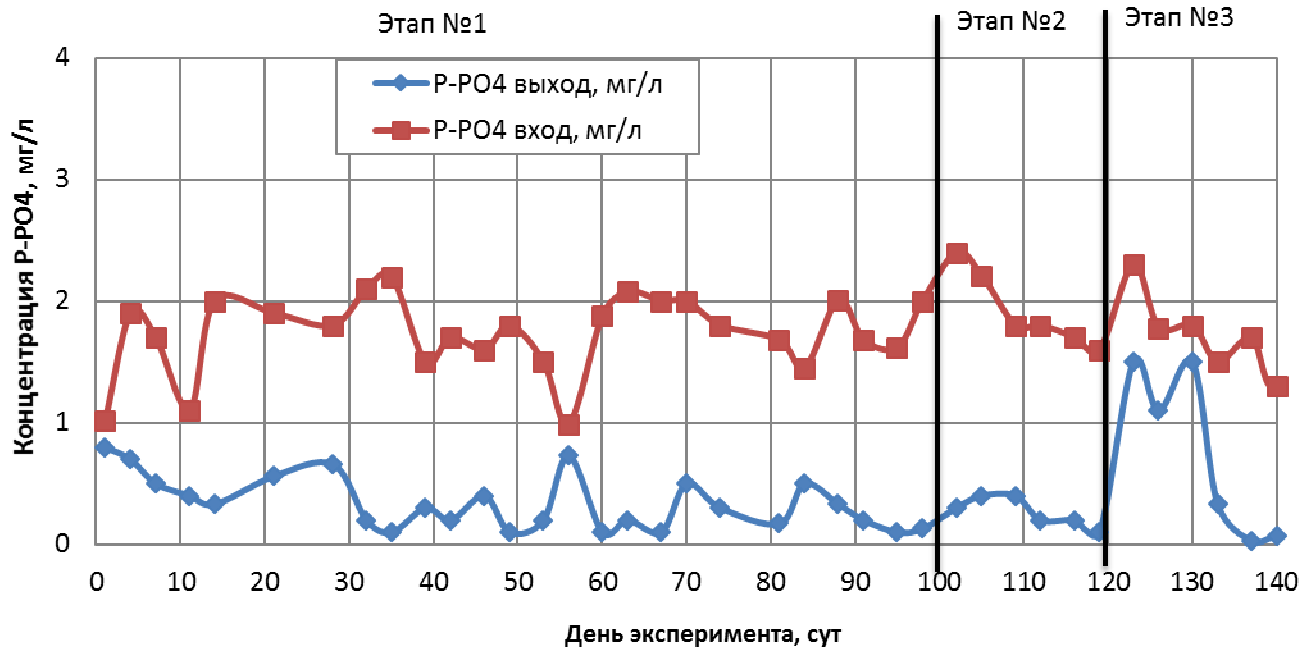


Рисунок 3.12 - Динамика качества поступающей и очищенной воды по фосфору фосфатов

Далее, с 100-го дня проведения эксперимента были проведены работы по оценке эффективности биологической очистки с использованием сформированной гранулированной биомассы в нештатных условиях ведения процесса.

1. Эксперимент с увеличенной нагрузкой по ХПК

С 100 по 120 день на лабораторной установке был проведен эксперимент по изучению эффективности работы системы в условиях поступления залповых сбросов (этап №2 на рис. 3.10-3.12). Концентрация ХПК в поступающей воде была увеличена до 300-350 мг/л. Концентрации загрязнений в очищенной воде составляли: аммонийного азота в течение 4-х суток до 1,5 мг/л, далее не превышала 0,6 мг/л, ХПК – не более 60 мг/л, БПК₅ – не более 5 мг/л. Таким образом, при резком повышении органических загрязнений в поступающей воде, частично гранулированный активный ил адаптируется через 4 суток.

Определение гетеротрофной и нитрификационной активностей биомассы, взятой из реактора в данный период показало, что гетеротрофная активность составляет 11,2 мг O₂/(г·ч), нитрификационная по NH₄ – 22,1 мг O₂/(г·ч), по NO₂ – 14,4 мгO₂/(г·ч) (табл.3.4).

Высокая нагрузка по ХПК не сказалась на удалении фосфора. В присутствии высокой концентрации ацетата удаление фосфатов протекало так же стабильно, как и до того.

2. Эксперимент с дефицитом кислорода

С 120 по 140 день на полупромышленной установке был проведен эксперимент по оценке работы активного ила в условиях дефицита кислорода (этап №3 на рис. 3.10-3.12). При недостатке растворенного кислорода произошел срыв процесса нитрификации, в результате чего в очищенной воде возросли концентрации аммонийного азота до 16 мг/л и нитритов до 2 мг/л.

Выход реактора на прежнюю высокую эффективность удаления азота произошел через 7 дней. Определение гетеротрофной и нитрификационной активностей биомассы, взятой из реактора сразу после окончания периода без подачи кислорода, показало, что гетеротрофная активность составляет 12 мгО₂/(г·ч), нитрификационная по NH₄ – 15,3 мгО₂/(г·ч), по NO₂ – 12 мгО₂/(г·ч) (табл. 3.4).

Таким образом, полученные данные о реакции дыхательной активности ила при отключении подачи воздуха показали, что культивируемая биомасса достаточно устойчива к полному дефициту кислорода – гетеротрофная и нитрификационная активность биомассы снизилась незначительно – не более чем на 30% от первоначальных значений. При этом качество очищенной воды соответствовало значениям на первоначальном этапе эксперимента, пуско-наладке реактора, т.е. было неудовлетворительно низким. Это явление носит обратимый характер, так как после возобновления подачи воздуха через 7 суток дыхательная активность и качество очистки достигли первоначальных значений.

В период отсутствия подачи воздуха произошло закономерное ухудшение удаления фосфора (концентрация фосфора фосфатов в очищенной воде достигала 1-1,5 мг/л при концентрации Р-РО₄ на входе 1,5-1,7 мг/л). Сразу же после восстановления кислородного режима эффективное удаление фосфора восстановилось.

Таблица 3.4 - Показатели гетеротрофной и нитрификационной активностей ила

	Гетеротрофное дыхание	Нитрификация	
		NH ₄	NO ₂
	мгО ₂ /(г·ч)	мгО ₂ /(г·ч)	мгО ₂ /(г·ч)
Этап №1	18,5	24,6	15,7
Этап №2	11,2	22,1	14,4
Этап №3	12,0	15,3	12,0
Ил КОС	24,4	15,1	5,8

Сравнение результатов дыхательной активности биомассы на различных этапах работы реактора с активным илом, взятым из натурального объекта (аэротенк КОС) показало, что культивируемая биомасса исследуемого реактора при эксплуатации системы в нештатных ситуациях имеет более высокую нитрификационную активность, и более низкую гетеротрофную, чем ил КОС. Важно отметить, что при испытанных нештатных ситуациях снижение качества очистки воды было вызвано не гибелью бактерий, а их угнетением в созданных неблагоприятных условиях. Об отсутствии гибели свидетельствует быстрое восстановление нитрификационной активности, а также эффективности дефосфатации. В случае гибели бактерий-нитрификаторов для восстановления эффективности нитрификации потребовалось бы не менее 20 суток.

Таким образом, культивируемый в полупромышленном реакторе циклического действия частично гранулированный активный ил осуществляет эффективную очистку сточных вод при нештатных ситуациях длительного отсутствия кислорода и избытка органических соединений, что обуславливает малые сроки восстановления гетеротрофной и нитрификационной активностей.

3.3 Выводы по главе

1. В полупромышленной установке, работающей по принципу циклического действия, был культивирован концентрированный активный ил (доза ила до 8 г/л, иловый индекс до 75 мл/г), обладающий высокими седиментационными свойствами. Скорость осаждения полученного активного ила составляет до 11 м/ч.

2. Проведенные эксперименты в полупромышленном масштабе подтвердили эффективность биологической очистки коммунальных сточных вод с помощью гранулированной биомассы. Показатели эффективности очистки воды за все время проведения экспериментов составляют следующие значения: N-NH_4 – 98%, P-PO_4 – 82%, ХПК – 82%, БПК₅ – 95%, взвешенных веществ - 95%.

3. Культивированный в полупромышленном реакторе циклического действия частично гранулированный активный ил осуществляет эффективную очистку сточных вод при нештатных ситуациях длительного отсутствия кислорода и избытка органических соединений.

ГЛАВА 4. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ

В данной главе представлены расчет кинетических параметров очистки сточной воды в реакторе циклического действия, а также предложена методика прогнозирования эффективности удаления загрязнений в зависимости от величины поверхности и диаметра гранул активного ила.

4.1 Теоретические основы исследования кинетических параметров процесса биологической очистки сточных вод

Согласно иностранным исследованиям [92, 94], структурно и морфологически гранула активного ила представляет собой биопленку сферической формы. А характерной особенностью биореактора с гранулированным активным илом является отсутствие подложки, к которой прикрепляется биопленка. Биопленка образуется за счет направленной селекции путем чередования анаэробной, аэробной и аноксидной стадий. Проникновение вещества происходит под действием их диффузии внутрь биопленки, которая на практике часто лимитирует процесс очистки.

В соответствии с работой Хенце М. [137], изменение скорости реакции потребления субстрата в биопленке, r_{vf} , кг/(м³·сут) в зависимости от его концентрации S_{vf} , г/м³, на малом расстоянии от границы раздела фаз «вода-биопленка» δx , м, выглядит следующим образом:

$$\frac{\partial^2 S_{vf}}{\partial x^2} = \frac{r_{vf}}{D}, \quad (4.1)$$

где D – коэффициент диффузии вещества в биопленке (м²/сут),

Количественно это уравнение можно интерпретировать следующим образом: вторая производная распределения концентрации описывает кривую распределения. Виды кривой распределения концентраций в различных случаях:

- Прямая – в данном случае реакции нет. Пример случая – диффузия вещества в водной фазе.

- Кривая стремится вверх – в данном случае в ходе реакции происходит образование вещества.

- Кривая стремится вниз – в данном случае в ходе реакции происходит удаление вещества.

Кривые распределения концентраций в толще биопленки для основных субстратов представлены на рисунке 4.1.

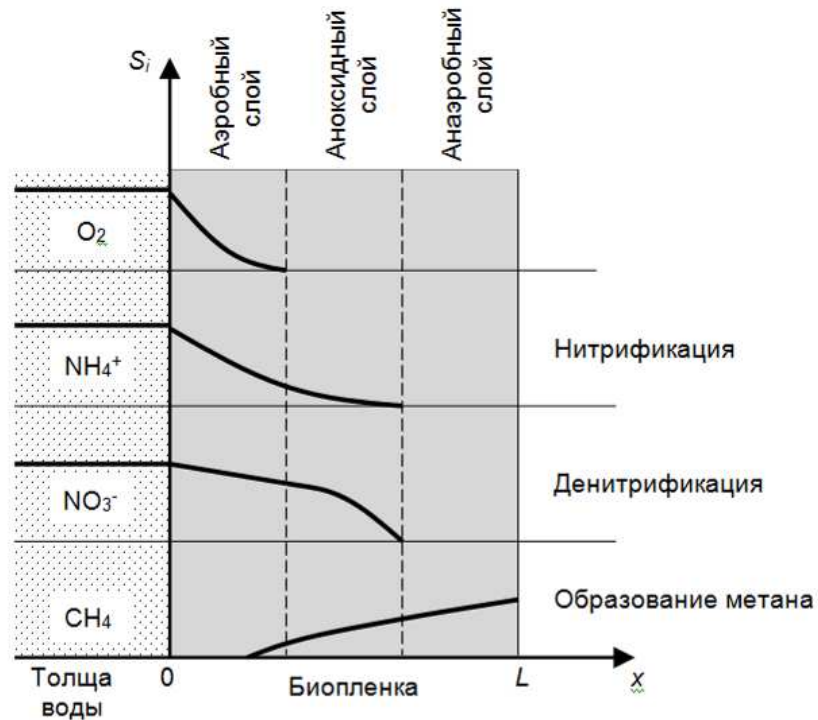


Рисунок 4.1 - Кривые распределения концентраций субстрата по толщине биопленки

Приведем выражение (4.1) к безразмерному виду, вводя характеристические параметры [137]:

$$\xi = \frac{x}{L}; \quad s_{vf} = \frac{S_{vf}}{S}, \quad (4.2)$$

где ξ - безразмерная величина глубины биопленки.

S – концентрация вещества в воде, кг/м³,

L – толщина биопленки, м.

$$\frac{\partial^2 s_{vf}}{\partial \xi^2} = \frac{r_{vf} L^2}{DS}, \quad (4.3)$$

Рассмотрим два решения этого дифференциального уравнения второго порядка, соответствующие нулевому и первому порядку реакции [137]:

Реакция первого порядка:

$$r_{vf} = k_{1vf} S_{vf}, \quad (4.4)$$

где k_{1vf} – константа скорости реакции первого порядка (сут^{-1}).

$$\frac{\partial^2 s_{vf}}{\partial \xi^2} = \frac{k_{1vf} L^2}{D} s_{vf} = \alpha^2 s_{vf}, \quad \alpha = \sqrt{\frac{k_{1vf} L^2}{D}}$$

$$\frac{\partial^2 s_{vf}}{\partial \xi^2} + 0 \frac{\partial s_{vf}}{\partial \xi} - \alpha^2 s_{vf} = 0, \quad (4.5)$$

где α – безразмерная константа для биопленки.

Характеристическое уравнение для этого гомогенного дифференциального уравнения второго порядка с постоянными коэффициентами:

$$K^2 - \alpha^2 = 0,$$

$$K = \pm \alpha \quad (4.6)$$

Полное решение для реальных значений α :

$$s_{vf} = Ae^{a\xi} + Be^{-a\xi}$$

Константы A и B определяются из граничных условий:

$$\xi = 0 \quad s_{vf} = 1,$$

$$\xi = 1 \quad \frac{\partial s_{vf}}{\partial \xi} = 0$$

В результате получаем полное решение уравнения:

$$s_{vf} = ch\alpha\xi - th\alpha \cdot sh\alpha\xi, \quad (4.7)$$

где $ch\alpha$ – гиперболический косинус,

$th\alpha$ – гиперболический тангенс,

$sh\alpha$ – гиперболический синус.

Используя дополнительные формулы, получаем:

$$s_{vf} = \frac{ch(\alpha(1-\xi))}{ch\alpha} \quad \alpha = \sqrt{\frac{k_{1vf} L^2}{D}} \quad (4.8)$$

Распределение концентраций для различных значений безразмерного выражения для геометрии биопленки и диффузии в ней показаны на рис. 4.2.

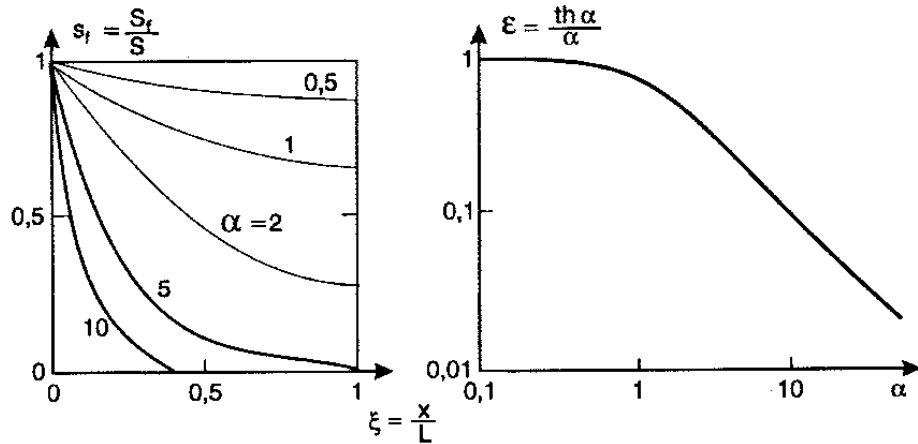


Рисунок 4.2 – Распределение концентрации и фактор эффективности ϵ для реакции первого порядка. Эффективность снижается из-за диффузионных ограничений

Дифференцируя уравнение (4.8) и подставляя соответствующие значения, получаем:

$$r_A = k_{1vf} L \frac{\text{th}(\alpha)}{\alpha} S_i = k_{1vf} L S \epsilon \quad (4.9)$$

где r_A – скорость реакции в расчете на единицу площади поверхности, г/(м²·ч),

ϵ – фактор эффективности, характеризующий толщину проникновения субстрата с коэффициентом диффузии D в биопленку;

Реакция нулевого порядка.

Для реакции нулевого порядка выражения принимают вид [137]:

$$r_{vf} = k_{0vf} \quad (4.10)$$

$$\frac{\partial^2 s_{vf}}{\partial \xi^2} = \frac{k_{0vf} L^2}{DS} \quad (4.11)$$

Полный интеграл выглядит следующим образом:

$$s_{vf} = \frac{k_{0vf} L^2}{2DS} \xi^2 + K_1 \xi + K_2 \quad (4.12)$$

Для граничных условий на поверхности получаем:

$$\xi = 0 \quad s_{vf} = 1 \rightarrow K_2 = 1$$

Если для рассматриваемого вещества пленка полностью проницаемая, то можно записать следующие граничные условия:

$$r=1 \quad \frac{d\xi_i}{dr}=1 \rightarrow C_1 = -\frac{k_{0i}L^2}{D_iS_i},$$

$$s_{vf} = \frac{k_{0vf}L^2}{2DS} \xi^2 - \frac{k_{0vf}L^2}{DS} \xi + 1, \quad (4.13)$$

Введем безразмерный параметр β , выражающий относительную глубину, на которую субстрат может проникнуть в пленку. Этот параметр называется степенью проникновения.

$$\beta = \sqrt{\frac{2DS}{k_{0vf}L^2}} \quad (4.14)$$

С учетом этого, получим:

$$s_{vf} = \frac{\xi^2}{\beta^2} - 2\frac{\xi}{\beta^2} + 1 \quad (4.15)$$

Для общего транспорта через поверхность биопленки:

$$r_A = k_{0vf}L \quad (4.16)$$

Что соответствует полностью эффективной биопленке, т.е. удаление вещества в реакции нулевого порядка происходит по всей глубине биопленки.

Скорость реакции вещества в уравнении нулевого порядка для частично проницаемой биопленки выглядит следующим образом:

$$r_A = k_{1/2A}S_i^{1/2} = \sqrt{2k_{0vf}DS^{1/2}}, \quad (4.17)$$

где $k_{1/2A} = \sqrt{2k_{0vf}D}$ – константа скорости реакции порядка $1/2$ для i -го вещества, $г^{1/2}/(м^{1/2} \cdot ч)$.

Проследить взаимные переходы между порядками реакции можно подстановкой следующего выражения, связывающего константы реакций первого и нулевого порядков и с использованием элемента K (концентрации, при которой скорости реакций нулевого и первого порядков равны). В случае применимости кинетики Моно данная концентрация равна константе полунасыщения.

$$k_{0vf} = k_{1vf}K, \quad (4.18)$$

Одним из самых важных результатов кинетических исследований в биопленках является определение лимитирующего субстрата: окислителя и восстановителя, например, кислорода и органического вещества. Скорость

процесса определяется тем субстратом, который проникает в биопленку на меньшую глубину:

$$\beta_{ox} < \beta_{red} \text{ — лимитирует окислитель,}$$

$$\beta_{ox} > \beta_{red} \text{ — лимитирует восстановитель}$$

Основываясь на сказанном, можно записать следующий критерий:

$$\frac{S_{Ox}}{S_{red}} \stackrel{>}{=} \frac{D_{red}}{D_{ox}} \cdot \frac{k_{0,ox}}{k_{0,red}} = \frac{D_{red}}{D_{ox}} \cdot \frac{1}{\nu_{ox,red}} \quad (4.19)$$

где $\nu_{ox,red}$ — стехиометрический коэффициент.

Использование знака неравенства $>$ означает, что потенциальным лимитирующим субстратом является восстановитель, напротив, использование знака $<$ означает, что в системе ограничено количество окислителя, так как для него определена меньшая глубина проникновения. Анализ происходящего в системе процесса в конкретных условиях может быть проведен в две стадии, как это показано на рис. 4.3.

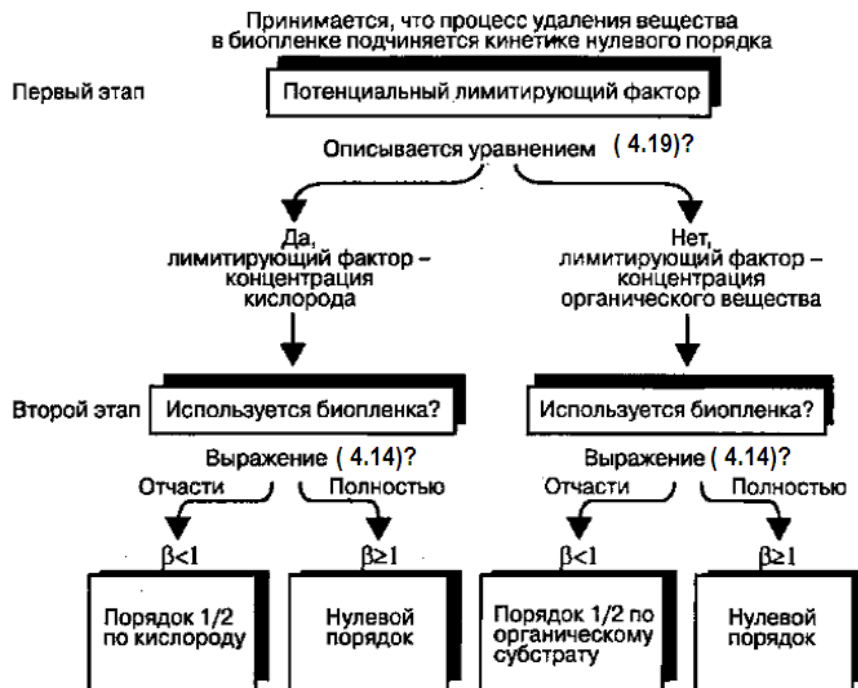


Рисунок 4.3 - Методика изучения кинетики процессов в биопленке

Таким образом, по [137] алгоритм изучения кинетики процессов выглядит следующим образом:

1. Определяем, какой субстрат (кислород или органическое вещество) является лимитирующим и, следовательно, контролирует кинетику процесса.
2. Определяем, какая часть биопленки активна (распределено ли лимитирующее вещество по всей глубине биопленки, или процесс удаления идет лишь на ее внешней поверхности). Это необходимо для установления порядка реакции.

4.2 Определение кинетических параметров гранулированной биомассы

В условиях сформированной частично гранулированной биомассы, с использованием зависимости Михаэлиса-Ментен и при создании условий избытка одного из субстратов, были рассчитаны кинетические параметры процесса биологической очистки воды – максимальные скорости нитрификации и денитрификации [138, 139].

Уравнение скорости нитрификации при определении кинетических констант выглядит следующим образом:

$$\rho_N = \rho_{\max N} \cdot \exp[\chi(T - 20)] \cdot \frac{S_{O_2}}{S_{O_2} + K_{S,O_2}} \cdot \frac{S_{N-NH_4}}{S_{N-NH_4} + K_{S,NH_4}}, \quad (4.20)$$

где ρ_N – скорость нитрификации, мгN-NH₄/(гАИ·ч),

$\rho_{\max N}$ – максимальная скорость нитрификации, мгN-NH₄/(гАИ·ч),

T – минимальная температура поступающих на очистку сточных вод, °C;

χ – температурная константа, °C⁻¹;

S_{O_2} – концентрация растворенного кислорода в биореакторе, мг/л;

K_{S,O_2} – константа полунасыщения по кислороду, мг/л;

S_{N-NH_4} – концентрация аммонийного азота, мг/л;

$K_{S,N-NH_4}$ – константа полунасыщения по аммонийному азоту, мг/л;

Уравнение скорости денитрификации при определении кинетических констант выглядит следующим образом:

$$\rho_D = \rho_{\max D} \cdot \exp[\chi(T - 20)] \cdot \frac{S_{N-NO_3}}{S_{N-NO_3} + K_{S,NO_3}}, \quad (4.21)$$

где ρ_D - скорость денитрификации, мгN-NO₃/(гАИ·ч),

$\rho_{\max D}$ – максимальная скорость денитрификации, мгN-NO₃/(гАИ·ч);

S_{N-NO_3} - концентрация нитратного азота, мг/л;

K_{S,NO_3} - константа полунасыщения по нитратному азоту, мг/л.

Константа полунасыщения *по кислороду* была рассчитана методом двойных обратных величин. Методика определения выглядела следующим образом: в 1 л иловой смеси, отобранной из реактора, был добавлен хлористый аммония в таком количестве, чтобы концентрация N-NH₄ была больше 6 мг/л. При данной концентрации аммонийного азота скорость описывается уравнением нулевого порядка. Затем устанавливали концентрацию растворенного кислорода менее 0,7 мг/л и определяли концентрации азота аммонийных солей в течение 10 минут. Экспериментальные данные и графическая зависимость приведены в таблице 4.1 и рис. 4.4.

Таблица 4.1 - Экспериментальные данные для определения константы полунасыщения по кислороду

№ пробы	Начальная концентрация N-NH ₄ , мг/л	Конечная концентрация N-NH ₄ , мг/л	S _{O2} - концентрация растворенного кислорода, мг/л	1/S _{O2} , л/мг	Доза иловой смеси, г/л	Скорость нитрификации, мг/(гАИ·ч)	1/ρ _N , гАИ·ч/мг
1	11,3	10,1	0,5	2,0	4,7	1,5	0,7
2	10,2	9,0	0,4	2,5	5,0	1,4	0,7
3	12,1	10,8	0,6	1,7	4,9	1,6	0,6
4	9,2	8,1	0,4	2,5	5,0	1,3	0,8
5	9,9	9,1	0,3	3,3	4,6	1,0	1,0
6	8,7	7,9	0,2	5,0	5,1	0,9	1,1
7	10,5	9,5	0,3	3,3	4,4	1,3	0,7
8	11,2	10,1	0,4	2,5	4,3	1,5	0,7
9	10,1	8,8	0,5	2,0	5,2	1,5	0,7
10	9,7	8,8	0,2	5,0	5,0	1,1	0,9
11	8,6	8,0	0,2	5,0	4,3	0,8	1,2
12	10,3	9,3	0,3	3,3	4,8	1,2	0,8

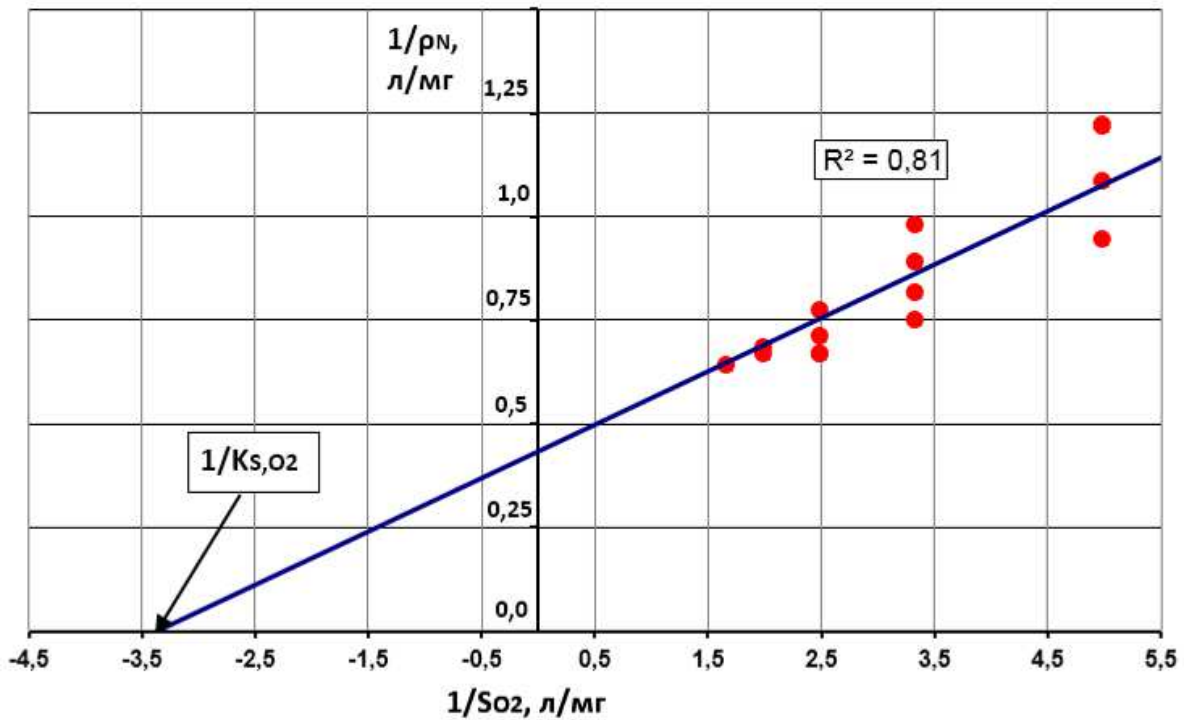


Рисунок 4.4 - Определение константы полунасыщения по кислороду процесса нитрификации K_{S,O_2} в системе обратных координат методом двойных обратных величин в координатах Лайнуивера-Берка

Результаты лабораторных экспериментов по определению кинетики процесса нитрификации показали, что константа полунасыщения по кислороду процесса нитрификации $K_{S,O_2} = 1/3,4 = 0,3$ мг O_2 /л.

Классические уравнения Михаэлиса-Ментен (4.20) и (4.21) справедливы при постоянной концентрации вещества, т.е. концентрация свободного вещества равна его начальной концентрации. В рассматриваемой технологии концентрация аммонийного и нитратного азота изменяется в процессе одного цикла очистки замкнутого объема воды. Таким образом, скорость реакции нитрификации описывается следующим образом формулой [138].

$$\rho_{N,D} = \rho_{\max N,D} \frac{S_{NH4,NO3}^t}{S_{NH4,NO3}^t + K_{S,NH4,NO3}}, \quad (4.22)$$

где $S_{NH4,NO3}^t$ – концентрация аммонийного и нитратного азота в момент времени t , мг/л, $K_{S,NH4,NO3}$ – соответствующая константа полунасыщения, мг/л.

или:

$$\frac{dy}{dt} = \rho_{\max N,D} \frac{(S^0_{NH4,NO3} - y)}{S^0_{NH4,NO3} - y + K_{S,NH4,NO3}}, \quad (4.23)$$

где $S^0_{NH4,NO3}$ – начальная концентрация аммонийного и нитратного азота, мг/л;

y – количество превращенного аммонийного и нитратного азота, мг/л.

Проинтегрировав уравнение Михаэлиса-Ментен с учетом изменения концентраций аммонийного и нитратного азота как функции времени, получим полное решение уравнения. Разделив обратные величины в уравнении и переменные, а также проинтегрировав по y в пределах от 0 до y , получим:

$$\rho_{\max N,D} \cdot t = \int_0^y \frac{S^0_{NH4,NO3} - y + K_{S,NH4,NO3}}{(S^0_{NH4,NO3} - y)} dy = y + K_{S,NH4,NO3} \ln \left(\frac{S^0_{NH4,NO3}}{S^0_{NH4,NO3} - y} \right) \quad (4.24)$$

$$\frac{2,303}{t} \lg \left(\frac{S^0_{NH4,NO3}}{S^0_{NH4,NO3} - y} \right) = \frac{\rho_{\max N,D}}{K_{S,NH4,NO3}} - \frac{1}{K_{S,NH4,NO3}} \cdot \frac{y}{t} \quad (4.25)$$

Построив график зависимостей левой части уравнения от y/t (так называемые *координаты Фостера-Ниманна*), получим прямую линию наклоном $(-1/K_{S,NH4,NO3})$, отсекающую на оси ординат отрезок $(\rho_{\max N,D}/K_{S,NH4,NO3})$, а на оси абсцисс – отрезок $\rho_{\max N,D}$.

Методика определения констант полунасыщения по *аммонийному и нитратному азоту* выглядела следующим образом: из реактора отбирали 100 мл биомассы, добавляли раствор, содержащий различные концентрации аммонийного и нитратного азота до концентраций аммонийного азота в воде иловой смеси 30 мг/л в случае определения константы полунасыщения по нитратному азоту и до концентраций нитратного азота в воде иловой смеси 30 мг/л в случае определения константы полунасыщения по аммонийному азоту. Перемешивание производилось с помощью лабораторной качалки. Через определенные промежутки времени определялись концентрации аммонийного и нитратного азота в иловой смеси.

Результаты лабораторных исследований представлены в таблицах 4.2 и 4.3. На рисунках 4.5-4.6 представлены интегральные уравнения Михаэлиса-Ментен в координатах Фостера-Ниманна для определения констант полунасыщения по аммонийному и нитратному азоту.

Таблица 4.2 - Определение константы полунасыщения по аммонийному азоту

Время, ч	S_{NH_4} Концентрация N-NH ₄ , мг/л	y/t, мг/(л·ч)	$2,303/t \cdot \lg (S^0_{NH_4}/(S^t_{NH_4}))$, ч ⁻¹
0	15	-	-
1	12,3	2,70	0,20
2	9,8	2,60	0,21
4	5,1	2,48	0,27
5	3,1	2,38	0,32
6	1,2	2,30	0,42
6,25	0,7	2,29	0,49
6,5	0,5	2,23	0,52
6,75	0,3	2,18	0,58
0	7	-	-
1	4,8	2,20	0,38
2	2,8	2,10	0,46
3	0,8	2,07	0,72
3,25	0,5	2,00	0,81
3,75	0,3	1,79	0,84
4,25	0,1	1,62	1,00
0	12	-	-
2	7,05	2,48	0,27
3	5,1	2,30	0,29
5	1,7	2,06	0,39
5,5	0,9	2,02	0,47
6,5	0,3	1,80	0,57
6,75	0,1	1,76	0,71

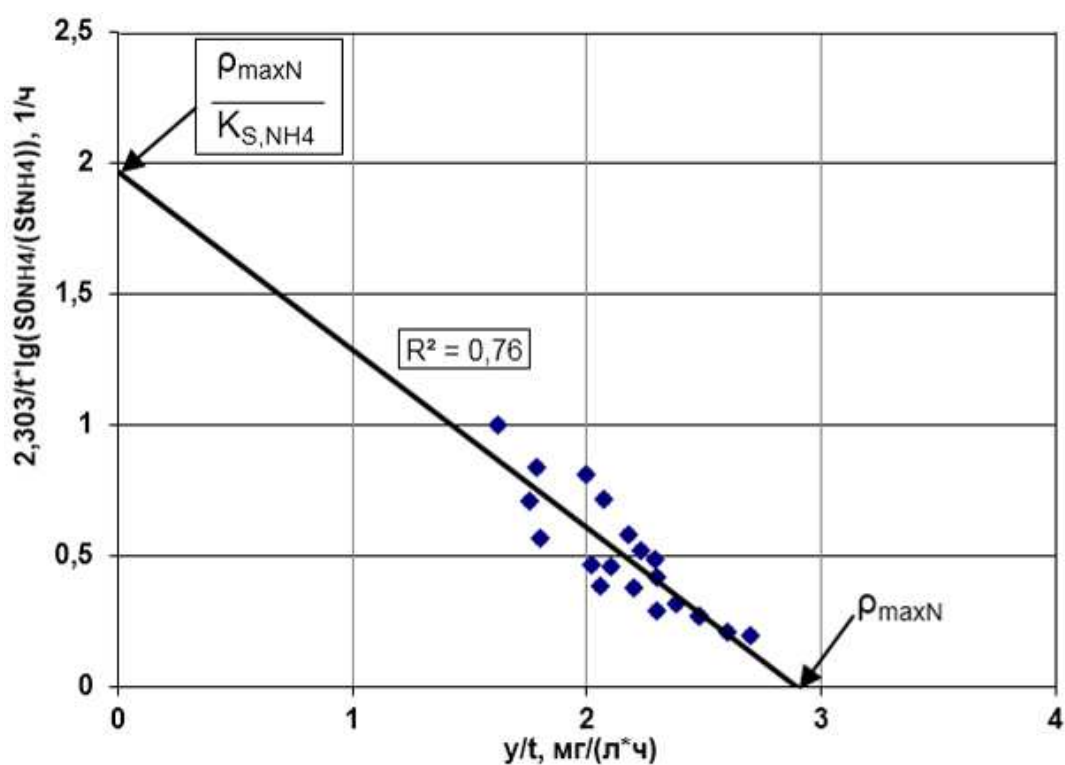


Рисунок 4.5 - Интегральное уравнение Михаэлиса-Ментен в координатах Фостера-Ниманна для определения константы полунасыщения по аммонийному азоту

Таблица 4.3 - Определения константы полунасыщения по нитратному азоту

Время, ч	S_{NO_3} Концентрация N-NO ₃ , мг/л	y/t, мг/(л·ч)	$2,303/t \cdot \lg (S^0_{NO_3}/(S^t_{NO_3}))$, ч ⁻¹
0	8		
1	6,8	1,20	0,16
2	5,8	1,10	0,16
4	4,1	0,98	0,17
5	3,1	0,98	0,19
7	1,5	0,93	0,24
8	1	0,88	0,26
0	5	-	-
1	4,2	0,80	0,17
2	3,15	0,93	0,23
3	2,4	0,87	0,24
5	1,5	0,70	0,24
7	0,8	0,60	0,26
8	0,5	0,56	0,29
0	7	-	-
2	5,2	0,90	0,15
3	4,35	0,88	0,16
5	2,8	0,84	0,18
6	2,15	0,81	0,20
7	1,45	0,79	0,22

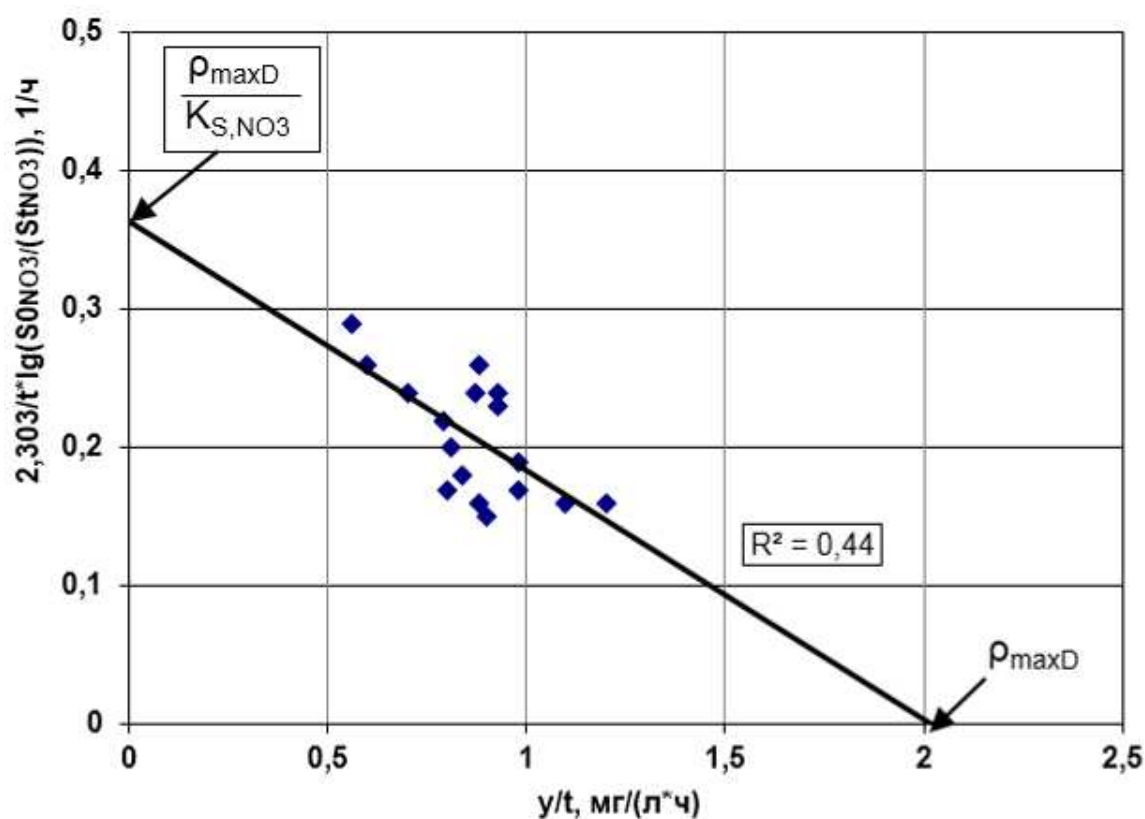


Рисунок 4.6 - Интегральное уравнение Михаэлиса-Ментен в координатах Фостера-Ниманна для определения константы полунасыщения по нитратному азоту

Как видно из рисунков 4.5 и 4.6, максимальная скорость нитрификации в условиях гранулированной биомассы составила 2,9 мгN-NH₄/(гАИ·ч); максимальная скорость денитрификации составила 2,0 мгN-NO₃/(гАИ·ч); константы полунасыщения по кислороду, аммонийному и нитратному азоту составили соответственно следующие значения: $K_{S,O_2} = 0,3$ мгO₂/л, $K_{S,NH_4} = 0,7$ мгN-NH₄⁺/л, $K_{S,NO_3} = 0,2$ мгN-NO₃⁻/л.

Метод определения кинетических характеристик по зависимостям Михаэлиса-Ментена позволяет оценить работу системы как «черного ящика». Она не позволяет прогнозировать, как размер гранул активного ила будет влиять на эффективность очистки и скорость осаждения биомассы. Для оценки и прогноза эффективности процесса очистки в зависимости от диаметра гранул активного ила и была разработана методика расчета, основанная на допущении (согласно иностранным исследованиям), что структурно и морфологически гранула активного ила представляет собой биопленку сферической формы. В связи с этим, в методике расчета, приведенной в разделе 4.1, толщина биопленки (L) заменяется на радиус гранулы (R).

Для установления взаимосвязи между размерами гранул и эффективностью очистки определялся лимитирующий фактор процесса (кислород или ХПК) с помощью критерия для скоростей потребления субстрата в соответствии с формулой (4.19):

$$\frac{S_{O_2}}{S_{ХПК}} \underset{<}{\overset{>}{=}} \frac{D_{ХПК}}{D_{O_2}} \cdot \frac{1}{\nu_{O_2,ХПК}} = \frac{0,4 \cdot 10^{-4}}{1,7 \cdot 10^{-4}} \cdot \frac{1}{1,7} = 0,14 \text{ г O}_2/\text{г ХПК},$$

где S_{O_2} и $S_{ХПК}$ – концентрации кислорода и ХПК в реакторе, мг/л,

D_{O_2} – коэффициент диффузии кислорода в биопленке, м²/сут,

$D_{ХПК}$ – коэффициент диффузии ХПК в биопленке, м²/сут,

$\nu_{O_2,ХПК}$ – стехиометрический коэффициент, гХПК/гO₂.

Кинетические константы можно принять из [137]:

$$D_{O_2} = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут},$$

$$D_{ХПК} = 0,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сут},$$

$$\nu_{O_2,ХПК} = 1,7 \text{ г ХПК/г O}_2.$$

Если концентрация кислорода меньше $0,14 \cdot S_{\text{ХПК}}$, то он является потенциальным лимитирующим субстратом. Концентрация органического субстрата ХПК на входе в реактор находится в диапазоне от 150 до 290 г/м³ и концентрация кислорода будет заведомо ниже требуемого $0,14 \text{ гO}_2/\text{гХПК} \cdot 290 \text{ гХПК/м}^3 = 40,6 \text{ г O}_2/\text{м}^3$, поскольку это значение превышает возможную растворимость кислорода в воде, равную 10 гO₂/м³ при 15°C.

ХПК органического субстрата будет лимитирующим фактором, если оно составляет менее $S_{\text{O}_2}/0,14 = 1/0,14 = 7,1 \text{ гХПК/м}^3$. В связи с тем, что концентрация ХПК органического субстрата в реакторе не снижается менее 20 гХПК/м³, то можно заключить, что кислород будет лимитирующим субстратом и контролировать процесс удаления загрязнения. Следующим этапом было определение, какая часть биопленки активна (распределено ли лимитирующее вещество по всей глубине биопленки, или процесс удаления идет лишь на её внешней поверхности). Для этого была дана оценка глубины проникновения субстрата в биопленку, что необходимо для установления порядка реакции из формулы (4.14):

$$\beta R = \sqrt{\frac{2D_{\text{O}_2}S_{\text{O}_2}}{k_{\text{ovf}}}}, \quad (4.26)$$

где: βR – глубина проникновения на радиус гранул R , м;

D_{O_2} – коэффициент диффузии лимитирующего фактора, м²/сут;

S – концентрация лимитирующего фактора на поверхности гранулы, г/м³;

k_{ovf} – константы скорости удаления лимитирующего фактора в грануле, гХПК/(м³·сут). Для кислорода значения k_{ovf} лежат в диапазоне 25-200 кгХПК/(м³·сут).

Оценка глубины проникновения кислорода в гранулу по формуле (4.26) показала, что в зависимости от начальной концентрации и скорости потребления кислорода в грануле, глубина проникновения лимитирующего фактора составляет от 51 до 184 мкм. Эти значения глубин проникновения кислорода в слой гранулы указывают на малую величину проникновения субстрата по сравнению с радиусом гранул (250-750 мкм). Следовательно, гранула в реакторе проницаема

лишь частично. Это означает, что порядок реакции равен $1/2$ и скорости удаления аммонийного и нитратного азота с поверхности гранул, а также удельная скорость определяются следующим образом:

$$r_A = k_{1/2A} S_{\text{вых.}}^{1/2},$$

$$\rho_{\text{N,D}}^{\text{сут}} = \frac{r_A \cdot \omega}{X_{\text{ил.см.}}}, \quad (4.27)$$

где r_A – скорость удаления субстрата с поверхности гранул, кг/(м²·сут);

$k_{1/2A}$ – константа скорости реакции с порядком $1/2$ на единицу площади гранул (внешней поверхности гранул), кг^{1/2}/(м^{1/2}·сут);

$S_{\text{вых.}}$ – конечная концентрация субстрата, кг/м³;

$\rho_{\text{N,D}}^{\text{сут}}$ – удельная скорость удаления субстрата (аммонийного и нитритного азота) в сутки, кг/гАИ·сут;

$X_{\text{ил.см.}}$ – доза ила, г/м³;

ω – удельная площадь поверхности гранул в реакторе, м²/м³.

Значения констант скорости реакции ($k_{1/2A}$) для каждого субстрата определялись по выражению:

$$k_{1/2A} = \sqrt{2 \cdot D \cdot k_{0vf}}, \quad (4.28)$$

где D – коэффициент диффузии субстрата в гранулу, м²/сут. Принят $1,7 \cdot 10^{-4}$ м²/сут, $1,6 \cdot 10^{-4}$ м²/сут для N-NH₄⁺ и N-NO₃⁻ соответственно. k_{0vf} – константа скорости удаления субстрата, г/(м³·сут).

Для оценки величины удельной площади поверхности гранулы была разработана методика и проведены соответствующие эксперименты: методом фотографирования и последующей компьютерной обработкой с применением программного комплекса «DIAMORF» производилась оценка гранулометрического распределения частиц отобранного образца по размерам с установлением среднего линейного диаметра d_{cp} . При допущениях, что все гранулы имеют сферическую форму, удельная площадь поверхности гранул в реакторе, ω , оценивалась зависимостью:

$$\omega = \frac{\frac{6V_{\text{гр}}}{\pi d_{\text{ср}}^3} \pi d_{\text{ср}}^2}{V} = \frac{6V_{\text{гр}}}{d_{\text{ср}} V}, \quad (4.29)$$

где $V_{\text{гр}}$ – объем гранул в пробе, м³, шт.; V – объем пробы, м³.

Удельная поверхность гранул составила от 85 до 160 м²/м³. Данные значения ω были подставлены в формулу (4.30), преобразованную из (4.27) и (4.28):

$$\rho^{\text{сум}}_{N,D} = \frac{\sqrt{2 \cdot D \cdot k_{0vf} \cdot S_{\text{вых}} \cdot \omega}}{X_{\text{ил.см.}}} \quad (4.30)$$

В результате значения суточной удельной скорости удаления субстрата составили: 21-55 мгN-NH₄⁺/(гАИ·сут) и 7-27 мгN-NO₃⁻/(гАИ·сут), что сравнимо с экспериментальными значениями 20-60 мгN-NH₄⁺/(гАИ·сут) и 7-35 мгN-NO₃⁻/(гАИ·сут), полученными в ходе лабораторных исследований.

Таким образом, предложенную методику может использовать для оценки и прогноза эффективности нитри-денитрификации в реакторах циклического действия в условиях сформированной частично гранулированной биомассы.

4.3 Выводы

1. Составлено математическое описание процессов биологической очистки с использованием гранулированного активного ила.
2. Определены основные кинетические параметры: максимальные скорости нитрификации и денитрификации составляют 2,9 мгN-NH₄/(гАИ·ч) и 2,0 мгN-NO₃/(гАИ·ч) соответственно, константы полунасыщения по кислороду, аммонийному азоту для нитрификации и азоту нитратов для денитрификации составляют 0,3 мгO₂/л, 0,7 мгN-NH₄⁺/л и 0,2 мгN-NO₃⁻/л соответственно.
3. Для оценки оптимальных условий ведения процесса в условиях московских очистных сооружений были определены кинетические параметры биомассы в зависимости от геометрических размеров активного ила и составлена соответствующая методика.

4. Предложенная методика позволяет прогнозировать эффективность нитри-денитрификации в реакторах циклического действия в условиях частично гранулированной биомассы.

ГЛАВА 5. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ И РЕКОМЕНДАЦИИ ПО ПРОЕКТИРОВАНИЮ РАЗРАБОТАННОЙ ТЕХНОЛОГИИ

В настоящей главе определены границы применения разработанной технологии, предложена методика расчета для проектирования сооружений, функционирующих по разработанной технологии в реакторе циклического действия с восходящим потоком в условиях частично гранулированного активного ила, даны рекомендации по эксплуатации и технологическому контролю реакторов, функционирующих по разработанной технологии.

На основе разработанной методики проведен расчет локальных очистных сооружений биологической очистки городских сточных вод производительностью 1000 м³/сутки, а также представлены результаты технико-экономической оценки разработанной технологии.

5.1. Рекомендации по проектированию и эксплуатации очистных сооружений с применением разработанной технологии

5.1.1 Определение границы применения технологии

Определение границы применения разработанной технологии (максимального объема биореактора) производилось с учетом двух условий:

- Согласно проведенным испытаниям [28], а также рекомендациям Standard ATV-DVWK-A 131E [140], для выделения фосфора фосфатов время анаэробной стадии в биореакторе должно составлять не менее 40 мин;

- характер движения сточной воды в биореакторе во время заполнения – близкий к ламинарному, т.е. необходимо обеспечение полностью анаэробных условий, т.е. $Re < 2300$. Тогда:

$$\frac{v \cdot D_{реакт} \cdot \rho}{\mu} < 2300, \quad (5.1),$$

где v – скорость восходящего потока, м/с,

$D_{реакт}$ – диаметр биореактора, м,

ρ – плотность воды, кг/м³,

μ – вязкость воды, Па·с.

Скорость восходящего потока в биореакторе во время заполнения половины объема:

$$v = \frac{Q_{заполн}}{S_{реакт}} = \frac{2 \cdot V_{реакт}}{\pi \cdot D_{реакт}^2 \cdot t_{заполн}}, \quad (5.2)$$

где $Q_{заполн} = V_{заполн}/t_{заполн}$ – расход воды в течение стадии заполнения биореактора, м³/с, $V_{заполн} = 0,5V_{реакт}$ – объем заполняемой воды, равный половине биореактора, м³;

$t_{заполн}$ – время заполнения, с;

$S_{реакт}$ – площадь сечения биореактора, м².

Диаметр биореактора, определяемый через его объем ($V_{реакт} = \pi \cdot D_{реакт}^2 \cdot H_{реакт}/4$) и отношение «Высота/диаметр» ($k = H_{реакт}/D_{реакт}$), определяется как:

$$D_{реакт} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{реакт}}{k \cdot \pi}}, \quad (5.3)$$

Следовательно:

$$Re = \frac{2 \cdot \rho \cdot V_{реакт}}{\pi \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{реакт}}{k \cdot \pi}} \cdot \mu \cdot t_{заполн}} \quad (5.4)$$

Тогда, с учетом (5.1), (5.2), (5.3) и (5.4) получаем условие применения технологии:

$$V_{реакт} < \sqrt{\left(\frac{2300 \cdot \pi \cdot \mu \cdot t_{заполн}}{2 \cdot \rho} \right)^3 \cdot \frac{4}{k \cdot \pi}} \quad (5.5)$$

С учетом того, что $t_{заполн} = \text{const}$ и принято для данной технологии 40 мин, условие (5.5) будет зависеть от параметра k . Принимая $k=1\div 3$ (по рекомендациям [108, 109, 110, 111] данное соотношение составляет от 1,9 до 20), $\rho=1000$ кг/м³, $\mu=1,003 \cdot 10^{-3}$ Па·с, была определена область применения разработанной

технологии, представленная на рис. 5.1. Таким образом, задавая соотношение «высота/диаметр» можно определить максимально допустимый объем одного биореактора при условии ламинарного режима заполнения сточной водой в течение анаэробной стадии.

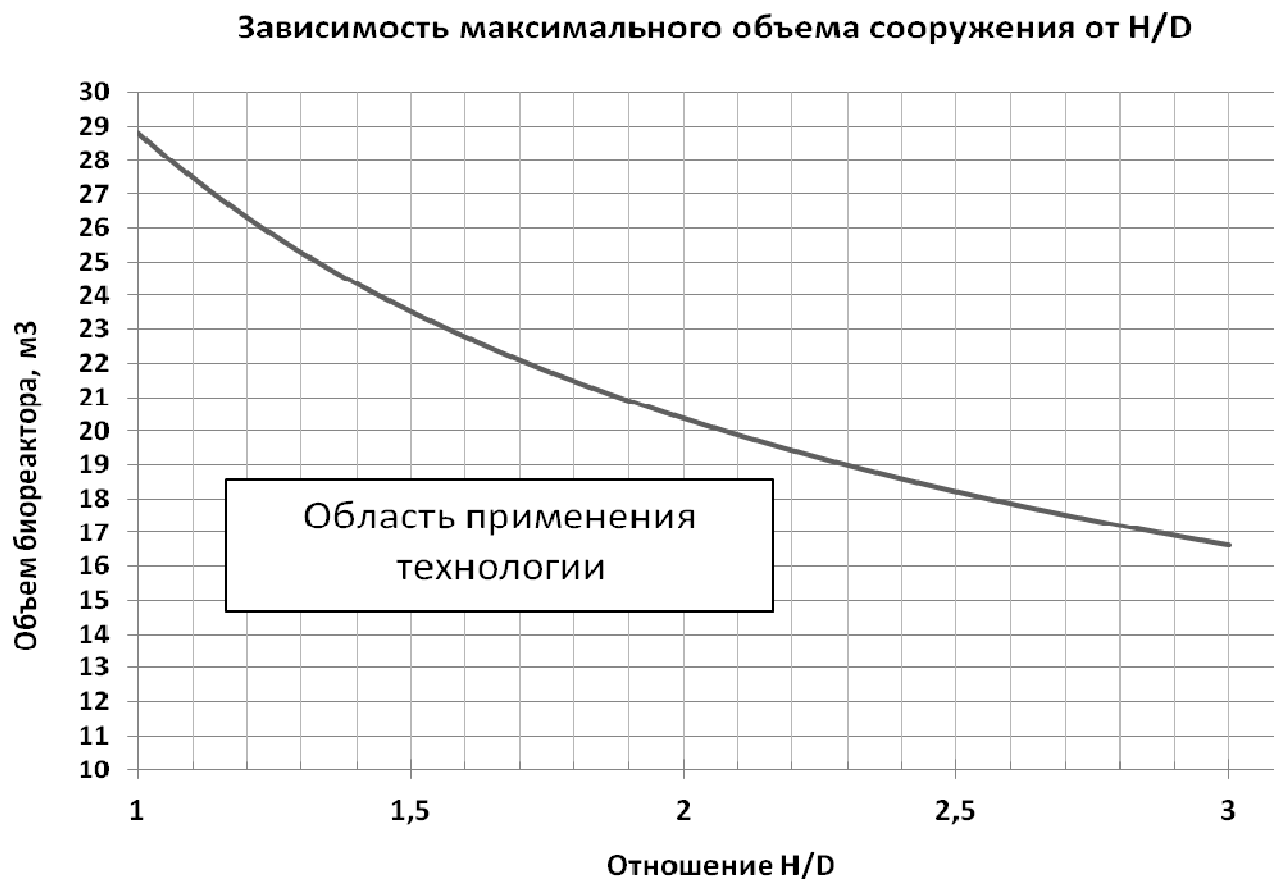


Рисунок 5.1 - Определение области применения разработанной технологии

5.1.2 Расчет объемов сооружений

Очистка сточных вод от различных загрязнителей с последующим отстаиванием производится в одном объеме реактора циклического действия в следующем порядке стадий:

- анаэробная стадия (подача сточной воды восходящим потоком в анаэробных условиях через нижнюю часть реактора, при котором скорость осаждения гранулированного активного ила больше скорости восходящего потока жидкости в вертикальном направлении. На данной стадии происходит выделение

фосфатов в анаэробных условиях, а также замена очищаемых сточных вод, обогащенных кислородом и нитратами, на исходную воду)

- аноксидная стадия (предусматривает перемешивание иловой смеси в объеме реактора и интенсификацию процессов денитрификации),
- аэробная стадия (предусматривает активную аэрацию, обеспечивая процессы нитрификации и накопления фосфатов в клетках активного ила),
- стадия отстаивания, (обеспечивает осаждение частично-гранулированного активного ила и накопление его в нижней части реактора),
- стадия опорожнения, (предусматривает отвод очищенной воды из реактора),
- стадия «простоя» реактора или удаление избыточного активного ила.

Таким образом, для расчета объемов и площадей, занимаемых сооружением, необходимо определить общее время обработки сточных вод, являющееся суммой времени, затраченного на каждую стадию технологического цикла в биореакторе.

Исходные данные для проведения расчета биореакторов циклического действия для очистки городских сточных вод с восходящим потоком и последовательной нитри-денитрификацией с частично гранулированным активным илом:

- $Q_{сут}$ - максимальная суточная производительность, м³/сут;
- качество осветленной и очищенной сточной воды по взвешенным веществам, БПК₅, аммонийному азоту, азоту нитратов, фосфору фосфатов, мг/л.

Алгоритм расчета выглядит следующим образом:

1. Определение часового расхода осветленных сточных вод, $Q_{ч}$, м³/ч:

$$Q_{ч} = \frac{Q_{сут}}{24}, \quad (5.6)$$

2. Определение расхода аммонийного азота на прирост, $C_{N-NH_4-прирост}$, мг/л, по стандарту ATV-DVWK-A 131E [140]:

$$C_{N-NH_4-прирост} = 0,04 \div 0,05 \cdot C_{БПК_5}, \quad (5.7)$$

где $C_{БПК_5}$ – концентрация БПК₅ в осветленной воде, мг/л.

3. Определение продолжительности анаэробной стадии, $t_{\text{заполн}}$, ч.

Во время анаэробной стадии происходит два процесса:

- заполнение реактора в течение $t_{\text{заполн}}$, ч,
- выделение фосфора фосфатов с потреблением легкоокисляемой органики в течение $t_{\text{реакции}}$, ч.

Таким образом, необходимо обеспечение условия:

$$t_{\text{заполн}} \geq t_{\text{реакции}}, \quad (5.8)$$

Согласно п. 5.1.1, время реакции ($t_{\text{реакции}}$) должно составлять не менее 40 мин (0,67 ч), При этом характер движения сточной воды в биореакторе во время заполнения ($t_{\text{заполн}}$) должен быть близкий к ламинарному для эффективного поршневого вытеснения воды из межфлокульного пространства активного ила, содержащей нитраты и кислород с предыдущего цикла очистки, т.е. $Re < 2300$.

4. Определение времени пребывания воды в течение аноксидной стадии.

4.1. Определение скорости реакции денитрификации ρ_D , мгN-NO₃/(гАИ·ч):

$$\rho_D = \rho_{\max D} \cdot \exp[\chi(T - 20)] \cdot \frac{S_{N-NO_3}}{S_{N-NO_3} + K_{S,NO_3}}, \quad (5.9)$$

где $\rho_{\max D}$ - максимальная скорость денитрификации, мгN-NO₃/(гАИ·ч);

T – минимальная температура сточных вод, поступающих на очистку, °С (в соответствии со стандартом Standard ATV-DVWK-A 131E, температура сточных вод ниже 15°С является недостаточной для накопления нитрификантов в активном иле);

χ - температурная константа, °С⁻¹;

S_{N-NO_3} - концентрация нитратного азота, мг/л;

K_{S,NO_3} - константа полунасыщения по нитратному азоту, мг/л.

4.2. Расчет времени аноксидной стадии, $t_{\text{анокс}}$, ч:

$$t_{\text{анокс}} = \frac{S_{N-NH_4\text{вх}} - S_{N-NH_4\text{вых}} - S_{N-NO_3\text{вых}} - C_{N-NH_4-\text{прирост}}}{\rho_D \cdot X_{\text{ил.см.}}}, \quad (5.10)$$

где $S_{N-NH_4\text{вх}}$ – концентрация аммонийного азота на входе в реактор, мг/л;

$S_{N-NH_4\text{вых}}$ – концентрация аммонийного азота на выходе из реактора, мг/л;

$S_{N-NO3вых}$ – концентрация нитратного азота на выходе из реактора, мг/л;

$x_{ил.см.}$ – доза активного ила, г/л.

5. Определение времени пребывания воды в течение аэробной стадии:

5.1. Определение скорости реакции нитрификации, ρ_N , мгN-NH₄/гАИ·ч:

$$\rho_N = \rho_{\max N} \cdot \exp[\chi(T - 20)] \cdot \frac{S_{O_2}}{S_{O_2} + K_{S,O_2}} \cdot \frac{S_{N-NH_4}}{S_{N-NH_4} + K_{S,NH_4}}, \quad (5.11)$$

где $\rho_{\max N}$ – максимальная удельная скорость нитрификации, мгN-NH₄/гАИ·ч;

S_{O_2} – концентрация растворенного кислорода в биореакторе, мг/л;

K_{S,O_2} – константа полунасыщения по кислороду, мг/л;

S_{N-NH_4} – концентрация аммонийного азота, мг/л;

K_{S,NH_4} – константа полунасыщения по аммонийному азоту, мг/л.

5.2. Определение времени аэробной стадии, $t_{аэроб}$, ч:

$$t_{аэроб} = \frac{S_{N-NH_4вх} - S_{N-NH_4вых} - C_{N-NH_4-прирост}}{\rho_N \cdot x_{ил.см.}}, \quad (5.12)$$

где $S_{N-NH_4вх}$ – концентрация аммонийного азота на входе в реактор, мг/л;

$S_{N-NH_4вых}$ – концентрация аммонийного азота на выходе из реактора, мг/л.

5.3. Проверка аэробного возраста активного ила B , лимитирующего процесс нитрификации, сут:

$$B = \frac{t_{аэроб} \cdot x_{ил.см.} \cdot 1000}{Pr \cdot 24}, \quad (5.13)$$

где Pr – прирост активного ила, мг/л.

Прирост активного ила рассчитывается по формуле СНиП 2.04.03-85 [141]:

$$Pr = 0,8 \cdot C_{вв} + K_g \cdot C_{БПКполн}, \quad (5.14)$$

где $C_{вв}$ – концентрация взвешенных веществ в сточной воде, поступающей на очистку, мг/л;

K_g – коэффициент прироста;

$C_{БПКполн}$ – БПК_{полн} осветленной сточной воды, мг/л.

Рассчитанный аэробный возраст ила должен удовлетворять условию, представленному на рис. 5.2 [137]. В случае, когда рассчитанный аэробный возраст активного ила не удовлетворяет условию, представленному на рис. 5.2

(попадает в зону отсутствия нитрификации), то необходимо увеличивать время на аэробную стадию.

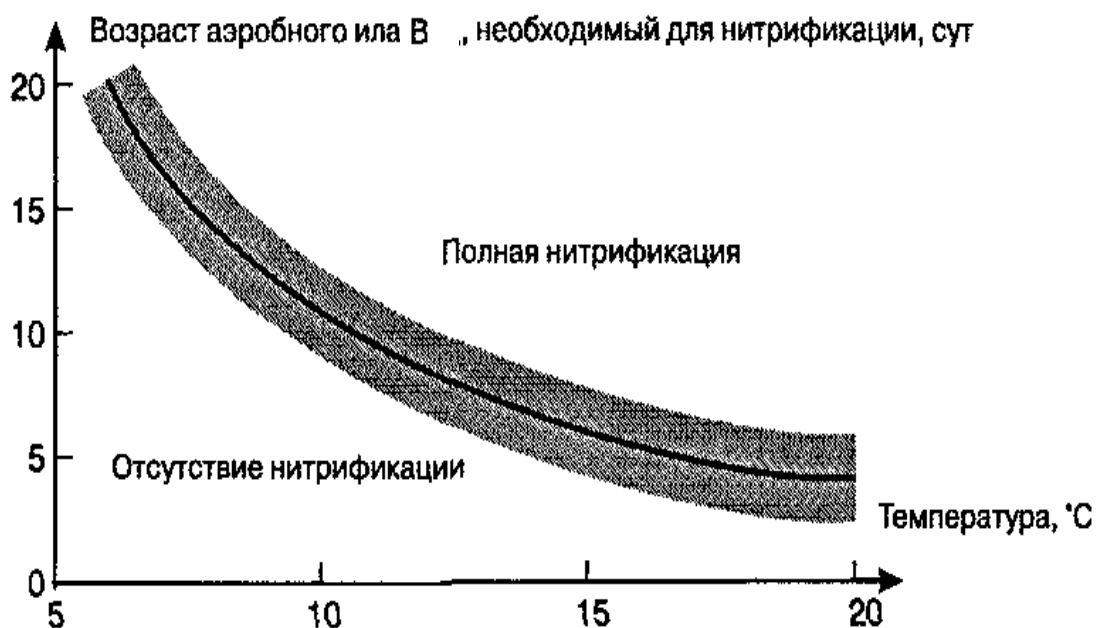


Рисунок 5.2 - Минимально необходимый для процесса нитрификации аэробный возраст активного ила в зависимости от температуры поступающей на очистку сточной воды

6. Определение времени отстаивания в биореакторе, $t_{омст}$, ч:

$$t_{омст} = \frac{H_{отв}}{v_{осажд}}, \quad (5.15)$$

где $H_{отв}$ - уровень (высота) отведения очищенной воды из реактора, м (определяется необходимым процентом разбавления оставшейся в реакторе иловой смеси следующей порцией поступающей сточной воды - условный «рецикл возвратного активного ила»);

$v_{осажд}$ — скорость оседания активного ила, м/ч. Для частично гранулированного быстрооседающего активного ила с концентрацией 4-8 г/л и иловым индексом 40-80 мл/г скорость оседания лежит в диапазонах 8-25 м/ч.

7. Время отведения очищенной воды, $t_{отвед}$, ч, определяется с учетом конструкции реактора и отводящих коммуникаций. Для реакторов SBR-типа рекомендуется использовать плавающие водосливы с гибкой водоотводящей трубой. Таким образом, время отведения очищенной воды определяется как:

$$t_{отвед} = \frac{V_{отвед}}{Q_{отвед}}, \quad (5.16)$$

где $V_{отвед}$ – объем отводимой воды, м³;

$Q_{отвед}$ – расход отводимой очищенной воды через сечение подобранного водослива, м³/ч.

8. Определение общего времени обработки сточной воды, $t_{обр}$, ч:

$$t_{обр} = t_{заполн} + t_{анокс} + t_{аэроб} + t_{отст} + t_{отвед} \quad (5.17)$$

9. Определение объема реактора, $V_{реакт}$, м³:

$$V_{реакт} = Q_{ч} \cdot t_{обр}, \quad (5.18)$$

Объем одного сооружения должен удовлетворять условию (5.5).

10. Определение площади, занимаемой реактором, $S_{реакт}$, м²:

$$S_{реакт} = \frac{V_{реакт}}{H_{реакт}}, \quad (5.19)$$

где $H_{реакт}$ – задаваемая глубина реактора, м.

Для осуществления непрерывности биологической очистки рекомендуется использовать несколько рабочих реакторов циклического действия, задействуемых последовательно. В научной литературе [1] предлагается использовать два реактора циклического действия для непрерывной подачи сточных вод в реактор. В этих случаях, объем каждого реактора (V_1) определяется отношением общего объема реакторов к задаваемому количеству реакторов. При этом, определенный объем одного реактора (V_1) должен удовлетворять условию (5.5).

5.1.3 Рекомендации по эксплуатации сооружений по разработанной технологии

1. В качестве исходного материала используется осветленная сточная вода, предварительно прошедшая стадию отделения от минеральных частиц для предотвращения засорения и истирания технологических узлов и механизмов.

2. В качестве инокулята необходимо использовать активный ил с сооружений биологической очистки городских сточных вод, изначально содержащий нитрифицирующие бактерии (предпочтительно).

3. Дополнительно необходимо предусмотреть: устройства для сбора, накопления и усреднения сточных вод, устройство для отделения сточных вод от минеральных частиц (песколовки) для предотвращения засорения и истирания технологических узлов и механизмов, фильтры для последующей доочистки, а также сооружения обеззараживания очищенной воды.

4. Для осуществления способа очистки сточных вод в реакторе циклического действия поступающую сточную воду необходимо обрабатывать в реакторе специальной конструкции. Создание высокой дозы ила обеспечивается путем кинетической селекции быстрооседающих частиц (гранул) активного ила в период запуска реактора и поддержанием этого состояния в ходе эксплуатации реактора. Флокулы получаемого активного ила должны иметь высокие скорости осаждения – более 5 м/ч.

5. Технология заключается в последовательной смене стадий работы реактора, составляющих совокупно его рабочий цикл: заполнения сточной водой при специально подобранном режиме перемешивания ила в бескислородных условиях, аноксидную, аэробную, отстаивания ила и отведения очищенной воды (рис. 5.3). Продолжительность одного цикла работы реактора составляет 3-8 часов.

6. Объем сточной воды, подаваемой в реактор в ходе одного цикла (равный объёму отводимой очищенной воды), составляет 25-75% от объёма реактора.

7. Закачка воды должна подаваться в нижнюю часть биореактора. При закачке должен обеспечиваться режим движения сточной воды в реакторе близкий ламинарному.

8. Перемешивание активного ила вовремя аноксидной фазы должно производиться мешалками в каждой секции сооружения.

9. Аэрация осуществляется продуванием иловой смеси воздухом и с коррекцией уровня кислорода по сигналу от датчика, поступающего на

контроллер. Концентрация растворенного кислорода в течение аэробного периода должна иметь значение в пределах 1,5-2,5 мг/л. Система аэрации должна состоять не менее чем из двух промышленных воздуходувок (одна рабочая и одна резервная) с регулируемым расходом воздуха.

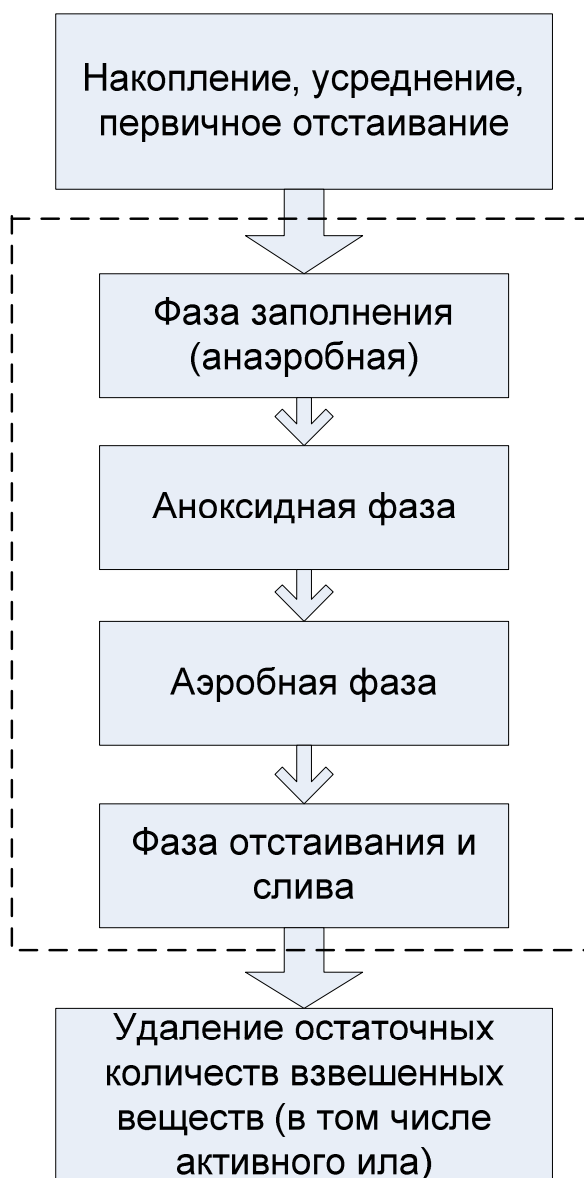


Рисунок 5.3 - Принципиальная схема очистки сточных вод с использованием реактора циклического действия с восходящим потоком. Пунктиром выделена часть схемы, осуществляемая непосредственно в реакторе

10. Отвод сточной воды следует производить специальными плавающими водосливами с гибкой водоотводящей трубой.
11. Для отвода избыточного активного предусмотреть насос.

12. Система автоматического контроля за технологическим процессом должна включать в себя следующие приборы (на каждой секции сооружения):

- кислородомеры,
- датчики уровня.

13. Для стабильности глубокой биологической очистки необходимо использовать автоматическое регулирование всех технологических процессов:

- продолжительность всех периодов рабочего цикла работы реактора,
- расход подаваемого воздуха и воды и т.д.

14. Для оптимальной работы сооружений необходимо постоянно контролировать основные технологические параметры:

- Расход воды – ежедневно,
- Расход воздуха – ежедневно,
- Доза ила в секциях сооружения – ежедневно,
- Иловой индекс – 2 раза в неделю,
- Концентрация растворенного кислорода – ежедневно,
- Количество работающих сооружений – ежедневно,
- Количество работающих насосов – ежедневно,
- Количество работающих воздуходувок – ежедневно,
- Количество вышедших из строя мешалок по каждой секции сооружения – ежедневно
- Зольность активного ила – 2 раза в неделю,
- Уровень активного ила в секциях сооружений – 2 раза в неделю.

15. В ходе эксплуатации необходимо контролировать качество поступающей и очищенной воды по показателям:

- БПК₅ – 1 раз в неделю,
- ХПК – 2 раза в неделю,
- аммонийный азот – ежедневно,
- азот нитритов – ежедневно,
- азот нитратов – ежедневно,
- фосфор фосфатов – ежедневно,

- время осаждения ила и отведения очищенной воды – 1 раз в неделю,
- размер частиц ила – 1 раз в неделю,
- коэффициент формы частиц ила – 1 раз в неделю,
- температура – 1 раз в неделю,
- возраст ила – 1 раз в неделю,

16. Выборочные исследования:

- профиль реакторов по качественным показателям,
- определение активности ФАО,
- микроскопическое исследование полученного ила.

17. Для определения концентраций различных соединений необходимо использовать рекомендованные методики:

- концентрация взвешенных веществ в поступающей и очищенной воде – гравиметрический метод по ПНДФ 14.1:2.110-97 [127];
- концентрация ХПК в поступающей и очищенной воде – по окислению бихроматом калия в серной кислоте [128];
- концентрация $N-NH_4^+$ в поступающей и очищенной воде – фотометрический метод с реактивом Несслера по ПНД Ф 14.1.1-95 [129];
- концентрация $N-NO_2^-$ в очищенной воде – фотометрический метод с реактивом Грисса по ПНД Ф 14.1:2.3-95 [130];
- концентрация $N-NO_3^-$ в очищенной воде – с использованием портативного рефлектметра RQ-flex (Merk) и реакции с N-нафтил-этилендиамином после восстановления до нитрита с салициловой кислотой по ПНД Ф 14.1:2.4-95 [131];
- концентрация растворенного кислорода – с использованием кислородного датчика;
- концентрация $P-PO_4^-$ в поступающей и очищенной воде – фотометрический метод восстановлением аскорбиновой кислотой по реакции с молибдатом аммония и антимоилтарtratом калия по ПНД Ф 14.1:2.112-97 [132];

- доза ила – по ПНД Ф СБ 14.1.77-96 [133];
- иловый индекс [134].

5.2 Техничко-экономические показатели разработанной технологии с применением гранулированного активного ила

Для определения технико-экономических показателей разработанной технологии было проведено сравнение следующих вариантов биологической очистки сточных вод:

- схема удаления биогенных элементов по технологии нитриденитрификации и биологическим удалением фосфора со средней дозой иловой смеси 3 г/л и с последующим илоразделением во вторичных отстойниках;
- разработанная технология биологической очистки с частично гранулированным активным илом (концентрация биомассы 6 г/л) с последующим илоразделением в том же реакторе.

На рисунках 5.4 и 5.5 представлены принципиальные схемы биологической очистки сточной воды по сравниваемым технологиям. Пунктиром обозначены сооружения, принимаемые одинаковыми для обеих схем и не заложенные в расчет.

В технико-экономическом сравнении были учтены:

- затраты на строительство сооружений по разработанной технологии (капитальные затраты);
- эксплуатационные затраты на электроэнергию, на обработку и утилизацию образованного осадка.

В расчете не учитывались (приняты одинаковыми для обеих схем очистки):

- капитальные и эксплуатационные затраты на строительство и обслуживание сооружений накопления, усреднения и первичного отстаивания сточной воды;

- капитальные и эксплуатационные затраты на строительство и облуживание сооружений фильтрации очищенной воды после отстаивания - принимается, что в традиционной схеме очищенная вода проходит доочистку, а в разработанной схеме поступает из реактора после стадии отстаивания. Для проектирования можно принять безнапорные самопромывные сетчатые фильтры тонкой очистки;
- электроэнергия на аэрацию.

В расчете не учитывались затраты по платежам за сброс загрязняющих веществ в водоем ввиду того, что очистка сточной воды проводилась до одинаковых значений концентраций.

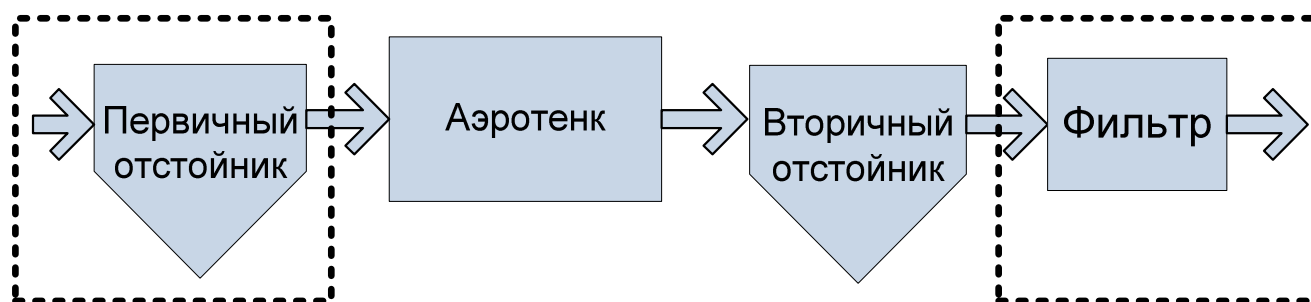


Рисунок 5.4 - Технология удаления биогенных элементов в аэротенке с дозой активного ила 3 г/л

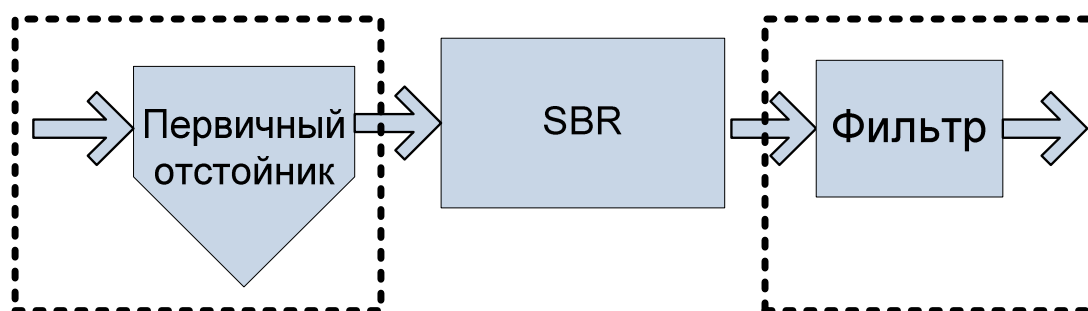


Рисунок 5.5 - Технология удаления биогенных элементов в биореакторе с дозой активного ила 6 г/л

В таблице 5.1 приведены исходные технологические данные по качеству осветленной и очищенной воды для расчета сравниваемых технологий.

Таблица 5.1 - Исходные технологические данные для сравнения технологий

Параметр	Удаление биогенных элементов в аэротенке с дозой ила 3 г/л	Удаление биогенных элементов в биореакторе с дозой ила 6 г/л
Производительность, м³/сут	1000	
Качество осветленной сточной воды		
Взвешенные вещества, мг/л	120	
БПК _{полн} , мг/л	120	
N-NH ₄ , мг/л	25	
P-PO ₄ , мг/л	2,5	
Качество очищенной сточной воды		
Взвешенные вещества, мг/л	9	
БПК _{полн} , мг/л	3	
N-NH ₄ , мг/л	0,4	
N-NO ₂ , мг/л	0,02	
N-NO ₃ , мг/л	9,1	
P-PO ₄ , мг/л	0,2	
Характеристики иловой смеси		
Доза активного ила, г/л	3	6
Иловый индекс, мл/г	150	80

В таблице 5.2 приведены результаты расчета сооружений по двум предлагаемым технологиям. Время пребывания в аэротенке и отстойнике составило 12,8 ч. При этом время пребывания иловой смеси в аэротенке составило 9,1 ч, во вторичном отстойнике – 3,7 ч. Время пребывания в реакторе циклического действия составило 6 ч. Объем сооружений по технологии с аэротенком и вторичным отстойником составляет 540 м³, занимаемая площадь – 147 м². Общий объем по технологии с реактором циклического действия составляет 240 м³, занимаемая площадь – 60 м².

Сравнительный анализ показывает, что разработанная технология очистки в реакторе циклического действия с восходящим потоком в условиях частично гранулированного активного ила позволяет сократить общую площадь,

занимаемую очистными сооружениями в 2,2 раза, а объем сооружений - в 2,4 раза.

Таблица 5.2 - Результаты расчета сравниваемых технологий

Параметр	Удаление биогенных элементов в аэротенке с дозой ила 3 г/л	Удаление биогенных элементов в биореакторе с дозой ила 6 г/л
Аэротенк/реактор		
Время анаэробной стадии, ч	1	1
Время аноксидной стадии, ч	2,4	1,2
Время аэробной стадии, ч	5,7	2,8
Время отстаивания, ч	-	0,3
Время отведения воды + откачка избыточного ила+ холостой ход, ч	-	0,3
Общее время пребывания, ч	9,1	6
Объем, м ³	380	240
Глубина, м	4	4
Площадь, м ²	95	60
Количество аэротенков/реакторов, шт.	2	8
Объем 1 аэротенка/реактора, м ³	190	30
Вторичный отстойник		
Нагрузка, м ³ /м ² ·ч	0,82	-
Высота, м	3	-
Объем, м ³	160	-
Площадь, м ²	52	-
Время пребывания, ч	3,7	-
Общая площадь и объем, занимаемые очистными сооружениями		
Время пребывания в аэротенке и отстойнике, ч	12,8	8
Общий объем, м ³	540	240
Площадь, м ²	147	60

Расчет эксплуатационных затрат представлен в таблице 5.3.

Таблица 5.3 - Расчет эксплуатационных затрат

Параметр	Единица измерения	Удаление биогенных элементов в аэротенке с дозой ила 3 г/л	Удаление биогенных элементов в биореакторе с дозой ила 6 г/л
Количество аэротенков/реакторов	шт.	2	8
Затраты на электроэнергию перемешивающего и перекачивающего оборудования			
Насос подачи сточной воды в аэротенк/реактор, 1,5 кВт	шт.	2	8
Мешалки в анаэробной зоне, 0,75 кВт	шт.	2	-
Мешалки в аноксидной зоне, 1,5 кВт	шт.	2	-
Мешалки в реакторе, 0,75 кВт		-	8
Насос рецикла из аноксидной зоны в анаэробную, 2,7 кВт	шт.	2	-
Насос рецикла из аэробной зоны в аноксидную, 2,7 кВт	шт.	2	-
Насос подачи возвратного активного ила в аэротенки 2,7 кВт	шт.	2	-
Насос откачки избыточного активного ила 1,5 кВт	шт.	2	8
Электропотребление перемешивающего и перекачивающего оборудования	кВт·ч/год	233892	262800
Затраты на электроэнергию перемешивающих и перекачивающих устройств	тыс.руб/год	1052,5	1182,6
Затраты на обработку и утилизацию осадка			
Образование осадка за счет прироста	т/год	46	18,2
Затраты на обработку и утилизацию доп. осадка	тыс.руб/год	598	236,6
Итого	тыс.руб/год	1650,5	1419,2

Сравнительный анализ показывает, что разработанная технология очистки в реакторе циклического действия с восходящим потоком в условиях частично гранулированного активного ила позволяет сократить эксплуатационные затраты в 1,2 раза без учета затрат на аэрацию.

Экономический анализ сравниваемых технологий был проведен на базе показателя затрат жизненного цикла LCC (Life cycle cost) [142]. Результаты анализа по сравниваемым вариантам приведены в таблице 5.4.

Таблица 5.4- Результаты экономического расчета по показателю LCC

Исходные данные	Удаление биогенных элементов в аэротенке с дозой ила 3 г/л	Удаление биогенных элементов в биореакторе с дозой ила 6 г/л
Расчетный период, год	10	
Процентная ставка, %	10	
Годовой темп инфляции, %	7,3	
Коэффициент дисконтирования	2,89	
Капитальные затраты на аэротенк/реактор, тыс. руб.	5700	4710
Капитальные затраты на вторичные отстойники, тыс. руб.	2400	-
Эксплуатационные затраты, тыс.руб/год	1650,5	1419,2
Расчет затрат жизненного цикла		
Капитальные затраты, тыс.руб.	8100	4710
Эксплуатационные затраты, тыс.руб.	4770	4101
ИТОГО затраты жизненного цикла сооружений, тыс.руб.	12810	8811

Как видно из таблицы 5.4, затраты жизненного цикла LCC при применении разработанной технологии с частично гранулированным активным илом в 1,4 раза меньше затрат традиционной технологии биологической очистки. Экономический эффект составляет 4 млн. рублей по ценам 2014 г.

5.3 Выводы

1. Разработана методика и рекомендации для расчета сооружений биологической очистки городских сточных вод в реакторах циклического действия с восходящим потоком.

2. Определены границы применения разработанной технологии в зависимости от объема биореактора.

3. Разработаны рекомендации по эксплуатации сооружений по технологии биологической очистки с частично гранулированным активным илом.

4. Выполнен технико-экономический расчет, который показал, что затраты жизненного цикла сооружений с разработанной технологией с частично гранулированным активным илом в 1,4 раза меньше затрат традиционной технологии биологической очистки с использованием вторичных отстойников. Экономический эффект составляет 4 млн. рублей по ценам 2014 г.

ОБЩИЕ ВЫВОДЫ

1. Разработана технология аэробной биологической очистки городских сточных вод в реакторе циклического действия с последовательной нитри-денитрификацией и восходящим потоком сточной воды, позволяющая повышать окислительную мощность сооружения в 1,5 – 2 раза.

2. При использовании реактора циклического действия сточная вода очищена до значений, соответствующих нормам предельно допустимых концентраций для водоемов рыбохозяйственного назначения. Показана высокая стабильность и устойчивость работы при нештатных условиях ведения процесса.

3. В условиях гравитационной селекции был культивирован частично гранулированный активный ил, обладающий низким иловым индексом (40 мл/г). Скорость седиментации полученного ила в 6-7 раз выше, чем у флокулированного активного ила аэротенков, работающих по схеме удаления биогенных элементов УСТ. Применение такого ила позволяет увеличивать дозу активного ила в сооружении до 6-8 г/л.

4. Описан новый тип частично гранулированного ила, состоящий из двух слоев – внутренней отмершей части и внешней живой.

5. Определены основные кинетические параметры: максимальные скорости нитрификации и денитрификации составляют $2,9 \text{ мгN-NH}_4/(\text{гАИ} \cdot \text{ч})$ и $2,0 \text{ мгN-NO}_3/(\text{гАИ} \cdot \text{ч})$ соответственно, константы полунасыщения по кислороду, аммонийному азоту для нитрификации и азоту нитратов для денитрификации составляют $0,3 \text{ мгO}_2/\text{л}$, $0,7 \text{ мгN-NH}_4^+/\text{л}$ и $0,2 \text{ мгN-NO}_3^-/\text{л}$ соответственно.

6. Предложена расчетная методика оценки эффективности нитри-денитрификации в зависимости от размеров гранулированного активного ила, которая позволяет использовать ее для прогноза и оптимизации работы реактора.

7. Разработана методика расчета реактора циклического действия с последовательной нитри-денитрификацией и частично гранулированным активным илом для очистки городских сточных вод.

8. Выполнено технико-экономическое сравнение разработанной технологии с технологией удаления биогенных элементов в аэротенке проточного действия на производительность 1000 м³/сут. Затраты жизненного цикла сооружений с разработанной технологией с частично гранулированным активным илом в 1,4 раза меньше затрат традиционной технологии биологической очистки с использованием вторичных отстойников. Экономический эффект составляет 4 млн. рублей по ценам 2014 г.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

-
1. Дегремон. Технический справочник по обработке воды: в 2 т.: пер. с фр. – СПб.: Новый журнал, 2007.
 2. Galil, N.I., Sheindorf Ch., Stahl N., Tenenbaum A., Levinsky Y. Membrane bioreactors for final treatment of wastewater, *Water Science and Technology*, 2003, Vol. 48, No. 8, pp. 103-110, IWA Publishing.
 3. Cicek, N., J.P. Franco, M.T. Suidan, V. Urbain. 1998. Using a membrane bioreactor to reclaim wastewater. *Journal American Water Works Association* 90(11): 105-113.
 4. Cicek, N., J. Macomber, J. Davel, M.T. Suidan, J. Audic, P. Genestet.. Effect of solids retention time on the performance and biological characteristics of a membrane bioreactor. *Water Science and Technology* 200143(11): 43-50.
 5. Manem, J.A.S.. Membrane bioreactors. In *Water Treatment Membrane Processes*, ed. J. Mallevialle, P.E. Odendaal and M.R. Wiesner,. 1996 New York, NY: McGraw Hill. 17.1-17.31
 6. Lorenz, W., T. Cunningham ,J.P. Penny. 2002. Phosphorus removal in a membrane bioreactor system: A full-scale wastewater demonstration study. Paper presented at WEFTEC 2002, Chicago. IL. Alexandria, VA: Water Environment Federation.
 7. Coppen J. Advanced wastewater treatment systems. University of Southern Queensland, 2004
 8. Lorenz, W., T. Cunningham ,J.P. Penny. 2002. Phosphorus removal in a membrane bioreactor system: A full-scale wastewater demonstration study. Paper presented at WEFTEC 2002, Chicago. IL. Alexandria, VA: Water Environment Federation.
 9. Garcia, G.E., J. Kanj. 2002. Two years of membrane bioreactor plant operation experience at the Viejas Tribe Reservation. Paper presented at WEFTEC 2002, Chicago. IL. Alexandria, VA: Water Environment Federation.

10. Cicek, N., J.P. Franco, M.T. Suidan, V. Urbain, J. Manem. Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a conventional activated-sludge system in the treatment of wastewater containing high-molecular-weight compounds. *Water Environment Research*. 1999. 71(1): 64-70.
11. Cicek, N., D. Dionysiou, M.T. Suidan, P. Ginestet, J.M. Audic. Performance deterioration and structural changes of a ceramic membrane bioreactor due to inorganic abrasion. *Journal of Membrane Science*. 1999. 163(1): 19-28.
12. Cooper, A.B., 1983. Population ecology of nitrifiers in a stream receiving geothermal inputs of ammonium. *Appl. Environ. Microbiol.*, 45, 1170-1177.
13. Данилович Д.А. Разработка перспективных биотехнологий очистки сточных вод [[2]Текст] / Д.А. Данилович, М.Н. Козлов, О.В. Мойжес, Ю.А. Николаев, А.Г. Дорофеев // Водоснабжение и санитарная техника[15] - №10 - 2008. - С.58-66.
14. Rusten B., Kolkin O. and Ødegaard H. 1997. Moving bed biofilm reactors and chemical precipitation for high efficiency treatment of wastewater from small communities. *Wat. Sci. Tech.* V. 35, N6, pp. 71-79.
15. Ødegaard, H., Rusten, B. and Siljudalen, J. 1999. The development of the moving bed biofilm process – from idea to commercial product. *European Water Management*, V. 2, p. 2.
16. AMB Bio Media [Электронный ресурс] – Режим доступа: <http://www.dasusa.com/whyamb.htm>. - 06.06.2016.
17. Решения для муниципальных объектов [Электронный ресурс] – Режим доступа: www.aqwise.com. - 10.06.2011.
18. Ødegaard H., Gisvold B., Helness H., Sjøvold F. and Liao Z. High rate biological/chemical treatment based on the moving bed biofilm process combined with coagulation. 2000. In: Hahn HH, Hoffmann E and Ødegaard H (eds.) *Chemical Water and Wastewater Treatment VI*. Springer Verlag, Heidelberg. 245-255.

-
19. Leiknes T., Bolt H., Engmann M., Ødegaard H. Assessment of membrane reactor design in the performance of a hybrid biofilm membrane bioreactor (BF-MBR). 2006. Desalination. Vol. 199, pp. 328–330.
20. Ahl R.M., Leiknes T. and Ødegaard H. Tracking particle size distributions in a moving bed biofilm membrane reactor for treatment of municipal wastewater Water Science & Technology. 2006. Vol. 53, No 7, pp. 33–42.
21. Lee W. N. Kang I.J., and Lee C. H.. Factors affecting filtration characteristics in membrane-coupled moving bed biofilm reactor. Water Research. 2006. Vol. 40, pp. 1827 - 1835.
22. Leiknes T. and Ødegaard H. 2001. Moving bed biofilm membrane reactor (MBB-MR): characteristics and potentials of a hybrid process design for compact wastewater treatment plant. Proceedings, Engineering with Membranes, Granada, Spain.
23. Sorm R., Bortone G., Saltarelli R., Jenicek P., Wanner J. and Tilche A. 1996. Phosphate uptake under anoxic conditions and fixed film nitrification in nutrient removal activated sludge system. Water Res. V. 30, No 7, pp. 1573-1584.
24. Bortone G., Saltarelli R., Alonso V., Sorm R., Wanner J., Tilche A. (1996) Biological anoxic phosphorus removal -The DEPHANOX process. Wat.Sci. Tech. 34, 1-2, 119-128.
25. Schuler A.J., Jenkins D., Ronen P. (2001) Microbial storage products, biomass density, and settling properties of enhanced biological phosphorus removal activated sludge Water Science and Technology Vol 43 No 1 pp 173–180.
26. Смирнов В.Б. Интенсификация работы аэротенков на станции биологической очистки [Текст] / В.Б. Смирнов, Г.И. Гецина. // Водоснабжение и санитарная техника – 1995 - №12.- с. 10-12.
27. Харькина О.В. Применение динамического моделирования в технологии очистки сточных вод активным илом, полученным методом направленной селекции [Текст] / О.В. Харькина, К.В. Шотина // Вестник ВолгГАСУ, №3 (13), 2010.

-
28. Харькина О.В. Исследование работы аэротенков нитриденитрификации с повышенными дозами активного ила [Текст] / О.В. Харькина, К.В. Шотина // Водоснабжение и санитарная техника, №10 (часть 1), 2010. – С. 42-47.
29. Шотина К.В. Очистка городских сточных вод от азота и фосфора с использованием повышенных доз активного ила: дисс. кандидата техн. наук: 05.23.04 / Шотина Ксения Владимировна. – Москва, 2011.
30. Земляк М.М., Свердликов А.И., Свердликов А.А. Аэротенк-осветлитель колонного типа. Авт. св. СССР № 1530573. Заявл. 28.03.88г. Опубл. 23.12.89г. Бюл. № 47, кл.С 02F 3/00.
31. Земляк М.М. Канализационные очистные сооружения колонного типа [Текст] / М.М. Земляк, А.И. Свердликов, А.А. Бондарев // Водоснабжение и санитарная техника. – 1994. – Вып.9. – С.4-6.
32. Irvine, R.L. and Davis, W.B. (1971) Use of Sequencing batch reactors for waste treatment. In CPC International Corpus Christi, Texas, 26th Annual Purdue Industrial Waste Water Conference, Purdue University, pp. 450-462. West Lafayette: Ann Arbour Science Publ.
33. Wilderer P.A., Irvine R.L., Goronszy M.C.. Sequencing Batch Reactor Technology. Scientific and Technical Report No. 10. IWA Publishing, 2001
34. Chudoba, J., Grau, P. and Ottova, V. (1973) Control of activated sludge bulking. II. Selection of microorganisms by means of selector. Wat. Res. 7, 1389-1406.
35. Rensink, J.H. (1974) A new approach to preventing sludge bulking. J. Wat. Pollut. Control Fed. 46, 1888
36. Tomlinson, E.J. and Chambers, B. (1979) Methods for preventing of bulking in activated sludge. Wat. Pollut. Control 78, 524.
37. White, M.J.D., Tomlinson, E.J. and Chambers, B. (1980) The effect of plant configuration on sludge bulking. Prog. Wat. Technol. 12, 183.
38. Chiesa, S.C. (1982) Control and growth of filamentous organisms in activated sludge systems. Ph.D. thesis, University of Notre Dame.

-
39. Chiesa, S.C. and Irvine, R.L. (1985) Growth and control of filamentous microbes in activated sludge an integrated hypothesis. *Wat. Res.* 19, 471-479.
40. Chiesa, S.C., Irvine, R.L. and Manning, J.F.Jr (1985) Feast/famine growth environments and activated sludge population selection. *Biotechnol. Bioengng* 27, 562-568
41. Wilderer, P.A. and Shroeder, E.D. (1986) Anwendung des Sequencing Batch Reactor (SBR)-Verfahrens zur biplogischen Abwasserreinigung [Application of the Sequencing Batch Reactor technology for the biological treatment of wastewaters]. In *Hamburger Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft* (ed. I. Sekoulov and P.A.Wilderer), vol.4
42. Ketchum, L.H. Design and physical features of SBR reactors. *Proc. 1st IAWQ Spec. Conf. Sequencing Batch Reactor Technology*, 7-14, Munich, Germany (1996)
43. University of Florida TREEO Center's Sequencing Batch Reactor Operations and Troubleshooting Manual. SEQUENCING BATCH REACTOR DESIGN AND OPERATIONAL CONSIDERATIONS NEW ENGLAND INTERSTATE WATER POLLUTION CONTROL COMMISSION, September 2005
44. Mohini Singh and R. K. Srivastava. Sequencing batch reactor technology for biological wastewater treatment: a review. Department of Environmental Sciences, G.B. Pant University of Agriculture & Technology, Pantnagar-263 145, Uttarakhand, India. *ASIA-PACIFIC JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING*. Asia-Pac. J. Chem. Eng. 2011; 6: 3–13. Published online 1 September 2010 in Wiley Online Library. (wileyonlinelibrary.com) DOI:10.1002/apj.490
45. Lee, D.S., Jeon, C.O. and Park, J.M. (2001) Biological nitrogen removal with enhanced phosphate uptake in a sequencing batch reactor using single sludge system. *Wat. Res.* 35(16), 3968-3976.
46. Kargi F., Uygur A. Nutrient Removal in a Three-Step Sequencing Batch Reactor with Different Carbon Sources. *Wat. Air Soil Poll.*, 2004; 156, 71–82.

-
47. Bernades R.S., Klapwijk A.. 1996. Biological nutrient removal in a sequencing batch reactor treating domestic wastewater. *Wat. Sci. Tech.* 33(3): 29-38.
48. Keller J., Watts S., Battye-Smith W. and Chong R. (2001), Full scale demonstration of biological nutrient removal in a single tank SBR process, *Water Sci. Technol.*, 43, 355-362.
49. Chang C. H., and Hao, O. J. 1996. Sequencing batch reactor system for nutrient removal: ORP and pH profiles. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 67:27-38.
50. Debik E. and Manav N. (2010), Sequence optimization in a sequencing batch reactor for biological nutrient removal from domestic wastewater, *Bioprocess Biosys. Eng.*, 33(5), 533-540.
51. Rim, Y.T., Yang, H.J., Yoon, C.H., Kim, Y.S., Seo, J.B., Ryu J.K., and Shin, E.B. (1997). A Full-Scale Test of A Biological Nutrients Removal System Using The Sequencing Batch Reactor Activated Sludge Process. *Water Sci. Technol.* 35(1), 241–247.
52. Shin, H. S., Lee, S. M., Seo, I. S., Kim, G. O., Lim, K. H. & Song, J. S. 1998 Pilot-scale SBR and MF operation for the removal of organic and nitrogen compounds from greywater. *Water Sci. Technol.* 38(6), 79–88.
53. Nazik Artan, Derin Orhon Mechanism and Design of Sequencing Batch Reactors for Nutrient Removal. Scientific and technical report. IWA Publishing, 2005
54. Калюжный С.В., Данилович Д.А., Ножевникова А.Н. Анаэробная биологическая очистка сточных вод // М.: ВИНТИ, Итоги науки и техники, сер. Биотехнология. Т.29. 1991. 187 с.
55. Kato, M., J. A. Field, P. Versteeg and G. Lettinga. 1994. Feasibility of the expanded granular sludge bed (EGSB) reactors for the anaerobic treatment of low strength soluble wastewaters. *Biotechnol. Bioengineer.* 44:469-479.
56. Nicolella et al. Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. *Journal of Biotechnology* 80 (2000) 1–33.

-
57. Калюжный С.В. Высокоинтенсивные анаэробные биотехнологии очистки промышленных сточных вод // Катализ в промышленности, 2004, № 6. – С. 42-50.
58. Lettinga G., Hulshoff P.L.W. Anaerobic reactor technology. Wageningen, Netherlands: Wageningen Agricultural University, 1992.
59. Frankin, R. J. 2001. Full scale experience with anaerobic treatment of industrial wastewater. Wat. Sci. Technol. 44(8):1-6.
60. BIOPAQ®UASB [Электронный ресурс] – Режим доступа: <http://en.paques.nl/products/featured/biopaq/biopaquasb> - 06.06.2016.
61. Biothane®UASB [Электронный ресурс] – Режим доступа: http://www.biothane.com/lang_RU/wwt_aerobic.html - 07.11.2011.
62. Lettinga G, Pette KC, de Vletter R, Wind E. Anaerobic treatment of beet sugar wastewater on semi-technical scale. CSM-report. The Netherlands: Amsterdam; 1977 [in Dutch].
63. Lettinga, G, van Velsen, AFM, Hobma, SW., de Zeeuw, W.J. and Klapwijk, A.. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment". Biotechnology and Bioengineering. 1980, 22: 699-734.,
64. Данилович Д.А., Монгайт Л.И. Анаэробная очистка концентрированных сточных вод: Обзорная информация. – М.: ЦБНТИ Минжилкомхоза РСФСР. 1989
65. Lettinga G., de Zeeuw W.S. // Proc. Europ. Symp. Anaerobic Waste Water Treatment (Neerwijkerhout, Netherlands, 23-25.11.1983).
- 66 Hulshoff Pol LW. The phenomenon of granulation of anaerobic sludge. Ph. D. Thesis, Agricultural University Wageningen, The Netherlands, 1989
67. Hulshoff Pol L.W., de Castro Lopes S.I., Lettinga G., Lens P.N.L.. Anaerobic sludge granulation. Water Research 38 (2004) 1376–1389
68. McLeod FA, Guiot SR, Costerton JW. Layered structure of bacterial aggregates produced in an upflow anaerobic sludge bed and filter reactor. Appl Environ Microbiol 1990;56(6):1598–607.

69. Fang HHP. Microbial distribution in UASB granules and its resulting effects. *Water Sci Technol* 2000;42(12):201–8.
70. Vanderhaegen B, Ysebaert K, Favere K, van Wambeke M, Peeters T, Panic V, Vandenlangenberg V, Verstraete W. Acidogenesis in relation to in-reactor granule yield. *Water Sci Technol* 1992;25(7):21–30
71. Ahn Y-H. Physicochemical and microbial aspects of anaerobic granular pellets. *J Environ Sci Health* 2000; A35(9):1617–35.
72. Mulder, A., Van de Graaf. A.A., Robertson, L.A. and Kuenen J. G. (1995). Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. *FEMS Microbiol Ecol* 16(3), 177-184.
73. Van de Graaf A.A., de Bruijn, P., Robertson, L.A., Jetten, M.S.M. and Kuenen J. G. (1996). Autotrophic growth of anaerobic ammonium-oxidizing microorganisms in a fluidized bed reactor. *Microbiology (Reading, UK)* 142(8), 2187-2196.
74. Strous, M., Fuerst J.A., Kramer, E.H.M., Logemann, S., Muyzer, G., Van de Pas-Schoonen, K. T., Webb, R., Kuenen J. G. and Jetten, M.S.M. (1999). Missing lithotroph identified as new planctomycete. *Nature (London, UK)* 400(6743), 446-449.
75. Abma W.R., Schultz C.E., Mulder J.W., van der Star W.R.L., Strous M., Tokutomi T., van Loosdrecht M.C.M.. Full-scale granular sludge Anammox process. *Water Science & Technology* Vol 55 No 8–9 pp 27–33 Q Paques 2007
76. Mulder, A. (1989). Anoxic ammonia oxidation of wastewater. (Gist-Brocades N. V, Neth.). Patent EP 327184. 11 p.
77. Wett B., Murthy S., Takács I., Hell M., Bowden G., Deur A., O'Shaughnessy M.. KEY PARAMETERS FOR CONTROL OF DEMON DEAMMONIFICATION PROCESS. *Nutrient Removal* 2007
78. Fux, C., Lange, K., Faessler, A., Huber, P., Grueniger, B., Siegrist, H. (2003). Nitrogen removal from digester supernatant via nitrite – SBR or SHARON? *Wat. Sci. Tech.* 48(8), 9-18.

-
79. Dapena-Mora, A., Campos, J.L., Mosquera-Corral, A., Jetten, M.S.M. & Mendez, R. (2004b). Stability of the ANAMMOX process in a gas-lift reactor and a SBR. *Journal of Biotechnology*, 110, 159-170.
80. Guven, D., van de Pas-Schoonen, K., Schmid, M.C., Strous, M., Jetten, M.S.M., Sözen, S., Orhon, D. & Schmidt, I. (2004). Implementation of the Anammox process for improved nitrogen removal. *Journal of Environmental Science & Health, Part A-Toxic/Hazardous Substances & Environmental Engineering*, 39, 1729-1738.
81. van de Graaf, A.A., De Bruijn, P., Robertson, L.A., Jetten, M.S.M. & Kuenen, J.G. (1996). Autotrophic growth of anaerobic ammonium-oxidizing microorganisms in a fluidized bed reactor. *Microbiology*, 142, 2187-2196.
82. van Dongen, U., Jetten, M.S.M. & van Loosdrecht, M.C.M. (2001a). The combined SHARON/Anammox process. IWA Publishing, London, UK.
83. Fux, C., Boehler M., Huber, P., Brunner, I. & Siegrist, H. (2002). Biological treatment of ammonium-rich wastewater by partial nitrification and subsequent anaerobic ammonium oxidation (anammox) in a pilot plant. *Journal of Biotechnology*, 99, 295-306.
84. Bing-Jie Ni, Bao-Lan Hu, Fang Fang, Wen-Ming Xie, Boran Kartal, Xian-Wei Liu, Guo-Ping Sheng, Mike Jetten, Ping Zheng, Han-Qing Yu. Microbial and Physicochemical Characteristics of Compact Anaerobic Ammonium-Oxidizing Granules in an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor. *Applied and Environmental Microbiology*, April 2010, p. 2652-2656, Vol. 76, No. 8
85. Wiebe Abma, Carl Schultz, Jan-Willem Mulder, Mark Van Loosprecht et al. The advance of Anammox. *WATER* 21/FEBRUARY 2007.
86. Shin H.S., Lim K.H. and Park H.S. (1992) Effect of shear stress on granulation in oxygen aerobic upflow sludge bed reactors. *Wat Sci. Tech.* 26(3-4), 601-605.
87. Morgenroth, E., Sherden T., van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. and Wilderer P.A. (1997). Aerobic Granular Sludge in a Sequencing Batch Reactor. *Wat. Res.* 31(12), 3191 – 3194.

-
88. Dangcong, P., Bernet N., Delgenes J.-P. and Moletta R. (1999). Aerobic Granular Sludge-a Case Report. *Wat. Res.* 33(3), 890-893.
89. Etterer T. and Wilderer P.A. (2001) Generation and properties of aerobic granular sludge. *Wat. Sci. Tech.* 43(3), 19-26.
90. Tay, J.H., Liu Q.S. and Liu Y. (2001). Microscopic Observation of Aerobic Granulation in Sequential Aerobic Sludge Blanket Reactor. *Journal of Applied Microbiology.* 91(1), 168-175.
91. Heijnen J J. and van Loosdrecht M.C.M. (1998) Werkwijze voor het verkrijgen van korrelvormige groei van een micro-organisme in een reactor. NL patent 1005345.
92. Van Loosdrecht, M.C.M. and De Kreuk M.K. (2004). Method for the Treatment of Waste Water with Sludge Granules. Dutch and International patent - NL1021466C; WO2004024638 (A1), Technische Universiteit Delft, The Netherlands.
93. Nancharaiah Y. V., Joshi H. M., Mohan T. V. K., Venugopalan V. P., Narasimhan S. V.. Aerobic granular biomass: a novel biomaterial for efficient uranium removal. *CURRENT SCIENCE*, VOL. 91, NO. 4, 25 AUGUST 2006.
94. Van Loosdrecht M.C.M., Tijhuis L., Wijdicks A.M.S. and Heijnen JJ. (1995) Population distribution in aerobic biofilms on small suspended particles. *Wat. Sci. Tech.*, 31(1), 163-171.
95. Okabe S., Hirata K. and Watanabe Y. (1995) Dynamic changes in spatial microbial distribution in mixed-population biofilms: experimental results and model simulation. *Wat. Sci. Tech.* 32(8), 67-74.
96. Van Loosdrecht, M.C.M., Eikelboom DH, Gjaltema A., Mulder A., Tijhuis, L., Heijnen JJ. 1995. Biofilm structures. *Water Sci Technol* 32 (8):35-43.
97. Qin, L., Liu Y. and Tay J.-H. (2004). Effect of Settling Time on Aerobic Granulation in Sequencing Batch Reactor. *Biochemical Engineering Journal.* 21(1), 47-52.

-
98. Qin, L., Tay J.H. and Liu Y. (2004). Selection Pressure Is a Driving Force of Aerobic Granulation in Sequencing Batch Reactors. *Process Biochemistry*. 39(5), 579-584.
99. Liu Y, Wang ZW, Qin L, Liu YQ, Tay JH. Selection pressure-driven aerobic granulation in a sequencing batch reactor. *Appl Microbiol Biotechnol* 2005;67:26–32.
100. Hu L, Wang J, Wen X, Qian Y. The formation and characteristics of aerobic granules in sequencing batch reactor (SBR) by seeding anaerobic granules. *Process Biochem* 2005;40:5–11.
101. McSwain BS, Irvine RL, Wilderer PA. The influence of settling time on the formation of aerobic granules. *Water Sci Technol* 2004; 50:195– 202.
102. Liu Y, Wang ZW, Tay JH (2005) A unified theory for upscaling aerobic granular sludge sequencing batch reactors. *Biotechnology Advances*, 23, 335–344.
103. Tay JH, Pan S, He YX, Tay STL. Effect of organic loading rate on aerobic granulation: I Reactor performance. *J Environ Eng* 2004;130:1094 – 101.
104. Yang SF, Liu QS, Tay JH, Liu Y. Growth kinetics of aerobic granules developed in sequencing batch reactors. *Lett Appl Microbiol* 2004;38:106– 12.
105. Liu, Y. and Tay J.-H. (2004). State of the Art of Biogranulation Technology for Wastewater Treatment. *Biotechnology Advances*. 22(7), 533-563
106. Lin YM, Liu Y, Tay JH. Development and characteristics of P-accumulating microbial granules in sequencing batch reactors. *Appl Microbiol Biotechnol* 2003;62:430–5.
107. Wang Q, Du G, Chen J. Aerobic granular sludge cultivated under the selective pressure as a driving force. *Process Biochem* 2004; 39:557– 63.
108. Yang SF, Liu Y, Tay JH. A novel granular sludge sequencing batch reactor for removal of organic and nitrogen from wastewater. *J Biotechnol* 2003;106:77– 86.
109. McSwain, B.S., Irvine R.L. and Wilderer P.A. (2004). The Effect of Intermittent Feeding on Aerobic Granule Structure. *Wat. Sci. Technol.* 49(11), 19-25

-
110. Schwarzenbeck, N., Erley R. and Wilderer P.A. (2004). Aerobic Granular Sludge in an SBR-System Treating Wastewater Rich in Particulate Matter. *Wat. Sci. Technol.* 49(11-12), 41-46
111. Zheng YM, Yu HQ, Sheng GP. Physical and chemical characteristics of granular activated sludge from a sequencing batch airlift reactor. *Process Biochem* 2005;40:645– 50.
112. Beun J.J, van Loosdrecht MCM, Heijnen JJ. Aerobic granulation in a sequencing batch airlift reactor. *Water Res.* 2002;36:702– 712.
113. Kim SH, Choi HC, Kim IS. Enhanced aerobic floc-like granulation and nitrogen removal in a sequencing batch reactor by selection of settling velocity. *Water Sci Technol* 2004;50:157– 62.
114. De Kreuk M.K. Aerobic granular sludge. Scaling up a new technology. Delft University of Technology, 2006, 199.
115. Beun, J.J., van Loosdrecht M.C.M. and Heijnen J.J. (2002a). Aerobic Granulation in a Sequencing Batch Airlift Reactor. *Wat. Res.* 36(3), 702-712.
116. Pochana K. and Keller J. (1999) Study of factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (SND). *Wat Sci. Tech.* 39 (6), 61-68.
117. Satoh H., Nakamura Y., Ono H. and Okabe S. (2003) Effect of oxygen concentration on nitrification and denitrification in single activated sludge flocs. *Biotechnol. Bioeng.* 83(5), 604-607.
118. Beun, J.J., van Loosdrecht M.C.M. and Heijnen J.J. (2000). Aerobic Granulation. *Wat. Sci. Technol.* 41(4-5), 41-48.
119. Beun JJ., van Loosdrecht M.C.M. and Heijnen JJ. (2001) N-removal in a granular sludge sequencing batch airlift reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 75(1), 82-92.
120. Third K.A., Burnett N. and Cord-Ruwisch R. (2003) Simultaneous nitrification and denitrification using stored substrate (PHB) as the electron donor in an SBR. *Biotechnol. Bioeng.* 83(6), 706-720.

-
121. De Kreuk, M. K., and Van Loosdrecht, M. C. M. (2004). "Selection of Slow Growing Organisms as a Means for Improving Aerobic Granular Sludge Stability." *Water Science and Technology*, 49(11-12), 9-19.;
122. Beun, J. J., Hendriks, A., Van Loosdrecht, M. C. M., Morgenroth, M., Wilderer, P. A., and Heijnen, J. J. (1999). "Aerobic Granulation in a Sequencing Batch Reactor." *Wat. Res.*, 33(10), 2283-2290.;
123. Moy, B. Y. P., Tay, J. H., Toh, S. K., Liu, Y., and Tay, S. T. L. (2002). "High Organic Loading Influences the Physical Characteristics of Aerobic Sludge Granules." *Letters Appl. Microbiol.*, 34(6), 407-412.)
124. Arrojo, B., Mosquera-Corral, A., Garrido, J. M., and Mendez, R. (2004). "Aerobic Granulation with Industrial Wastewater in Sequencing Batch Reactors." *Wat. Res.*, 38(14-15), 3389-3399.
125. Inizan, M., Freval, A., Cigana, J., and Meinhold, J. "Aerobic Granulation in Sequencing Batch Reactor (Sbr) for Industrial Wastewater Treatment." *World Water Congress & Exhibition 2004, Marrakech, Marocco.*
126. Schwarzenbeck, N., Erley, R., Mc Swain, B. S., Wilderer, P. A., and Irvine, R. L. (2004). "Treatment of Malting Wastewater in a Granular Sludge Sequencing Batch Reactor (Sbr)." *Acta Hydrochim. Hydrobiol.*, 32(1), 16-24.).
127. ПНД Ф 14.1:2.110—97. Методика выполнения измерений содержания взвешенных веществ и общего содержания примесей в пробах природных и очищенных сточных вод гравиметрическим методом.
128. ГОСТ Р 52708-2007. Вода. Метод определения химического потребления кислорода.
129. ПНД Ф 14.1:2.1-95. Методика выполнения измерений массовой концентрации ионов аммония в природных и сточных водах фотометрическим методом с реактивом Несслера (изд. 2004).
130. ПНД Ф 14.1:2.3-95. Методика выполнения измерений массовой концентрации нитрит-ионов в природных и сточных водах фотометрическим методом с реактивом Грисса (изд. 2004).

131. ПНД Ф 14.1:2.4-95. Методика выполнения измерений массовой концентрации нитрат-ионов в природных и сточных водах фотометрическим методом с салициловой кислотой (изд. 2004).

132. ПНД Ф 14.1:2.112-97. Методика выполнения измерений массовой концентрации фосфат-ионов в пробах природных и очищенных сточных вод фотометрическим методом восстановлением аскорбиновой кислотой (изд. 2004).

133. ПНД Ф СБ 14.1.77-96. Методическое руководство по гидробиологическому и бактериологическому контролю процесса биологической очистки на сооружениях с аэротенками

134. Методика технологического контроля работы очистных сооружений городской канализации. Изд. 3-е. Переработанное и дополненное. М: Стройиздат. 1977.

135. СанПиН 2.1.5.980–00 «Санитарные правила и нормы. Гигиенические требования к охране поверхностных вод».

136. Грачев В.А. Дыхательная активность илов, используемых в биологической очистке сточных вод [Текст] / В.А. Грачев, А.Г. Дорофеев, В.Г. Асеева, Ю.А. Николаев, М.Н. Козлов // Экватэк: Сборник статей и публикаций московского водоканала. Москва, 2008. С. 190-200.

137. Хенце М. Очистка сточных вод: Пер.с англ./Хенце М., Армоэс П., Ля-Кур-Янсен Й., Арван Э. – М.: Мир, 2006. – 480 с., ил.

138. Келети Т. Основы ферментативной кинетики, М.: Мир, 1990. - 352 стр.

139. Березов Т.Т., Коровкин Б.Ф. Биологическая химия. Изд. 3-е. М.: Медицина. 2007.

140. Standard ATV-DVWK-A 131E. Dimensions of Single-Stage Activated Sludge Plants. – 2000. –57 p.

141. Строительные нормы и правила СНиП 2.04.03-85. Канализация. Наружные сети и сооружения. М. – 1986.

142. Баженов В.И. Экономический анализ современных систем биологической очистки сточных вод на базе показателя – затраты жизненного

цикла (Life cycle cost) [Текст] / В.И. Баженов, Н.А. Кривошекова // Водоснабжение и канализация. №1. - 2009. - С 37-48.

Акт о внедрении



Исх. №	141114/01
Дата	14.11.2014
Контакт	Ирина Панова
Эл. почта	irina@vodaco.ru
Тел./Факс	+7 495 225-95-98

АКТ О ВНЕДРЕНИИ

Результаты диссертационной работы Акментиной Александры Владимировны "Биологическая очистка городских сточных вод в реакторе циклического действия с восходящим потоком", выполненной в АО "Мосводоканал" и в ФГБОУ ВПО "Санкт-Петербургский государственный архитектурно-строительный университет" под руководством доктора технических наук, профессора М.И.Алексеева приняты для использования в проектной практике.

На настоящее время рекомендации для проектирования и методика инженерного расчета использованы при разработке технологической части проекта канализационных очистных сооружений пос. Веселая Лопань Белгородской обл.

Главный технолог



/ Ирина Панова /

ООО «ВОДАКО»
ИНН 7716206333
КПП 771501001

127566 Москва
Алтуфьевское ш.,
д. 48, корп.2

+7 495 225-95-98
info@vodaco.ru
www.vodaco.ru