

Федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего образования «Санкт-Петербургский государственный университет аэрокосмического приборостроения (ГУАП)»



На правах рукописи

Фоменкова Анастасия Алексеевна

**МОДЕЛЬНО-АЛГОРИТМИЧЕСКОЕ ОБЕСПЕЧЕНИЕ МОНИТОРИНГА
СОСТОЯНИЯ СИСТЕМ АНАЭРОБНОЙ БИОЛОГИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ
СТОЧНЫХ ВОД**

Специальность 2.3.1 – Системный анализ, управление и обработка
информации, статистика

Диссертация на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель

д.т.н, доцент

Колесникова Светлана Ивановна

Санкт-Петербург – 2022

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	5
ГЛАВА 1 АНАЛИЗ АНАЭРОБНОЙ СИСТЕМЫ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД КАК ОБЪЕКТА МОНИТОРИНГА	13
1.1 Общая структура и особенности систем водоотведения и водоочистки	13
1.2 Анализ особенностей локальных систем очистки производственных сточных вод ..	16
1.3 Обоснование требований к системе мониторинга состояния и принятия управленческих решений на основных этапах жизненного цикла системы анаэробной очистки.....	21
1.4 Формализация мониторинга обобщенного состояния системы анаэробной биологической очистки сточных вод.....	26
1.5 Формализация видов обобщенных состояний системы анаэробной биологической очистки.....	33
1.6 Эффективность анаэробной очистки производственных сточных вод.....	36
1.7 Современное состояние исследований по проблеме управления биореакторами, основные направления исследований в мировой науке	41
1.8 Информационное взаимодействие мониторинга обобщенного состояния САБО и управления.....	45
Выводы к главе 1	48
ГЛАВА 2 МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ АНАЭРОБНОГО БИОРЕАКТОРА.....	49
2.1 Модель структурных связей параметров процесса анаэробного брожения	49
2.2 Анализ математических моделей анаэробного брожения	55
2.3 Формализация совместного рассмотрения системотехнических, физических и биохимических процессов в модели анаэробного брожения.....	57
2.4 Разработка обобщенной модели анаэробного биореактора	61
2.5 Обобщенная математическая модель анаэробного биореактора со взвешенно- седиментированной биомассой	72

2.6 Обобщенная математическая модель анаэробного биореактора с прикрепленной на неподвижных плоскостных носителях биомассой	73
Выводы к главе 2.....	80
ГЛАВА 3 АЛГОРИТМЫ МОНИТОРИНГА ОБОБЩЕННОГО СОСТОЯНИЯ СИСТЕМЫ АНАЭРОБНОЙ БИОЛОГИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ.....	82
3.1 Особенности мониторинга обобщенного состояния систем анаэробной биологической очистки	82
3.2 Анализ обобщенного состояния САБО с учетом возможной деградации биомассы	85
3.3 Алгоритмы анализа обобщенного состояния САБО с учетом деградации биомассы	96
3.4 Имитационное моделирование САБО	102
3.4.1 Цели и задачи имитационного моделирования САБО	102
3.4.2 Общая структура имитационной модели САБО.....	103
3.4.3 Примеры имитационного моделирования основных процессов в САБО	105
3.4.4 Аналитическое и численное исследование стационарных состояний САБО.....	112
Выводы к главе 3.....	120
ГЛАВА 4 ЛОКАЛЬНАЯ СИСТЕМА ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД ПРЕДПРИЯТИЯ ПИЩЕВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ.....	121
4.1 Разработка конструкции анаэробного биореактора как основного элемента САБО	121
4.2 Особенности применения обобщенной модели для секционного анаэробного биореактора с прикрепленной биомассой.....	124
4.3 Структура системы мониторинга состояния САБО с секционным биореактором ..	130
4.4 Возможности использования результатов мониторинга обобщенного состояния САБО для решения задач эксплуатации и управления.....	135
Выводы к главе 4.....	151
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	152
СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ.....	155
СЛОВАРЬ ТЕРМИНОВ	160

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	162
ПРИЛОЖЕНИЕ 1 Анализ локальных систем анаэробной очистки сточных вод на ведущих предприятиях пищевой промышленности РФ	180
ПРИЛОЖЕНИЕ 2 Структура технологического процесса анаэробной биологической очистки как объекта мониторинга	181
ПРИЛОЖЕНИЕ 3 Анализ современных конструкций анаэробных биореакторов.....	191
ПРИЛОЖЕНИЕ 4 Параметры, доступные для измерения при мониторинге обобщенного состояния САБО.....	196
ПРИЛОЖЕНИЕ 5 Кинетические параметры и стехиометрические коэффициенты процесса анаэробного сбраживания глюкозы при 35°С	198
ПРИЛОЖЕНИЕ 6 Измеряемые параметры при мониторинге обобщённого состояния САБО с признаками деградации биомассы.....	200
ПРИЛОЖЕНИЕ 7 Тексты программ выбора набора диагностических признаков.....	204
ПРИЛОЖЕНИЕ 8 Алгоритмы оценивания времени <i>HRT</i> гидравлического пребывания стока на очистке на основе измеряемых параметров процесса	209
ПРИЛОЖЕНИЕ 9 Алгоритм проектирования анаэробного биореактора с использованием разработанной имитационной модели	215
ПРИЛОЖЕНИЕ 10 Моделирование САБО с секционным биореактором для очистки сточных вод молокозавода.....	216
ПРИЛОЖЕНИЕ 11 Аппаратурно-технологическая схема локальных очистных сооружений молокозавода	220
ПРИЛОЖЕНИЕ 12 Список публикаций соискателя по теме диссертации	223
ПРИЛОЖЕНИЕ 13 Копии актов о внедрении	226

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы исследования. Современные предприятия пищевой промышленности для обеспечения экологической безопасности оборудуются системами анаэробной биологической очистки (САБО) сточных вод, снижающими концентрации органических загрязнений до уровня, допустимого системой водоотведения. **Важной и значимой** задачей является обеспечение их работоспособности при длительной эксплуатации и снижение риска аварийных ситуаций. Для ее решения важен постоянный мониторинг состояния САБО. Особенностью САБО является необходимость совместного учета характеристик неустойчивых биохимических процессов наряду с физическими и техническими параметрами для корректного анализа состояния системы. Поэтому САБО следует рассматривать как сложный биотехнический объект, а различные наборы значений физических, технических и биохимических параметров САБО характеризуют различные обобщенные состояния такого объекта. Таким образом, в диссертации предполагается, что мониторинг состояния САБО представляет собой сложный процесс, в рамках которого осуществляется совместное решение задач контроля, оценивания, прогнозирования и диагностики обобщенного состояния сложного биотехнического объекта.

Высокая структурно-функциональная сложность рассматриваемых биотехнических объектов и отсутствие полного формального описания происходящих в них процессов с учетом состояния биомассы ограничивает использование существующих современных цифровых технологий интеллектуального мониторинга и управления в действующих промышленных системах анаэробной очистки.

Поэтому разработка модельно-алгоритмического обеспечения мониторинга состояния *системы анаэробной биологической очистки* для формирования и реализации научно обоснованных управленческих воздействий, направленных на поддержание требуемого качества очистки и предотвращение нежелательных переходов в нештатные и аварийные состояния является *новой и актуальной задачей*, решение которой позволит повысить эффективность работы, а также техническую и экологическую безопасность локальных очистных сооружений промышленных предприятий.

Степень разработанности темы исследования. Вопросам математического обеспечения мониторинга и анализа состояния систем анаэробной биологической очистки как сложных биотехнических объектов посвящены исследования ведущих специалистов в области процессов анаэробного брожения. Разработка математического описания биохимических процессов анаэробного брожения проводилась в исследованиях С. В. Калюжного [1, 2], В. А. Вавилина [3, 4], R. Moletta [5, 6], D. Batstone [7], G. Kiely [8], I. Angelidaki [9], H. Siegrist [10], М. Хенце [11], G. Lyberatos [12, 13], D. T. Hill [14], C. L. Barth [14]., на основе которых была разработана модель кинетики анаэробного брожения ADM – 1 [15, 16]. Однако, приведенные модели недостаточно учитывают совместное влияние биохимических, тепломассообменных, гидродинамических и системотехнических процессов в анаэробном биореакторе.

В работах D. J. Batstone, J.-P. Steyer, L. Lardon, K. Boe, I. Angelidaki, V. Alcaraz-Gonzalez, M. Hansson [17 - 23] изучаются измеряемые параметры процесса анаэробного брожения, несущие информацию о состоянии системы. В работах H. Xiao, M. Madsen, A. Hill, H. Haimi [24-27] приведены новые методики и приборы для измерения параметров процесса. В работах A. Punal, L. Lardon, J.-P. Steyer, E. F. Carrasco [21, 26, 28] разрабатываются алгоритмы мониторинга состояния анаэробных систем, отыскания причин дестабилизации процессов очистки и их влияния на наблюдаемые параметры процесса. Однако методология системного анализа и диагностики сложных технических систем в приведенных исследованиях используется недостаточно или вовсе отсутствует.

Применительно к решению задач мониторинга технического состояния сложных технических систем в процессе их эксплуатации наиболее значимы работы авторских коллективов научной школы проф. А.К. Дмитриева и проф. Р. М. Юсупова. Теоретические основы разработаны в работах А. К. Дмитриева, Р. М. Юсупова [29-31], И. А. Биргера [32], Л. А. Заде [33], Д. А. Поспелова [34], А. Н. Аверкина [35], А. Кофмана [36] и других российских и зарубежных ученых. Значимые научные и практические результаты получены применительно к оценке состояния сложных технических систем Р. М. Юсуповым, Б. В. Соколовым [37, 38]. Разрабатывается и внедряется методология интеллектуального мониторинга и интеллектуальной поддержки принятия решений в работах ведущих ученых, таких, как М. Ю. Охтилев [39, 40], О. И. Ларичев [41, 42], А. А. Башлыков [43, 44], А. П. Еремеев [43, 44], Т. Саати [45].

Использование указанных подходов для исследуемых сложных биотехнических систем характеризуется отсутствием общих (универсальных) математических моделей процессов, происходящих в биореакторах различных конструкций, а также соответствующих имитационных моделей для прогнозирования обобщенного состояния системы и выработки рекомендаций по принятию управленческих решений.

Вопросам управления биохимическими реакторами различного назначения посвящены работы В.В. Кафарова [46], А.Н. Кириллова [47], Н.С. Жмур [48], М. Хенце, [11]. Управление процессом биологической очистки сточных вод с одновременным наблюдателем состояний рассматривается в исследованиях [52-58], В.Ю. Невиницына, 2013 [57], С.Е. Душина, Е.К. Грудяевой [56], в которых приведены примеры синтеза непрерывных нелинейных регуляторов на базе аналитического проектирования агрегированных регуляторов, полученные в условиях полного описания в пространстве состояний для частных моделей процессов, существенно отличных по сложности математического описания от известных моделей анаэробного брожения.

Таким образом, в современных условиях тематика диссертационных исследований, посвященных разработке модельно-алгоритмического обеспечения мониторинга состояния САБО для вынесения обоснованных решений по обеспечению и поддержанию требуемого качества очистки и предотвращению перехода сложного биотехнического объекта в нежелательные состояния, является актуальной. При этом под *состояниями САБО* в диссертации в общем случае понимаются их *обобщенные состояния*, которые характеризуются взаимосвязанной совокупностью физических, технических и биохимических параметров.

Цель и задачи исследования. Цель диссертационного исследования заключается в повышении качества функционирования систем анаэробной биологической очистки промышленных сточных вод за счет разработки модельно-алгоритмического обеспечения системы мониторинга состояния рассматриваемого сложного биотехнического объекта.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие **задачи**:

1) исследовать особенности мониторинга состояния САБО как сложного биотехнического объекта, в котором одновременно протекают физические, биохимические и технические процессы;

2) разработать и исследовать обобщенную математическую модель системы анаэробной биологической очистки сточных вод как сложного биотехнического объекта;

3) разработать алгоритмы и программное обеспечение мониторинга обобщенного состояния системы анаэробной биологической очистки сточных вод;

4) применить разработанные модельно-алгоритмическое и программное обеспечение для конкретной САБО на основе новой конструкции секционного биореактора предприятия пищевой промышленности.

Объект исследования: системы анаэробной биологической очистки сточных вод и модели их описания.

Предмет исследования: математические модели САБО, алгоритмы мониторинга обобщенного состояния анаэробного биореактора.

Научную новизну работы составляют.

1. Обобщенная математическая модель анаэробного биореактора САБО описывающая его как сложный биотехнический объект, отличающаяся от известных учетом взаимного влияния гидродинамических, тепломассообменных процессов и биохимического преобразования загрязняющих веществ анаэробной биомассой для различных типов используемого оборудования и обеспечивающая комплексное исследование САБО.

2. Алгоритмическое и программное обеспечение аналитико-имитационной модели САБО, отличающееся учетом изменения технических параметров, связанных с жизнедеятельностью биомассы, с одной стороны, и учетом влияния неисправностей технических подсистем очистных сооружений на биохимические процессы САБО, с другой; и применяемое на этапах проектирования САБО, а также мониторинга ее обобщенного состояния с целью своевременного принятия управленческих решений, направленных на поддержание работоспособности в процессе эксплуатации.

3. Структура предлагаемой технологии мониторинга САБО с новой конструкцией секционного биореактора, отличающаяся построением оценки обобщенного состояния системы по измеренным значениям взаимосвязанных технических и биохимических параметров в каждой секции с учетом многостадийности анаэробной очистки, при этом используется сокращенный набор диагностических признаков, выбранных с использованием критериев минимальной стоимости и максимальной информативности.

Теоретическая значимость работы состоит в разработке новой обобщенной математической модели системы анаэробной очистки, в которой на корректном конструктивном уровне формально описываются физические, технические и

биохимические процессы, влияющие на работоспособность САБО, а также модели и алгоритмы мониторинга обобщенного состояния САБО как сложного биотехнического объекта.

Практическую значимость работы составляют:

1) алгоритмы и реализующее их программное обеспечение для оценивания обобщенного состояния биотехнических подсистем в оборудовании анаэробной очистки, позволяющие сократить число проверяемых диагностических признаков по критериям минимальной стоимости и максимальной информативности;

2) программное обеспечение аналитико-имитационного моделирования системотехнических и анаэробных процессов для оценки неизмеряемых параметров по результатам измерений, характеризующим функционирование САБО как биотехнического объекта.

3) структура и программное обеспечение мониторинга состояния САБО с секционным биореактором, обеспечивающие реализацию основных этапов процесса очистки с наибольшей энергоэффективностью и качеством очистки.

Методология и методы исследования. Для решения поставленных задач диссертационного исследования использованы методы системного анализа, методы анализа кинетики развития микробной популяции и массообменных процессов в сложных биотехнических системах, математического, численного и имитационного моделирования, методы технической диагностики сложных технических систем, методология и технологии комплексного моделирования сложных объектов. Реализация разработанных алгоритмов проводилась с использованием программных средств MATLAB, MathCad.

Положения, выносимые на защиту.

1. Обобщенная математическая модель анаэробного биореактора САБО, описывающая его как сложный биотехнический объект.

2. Алгоритмическое и программное обеспечение аналитико-имитационного моделирования функционирования САБО.

3. Структура технологии мониторинга обобщенного состояния САБО с новой конструкцией секционного биореактора.

Степень достоверности и апробация результатов. Достоверность сформулированных научных положений, основных выводов и результатов диссертации

подтверждается согласованностью теоретических выводов и результатов имитационного моделирования, качественным и количественным соответствием теоретических исследований и экспериментальных данных, полученных как самим автором, так и другими исследователями, а также практическим применением результатов исследований.

Основные положения и результаты диссертационных исследований докладывались и обсуждались на следующих научных конференциях: 6-я Международная научно-практическая конференция «Нетрадиционные и возобновляемые источники энергии как альтернатива первичным источникам энергии в регионе» (7-8 апреля 2011 г., г. Львов); VI Всеукраинская научно-практическая конференция «Биотехнология XXI столетия» (5 апреля 2012 г., г. Киев); VII Всеукраинская научно-практической конференции «Биотехнология XXI столетия» (24 апреля 2013г., г. Киев); Научная сессия ГУАП, 2012, 2015, 2017, 2019, 2020, 2021 годов, Десятая всероссийская научно-практическая конференция по имитационному моделированию и его применению в науке и промышленности «Имитационное моделирование. Теория и практика» ИММОД-2021 (20-22 октября 2021 г., Санкт-Петербург); International Conference «Marchuk Scientific Readings 2021 (MSR-2021) 4-8 October 2021, Novosibirsk, Russian Federation.

Диссертация в полном объеме докладывалась на научно-технических семинарах: СПб ФИЦ РАН, Санкт-Петербург, 2022; кафедры компьютерных технологий и программной инженерии ГУАП, Санкт-Петербург, 2022. Научные исследования поддержаны грантом РФФИ № 20-08-00747 (2020-2022).

Реализация и внедрение результатов. Результаты диссертационного исследования использованы при разработке системы диспетчерского управления очистных сооружений в рамках выполнения проекта по научному направлению «Комплексная переработка минерального, техногенного и растительного сырья с получением функциональных материалов с заданными свойствами» базовой кафедры экологии и экологических проблем химической технологии Владивостокского государственного университета экономики и сервиса (ВГУЭС). Результаты исследований внедрены в учебный процесс подготовки бакалавров и магистров кафедры компьютерных технологий и программной инженерии государственного университета аэрокосмического приборостроения (ГУАП), Санкт-Петербург, и являлись предметами исследований магистерских диссертаций.

Личный вклад автора. Формулировка задач, основных научных положений, выводов исследования, теоретические и практические результаты работы получены и изложены автором самостоятельно.

Публикации. По теме диссертации опубликованы 19 печатных работ, в том числе 4 в журналах, входящих в перечень рецензируемых научных изданий, в которых должны быть опубликованы основные научные результаты диссертаций на соискание учёной степени кандидата наук, на соискание учёной степени доктора наук, из которых 1 входит в библиографическую и реферативную базу Scopus и 1 входит в Russian Science Citation Index на платформе Web of Science, 1 патент на полезную модель, 2 свидетельства о государственной регистрации программы для ЭВМ.

Структура и объем работы. Текст работы состоит из введения, 4 глав, заключения списка сокращений и условных обозначений, словаря терминов, списка литературы, содержащего 182 наименования и 12 приложений. Общий объем диссертационной работы – 227 страниц. Работа включает в себя 60 рисунков, 15 таблиц.

В **первой главе** проведен анализ структуры, особенностей эксплуатации систем водоотведения и водоочистки. Дана характеристика локальных систем очистки производственных сточных вод, выделена подсистема анаэробной биологической очистки как основной компонент очистных сооружений предприятий пищевой промышленности, рассмотрены особенности технологии анаэробного брожения. Обоснована актуальность разработки модельно-алгоритмического обеспечения непрерывного мониторинга системы анаэробной биологической очистки, рассмотрены особенности анализа ее состояния на всех этапах жизненного цикла, сформулированы основные показатели эффективности анаэробного брожения, определяющие желаемые законы функционирования САБО. Обоснована необходимость разработки математической модели, рассматривающей совместное протекание физических и биохимических процессов при анаэробной биологической очистки сточных вод, как основы системы мониторинга.

Во **второй главе** разработана математическая модель анаэробного биореактора более общего характера (по сравнению с имеющимися), содержащей совместное описание физических и биохимических процессов, учитывающая особенности жизнедеятельности микробной популяции, как основа алгоритмов мониторинга состояния САБО для широкого класса конструкций биореакторов. Сформирован набор показателей процесса анаэробного брожения, поддающихся измерению и контролю в

процессе длительной эксплуатации САБО, и неизмеряемых непосредственно, требующих оценивания для выявления ранних признаков потери работоспособности системы.

В третьей главе разработаны алгоритмы оценивания состояния САБО с использованием измеряемых параметров совместно с расчетными значениями, получаемыми по имитационной модели. Выделены виды состояний САБО с учетом их зависимости от анаэробной биомассы; сформулированы причины деградации микроорганизмов в анаэробном биореакторе и обоснована корректность применения имитационного моделирования для разработки алгоритмов мониторинга состояния САБО. Разработана имитационная модель системы анаэробной очистки, позволяющая оценивать (наблюдать) параметры системы на основных этапах ее жизненного цикла. Рассчитаны модельные значения диагностических признаков для выделенных видов состояний, сформулированы требования к алгоритмам оценивания состояния, проведен анализ устойчивости стационарных состояний функционирования биореактора для модели биореактора-смесителя и биореактора-вытеснителя. Разработаны алгоритмы оценивания состояния системы анаэробной биологической очистки, отвечающие критериям наименьшей стоимости и наибольшей информативности.

В четвертой главе разработанные алгоритмы и модели применены для локальной системы очистки предприятия молочной промышленности. Разработана конструкция гибридного секционного анаэробного биореактора с прикрепленной на плоскостных носителях биомассой на основе анализа существующих анаэробных биореакторов. Выделены особенности применения алгоритмов оценивания состояния для гибридного секционного анаэробного биореактора. Предложена структура системы мониторинга состояния 5-тисекционного анаэробного биореактора.

ГЛАВА 1 АНАЛИЗ АНАЭРОБНОЙ СИСТЕМЫ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД КАК ОБЪЕКТА МОНИТОРИНГА

1.1 Общая структура и особенности систем водоотведения и водоочистки

Деятельность человека сопряжена с использованием водных ресурсов, в результате чего вода меняет свои природные свойства и может стать опасной с санитарной точки зрения, содержать токсические вещества и возбудителей инфекционных заболеваний.

Воды, изменившие свои физико-химические показатели в результате хозяйственно-бытовой или промышленной деятельности человека, требующие отведения и очистки, принято называть *сточными водами*.

Комплексы специальных сооружений, называемые *водоотводящей системой*, решают задачи отведения, очистки, обеззараживания сточных вод, обезвреживания образованных при этом осадков, дальнейшего использования очищенной воды или ее сброса в окружающую среду.

В зависимости от происхождения, сточные воды подразделяют на хозяйственно-бытовые (устойчивый состав и небольшие колебания расхода), производственные (существенное различие состава и расхода, зависящего от специфики и мощностей предприятия) и атмосферные (неравномерное образование, являются источниками загрязнения водоемов) (рисунок 1.1) [11, 59-63].



Рисунок 1.1 – Классификация сточных вод

В зависимости от принципов, положенных в основу удаления загрязнений сточной воды, *способы очистки* подразделяют на механические, физико-химические и биологические (рисунок 1.2). Современные системы очистки сточных вод являются промышленными комплексами, производящими очищенную воду, и использующие комбинацию различных способов очистки.



Рисунок 1.2 – Способы очистки сточных вод

Типы загрязнений сточных вод обуславливают соответствующие методы их утилизации. Показатели очищенной воды регламентируются нормативной документацией [64-66] и зависят от места сброса стоков. Разнородность состава сточных вод требует зачастую их раздельного сбора и предварительной очистки перед сбросом в систему городской канализации (рисунок 1.3).

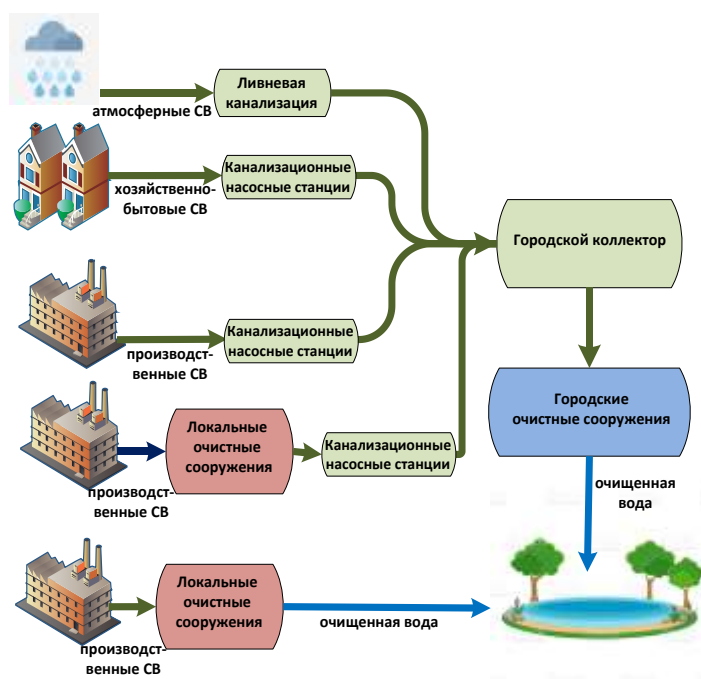


Рисунок 1.3 – Общая структура системы водоотведения

Особенностями приведенной системы водоотведения являются следующие:

- 1) территориальная распределенность системы, обусловленная множеством источников образования сточных вод и единой конечной станцией водоочистки;
- 2) необходимость организации локальных систем предварительной очистки стоков перед сбросом в канализацию или полной очистки в случае сброса воды в водоемы различного назначения для ряда промышленных, сельскохозяйственных и обслуживающих предприятий;
- 3) различие используемых технологий для организации сбора и утилизации сточных вод, многостадийность и продолжительность самого процесса очистки;
- 4) необходимость непрерывного контроля состояния системы как с точки зрения удовлетворения требований нормативов, так и с точки зрения предотвращения аварийных ситуаций.

Анализ действующих систем водоотведения и очистных сооружений на сегодняшний день на территории Российской Федерации показывает:

- большинство из них использует устаревшие технологии;
- многие станции очистки малоэффективны из-за длительного срока эксплуатации;
- недостаточен уровень автоматизации и контроля процесса, что, в конечном счете, приводит к недоочистке стока, увеличению вероятности возникновения аварийных выбросов загрязнений;
- 17% сточных вод сбрасываются в окружающую среду без обработки, и лишь 12% – удовлетворяют всем требованиям, установленным нормативами (согласно официальным данным [67]);
- доля загрязненности поверхностных вод сточными водами в Москве и Санкт-Петербурге существенно ниже, чем в целом по стране, что обусловлено полной реорганизацией и модернизацией очистных сооружений в этих регионах, внедрением современных систем диспетчерского управления узлами и сооружениями городской системой водоотведения и канализации, обеспечивающих непрерывный контроль системы, позволяющих оперативно обнаруживать и принимать меры при сбросе предприятиями региона неочищенного стока.
- Ленинградская область, согласно отчету счетной палаты РФ за 2020 год [68], вошла в перечень регионов с наибольшей загрязненностью поверхностных вод,

обусловленной в первую очередь сбросами недоочищенных промышленных и бытовых стоков, поверхностных вод с сельскохозяйственных угодий.

В настоящее время вопросам экологической безопасности уделяется большое внимание как на уровне отдельных предприятий, так и на государственном уровне. В рамках федеральной программы «Чистая вода» устанавливаются сооружения очистки сточных вод, а 2021 год в Ленинградской области объявлен «Годом чистой воды».

Такое состояние дел стимулирует

- возникновение специализированных предприятий, ориентированных на внедрение современных систем очистки: ведущими отечественными предприятиями в этой области являются МосводоканалНИИпроект, НПК Техводполимер, НПП Би-ТЭК, НПО Агростройсервис и другие.
- повсеместное внедрение SCADA-систем диспетчерского управления системами водоотведения и водоочистки.

В крупных городах, где системы водоотведения и водоочистки были модернизированы с использованием современных технологий автоматизации и управления технологическим процессом, достигнуты высокие показатели эффективности очистки и надежности системы. Однако для *локальных очистных сооружений* современные технологии автоматизированного контроля и управления используются ограничено.

1.2 Анализ особенностей локальных систем очистки производственных сточных вод

Локальные станции очистки производственных сточных вод, основной задачей которых является снижение концентрации загрязнений в стоке до допустимого для сброса в канализацию или поверхностные воды уровня, расположены непосредственно на предприятиях, являются составной частью общерегиональной системы водоотведения и водоочистки и ориентированы на специфику производства.

Локальная система очистки сточных вод предприятия должна удовлетворять ряду как правило противоречивых требований.

1. СанПИНЫ [64-66] регламентируют показатели состава и свойств сточных вод, сбрасываемых в муниципальную канализацию или в открытые водоемы, соблюдение которых должно обеспечиваться во всех режимах работы предприятия.

2. Организация процесса очистки и используемые технологии существенно зависят от санитарно-химического состава перерабатываемых сточных вод. Это приводит к большому разнообразию используемых принципов работы и устройств очистных сооружений, ориентированных на специфику состава сточных вод конкретного предприятия, поступающих в систему очистки.

3. Производительность предприятия и номенклатура выпускаемой продукции могут изменяться в зависимости от сезонности и временных параметров, что приводит к неравномерному образованию сточных вод. Необходимо предусматривать возможности залповых и аварийных выбросов загрязнений. Перечисленные факторы не должны влиять на заданное качество очистки.

4. Очистные сооружения имеют длительный срок эксплуатации, составляющий десятки лет, в течение которого они должны работать непрерывно, что предъявляет повышенные требования к надежности как непосредственно системы очистки, так и системы управления ею. В процессе эксплуатации появляются более совершенные технологии, во-вторых, как правило становятся более жесткими требования к качеству очистки. Все это требует регулярной модернизации системы.

5. Важное значение имеют стоимостные показатели очистки. Капитальные затраты на строительство и комплектацию оборудованием очистных сооружений в значительной степени определяются их размерами и занимаемой площадью. При этом наблюдается тенденция возрастания эксплуатационных затрат при экономии ресурсов при строительстве.

Очистные сооружения относятся к числу экологически опасных технических систем, для которых аварийные ситуации либо пиковые нагрузки могут привести к значительным материальным ущербам и ухудшению экологической обстановки региона. Своевременное обслуживание и диагностика очистных сооружений, реконструкция и модернизация оборудования, позволяет снизить риск возникновения подобных ситуаций.

Пример 1.1. Авария на очистных сооружениях предприятия «Полиэф», Республика Башкирия, в 2019 году привела к значительному загрязнению рек Изяк и Уфимка. В 2007 году в Брестской области из-за переполнения отстойных резервуаров и

неудовлетворительного состояния установок очистных сооружений произошел выброс неочищенных сточных вод в канал Заозерский. Сброс недоочищенного стока промышленных предприятий в систему канализации привел к гибели активного ила на городских очистных сооружениях в Курске и Воронеже в 2019 году. Предприятия были оштрафованы на значительную сумму, необходимую для восстановления активного ила и популяции рыб. Также известны случаи взрыва метана на очистных сооружениях, повлёкшие травмы обслуживающего персонала (Нижнем Тагил, 2008 год)¹.

К проблемам проектирования и строительства локальных очистных сооружений относятся

- отсутствие единой методики проектирования систем очистки;
- практическая невозможность проведения экспериментальных исследований для выбора и обоснования технических решений с нужной частотой для выработки надежных рекомендаций;
- учет в полной мере энергии в аппаратуре системы очистки, в том числе вырабатываемой за счет побочных продуктов технологического процесса (биогаза и др).

Общая структура локальных очистных сооружений, разработанная на основе анализа существующих подходов к построению подобных систем [11, 59-63, 67], приведена на рисунке 1.4 и в целом применима к широкому классу очистных сооружений.

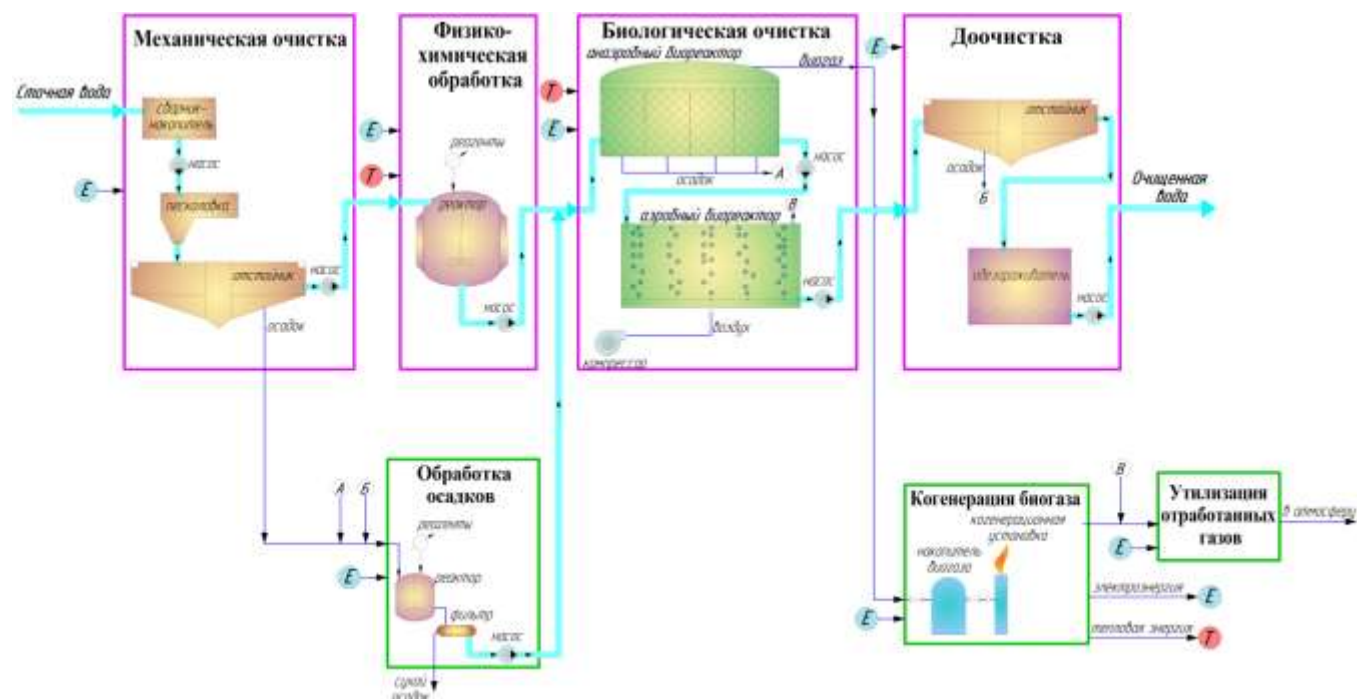


Рисунок 1.4 – Общая структура локальной системы очистки сточных вод

¹ <https://ecostandart.com/info/articles/poleznoe/avarii-na-ochistnykh-sooruzheniyakh-primery/>

Процесс очистки сточных вод (рисунок 1.4) подразумевает следующие основные этапы.

1. *Механическая очистка*, необходимая в большинстве случаев для удаления нерастворимых примесей из входного потока сточной воды (сборники-накопители, обеспечивающие выравнивание объема и состава сточных вод, поступающих на очистку, песколовки, отстойники и другое оборудование механической очистки).

2. *Физико-химическая обработка*, реализующая сочетание физических и химических методов очистки для удаления специфических загрязнений, изменения рН стока, внесения реагентов; включает предварительную физическую обработку (термовыдержка при повышенном давлении, обработка микроволнами или ультразвуком). В зависимости от состава загрязнений сточной воды может использоваться такое технологическое оборудование, как флотаторы, ионообменные установки, электрокоагуляторы и т.п.

3. *Биологическая очистка*, позволяющая удалить из сточных вод органические загрязнения, соединения азота и фосфора, используя специальные группы микроорганизмов. В структуре системы очистки (рисунок 1.4) используется анаэробная очистка и аэробная доочистка стока.

Анаэробная очистка реализуется анаэробными микроорганизмами без доступа кислорода и позволяет синтезировать биогаз – энергоноситель, обеспечивающий систему очистки энергией.

При *аэробной доочистке* разложение органического загрязнения происходит аэробными микроорганизмами в присутствии кислорода, подаваемого через газораспределительные устройства. Процессы биологической очистки реализуют в специализированных аппаратах – биореакторах, в которых создаются и поддерживаются наилучшие условия для активной жизнедеятельности микробного сообщества.

4. *Доочистка сточных вод*, служащая для подготовки очищенной воды к сбросу. Выбор используемых на этом этапе методов очистки и оборудования зависит как от происхождения сточных вод, так и от места сброса очищенной воды: канализация, поверхностные воды, водоемы различного назначения.

На рисунке 1.4 отражено и необходимое для обеспечения основного цикла очистки вспомогательное оборудование: установки для обработки осадков, образованных на

основных этапах очистки, и подготовки их к утилизации. В ряде случаев возможно использование осадков в сельском хозяйстве.

При использовании анаэробной биологической очистки выделяется биогаз, который в значительной степени состоит из метана. В современных системах очистки используются когенерационные установки для сжигания биогаза с выработкой электро- и тепловой энергии. Насосные станции обеспечивают функционирование всей системы.

Сточные воды предприятий различных отраслей промышленности значительно отличаются по составу загрязнений, что определяет используемые технологии очистки [11, 59, 62, 71].

Предприятия пищевой, биотехнологической, фармацевтической промышленности, а также сельскохозяйственные животноводческие комплексы имеют выходом сточные воды с высокой концентрацией органических загрязнений. На долю предприятий пищевой промышленности приходится порядка 14% объема производства всего промышленного комплекса Российской Федерации, что уступает только предприятиям топливной промышленности и машиностроения [72]. Эти предприятия сконцентрированы в основном в крупных населенных пунктах, обслуживаемых централизованными системами водоотведения и канализации. Соответственно, велико и образование высококонцентрированных по органическому веществу производственных сточных вод.

В настоящее время на ведущих предприятиях пищевой промышленности, таких как пивоваренные заводы компании «Балтика», молокоперерабатывающие предприятия компаний «Вимм-Билль-Данн», «Данон» и др. (приложение 1), активно внедряются современные технологии очистки, модернизируются существующие локальные очистные сооружения, что подтверждает актуальность разработки современных систем анаэробной биологической очистки сточных вод (САБО), повышения их эффективности.

Системы анаэробной биологической очистки относятся к сооружениям, особенности которых, такие как:

- 1) длительный срок эксплуатации;
- 2) высокая чувствительность к изменению внешней среды и возможных воздействий;
- 3) требование к гомогенности сточной воды, поступающей на очистку;

- 4) высокая энергоэффективность за счет использования вырабатываемого биогаза, количество которого зависит от производственных циклов на предприятии;
- 5) повышенный риск для экологической обстановки в случае аварии.

определяют необходимость непрерывного контроля их состояния и своевременного принятия решений по техническому обслуживанию.

Сложность и многокомпонентность систем очистки сточных вод, различие в используемых технологиях на отдельных стадиях очистки, повышенные требования к экологической безопасности делают актуальными *задачи мониторинга состояния системы* как на уровне региона, так и на уровне отдельных предприятий.

Характерные для системы анаэробной очистки *многостадийность, многосвязность, многомерность и нелинейность процессов* позволяет говорить о ней как о *сложной технической системе* (по Л.А. Растригину) [73] и применять подходы, используемые для мониторинга и оценивания состояния сложных объектов, для которых необходимо рассматривать особенности функционирования на всех этапах жизненного цикла.

1.3 Обоснование требований к системе мониторинга состояния и принятия управленческих решений на основных этапах жизненного цикла системы анаэробной очистки

Системный анализ системы анаэробной биологической очистки (САБО) целесообразно основывать на модели ее жизненного цикла [74-77], соответствующей общепринятым этапам, предусмотренным российскими и международными стандартами [78-80]. К системе анаэробной биологической очистки сточных вод применима каскадная модель жизненного цикла, представленная на рисунках 1.5-1.6, имеющая следующие *специфические особенности*, определяющие алгоритмы мониторинга состояния и поддержки принятия решений.

1. Отсутствие единых стандартизированных методик проектирования САБО, а существующие системы автоматизированного проектирования не могут учесть особенности конкретной конструкции биореактора.

2. Продолжительное время выхода на установившийся режим работы при запуске очистных сооружений, перезапуске системы в связи с модернизацией, проведением ремонтных работ или послеаварийных ситуаций.

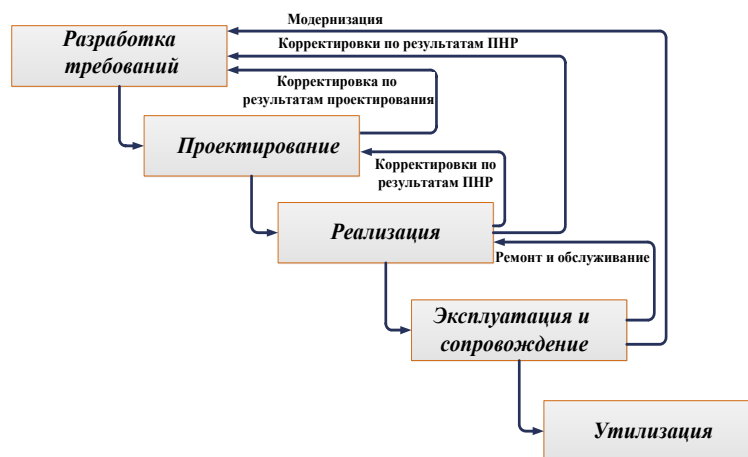


Рисунок 1.5 – Модель жизненного цикла анаэробной системы очистки сточных вод

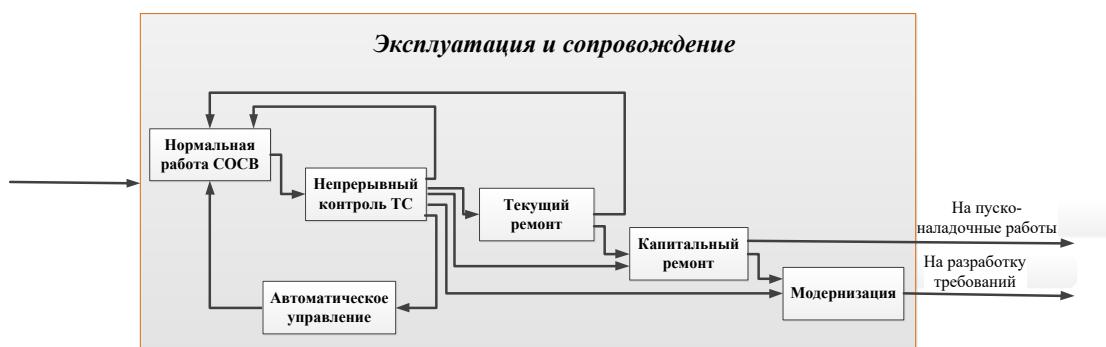


Рисунок 1.6 – Этап эксплуатации и сопровождения жизненного цикла системы анаэробной биологической очистки

Замечание 1.1. Для промышленных установок это время составляет от нескольких недель до нескольких месяцев, что связано с необходимостью адаптации микробной популяции к условиям в биореакторе. В этой связи при эксплуатации САБО важнее не допустить выхода из строя биореактора, чем достигнуть высоких показателей очистки в условиях нормального функционирования. Большую роль для запуска и дальнейшей эксплуатации системы имеет качество и биологические свойства используемого инокулянта².

² Инокулянт - это биопрепарат, содержащий живые, специально отобранные культуры микроорганизмов, из которых развивается популяция биомассы в биореакторе, и вносимый при запуске или обслуживании аппарата.

3. Повышенная чувствительность к внешним факторам и возмущающим воздействиям, приводящих к проблеме поддержания стабильной работы САБО на протяжении всего срока эксплуатации.

4. Параметрические флуктуации и изменение во времени характеристик биомассы, обусловленных как естественными процессами развития популяции, так и адаптацией микроорганизмов к условиям окружающей среды (например, при сезонном изменении ассортимента продукции предприятия и соответствующих загрязнителей сточных вод).

5. Необходимость решения задачи непрерывного контроля активности и жизнеспособности биомассы, выявления и своевременного устранения причин угнетения микроорганизмов.

6. Высокая степень инертности биологических процессов в САБО, приводящих к потере работоспособности, обнаружение которой сопряжено с *запаздыванием*. В этой связи важное значение имеет ранняя диагностика состояния дестабилизации процесса анаэробной очистки и прогноз развития состояния САБО.

7. Ограниченный набор управляющих параметров (температура процесса, скорость потока жидкости в биореакторе, добавление реагентов) и границ, за которыми их значения могут противоречить физическому смыслу при конструировании регуляторов технологических процессов в САБО. Особенности микробной популяции, привязанность локальных очистных сооружений к производственному процессу на предприятии, накладывают ограничения на использование указанных управляющих параметров.

8. Неполная наблюдаемость объекта, обусловленная сложностью биохимических процессов в САБО. Измерению поддаются ограниченное число внешних параметров, несущих косвенную информацию о состоянии системы. Для многих параметров, характеризующих процесс анаэробного сбраживания (содержание ацетатов или пропионатов в очищаемой воде), разработаны только лабораторные способы контроля, требующие периодического отбора проб и наличия квалифицированного персонала на предприятии.

Приведенные особенности системы анаэробной биологической очистки сточных вод на различных этапах жизненного цикла определяют *цели и задачи системы мониторинга*.

В настоящее время наиболее распространенным подходом построения системы мониторинга САБО является внедрение SCADA-систем в рамках АСУ ТП

диспетчерского управления, в которых основной упор делается на представление информации о состоянии системы диспетчеру для принятия соответствующих решений.

Основной недостаток существующих подходов к автоматизации систем очистки заключается в слабой формализации основных разнородных по сути процессов и, как следствие, значительная часть интуитивно принимаемых решений в условиях ограниченного количества информативных параметров.

В работах [39-40] для сложных технических систем предлагается подход интеллектуального мониторинга, сочетающий использование формализованных экспертных знаний и методов математического моделирования для поддержки принятия управленческих решений. Применительно к системам анаэробной биологической очистки, процесс мониторинга согласно указанной модели представлен на рисунке 1.7.

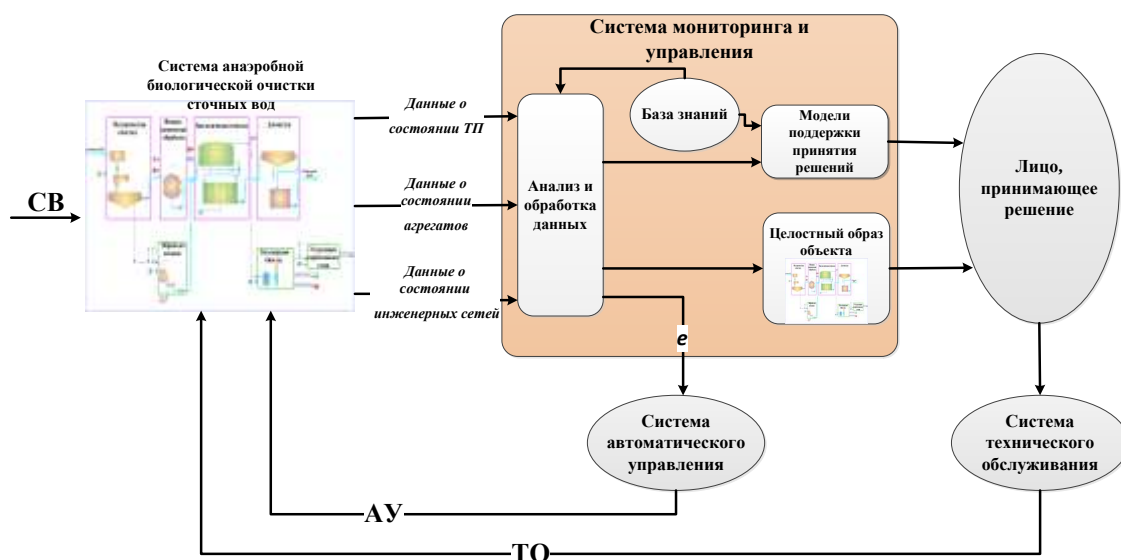


Рисунок 1.7 – Структура системы мониторинга и управления системы анаэробной биологической очистки сточных вод: АУ – автоматизированное управление, ТО – техническое обслуживание, СВ – сточная вода

Разделение на группы элементов системы, характеризующих различные стороны функционирования САБО, позволит разработать отдельные контуры мониторинга состояния, выделить классы состояний, имеющие место при отказах каждой из следующих групп.

1. Агрегаты – реакторы-смесители, отстойники-усреднители, фильтры, накопители биогаза, когенерационные установки, теплообменники и проч., под техническим состоянием которых подразумевается их функциональная пригодность и

работоспособность (целостность, герметичность и т.п.), обеспечивающего процесс очистки сточных вод и вспомогательные стадии.

2. Инженерные сети, включающие в том числе водоотводящие системы, насосные станции, электрооборудование, обеспечивающие работу системы очистки; для этой группы оборудования хорошо изучены причины отказов, способы их определения и устранения.

3. Биореактор. Удаление органических загрязнений за счет жизнедеятельности биомассы в биореакторе есть основа технологического процесса анаэробной биологической очистки сточных вод. На сегодняшний день выполняются теоретические и экспериментальные исследования состояния анаэробной биомассы в различных режимах работы системы, разрабатываются и внедряются новые инструментальные средства контроля показателей технологического процесса анаэробного брожения [17-27].

Таким образом, основным элементом САБО, в наибольшей степени влияющим на работоспособность всей системы и определяющим ее функциональную пригодность, является анаэробный биореактор, сочетающий в себе особенности как сложной технической системы, так и биологической, подчиненной законам развития популяции. Поэтому САБО следует рассматривать как сложный биотехнический объект.

Непрерывный мониторинг состояния анаэробного биореактора, включающий контроль активности и жизнедеятельности биомассы, позволит

- своевременно принять решение по сохранению работоспособности системы, поддержанию наилучших условий для развития и жизнедеятельности биомассы;
- предупредить возникновение аварийных и неработоспособных состояний системы, связанных с угнетением микроорганизмов;
- обеспечить безопасность процесса очистки, предотвратить экологические риски в случае раннего обнаружения отклонений состояний системы от нормального функционирования.

На основе анализа особенностей жизненного цикла систем анаэробной биологической очистки сточных вод сформулируем **задачи непрерывного мониторинга состояния системы анаэробной биологической очистки:**

1) оперативный контроль параметров технологического процесса и критических параметров САБО в реальном режиме функционирования системы;

- 2) построение корректной оценки состояния САБО и ее неизмеряемых параметров;
- 3) отнесение наблюдаемого состояния системы к одному из заранее определенных видов состояний для своевременного выявления режимов работы, которые могут привести в аварийной ситуации, и неисправностей подсистем САБО;
- 4) прогноз развития состояния системы для своевременного принятия решения по ее эксплуатации, техническому обслуживанию и управлению с целью формирования управляющего воздействия, обеспечивающего достижение требуемого режима функционирования САБО, и/или принятия оперативного решения о необходимости выбора: технического обслуживания, ремонта, модернизации системы, возвращающим систему в желаемое исправное и работоспособное состояние; при этом решение о бездействии является допустимой реакцией системы мониторинга на исправное, работоспособное состояние системы, обеспечивающее заданное качество очистки сточных вод.

В процессе длительной эксплуатации системы очистки, на основе данных системы мониторинга и имеющейся базы знаний, необходимо своевременно принимать **решения**:

- 1) о необходимости корректировки технологического процесса, проведения профилактического обслуживания узлов системы, текущего или капитального ремонта оборудования;
- 2) о необходимости модернизации системы;
- 3) предупреждении снижения качества очистки;
- 4) направленные на снижении вероятности аварийных ситуаций;
- 5) о принятии мер по недопущению сброса недоочищенного стока.

Эффективность реализации алгоритмов мониторинга и управления на этапе эксплуатации САБО напрямую зависит от качества анализа наблюдаемого состояния системы.

1.4 Формализация мониторинга обобщенного состояния системы анаэробной биологической очистки сточных вод

САБО представляет собой сложный динамический объект (ДО).

Определение 1.1. Под сложным динамическим объектом будем понимать объект, характеризующийся свойствами: 1) отсутствие (недостаточность априорной информации

для построения адекватной реальному объекту модели) или невозможность (структурно сложный объект) полного аналитического описания; 2) нелинейность имеющихся моделей описания; 3) динамическая нестационарность сопровождающего его поведение процесса.

Существует несколько уровней описания сложных систем. Здесь нам удобны будут два представления.

Замечание 1.2. В дальнейшем изложении будем использовать следующие обозначения:

- **A, a** (прямой полужирный шрифт) – обозначения векторов;
- **A_(n), a_(m)** (подстрочный индекс вектора в угловых скобках) – размерность вектора, которая в контексте излагаемого материала может быть опущена;
- **A** (прямой шрифт, нежирное начертание, прописная буква) – обозначение множеств;
- *A, a* (курсив для латиницы или кириллицы) или *α* (нежирное начертание, нижний регистр для греческих букв) – обозначение скалярных величин;
- **A = (a₁, a₂, ..., a_n)** – перечисление элементов вектора **A**;
- **A = { a₁, a₂, ..., a_n }** – перечисление элементов множества **A**;
- **A = {a}** – указание, что множество **A** содержит все возможные значения переменной *a*.

Для рассмотрения модели САБО как сложной динамической системы $M_{до}$, удобен теоретико-множественный подход, согласно которому [29, 30] исследуемый объект может быть формализован в виде упорядоченного множества:

$$M_{до} = \langle T, Z, Y, X, g \rangle, \quad (1.1)$$

где g – оператор преобразования входных воздействий $z \in Z$ (сочетающих характеристики сточной воды, поддающейся очистке, управляющих и возмущающих воздействий) в выходные переменные $y \in Y$, для состояния системы $x \in X$ в моменты времени $t \in T$, в которые наблюдается объект ($g: T \times X \times Z \rightarrow Y$). z, y, x – векторы входных, выходных переменных и переменных состояния, $Z = \{z\}$, $Y = \{y\}$, $X = \{x\}$, $T = \{t\}$ – соответствующие множества значений векторов входных, выходных переменных, вектора переменных состояния и моментов времени наблюдения объекта соответственно.

Множество T есть подмножество множества действительных чисел (конечный или бесконечный интервал числовой оси). Здесь нам удобно полагать, что $\mathbf{z} = \mathbf{z}(t)$, $\mathbf{y} = \mathbf{y}(t)$, $\mathbf{x} = \mathbf{x}(t)$, $t \in T$, так как система $M_{до}$ – временная система, X – множество возможных значений вектора состояний, $X = \{\mathbf{x}(t), t \in T\}$.

Определение 1.2. Под состоянием САБО будем понимать набор таких переменных $x_i(t), i = \overline{1, n}$, изменяющихся во времени под влиянием внешних воздействий или внутренних возмущений, которые полностью определяют положение объекта в заданном пространстве состояний в некоторый момент времени. Набор значений переменных состояния в каждый момент времени $t \in T$ формирует вектор состояния $\mathbf{x}(t) = (x_1(t), x_2(t), \dots, x_n(t))'$ («'» – оператор транспонирования). При этом под **состояниями САБО** в диссертации в общем случае понимаются их **обобщенные состояния**, которые характеризуются взаимосвязанной совокупностью физических, технических и биохимических параметров.

Определение 1.3. Мониторинг состояния системы очистки – сложный процесс, в рамках которого осуществляется совместное решение задач контроля, оценивания, диагностики и прогнозирования обобщенного состояния сложного биотехнического объекта, результаты которого являются основанием для выбора соответствующих управленческих решений по обеспечению режима функционирования объекта и управления с требуемым качеством.

В данной работе задача прогнозирования не была предметом исследования.

Замечание 1.3. Для сложных динамических объектов в состав управляющей системы входят подсистемы мониторинга состояния объекта и определения управляющих воздействий на основе данных о состоянии.

С точки зрения обеспечения работоспособности рассматриваемого объекта и управления в процессе эксплуатации, наибольший интерес представляют не конкретное обобщенное состояние системы $\mathbf{x}(t)$, а некоторая область фазового пространства, которому оно принадлежит. Исходя из этого, все множество X значений вектора состояния $\mathbf{x}$ согласно некоторому отношению эквивалентности по свойству O условно разбито на непересекающиеся подмножества X/O ($\vartheta: X \rightarrow X/O$), в однозначное соответствие (биекцию) которому поставим множество Ω ($X/O \xrightarrow{\chi} \Omega$), элементы которого сопоставлены различным видам состояний САБО со свойствами,

позволяющими их отличать друг от друга, и охватывающим все возможные состояния САБО, как стационарные, так и переходные между ними.

Определение 1.4. Вид состояния САБО – это подмножество таких его обобщенных состояний, о которых может быть принято одно и то же решение, согласованное с целью проводимого контроля и управления [82].

В множестве $\Omega = \{\Omega_q, q \geq 1\}$ выделим подмножество стационарных видов состояний $St = \{St_i | i = \overline{1, m}\}$, $St \subset \Omega$, свойства которых экспертно определены. Набор состояний St и причинно-следственные взаимосвязи между ними есть объект рассматриваемой системы мониторинга.

Поскольку не все переменные, определяющие состояние системы x , поддаются непосредственному наблюдению при мониторинге САБО, и фактически мы вынуждены иметь дело с измеряемыми параметрами y , то ставятся задачи классификации состояния САБО по измеренным значениям параметров и выработки решения о принадлежности состояния объекта одному из заданных видов состояний.

Тогда наряду с описанием САБО как динамической системы (1.1), ее модель как объекта мониторинга обобщенного состояния, будем представлять в виде агрегированной модели M_{OA} , задаваемой упорядоченным множеством [29, 30, 81, 82,]:

$$M_{OA} = \langle St, \Pi, L, P, \Phi \rangle, \quad (1.2)$$

где $\Pi = \{\pi_j | j = \overline{1, k}\}$ – множество диагностических признаков, обеспечивающих полную наблюдаемость системы; $L = \{l_{ij} | i = \overline{1, m}; j = \overline{1, k}\}$ – множество интервалов на вещественной числовой оси, каждый из которых задает диапазон значений признака $\pi_j \in \Pi$ в состоянии $St_i \in St, i = \overline{1, m}, j = \overline{1, k}$; $P = \{P(St_i) | \sum_{i=1}^m P(St_i) = 1\}$ – множество вероятностей видов состояний St ; $\Phi: St \times \Pi \rightarrow L$ – отображение, по которому для каждого признака $\pi_j \in \Pi$ в каждом из видов состояний $St_i \in St$ задается диапазон значений $l_{ij} \in L$.

Процесс анализа состояния САБО заключается в регистрации значений выходных параметров системы $y = (y_1, y_2, \dots, y_r)'$, проведении проверок диагностических признаков $\Pi = \{\pi_j | j = \overline{1, k}\}$, которые соотносят измеренные значения с заданными интервалами L , и

принятия решения из множества D о состоянии системы. Формально процесс анализа описывается кортежем: [29, 82]:

$$M_{\text{ПА}} = \langle Y, \Gamma, P_{\Gamma}, \Pi, D \rangle, \quad (1.3)$$

где Γ – сигма-алгебра подмножеств множества St , D – подмножество Γ , каждый элемент которого соответствует $D = \{St_i\}$, $i = \overline{1, m}$, (St – множество видов состояний, формально заданных модельными значениями диагностических признаков, D – множество решений о реальном состоянии объекта, с учетом ошибок 1-го и 2-го рода, погрешностей измерения и помех), P_{Γ} – вероятностная мера на множестве Γ .

В процессе анализа состояния САБО, путем проведения проверок диагностических признаков, выбираются соответствующие элементы множества Γ , которые на каждом шаге реализации алгоритмов анализа обладают меньшей мощностью, до тех пор, пока не будет выбран единственный вид состояния объекта.

Замечание 1.4. Множество L из (2) по сути предполагает далее применение алгоритма интервального оценивания наблюдаемых признаков. Однако, при построении ИМ в силу неизбежности шумов измерения и внутренних возмущений, нельзя отрицать вероятностный характер динамики САБО, учитываемый в (3). Таким образом, различаем описание объекта и описание процесса принятия решений в форме (3).

Так, процесс выработки решения о состоянии объекта можно представить в виде коммутативной диаграммы (рисунок 1.8).

$$\begin{array}{ccccccc} T \times Z \times X & \xrightarrow{h} & Y & \xrightarrow{\eta} & St & \xrightarrow{\psi} & D \\ & & & & \nearrow \chi & & \\ & X & \xrightarrow{\vartheta} & X/O & & & \end{array}$$

Рисунок 1.8 – Коммутативная диаграмма реализации мониторинга и принятия решения о состоянии системы анаэробной биологической очистки

На рисунке 1.8 классификации состояния САБО по измеренным значениям параметров и выработки решения о принадлежности состояния объекта одному из заданных видов состояний соответствуют отображения: $\eta : Y \rightarrow St$, $\psi : St \rightarrow D$.

Таким образом, **разработка системы мониторинга** состояния САБО требует решения следующих задач:

- 1) сформулировать математическую модель, описывающую изменение переменных состояния при различных воздействиях, и позволяющую реализовать отображение $g: T \times X \times Z \rightarrow Y$;
- 2) разработать компьютерную (имитационную) модель работы САБО на основе математической модели с целью расчета модельных значений диагностических признаков в выделенных для анализа видах состояний;
- 3) получить агрегированную модель САБО как объекта мониторинга в соответствии с представлениями (1.2)-(1.3);
- 4) сформулировать решающие правила, которые позволят выполнить отображения $\vartheta: X \rightarrow X/O$, $\chi: St \leftrightarrow X/O$;
- 5) разработать алгоритмы классификации состояния, реализующие отображение $\eta: Y \rightarrow St$.
- 6) разработать алгоритмы реализации отображения $\psi: St \rightarrow D$ с учетом ошибок 1-го и 2-го рода.

Для реализации первой из представленных задач – формулировки математической модели САБО, представим ее как объект класса динамических систем. САБО – система динамическая, причем характеризующаяся сложной динамикой, наличием устойчивых и неустойчивых состояний и переходными режимами между ними. Так, трофическая цепь двухстадийного процесса анаэробного брожения имеет иерархический вид (знаком «•» здесь обозначена взаимосвязь в паре «хищник- жертва»):

Кислотогенез. Субстрат-жертва(S)•Биомасса-хищник (B_1) $\Rightarrow$ Продукт (P);

Метаногенез. Продукт-жертва(P)•Биомасса-хищник (B_2) $\Rightarrow$ Газ (G).

Как известно, математическая модель «хищник-жертва» структурно неустойчива: незначительное изменение параметров правой части может привести к качественному изменению поведения.

Замечание 1.5. Неопределенность в математической модели сложных объектов нередко задается в форме определения множества возможных значений параметров объекта, неизбежно флуктуирующих в биологических системах. Нам будет удобно для «стыковки» динамической и теоретико-множественной моделей САБО использовать неопределенность интервального типа.

Определение 1.5. Состояние САБО $x(t)$ как состояние динамического объекта есть совокупность определенных величин $x(t) = (x_1(t), \dots, x_n(t))'$, изменение во времени

которых подчиняется некоторому закону эволюции начального состояния системы $\mathbf{x}(t)=f_t(\mathbf{x}(t_0))$, $t > t_0$, здесь реализованному обыкновенными дифференциальными уравнениями, составляющими систему ОДУ:

$$\begin{aligned}\dot{\mathbf{x}}(t) &= \mathbf{F}(\mathbf{x}(t), \mathbf{z}(t), \mathbf{Par}(t)), \mathbf{x} \in \mathbb{R}^n, t \in [t_0, T_{\text{до}}), \\ \mathbf{y}(t) &= \mathbf{H}(\mathbf{x}(t)) + \boldsymbol{\xi}(t),\end{aligned}\tag{1.4}$$

где $\mathbf{F}()$ – нелинейная вектор-функция, описывающая характер изменения переменных обобщенного состояния, причем для части координат закон их изменения не является известным; $\mathbf{H}()$ – вектор-функция, описывающая механизм получения выходных переменных в условиях неопределенности $\boldsymbol{\xi}$, $\mathbf{Par}(t) \in P_{\text{Par}} \in \mathbb{R}^w$ – вектор параметров объекта, среди компонент которого могут быть и постоянные. Изменению обобщенного состояния во времени $\mathbf{x}(t)$ сопоставлено движение изображающей точки $(x_1(t), \dots, x_n(t))$ в фазовом пространстве объекта.

Поскольку имеет место параметрическая неопределенность $\mathbf{Par} = \mathbf{Par}(t) \in P_{\text{Par}}$, то всевозможные решения³ (1.4) подчиняются дифференциальному включению:

$$\dot{\mathbf{x}}(t) \in \mathbf{F}(\mathbf{x}(t), \mathbf{z}(t), \mathbf{Par}(t)), \mathbf{x}(t_0) = \mathbf{x}_0.\tag{1.5}$$

Замечание 1.6. Описание (1.4), (1.5) может иметь и более сложное описание, если динамика изменения параметров зависит от текущего состояния объекта, в этом случае $\mathbf{Par} = \mathbf{Par}(t, \mathbf{x}(t)), t \in [t_0, T_{\text{до}})$.

В действительности полный учет элементов систем типа САБО может привести к числу в несколько десятков и, возможно, сотен переменных, влияние каждой из которых на общее поведение системы учесть весьма затруднительно.

На состояние САБО $\mathbf{x}(t)$ могут оказывать влияние внешние воздействия (например, управление, изменение условий внешней среды) или внутренние возмущения (изменение характеристик объекта вследствие немоделируемой динамики).

Как и в любой сложной системе, составной частью которой являются биохимические процессы, непосредственному измерению в процессе мониторинга доступна только часть характеристик как значений некоторых входных переменных (формирующих вектор $\mathbf{z}(t)$), так и выходных переменных (формирующих вектор $\mathbf{y}(t)$).

³ Афанасьев В.Н. Управление неопределенными системами: Учеб. пособие. М.: РУДН, 2008. 325 с.

Обозначим вектор измерений $y(t)$ и отметим, что структурно $y(t)$ состоит из части координат векторов $z(t)$, $x(t)$, доступных для наблюдения аппаратными средствами контроля или при проведении лабораторных исследований.

Разработка системы мониторинга обобщенного состояния САБО обеспечивается, таким образом, формированием:

- 1) набора выделенных состояний объекта и обоснованием состава этого набора;
- 2) минимального набора наиболее информативных диагностических признаков для анализа и определения вида текущего состояния объекта;
- 3) обучающей выборки;
- 4) дискретного плана (программы) проведения проверок значений этих признаков и корректной обработки результатов для своевременного выявления факторов, дестабилизирующих анаэробное брожение;
- 5) решающего правила принятия решения о виде состояния.

Решение указанных локальных задач стало возможным благодаря разработке обобщенной математической модели основных процессов (гл. 2), протекающих в системе анаэробной очистки, построения имитационной модели на ее основе и проведения статистических экспериментов на ее основе. Для этого проведен подробный анализ структуры технологического процесса анаэробной биологической очистки как объекта мониторинга [5, 12, 15, 16, 83-120] (приложение 2) и анализ современных конструкций анаэробных биореакторов [83, 89-117] (приложение 3).

Замечание 1.7. Важно отметить, проведение натурных экспериментов для решения аналогичных задач, требует а) значительных материальных затрат; б) длительного времени наблюдения за характером переходных процессов между режимами функционирования; в) существенных дополнительных затрат для обеспечения безаварийности натурного эксперимента.

1.5 Формализация видов обобщенных состояний системы анаэробной биологической очистки

Для сложных технических систем, как правило, выделяют следующие виды технических состояний в соответствии с [70]:

- работоспособное;

- частично работоспособное;
- неработоспособное.

Дадим определения видов состояний САБО, представляющих практический интерес, применительно к системе анаэробной биологической очистки как к объекту мониторинга и управления.

Определение 1.6. Работоспособным будем считать такое состояние САБО, в котором она обеспечивает:

- заданное качество очистки, характеризующееся остаточной концентрацией загрязнений в очищенной воде S_{out} ;
- заданную производительность системы Q_{in} , определяемую количеством сточных вод, поступающих с предприятия на очистку в единицу времени;
- заданную производительность системы по биогазу V_G , достаточную для дальнейшей когенерации содержания метана в нем (обычно более 60%).

Невыполнение хотя бы одной из перечисленных задач выводит систему из работоспособного состояния.

Определение 1.7. Частично работоспособным будем называть состояние, при котором концентрация загрязнений в выходном потоке очищенной воды S_{out} удовлетворяет установленным требованиям, но по крайней мере один из сформулированных показателей работоспособности (Q_{in} , V_G , CH_4) находится в недопустимом для работоспособного состояния диапазоне.

Определение 1.8. Неработоспособным состоянием САБО будем полагать такое, при котором не обеспечивается заданное качество очистки сточной воды.

Работоспособность САБО (в смысле определений 1.6-1.8) определяется работоспособностью ее подсистем (рисунок 1.4).

Отличительной особенностью оценивания обобщенного состояния САБО является существенное влияние условий жизнедеятельности, структуры и состояния биомассы в анаэробном биореакторе. Полную информации о состоянии биомассы, как правило, не удастся получить с помощью приборных и даже лабораторных наблюдений.

С учетом специфики работы анаэробного биореактора предлагается следующая **структурная модель анализа обобщенного состояния САБО** (рисунок 1.9): S_{out} – остаточная концентрация загрязнений в очищенной воде, $S_{норм}$ – заданная максимальная концентрация загрязнений в очищенной воде, V_G – производительность системы по

биогазу, $V_{\text{ср}}$ – средний расчетный выход биогаза для данного типа сырья, Q_{in} – количество сточных вод, поступающих с предприятия на очистку в единицу времени, $Q_{\text{расч}}$ – множество значений расхода жидкости, предусмотренного технологическим процессом, CH_4 – содержание метана в биогазе.

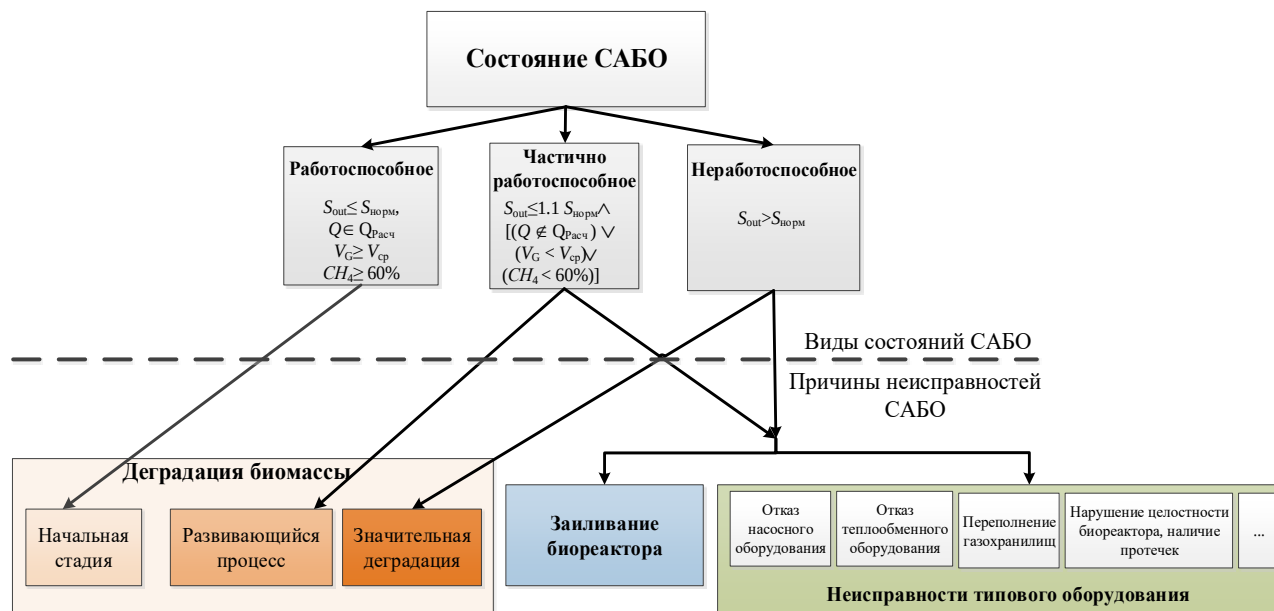


Рисунок 1.9 – Структура анализа обобщенного состояния системы анаэробной биологической очистки

В дополнение к классическому разделению состояния на работоспособное, частично неработоспособное и неработоспособное, сформулированному в частности в работах [29, 30], для анаэробных биореакторов здесь вводится оценка состояний, при которых наблюдается *деградация биомассы*, условно определяемая снижением активности микроорганизмов, уменьшением удельной скорости их роста и развития популяции и, в отношении САБО, приводящая к цепочке переходов от работоспособного состояния биореактора до частично работоспособного и неработоспособного. Анализ факторов, вызывающих дегградацию биомассы, приведен в приложении 2.

На сегодняшний день для разработки систем мониторинга обобщенного состояния САБО применяются методы математического и имитационного моделирования [19, 25], экспертных оценок [21, 22] и обработки накопленных данных по эксплуатации аналогичных систем [18, 20, 27].

1.6 Эффективность анаэробной очистки производственных сточных вод

Общепринятым является рассмотрение эффективности технологического процесса как соотношения между достигнутым результатом работы системы и использованными для достижения результата ресурсами [118].

Результатом работы системы анаэробной очистки являются

- снижение концентрации загрязнений сточной воды до заданного уровня;
- образование биогаза и/или выработка тепловой и электроэнергии из произведенного биогаза.

На достижение результатов работы системы затрачиваются такие ресурсы, как сточная вода, поддающаяся очистке, капитальные затраты на строительство очистных сооружений, эксплуатационные и временные затраты на реализацию очистки.

Выделим наиболее часто используемые *показатели эффективности анаэробной очистки* [11, 79, 116, 119-121].

1. Степень очистки сточной воды характеризует снижение концентрации загрязнений исходного стока в системе $\eta = \frac{S_{in} - (S_{out} + P_{out})}{S_{in}} 100\%$. Здесь S_{in} – концентрация загрязнений в сточной воде и $(S_{out} + P_{out})$ – концентрация загрязнений в очищенной воде, представляющая непереработанное исходное загрязнение сточной воды S_{out} и промежуточные органические продукты анаэробного брожения P_{out} .

2. Гидравлическое время пребывания стока на очистке (Hydraulic Retention Time, *HRT*) представляет среднюю длительность обработки сточной воды в биореакторе,

$HRT = \frac{V}{Q}$, где V – объем биореактора, Q – скорость разбавления, или скорость подачи стока в биореактор. Показатель *HRT* может значительно влиять на капитальные затраты при строительстве системы очистки. Большее время выдержки субстрата в биореакторе требует большего объема аппарата. Уменьшение *HRT* с сохранением качества очистки приводит к необходимости использования более совершенных технологий или дополнительных эксплуатационных затрат.

3. Нагрузка по органическому веществу (Organic Load Rate, OLR) характеризует количество загрязнений, обрабатываемых в системе в единицу времени и выраженных в величине ХПК, $OLR = \frac{S_{in}}{HRT} = \frac{S_{in} Q}{V}$.

4. Энергопотребление системы учитывает часть эксплуатационных затрат на очистку. Для большинства анаэробных систем очистки характерны отрицательные значения энергопотребления, так как использование вырабатываемого в процессе биогаза покрывает расходы на обогрев биореактора и энергетическое обеспечение очистки.

5. Производительность системы по биогазу и по метану являются важными показателями эффективности очистки. При этом оценивается удельная производительность биогаза и метана, отнесенная к единице объема биореактора, единице объема обработанных сточных вод или единице массы удаленного органического загрязнения.

Критерий интенсивности образования биогаза в системе очистки [120], отражающий степень преобразования органического загрязнения сточной воды в биореакторе, имеет вид: $QM = \frac{\bar{\delta}(\tau, V, S_{in}, HRT, \mu_{max}, B_0)}{\delta_{max}(S_{in}, HRT, \mu_{max}, B_0)}$, где $\bar{\delta} = \bar{\delta}(\tau, V, S_{in}, HRT, \mu_{max}, B_0)$ – среднее значение интенсивности выхода биогаза с единицы объема субстрата в единицу времени, $\delta_{max} = \delta_{max}(S_{in}, HRT, \mu_{max}, B_0)$ – максимальное значение интенсивности выхода биогаза, μ_{max} – максимальная скорость роста метанобразующих бактерий, B_0 – предельный выход биогаза из 1 кг органических загрязнений сточной воды.

6. На основе анализа особенностей процессов анаэробного брожения при очистке сточных вод в биореакторе, предлагается использовать критерий энергоэффективности $Eff = \frac{E_G - E_{heating}}{E_{heating}}$. Количество энергии, которую потенциально можно получить из биогаза, равно $E_G = КПД \times \overline{E_G} V_G$, где $\overline{E_G}$ – удельная теплота сгорания биогаза, V_G – производительность системы по биогазу, КПД – коэффициент полезного действия когенерационной установки. Энергия $E_{heating}$, расходуемая для обогрева биореактора, в общем случае определяется количеством теплоты, вносимым через теплообменные устройства и определяемым из уравнения теплового баланса системы

$$E_{heating} = E_{an} + E_G + E_B + E_{CBout} + E_{OC} - E_{CBin} - E_p,$$

где $E_{\text{ап}}$ количество теплоты на нагрев аппарата; E_G – количество теплоты, которое отводится с выработанным биогазом; E_B – количество теплоты, которое отводится с отработанным илом; E_{CBin} и E_{CBout} – количество теплоты, которое вносится в биореактор со сточной водой и выносится с очищенной водой соответственно; E_{OC} – теплопотери в окружающую среду; E_p – количество теплоты, выделяющееся при реакциях распада загрязнений и синтеза биогаза.

Тепловой и электрической энергии, выделяемых при когенерации биогаза, зачастую достаточно для обеспечения энергетических нужд не только биореактора, но и всей системы очистки. Повышение количества биогаза, выделяемого с 1 м³ субстрата, и улучшение его качества (увеличение содержания метана) уменьшает общие затраты на очистку. Следовательно, увеличение параметра Eff является предпочтительным при эксплуатации системы.

7. Под качеством очистки сточных вод будем понимать степень достижения заданной для системы концентрации загрязнений в очищенной воде. Как основной показатель качества очистки предлагается рассматривать отношение

$$Qual = \frac{S_{in} - (S_{out} + P_{out})}{S_{in} - S_{норм}}.$$

Достижению заданного качества очистки соответствуют

значения коэффициента $Qual \geq 1$. Чем глубже осуществляется очистка сточных вод от органических загрязнений, тем выше качество очистки и больше значение коэффициента $Qual$. Однако повышение качества очистки предполагает большие ресурсозатраты, поэтому экономически более выгодно, если коэффициент $Qual$ стремится справа к единице, $Qual \rightarrow 1 + 0$.

8. Интенсивность процессов при очистке сточных вод определяется производительностью системы, отнесенной к единице рабочего объема аппарата.

Интенсивность удаления органических загрязнений в системе
$$I_{\text{COD}} = \frac{Q_{in} S_{in} - Q_{out} S_{out}}{V},$$

интенсивность образования биогаза
$$I_G = \frac{V_G}{V}.$$

Перечисленные критерии эффективности, качества и интенсивности анаэробного брожения позволяют

- сравнить различные технические и технологические решения при проектировании систем очистки;

- выбрать и обосновать требования к системе контроля и управления процесса очистки сточных вод в биореакторе;
- сформулировать так называемые целевые желаемые макросостояния (как экспертно задаваемые функции от переменных состояния), представляющие собой основу аналитического синтеза законов управления биореактором.

Важно, что алгоритм нелинейной адаптации [121], ниже применяемый для конструирования управления биореактором, может гарантировать обеспечение m целевых макросостояний (не противоречащих друг другу в наборе) в условиях размерности управления, равной m и соблюдений ограничений, связанных с корректностью применения метода аналитического проектирования агрегированных регуляторов (АКАР) [122].

Формализация целевых макросостояний анаэробной очистки при эксплуатации САБО. Будем использовать следующие понятия и определения в виду дальнейшего применения алгоритма АКАР и его расширения на объекты с неопределенностью в описании – алгоритма нелинейной адаптации [121, 122], позволяющих аналитический синтез регуляторов на целевом многообразии (аттрактивно притягивающем множество состояний). Для корректного применения этого аппарата требуются аналитически заданные макропеременные $\Psi(\mathbf{x}(t))$ (функции от $\mathbf{x}(t)$ состояния САБО), равенство нулю которых в асимптотике и дают так называемые инвариантные многообразия.

Само понятие «инвариантность» в [122] определяется через «фазовый поток» $\mathbf{x}_f(t_0, t)$ как отображения начального состояния $\mathbf{x}_0 = \mathbf{x}(t_0)$, $t_0 > 0$ в состояние $\mathbf{x}(t)$, $t > 0$ и означает здесь следующее: множество $\Psi = \Psi(\mathbf{x}(t)), t \rightarrow \infty$ - инвариантное по отношению к фазовому потоку $\mathbf{x}_f(t_0, t)$, если для любых $\mathbf{x}_0 \in \Psi$ и для всех $t > t_0$ $\mathbf{x}_f(t_0, t) \in \Psi$. Иными словами, произвольная траектория, имеющая хотя бы одну общую точку с этим множеством, целиком ей принадлежит.

Определение 1.9. Целевым макросостоянием будем называть некоторую область фазового пространства САБО, задаваемую условием $\Psi(\mathbf{x}(t)) = 0, t \rightarrow \infty$, где $\Psi(\mathbf{x}(t))$ - целевая макропеременная (функция от состояния $\mathbf{x} \in \mathbb{R}^n$ объекта управления).

Используемые ниже алгоритмы управления на основе синергетической теории управления предполагают совпадение размерностей векторов управления и макропеременной.

Стационарное асимптотически устойчивое макросостояние с аттрактивным свойством есть *инвариант динамической системы*.

Согласно синергетической теории управления [122] управление конструируется в пространстве состояний объекта с заданным целевым макросостоянием, обладающим желаемым технологическим свойством, естественным для данного объекта и свойством аттрактивности.

Сформулируем двумерные макропеременные $\psi \in \mathbb{R}^2$ для случая $u \in \mathbb{R}^2$ (например, по переменным θ (температура) и Q_{in} (расход сточной воды в биореакторе)).

1. Основной целью функционирования биореактора в системе очистки сточных вод является снижение концентрации органического загрязнения сточной воды до (или ниже) заданного нормативного значения $S_{норм}$. При этом желательно максимально полно преобразовать загрязнения в биогаз. Если G^* – расчетное количество биогаза, которое возможно получить из заданного сырья, для системы анаэробной биологической очистки, то формальная модель цели управления примет вид:

$$\begin{aligned}\psi_1^*(t) &= Qual(t) \rightarrow 1; \\ \psi_2^*(t) &= G_{out}(t) - G^* \rightarrow 0, \quad t \rightarrow \infty.\end{aligned}\tag{1.6}$$

2. Увеличение количества газа не всегда приводит к повышению энергоэффективности $Eff(t)$ системы из-за увеличения расходов на обогрев биореактора. Формализация целевого макросостояния для системы очистки сточных вод через предложенные критерии качества и энергоэффективности САБО, примет вид:

$$\begin{aligned}\psi_1^*(t) &= Qual(t) \rightarrow 1; \\ \psi_2^*(t) &= Eff(t) \rightarrow \max, \quad t \rightarrow \infty.\end{aligned}\tag{1.7}$$

3. Одним из основных факторов, оказывающих негативное влияние на жизнедеятельности анаэробной биомассы является содержание в реакционной среде высоких концентраций органических кислот P_x , являющихся промежуточным продуктом процесса. Для анаэробной биомассы можно определить предельное значение концентрации органических кислот P^* в рабочей зоне биореактора, при котором начинается ингибирование процесса очистки. Поэтому соответствующие цели управления:

$$\begin{aligned}\psi_1^*(t) &= Qual(t) \rightarrow 1; \\ \psi_2^*(t) &= P_x(t) - P^* \rightarrow 0, \quad t \rightarrow \infty. \quad (P(t) \leq P^*)\end{aligned}\tag{1.8}$$

4. Локальные очистные сооружения устанавливаются непосредственно на территории предприятия, поэтому важным является сокращение размеров анаэробного биореактора. Соответственно, уменьшение времени HRT , определяющего размер биореактора, при обеспечении заданного качества очистки при меняющихся входных параметрах системы может рассматриваться как цель управления:

$$\begin{aligned}\psi_1^*(t) &= Qual(t) \rightarrow 1; \\ \psi_2^*(t) &= HRT - HRT^* \rightarrow 0, \quad t \rightarrow \infty.\end{aligned}\tag{1.9}$$

Сформулированные целевые макросостояния (1.6)-(1.9), задающие желаемые законы функционирования системы анаэробной биологической очистки сточных вод, положены в основу синтеза систем управления состояниями биореактора (раздел 4.4).

Определение 1.10. Система управления – система, состоящая из управляющей подсистемы (в частности, регулятора) и объекта управления. Здесь в состав управляющей подсистемы входят подсистемы мониторинга состояния объекта и формирования управляющих воздействий.

Целью управления анаэробным биореактором на основе (1.6)-(1.9) является

- стабилизация концентрации органических загрязнений на выходе из биореактора на заданном уровне при воздействии возмущающих факторов, дестабилизирующих процесс очистки,
- увеличение выхода биогаза при сохранении допустимого качества очистки,

обеспечиваемой посредством наиболее приемлемых для биологических систем алгоритмов управления.

1.7 Современное состояние исследований по проблеме управления биореакторами, основные направления исследований в мировой науке

В силу сложности (по Л.А. Растригину) объекта исследования общая методология системного анализа, оценивания состояния и управления на принципах обратной связи сложных технических систем в существующих на данный момент исследованиях отсутствует.

Известно большое число методов управлений, построенных на базе систем нелинейных разностных или дифференциальных уравнений, неустойчивых в разомкнутом состоянии в том числе (например, [123-132]).

Перечислим сначала методы исследований в контексте управления процессами биореактора, связанные с применением алгоритмов управления биохимическими системами, с учетом разнообразия принципов работы локальных сооружений в зависимости от физико-химического состава загрязнений и специфики технологического процесса предприятий:

1) использование принципа максимума Понтрягина; синтез оптимального управления по температуре (наибольшая переработка загрязнений за заданное время с использованием базовых моделей Герберта и Кенейла) (В.В. Кафаров, 1988) [46];

2) релейное управление по скорости возвратного илового потока в модели Лотки-Вольтерра с целью влияния изменения численности популяций (хищников, жертв) (А.Н. Кириллов, 2011) [47]; при этом утверждается, что требование асимптотической устойчивости по Ляпунову для рассматриваемой сложной системы не осуществимо;

3) оптимальное управление изменением количества включенных воздуходувок подачи кислорода в модели очистки в коридорном реакторе (Н.В. Смирнов, дис. канд. тех. Наук, 2014);

4) исследование возможности построения закона управления на основе метода аналитического проектирования агрегированных регуляторов для нелинейной модели Кенейла с применением нелинейного наблюдателя (Е.К. Грудяева, 2015) [56], однако физичность управления посредством изменения концентрации входного вещества практически непросто осуществима и вызывает много вопросов у специалистов; в (В.Ю. Невиницын, 2013) [57] на основе этого же метода конструирования регуляторов рассмотрена векторная задача стабилизации на заданном уровне целевого компонента и температуры в биореакторе;

5) дискретное оптимальное управление по числу переключений турбин, подающих воздух в однозонный реактор (модель ASM1) (J. Busch, 2008) [133];

6) ПИ-регулирование (Е. Ali, 1999; J. Busch, 2008) [133] и его сравнение с алгоритмом (Nonlinear Model Predictive Control, NMPC) в однозонном реакторе (модель Моно); показана его неадаптивность;

7) нелинейное следящее NMPC-управление (J. Busch, 2008) [133], требующее необходимость линеаризации модели объекта на каждом шаге оптимизации: ставятся и решаются задачи получения оптимальных траекторий в реальном времени; по отклонению измеряемых выходных значений производится оценка неизмеряемых входных воздействий;

8) NMPC-управление для линеаризованной модели ASM1-объекта (S.R. Weijers, 2000) [50]; нетрудно убедиться, что линеаризация нелинейной модели должна иметь серьезное обоснование на условия уровня возмущений и вряд ли применима для оценки и прогнозирования состояний; автором показаны фазовые области, где управление нефизично;

9) двухконтурное управление кислородом и нитратами (D. Carp, 2014) по расходу воздуха и иловой смеси в возвратном потоке ASM1-модели, не учитывающее возможную взаимосвязь между управляемыми параметрами, хотя она имеет место (Н.С. Жмур, 2003, М. Хенце, 2009) [48,11];

10) условия устойчивости (по Ляпунову) для простейших биохимических моделей рассматриваются в (Г.Р. Иваницкий, 1978; Н.В. Тарутина, 2010) в задаче накопления продукта реакции;

11) скользящие режимы по скорости растворения (Н.Т. Tham, 2003) в моделях Холдейна, Людекинга и Пире с целью регулирования концентрации субстрата;

12) управления процессом биоочистки с одновременным наблюдателем состояний (см. обзор [50]) (Н.К. Kim, 2002; D.V. Sundarapandian, 2011; W. Cao, 2003; E. Bunciu, D. Sendrescu, 2011; J.L. Gouze, O. Bernard, M. Fruchard, 2002, 2009; J.L. Gouze, M. Moisan, O. Bernard, 2006; J. Harmand, A. Rapaport, 2002; N. Meslem, N. Ramdani, 2011; A.C.A. Veloso, I. Rocha, E.C. Ferrera, 2007) [50-55].

Выводы по обзору. Основные положения существующих подходов к возможности построения управляющих воздействий применительно к объекту исследования могут быть оформлены следующим образом:

1) непосредственное корректное применение классических методов теории оптимального управления возможно только для хорошо формализованных линеаризованных объектов со всеми вытекающими от операции линеаризации побочными эффектами;

2) все системы биологической очистки имеют нелинейное описание и *наличие возмущений* по ряду параметров, динамика частных процессов подчиняется системам уравнений в частных производных, что приводит либо к невозможности применения классических алгоритмов управления, либо к громоздкости вычислительных процедур при использовании в реальном режиме времени;

3) не существует универсального общего подхода к управлению с одновременной оценкой состояния сложного объекта; имеют место: затруднительная практическая осуществимость; частичная нефизичность и неинтерпретируемость полученных управлений; учет наблюдаемости всех переменных в процессе построения регуляторов; неадаптивность самого управления; необходимость параметризации линеаризации при попытке учесть нелинейность исходного описания в регуляторе.

Мотивация к применению методов АКАР и нелинейной адаптации на его основе для решения задачи управления объектом САБО обусловлена следующими положениями:

- 1) полученные системы управления обеспечивают:
 - а) регулируемое время переходных процессов;
 - б) максимальную энергоэффективность за счет целенаправленной самоорганизации объекта управления;
 - в) предельно малую окрестность целевого состояния в установившемся режиме (высокая точность обеспечения технологических требований);
 - г) компенсацию внешних наихудших возмущений;
- 2) успешность прецедентов решения задач управления для биохимических [14-16] и иммунологических объектов [17], в описании которых присутствуют модели «хищник-жертва» (основа процессов в САБО);
- 3) соответствие принципам физической теории управления через функционал качества специального вида, зависящего от цели управления и от особенностей самого объекта, что приводит к целенаправленной самоорганизации ОУ и, следовательно, обеспечивает не силовое воздействие на объект, а «осторожное» с учетом его физических свойств;
- 4) возможность аналитического конструирования векторного регулятора с получением формул для организации обратной связи;

5) логичность и инженерная простота используемого аналитического аппарата, основанного на вариационном принципе.

Обретение объектом управления заданных экспертом свойств [122-128] придает этому подходу определенное преимущество перед классическими методами управления (см., например, обзоры в [122-123]).

К основным наиболее идейно близким исследованиям следует, отнести примеры синтеза непрерывных нелинейных регуляторов на основе управления в скользящем режиме и на базе аналитического проектирования агрегированных регуляторов (АКАР), однако полученных в условиях полного описания в пространстве состояний для частных процессов, существенно отличных от модели анаэробного биореактора (по сложности математического описания):

1) Н.Ж. Там, В. Као, У. С. Сох (Н.Ж. Там, К. В. Рамачандран, М. А. Хуссейн. Sliding Mode Control for a Continuous Bioreactor. Chem. Biochem. Eng. Q., 2003);

2) А.Н. Лабутин, В.Ю. Невиницын (регулятор для жидкофазного химического реактора непрерывного действия);

3) С.Е. Душин, Е.К. Грудяева (регулятор для модели Кенейла).

В излагаемых в главе 3 алгоритмах аналитического синтеза управления основной отличительной особенностью является учет в модели управления неизвестных ограниченных возмущений, интерпретирующих все возможные неточности самой модели объекта управления, помехи от ошибок измерения и оценок ненаблюдаемых переменных.

1.8 Информационное взаимодействие мониторинга обобщенного состояния САБО и управления

Формализация задачи управления макросостояниями САБО. Ставится задача синтеза системы управления в пространстве состояний для динамического объекта вида (1.10), функционирующего в условиях неопределенностей, на характер которых влияют и неполнота описания, и наличие внутренних и внешних возмущений (рисунок 1.13):

$$\begin{aligned}\dot{\mathbf{x}} &= \mathbf{F}(\mathbf{x}, \mathbf{Par}, \boldsymbol{\varsigma}) + \mathbf{u}, \quad \hat{\mathbf{x}} = h(\mathbf{x}) \\ \mathbf{u} &= \mathbf{u}(\boldsymbol{\psi}, \hat{\mathbf{x}}), \quad \boldsymbol{\psi} = \boldsymbol{\psi}(\hat{\mathbf{x}}), \quad \dim(\mathbf{u}) = \dim(\boldsymbol{\psi}) = m < n\end{aligned}\tag{1.10}$$

где $\hat{\mathbf{x}}$ – вектор оценки состояния, $h()$ – функция от измеряемых переменных (наблюдатель состояния), $\psi(\hat{\mathbf{x}})$ – целевая макропеременная, условие $\psi(\hat{\mathbf{x}}(t)) = 0, t \rightarrow \infty$ определяет так называемое целевое макросостояние (многообразие или инвариант системы в случае его аттрактивных свойств) для объекта управления $\dot{\mathbf{x}} = \mathbf{F}(\mathbf{x}, \mathbf{Par}, \boldsymbol{\varsigma}) + \mathbf{u}$; $\mathbf{u}$ – управление, конструкция которого должна обеспечивать асимптотическую устойчивость системы управления (1.10) в целом с заданным временем переходных процессов в ней.

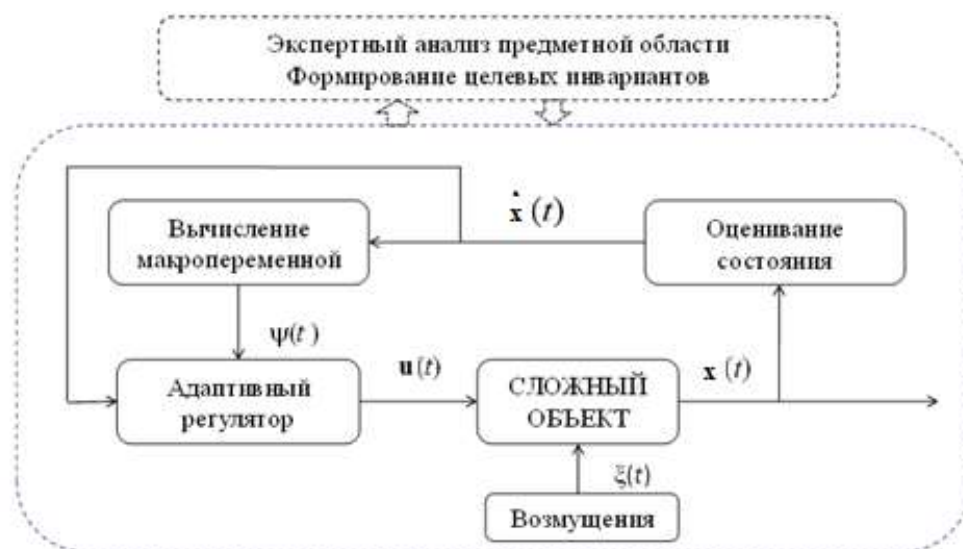


Рисунок 1.10 – Структурная схема системы адаптивного управления

Таким образом, *под управлением САБО* (как сложным объектом) будем понимать с *одной стороны*, ряд необходимых и неотложных работ по предотвращению предаварийных или аварийных состояний, которые могут включать:

- корректировка технологического процесса (например, организация рециркуляции сточной воды),
- включение резервных мощностей,
- техническое обслуживание и ремонт оборудования;

с *другой стороны*, целенаправленное изменение состояния $\mathbf{x}(t)$ для достижения заданных характеристик целевой системы посредством изменения управляющих характеристик объекта, таких как температура, расход сточной воды, концентрация субстрата, добавление реагентов.

Модельно-алгоритмическое обеспечение программной системы мониторинга состояния САБО для конструирования эффективных и экологически безопасных локальных биологических очистных сооружений составляют (рисунок 1.11):

- 1) модель структурных связей параметров процесса анаэробного брожения (глава 2);

- 2) обобщенная математическая модель анаэробного биореактора (глава 2);
- 3) имитационная модель анаэробного биореактора для очистки сточных вод и алгоритмы расчета показателей внутреннего состояния системы анаэробной биологической очистки на основе измеряемых параметров процесса (глава 3);
- 4) алгоритмы оценивания состояния системы анаэробной очистки (главы 3,4);
- 5) модели управления на основе обеспечения устойчивых стационарных состояний и на основе нелинейной адаптации к заданным инвариантам (глава 4).



Рисунок 1.11 – Структурная схема взаимодействия двух систем: мониторинга обобщенного состояния САБО и управления

Схема на рисунке 1.11 есть основа для разработки соответствующих алгоритмов реализации каждого положения и их информационного взаимодействия для организации приемлемого управления сложной системой САБО, имеющей целью

- сокращение затрат на безаварийное обслуживание системы;
- предотвращение нежелательных состояний САБО за счет раннего обнаружения их предвестников (признаков);
- уменьшение ущерба от экологических контаминаций в случае неизбежности аварийной ситуации;
- минимизацию длительности управляющих воздействий для целевого изменения состояния САБО;
- сокращение времени реакции оперативного вмешательства обслуживающего персонала с целью коррекции параметров САБО.

Выводы к главе 1

1. Проведен анализ систем анаэробной биологической очистки сточных вод как объекта мониторинга, предложена модель ее жизненного цикла. Показано, что

- промышленные системы биологической очистки сточных вод представляют собой сложную, многокомпонентную и многосвязную биотехническую систему, для обеспечения безопасности, надежности и эффективности которой необходимо осуществлять непрерывный контроль состояния;

- наиболее сложным и наименее изученным с точки зрения организации мониторинга и поддержки принятия решений элементом сооружений биологической очистки является анаэробный биореактор;

- современные подходы к мониторингу и анализу состояния в рассматриваемой предметной области используются недостаточно.

2. Сформулированы требования к структуре и функционированию системы мониторинга при анаэробной биологической очистке сточных вод.

3. Обосновано принятие теоретико-множественного подхода к анализу обобщенного состояния системы.

4. Обоснована необходимость совместного рассмотрения физических и биохимических процессов очистки сточных вод анаэробной биомассой с целью разработки обобщенной математической модели как основы построения имитационной модели неизмеряемых непосредственно процессов и синтеза автоматизированной системы управления и проектирования систем очистки для широкого класса конструкций биореакторов.

5. Даны формулировки основных критериев эффективности процессов анаэробной очистки и обоснован выбор метода управления для их частичного обеспечения.

ГЛАВА 2 МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ АНАЭРОБНОГО БИОРЕАКТОРА

2.1 Модель структурных связей параметров процесса анаэробного брожения

Согласно теоретико-множественному подходу [29, 30, 81, 82] (1.1) в общем случае САБО можно представить в виде преобразователя входного потока сточной воды, под воздействием допустимого управления и возмущающих воздействий, $\mathbf{z}$, в выходные потоки очищенной воды $\mathbf{x}_{out}^{(OB)}$ и биогаза $\mathbf{x}_{out}^{(G)}$ (рисунок 2.1). Пояснение используемых на рисунках 2.1-2.2 обозначений приведена в таблице 2.1. Для параметров, доступных непосредственному измерению в процессе непрерывного мониторинга состояния САБО, введено обозначение $()_M$ (measured), и недоступных для непосредственного измерения – $()_{eM}$ (unmeasured).

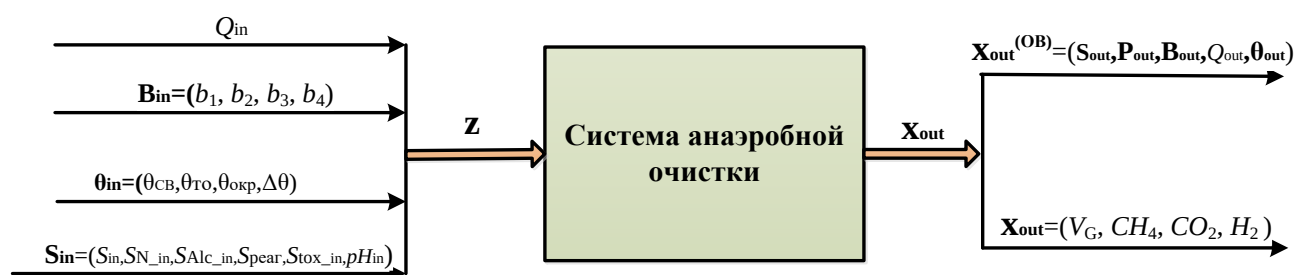


Рисунок 2.1 – Общее представления процесса очистки сточной воды в анаэробном биореакторе

Таблица 2.1 – Расшифровка обозначений к рисункам 2.1-2.2

Обозначение параметра	Значение параметра
$\mathbf{S}=(S, S_N, Alc, S_{pear}, S_{tox}, pH),$ S_{in}, S_{out}, S_X	Вектор концентраций веществ в очищаемой воде. S_{in}, S_{out} – на входе и выходе системы анаэробной очистки, S_X – концентрации в рабочей зоне биореактора. $S, S_N, S_{Alc}, S_{Pear}, S_{tox}, pH$ – соответственно концентрации органических веществ, органического азота, щелочность, концентрация вносимых реагентов, токсических веществ и кислотность, $(S, S_N, S_{Alc}, S_{Pear}, S_{tox}, pH)_M$
Q_{in}, Q_{out}	Расход сточной воды на входе и выходе системы анаэробной очистки, $(Q_{in}, Q_{out})_M$

$\mathbf{B} = (b_1, b_2, b_3, b_4, V_{BM}),$ $\mathbf{B}_{in}, \mathbf{B}_{out}, \mathbf{B}_X$	Вектор переменных состояния биомассы, $\mathbf{B}_{in}, \mathbf{B}_{out}$ – на входе и выходе системы анаэробной очистки, $\mathbf{B}_X$ – в рабочей зоне биореактора. b_1 – приведенная концентрация биомассы, b_2 – степень активности биомассы, b_3 – приведенная удельная скорость потребления субстрата, b_4 – приведенная удельная скорость образования продуктов метаболизма, V_{BM} – объем биомассы в биореакторе, $(b_1, b_2, b_3, b_4, V_{BM})_{eM}$
$\boldsymbol{\theta} = (\theta, \theta_{то}, \theta_{окр}, \Delta\theta)$ $\theta_{in}, \theta_{out}, \theta_X$	Вектор показателей тепловых потоков в системе, $\theta_{in}, \theta_{out}$ – на входе и выходе системы анаэробной очистки, θ_X – в рабочей зоне биореактора. $\theta, \theta_{то}, \theta_{окр}, \Delta\theta$ – соответственно, температура сточной воды, теплоносителя в теплообменных устройствах, окружающей среды и скорость изменения температуры сточной воды, $(\theta, \theta_{то}, \theta_{окр}, \Delta\theta)_M$
$\mathbf{x}_{out}^{(G)} = (V_G, CH_4, CO_2, H_2)$	Вектор выходных характеристик биогаза. V_G, CH_4, CO_2, H_2 – соответственно, объем биогаза, вырабатываемый с 1 м³ сточных вод в час, содержание метана, углекислого газа и водорода в выработанном биогазе, $(V_G, CH_4, CO_2, H_2)_M$
$\mathbf{x}_{out}^{(OB)} = (\mathbf{S}_{out}, \mathbf{P}_{out}, \mathbf{B}_{out}, Q_{out}, \boldsymbol{\theta}_{out})$	Вектор выходных характеристик сточной воды.
$\mathbf{W}_X$	Вектор скорости потока жидкости в биореакторе, $(\mathbf{W}_X)_{eM}$
φ	Газосодержание среды в рабочей зоне биореактора, $(\varphi)_{eM}$
E	Количество энергии, выделяемое в процессе биохимического преобразования органических веществ в результате жизнедеятельности биомассы $(E)_{eM}$
$\mathbf{P} =$ $(VFA_{total}, VFA_{ac}, VFA_{prop}, VFA_{but})$	Вектор концентраций продуктов разложения органического загрязнения сточной воды $VFA_{total} = P$ – общая концентрация органических кислот, VFA_{ac} – концентрация ацетатов, VFA_{prop} – концентрация пропионатов, VFA_{but} – концентрация бутиратов, $(\mathbf{P})_M$
$\mathbf{x} = (\mathbf{B}_X, \mathbf{S}_X, \boldsymbol{\theta}_X, \mathbf{P}_X, \mathbf{W}_X, \varphi, E)$	Вектор переменных внутреннего состояния системы анаэробной очистки сточных вод

Переменные состояния – показатели (характеристики) процессов в САБО (измеряемые / неизмеряемые), для которых задан закон их изменения во времени (например, $S(t)$, $P(t)$, $CH_4(t)$, $CO_2(t)$).

Под **параметрами САБО как динамического объекта**, функционирующего во времени, будем понимать, *с одной стороны*, и традиционно понимаемые коэффициенты в правой части описания системы дифференциальных уравнений (1.4) при переменных состояния или их суперпозициях; *с другой стороны*, это любые показатели (характеристики, переменные при фиксированном времени, в том числе) исследуемых процессов относительно понятия «мониторинг».

Параметры могут быть как постоянными (в рамках анализируемого отрезка времени), так и зависящими от других переменных, времени и случайных факторов (параметрические флуктуации).

Замечание 2.1. Всюду по тексту там, где отличия между понятиями «переменная» и «параметр» не принципиальны, различия между указанными терминами делать не будем, если это не искажает смысловой контекст изложения.

Состояние x САБО содержит как доступные к измерению в процессе эксплуатации переменные (параметры), так и те, которые невозможно или затруднительно оценивать при непрерывном мониторинге состояния САБО. В частности, неизмеряемые непосредственно характеристики V_x анаэробной биомассы в рабочей зоне биореактора определяют не только эффективность очистки сточных вод, но и возможность системы реализовывать свои функции.

На основе анализа исследований особенностей жизнедеятельности анаэробной популяции [11, 12, 15, 16, 70-72, 83-90, 102-117] выделим совокупность параметров жизнедеятельности биомассы, характеризующую ее состояние.

Пусть состояние биомассы характеризуется множеством переменных состояния $V(t) = \{b_1(t), b_2(t), \dots, b_i(t)\}$. В качестве элементов вектора состояния биомассы V будем использовать следующие:

1) приведенная концентрация биомассы в биореакторе $b_1(t) = C_{BM}(t)/C_{BM\max}(t)$, равная отношению наблюдаемой концентрации биомассы C_{BM} к ожидаемой в соответствии с расчетами концентрации биомассы $C_{BM\max}$ для заданного технологического режима работы системы анаэробной очистки и возраста активного ила;

2) степень активности биомассы $b_2(t) = \mu(t)/\mu_{\max}$, как отношение удельной скорости роста популяции μ к максимальной удельной скорости роста $\mu_{\max}$ для рассматриваемой группы микроорганизмов;

3) приведенная удельная скорость потребления субстрата $b_3(t) = \frac{1}{Y_{S\max} t} \int_t \frac{S(t)}{C_{BM}(t)} dt$, как количество субстрата S , потребляемое биомассой с концентрацией C_{BM} за времена t и отнесенное к максимальной скорости потребления субстрата $Y_{S\max}$;

4) приведенная удельная скорость образования продуктов метаболизма $b_4(t) = \frac{1}{Y_{P\max} t} \int_t \frac{P(t)}{C_{BM}(t)} dt$, как количество продукта метаболизма P , производимое биомассой с концентрацией C_{BM} за время t , отнесенное к максимальной скорости производства продуктов метаболизма $Y_{P\max}$.

Изменение состояния биомассы происходит в ответ на изменение условий в рабочей зоне биореактора под воздействием характеристик сточной воды $\mathbf{z}^{(CB)} = (z_1^{(CB)}(t), \dots, z_4^{(CB)}(t))$, управляющих воздействий $\mathbf{z}^{(AY)} = (z_1^{(AY)}(t), \dots, z_3^{(AY)}(t))$, возмущений $\mathbf{z}^{(B)} = (z_1^{(B)}(t), \dots, z_2^{(B)}(t))$, где:

$$z_1^{(CB)}(t) = S_{in}(t), \quad z_2^{(CB)}(t) = P_{in}(t), \quad z_3^{(CB)}(t) = pH_{in}(t), \quad z_4^{(CB)}(t) = B_{in}(t);$$

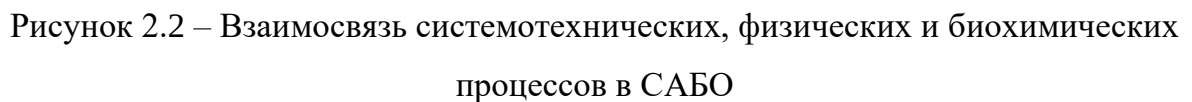
$$z_1^{(AY)}(t) = \theta_{TO}(t), \quad z_2^{(AY)}(t) = Q_{in}(t), \quad z_3^{(AY)}(t) = S_{peag.}(t); \quad z_1^{(B)}(t) = \zeta_{in}(t), \quad z_2^{(B)}(t) = \zeta_{env}(t).$$

Здесь ζ_{in} – случайные колебания входных переменных, например, концентраций загрязнений S_{in} , расхода сточной воды Q_{in} , ζ_{env} – случайные колебания условий окружающей среды, например, температуры $\theta_{окр}$.

Таким образом, динамика внутреннего состояния биомассы есть некоторый функционал от перечисленных переменных:

$$\frac{d\mathbf{B}(t)}{dt} = \mathbf{f}(b_1(t) \dots b_4(t), z_1^{(CB)}(t) \dots z_4^{(CB)}(t), z_1^{(AY)}(t) \dots z_3^{(AY)}(t), z_1^{(B)}(t), z_2^{(B)}(t)).$$

Взаимосвязь одновременно протекающих и взаимовлияющих системотехнических, биохимических и физических процессов удобно иллюстрировать (рисунок 2.2) на основе анализа взаимосвязей переменных внутреннего состояния системы, приводящего к необходимости декомпозиции процесса очистки с целью выделения основных факторов взаимодействия между локальными подпроцессами. На рисунке 2.2 $\mathbf{K}$ – вектор конструктивных и технических параметров САБО, $\mathbf{Pr}$ – вектор параметров насосного



- 1) температурный режим θ во многом определяет видовой состав популяции микроорганизмов, скорости биохимических процессов;
- 2) массообменные процессы осуществляют подвод питательных веществ S к клеткам и отведение продуктов метаболизма P ;
- 3) структура потоков жидкости W_x в биореакторе влияет как на интенсивность тепломассообменных процессов, так и на форму существования клеточных агрегатов в биореакторе.

В свою очередь, образованные в результате биохимических процессов вещества и энергия E участвуют в физических процессах.

Замечание 2.2. Важно отметить, что формально указанные переменные (рисунок 2.2) анаэробного биореактора имеют сложную пространственно-распределенную структуру:

- скорость потока жидкости W_x неодинакова в различных точках рабочей зоны биореактора, и определяется конструктивным исполнением аппарата, интенсивностью образования и отведения газовой фазы;
- состояние биомассы, описываемое множеством $\mathbf{B}$, характеризуется в каждый момент времени переменными, изменяющимися под воздействием внешних факторов или внутренних возмущений.

Модель взаимосвязей процессов в анаэробном биореакторе (рисунок 2.2) позволяет классифицировать (с точки зрения задачи синтеза системы мониторинга) основные переменные процесса, характеризующие обобщенные состояния САБО следующим образом:

1) измеряемые и дающие прямое представление о каком-либо свойстве обобщенного состояния системы (концентрация веществ в сточной воде, количественное содержание различных компонент биогаза и т.д.);

2) измеряемые, но дающие косвенное представление о каком-либо свойстве обобщенного состояния системы (кислотность среды в биореакторе, концентрация биомассы в очищенной воде);

3) вычисляемые (оцениваемые, наблюдаемые), которые трудно или невозможно измерить, но можно получить на основе измеряемых параметров (концентрация отдельных видов летучих жирных кислот, скорость процессов массопереноса);

4) неизмеряемые и невычисляемые, данные о которых физически невозможны, однако для их оценки в некоторых случаях допустимо использовать подход упрощений (распределение концентрации различных микробных групп биомассы по сечению биореактора, количество различных видов микроорганизмов, степень активности биомассы).

Параметры, доступные для наблюдения при анализе обобщенного состояния САБО, выделенные в таблице 2.1 и учитывающие особенности анаэробного брожения в биореакторе, а также возможности контрольно-измерительной аппаратуры, приведены в приложении 4.

Структурная модель (рисунки 1.4, 2.2) САБО как многомерного, многосвязного, нестационарного биотехнического объекта есть мотивация для адаптации базовой математической модели анаэробного брожения ADM1 [15, 16] к предложенной схеме (рисунки 1.8, 1.9) и основа для формализации и решения следующих далее решаемых задач:

1) построение формальной модели, обобщающей модель ADM1, для описания процессов анаэробных биореакторов различного принципа действия, в частности, вытеснителей или аппаратов с прикрепленной биомассой; далее будем ее называть *обобщенной математической моделью системы анаэробной биологической очистки* и ссылаться как на модель или объект САБО;

2) разработка комплекса алгоритмов для вычисления параметров процесса очистки на основе измеряемых параметров и модели САБО;

3) формализация целесообразных (желаемых) макросостояний САБО и инвариантов САБО как устойчивых состояний, постановка задачи управления для их достижения;

4) разработка имитационной модели системы анаэробной биологической очистки с целью формирования минимального набора *наблюдаемых* параметров и диагностических признаков, создания *модели* классификации состояний САБО и оценивания характера их изменения во времени;

5) формулирование рекомендаций по проектированию анаэробного биореактора и способам достижения желаемых состояний объекта САБО.

2.2 Анализ математических моделей анаэробного брожения

Разработка алгоритмов анализа состояния систем анаэробной биологической очистки предполагает возможность наблюдения поведения системы в различных видах состояниях Ω (наличие обучающей выборки).

В виду ранее указанных проблем реализации натурных экспериментов (п.п. 1.4) выше было приведено обоснование необходимости создания такой математической модели, отражающей закономерности протекания взаимовлияющих процессов анаэробного брожения, которая соответствовала бы следующим требованиям:

- 1) полнота отражения природы процессов в системе, достаточная для практически приемлемого качества разрабатываемых систем мониторинга и управления;
- 2) адекватность описания внутреннего состояния системы как при нормальной работе системы, так и при возникновении неисправностей различного рода, включая факторы, приводящие, с одной стороны, к активности и жизнеспособности биомассы; с другой - к угнетению микроорганизмов;
- 3) учет влияния входных и возмущающих воздействий z на изменение состояния биомассы в биореакторе и протекание процесса анаэробной очистки сточных вод;
- 4) отражение взаимосвязи наблюдаемых и ненаблюдаемых параметров процесса анаэробного брожения и анаэробной биомассы для реализации возможности оценивания ненаблюдаемых параметров на основе измеряемых;
- 5) универсальность и применимость для различных конструктивных решений анаэробных биореакторов.

В основу проектирования современных анаэробных систем очистки сточных вод как правило положена модель ADM-1, разработанная международной рабочей группой IWA Task Group [15, 16]. **Модель ADM-1:**

- 1) подробно описывает основные и промежуточные этапы преобразования органического вещества анаэробным биоценозом, рассматривая пятистадийную модель анаэробного брожения;
- 2) широко использует эмпирически полученные зависимости кинетических параметров анаэробного брожения, которые напрямую зависят от состава и условий развития конкретной популяции микроорганизмов и на порядки различаются в различных исследованиях [6,10,16,11], что свидетельствует об отсутствии единого подхода к проведению исследований и интерпретации их результатов;
- 3) предполагает, что процесс анаэробного брожения происходит в биореакторе типа «идеальный смеситель» с мгновенным выравниванием концентраций веществ и биомассы по объему рабочей зоны аппарата;
- 4) учитывает перенос веществ в биореакторе балансовыми уравнениями, что допустимо для модели «идеального смешения»;
- 5) не учитывает наличие застойных зон и неравномерное распределение веществ и биомассы в анаэробном биореакторе, что характерно для аппаратов большого объема с

низкой интенсивностью перемешивания, обусловленной особенностями жизнедеятельности микробной популяции;

б) требует уточнения для использования в реальных анаэробных биореакторах-смесителях или аппаратах-вытеснителях.

В дальнейшей работе для описания процессов очистки сточных вод в анаэробном биореакторе предлагается *совместное рассмотрение модели кинетики анаэробного брожения ADM-1 и уравнений конвективного массопереноса, теплопереноса и гидродинамики газожидкостной среды*, позволяющие учесть влияние физических процессов на микробную популяцию, а также уточнить ограничивающее действие массовых, тепловых потоков и гидродинамической обстановки на процесс очистки в биореакторе.

Отметим, что существующие [1-16, 86, 89, 91, 92] математические модели не позволяют учесть взаимосвязи множества химико-физических и биологических процессов, и ориентированы на различные конструкции биореакторов.

Разрабатываемая обобщенная модель [134-136] позволит разработать общий подход к описанию процессов в различных биореакторах, что позволит выделить общие закономерности процесса и выработать частные рекомендации для ее использования применительно к конкретной конструкции аппарата.

2.3 Формализация совместного рассмотрения системотехнических, физических и биохимических процессов в модели анаэробного брожения

Разрабатываемая математическая модель анаэробного биореактора должна наиболее полно отражать взаимосвязи физических, технических и биохимических процессов для дальнейшего определения на ее основе параметров процесса очистки на этапах проектирования, формализации диагностических признаков обобщенных состояний системы, разработки системы мониторинга состояния объекта, а также оценивания неизмеряемых параметров анаэробного брожения по измеряемым параметрам, характеризующим функционирование САБО как технического объекта. Для этого необходим учет изменения технических параметров, связанных с жизнедеятельностью биомассы, с одной стороны, и учет влияния неисправностей

технических подсистем очистных сооружений на биохимические процессы САБО, с другой.

Рассматривая процесс очистки сточных вод в анаэробном биореакторе, необходимо учитывать особенности поэтапного преобразования органики различными группами микроорганизмов биомассы. В процессе анаэробного брожения продукты одной стадии являются субстратом для последующей, в конечном итоге разлагая органическое загрязнение сточной воды до биогаза.

Несмотря на разнообразие конструкций анаэробных биореакторов, в общем случае можно представить его как емкость (рисунок 2.3), оснащенную устройствами для подвода сточной воды, отвода очищенной воды и биогаза. В рабочей зоне биореактора располагается активная микрофлора, окисляющая органическое загрязнение сточной воды. Кроме того, биореактор может быть оснащен теплообменными устройствами, обеспечивающие рабочую температуру процесса сбраживания, контрольно-измерительными приборами, в некоторых конструкциях – устройствами для перемешивания жидкости.

Анализ моделей анаэробного брожения [138], основанных на различных подходах к моделированию процессов и применению модели ADM-1, показывает, что для описания работы анаэробного биореактора достаточно рассмотрение двухстадийной модели процесса [6, 11, 86, 89, 91, 92]. На вход в биореактор подается сточная вода с эквивалентной концентрацией глюкозы S_{in} . Глюкоза на первой стадии процесса поглощается группой килотогенных микроорганизмов с концентрацией B_1 и разлагается ими до органических кислот, представляемых в виде эквивалентной концентрации уксусной кислоты P . Уксусная кислота является питательным веществом для метаногенов, концентрация которых в биореакторе равна B_2 , и разлагается ими до биогаза в концентрации G . Биогаз мало растворим в жидкости и отводится из биореактора в объеме V_G через газоотводящие устройства. Очищенная вода содержит остаточное загрязнение, представленное суммой остаточных концентраций глюкозы S_{out} и уксусной кислоты P_{out} , которая не должна превышать заданного нормативами либо же технологическими регламентами значения, т. е. $S_{out} + P_{out} \leq S_{норм}$.

Двухстадийный процесс анаэробного брожения протекает по схеме: $S + B_1 \rightarrow P$, $P + B_2 \rightarrow G$, и может быть представлен как (рисунок 2.4).

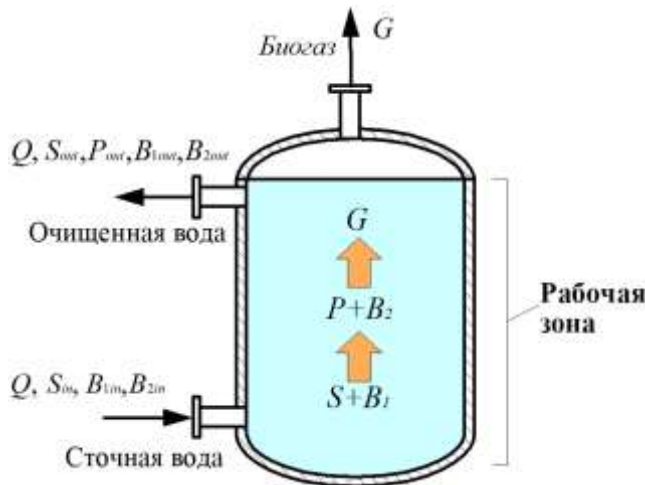


Рисунок 2.3 – Схема процессов преобразования органического загрязнения сточной воды в анаэробном биореакторе

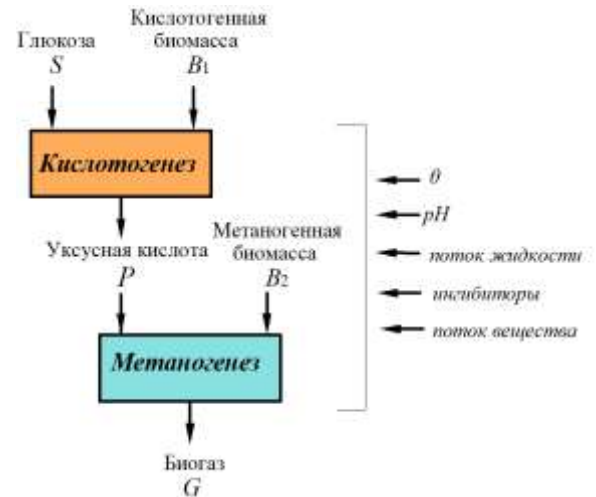


Рисунок 2.4 – Схема двухстадийного процесса анаэробного разложения органического загрязнения сточной воды в анаэробном биореакторе

Стадии кислотогенеза и метаногенеза происходят значительно медленнее других и определяют общую скорость процесса [6], влиянием на них возможно увеличить интенсивность и эффективность очистки, поднять концентрацию метана в образованном биогазе, используя различные конструктивные решения и изменяя условия в рабочей зоне биореактора. Так же, изменения показателей именно этих стадий может в наибольшей степени свидетельствовать о нарушении технологического процесса очистки и являться необходимой информацией для принятия решения по возвращению системы в работоспособное состояние.

Исследования и моделирование различных процессов в анаэробных биореакторах приведены в [1-3, 6, 8, 10-14, 15, 16, 139-141] и сводятся к тому, что скорость изменения во времени концентрации каждого из рассматриваемых компонент описывается уравнением массового баланса аппарата, учитывающего физические процессы транспорта и распределения вещества и биохимические процессы его преобразования анаэробной биомассой:

$$\begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{накопления} \\ \text{компонента} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \text{Поток} \\ \text{компонента,} \\ \text{поступающего} \\ \text{в биореактор} \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} \text{Поток} \\ \text{компонента,} \\ \text{выходящего} \\ \text{из биореактора} \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{биохимического} \\ \text{образования} \\ \text{компонента} \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{биохимического} \\ \text{потребления} \\ \text{компонента} \end{pmatrix} \quad (2.1)$$

Для основных параметров анаэробного брожения запишем уравнения массового баланса и физических процессов в следующей форме:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dS(t)}{dt} = f_1(S(t), \mathbf{W}(t)) - r_1(B_1(t), S(t), \mathbf{K}_1(\theta)), \\ \frac{dP(t)}{dt} = f_1(P(t), \mathbf{W}(t)) - r_1(B_2(t), P(t), \mathbf{K}_2(\theta)) + r_2(B_1(t), S(t), \mathbf{K}_1(\theta)), \\ \frac{dG(t)}{dt} = f_2(G(t), \theta(t)) + r_2(B_2(t), P(t), \mathbf{K}_2(\theta, pH)), \\ \frac{dB_1(t)}{dt} = f_3(B_1(t), Q(t), \mathbf{W}(t), \theta(t)) + r_3(B_1(t), S(t), \mathbf{K}_1(\theta, pH)), \\ \frac{dB_2(t)}{dt} = f_3(B_2(t), Q(t), \mathbf{W}(t), \theta(t)) + r_3(B_2(t), P(t), \mathbf{K}_2(\theta, pH)), \\ \frac{d\theta(t)}{dt} = f_4(\theta(t), \mathbf{W}(t)), \\ \frac{d\mathbf{W}(t)}{dt} = f_5(\mathbf{W}(t), Q(t), p(t)). \end{array} \right. \quad (2.2)$$

В системе (2.2) функции $f_1 - f_3$ задают распределение концентраций глюкозы, уксусной кислоты, биогаза, кислотогенной и метаногенной биомассы по биореактору, которое описывается уравнениями конвективного массопереноса. Вид этих уравнений зависит от конструкции биореактора и соответствующих значений вектора $\mathbf{K}$. f_4 и f_5 – функции, определяющие поле температур и гидродинамическую обстановку в биореакторе, соответственно, включающие компоненты векторов $\mathbf{Pr}$ и $\mathbf{Term}$, и вид которых определяется конструктивным исполнением $\mathbf{K}$ биореактора.

Функции $r_1 - r_3$ определяют биохимические процессы при анаэробной очистке сточных вод: разложение органического вещества (r_1), образование продуктов микробиологической реакции (r_2) и рост популяции микроорганизмов (r_3). Векторы $\mathbf{K}_1 = (\mu_1, Y_{X1}, K_{SX1}, K_{mX1}, K_{S1}, Y_{S1})$, и $\mathbf{K}_2 = (\mu_2, Y_{X2}, K_{SX2}, K_{mX2}, K_{S2}, Y_{S2}, V_{m \max}, K_m, K_{im})$ представляют собой набор кинетических параметров, характеризующих особенности жизнедеятельности соответственно кислотогенной и метаногенной популяций микроорганизмов. Эти параметры зависят от видового состава биомассы, условий ее развития и жизнедеятельности, в наибольшей степени от температуры θ_X в рабочей зоне биореактора, и определяются эмпирически или из стехиометрических соотношений. Результаты различных исследований кинетических постоянных процессов при анаэробном сбраживании органического загрязнения приведены в приложении 5.

Предложенная формальная запись математической модели (2.2) позволяет совместно рассмотреть физические и биохимические процессы, и их взаимное влияние при анаэробной биологической очистке сточных вод. При этом распределение веществ и биомассы по биореактору описывается известными уравнениями массопереноса и материального баланса, дополненными компонентами биохимической реакции. Дальнейшее построение математической модели анаэробного биореактора требует уточнения функций $f_1 - f_5$ и $r_1 - r_3$.

Определение 2.1. Математическую модель (2.2), имеющую основой ADM-1 и дополненную совместным описанием

- 1) особенностей массопереноса питательных веществ к микробным клеткам и отвода от них продуктов метаболизма;
 - 2) особенностей роста, развития и жизнедеятельности микробной популяции;
 - 3) влияния гидродинамической обстановки в анаэробном биореакторе;
 - 4) распределения температур по объему биореактора;
 - 5) влияния конструктивных особенностей биореактора,
- назовем обобщенной моделью анаэробного биореактора и будем обозначать ОММ САБО.

2.4 Разработка обобщенной модели анаэробного биореактора

Массоперенос веществ в анаэробном биореакторе. Массоперенос питательных веществ в анаэробном биореакторе определяет их доступность для активной микрофлоры и ограничивает скорость процесса очистки. В основу обобщенной модели анаэробного биореактора положим уравнение конвективного массопереноса веществ в рабочей зоне, дополненное компонентами, учитывающими кинетику биохимического преобразования органического загрязнения сточной воды анаэробной биомассой [88]:

$$f_1(C, \mathbf{W}) = D_c \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) - \left(W_x \frac{\partial C}{\partial x} + W_y \frac{\partial C}{\partial y} + W_z \frac{\partial C}{\partial z} \right),$$

$$\frac{dC}{dt} = D_c \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) - \left(W_x \frac{\partial C}{\partial x} + W_y \frac{\partial C}{\partial y} + W_z \frac{\partial C}{\partial z} \right) - r_1 + r_2, \quad (2.3)$$

где D_c – коэффициент молекулярной диффузии вещества C в жидкости, W_x, W_y, W_z – составляющие скорости потока жидкости $\mathbf{W}$ по координатным осям, $C = C(x, y, z, t)$ –

концентрация рассматриваемого вещества, r_1 и r_2 – скорости соответственно разложения и образования рассматриваемого вещества анаэробной микрофлорой.

Уравнение массопереноса (2.3) должно быть применено для каждой из групп веществ, участвующих в процессе анаэробной очистки, а также и для каждой фазы, в которых существуют эти вещества (жидкость, биопленка, гранула активного ила). Внутри клеточных объединений, таких, как биопленка и гранулы ила, где конвективный перенос не осуществляется, уравнение (2.3) сводится к уравнению молекулярной диффузии:

$$\frac{dC}{dt} = D_c \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) - r_1 + r_2, \quad (2.4)$$

Для газовой фазы, мало растворимой в сточной воде и отводящейся из биореактора по мере образования, использование уравнения массопереноса целесообразно только для описания процесса в клеточных структурах.

Составляющие r_1 и r_2 уравнений (2.3) и (2.4) учитывают особенности кинетики биохимических преобразований органического вещества и рассматривают следующие взаимосвязанные процессы:

- жизнедеятельность (функционирование, рост и развитие) биомассы;
- разложение сложных органических веществ анаэробной биомассой в результате биохимической реакции;
- образование (синтез) новых веществ в результате разложения органического загрязнения сточной воды анаэробной биомассой.

Рассмотрим более подробно особенности математического описания протекания биохимических процессов в анаэробном биореакторе.

Жизнедеятельность (функционирование, рост и развитие) биомассы. Концентрация микроорганизмов биомассы и ее активность определяет способность системы к очистке сточной воды. Наиважнейшими характеристиками анаэробного брожения, оказывающими влияние на активность и жизнеспособность биомассы, являются температура, кислотность среды, наличие питательных веществ, наличие токсических веществ, ингибирование субстратом и промежуточными продуктами процесса.

В отличие от переменных состояния биомассы, таких как ее концентрация, степень активности, удельные скорости потребления субстрата и образования продуктов

метаболизма, перечисленные переменные окружающей среды поддаются непрерывному контролю при эксплуатации систем анаэробной очистки.

Разрабатываемая математическая модель позволяет связать факторы, в наибольшей степени оказывающие влияние на биомассу, с показателями качества и эффективности процесса анаэробной очистки, а также измеряемые параметры процесса с состоянием биомассы B .

Кинетика роста микроорганизмов каждой из рассматриваемых групп может быть описана через изменение концентрации биомассы в реакторе $\frac{dB}{dt}$ в зависимости от удельной скорости роста биомассы μ , сут^{-1} , удельной скорости отмирания биомассы k_d , сут^{-1} [6, 8, 11, 12, 139, 142-145]:

$$r_3 = \mu B - k_d B,$$

Распределение концентраций биомассы в биореакторе зависит от типа клеточных агрегатов и используемой технологии анаэробного брожения. Так, для биореакторов-смесителей применима модель конвективного массопереноса:

$$f_3 = \left(W_x \frac{\partial B}{\partial x} + W_y \frac{\partial B}{\partial y} + W_z \frac{\partial B}{\partial z} \right).$$

Для биореакторов с прикрепленной на неподвижных носителях биомассой распределение концентраций различных групп микроорганизмов зависит доступностью лимитирующего субстрата и в общем случае определяется концентрациями биомассы B_{in} во входящем и B_{out} выходящем потоке жидкости [6, 8, 12, 139, 142-147]:

$$f_3 = Q_D (B_{in} - B_{out}), \quad r_3 = \mu B - k_d B,$$

$$\frac{dB}{dt} = Q_D (B_{in} - B_{out}) + \mu B - k_d B, \quad (2.5)$$

где Q_D – скорость разбавления среды, сут^{-1} , $Q_D = \frac{Q_{in}}{V}$, Q_{in} – расход сточной воды в биореакторе, $\text{м}^3 \text{сут}^{-1}$, V – объем биореактора, м^3 .

Выражение (2.5) применимо также и для систем с биореактором-смесителем при допущении о равномерном распределении биомассы по объему биореактора.

В общем случае, удельная скорость роста микроорганизмов $\mu = \mu(C, I, pH, \theta \dots)$ и зависит от доступности лимитирующего субстрата C , наличия ингибиторов I , кислотности pH , температуры θ среды и т. д.

Модель кинетики роста микрофлоры описывают исходя из нескольких подходов, которые учитывают основные параметры анаэробного брожения и среды в рабочей зоне биореактора [12, 142, 145].

1. Влияние максимальной удельной скорости роста микроорганизмов и концентрации лимитирующего субстрата S (базовая модель Моно, 1949, модель Контуа, 1959 и т.п.), а так же уровень деградации субстрата (Чен и Хашимото, 1978, Хилл, 1983):

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{S + K_S},$$

где $\mu_{\max}$ – максимальная удельная скорость роста биомассы, сут⁻¹, K_S – постоянная полунасыщения, равная концентрации субстрата, при которой удельная скорость роста микроорганизмов равняется половине от максимальной, кгХПК/м³.

2. Замедление роста микроорганизмов на протяжении лаг фазы (модель Моно, модифицированная Вергтером, 1983).

3. Влияние ингибирования процесса роста микроорганизмов компонентами субстрата (Холдан, 1930, Вебб, 1963, Яно, 1966, Гранд, 1968, Аиба, 1968, Хилл и Барт, 1977, Ханг и Левенспейл, 1988 и др.) и продуктами метаболизма (Иерусалимский, 1967, Холсберг, 1967, Аиба и соавт., 1968, Базауа и Вилке, 1977, Мозер, 1981, Бергтер, 1983, Даглей и Хншелвуд, 1983, Хан и Левенспейл, 1988 и др.). Согласно модели Эндрюса, 1968 г [142]:

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{S + K_S + \frac{S^2}{K_i}}, \quad (2.6)$$

где K_i – постоянная ингибирования субстратом, определяемая эмпирически;

4. Зависимость удельной скорости роста микроорганизмов от выхода газа (Митсдорфер, 1991).

5. Влияние межвидовой конкуренции в клеточных образованиях [85].

6. Влияние температуры процесса (Инграхам, 1963, Мозер, 1981, Вертер, 1983, Синклер и Кристайнзен, 1993). Авторы [148,149] предлагают следующую зависимость для учета влияния температуры на скорость роста микроорганизмов:

$$\mu_{\max} = \left[b(\theta - \theta_{\min}) (1 - e^{c(\theta - \theta_{\max})}) \right]^2, \quad (2.7)$$

где θ – рабочая температура процесса, $\theta_{\min}$ и $\theta_{\max}$ – соответственно минимальная и максимальная температура, при которой может существовать и развиваться микробная популяция, b и c – коэффициенты, определяемые экспериментально.

7. Влияние кислотности pH среды (Анкелидаки и соавт., 1993, Нобел и Льюис, 2002 и др.), которое учитывается через фактор ингибирования I_{pH} при определении коэффициента удельной скорости роста микроорганизмов [150]:

$$I_{pH} = \frac{1 + 2 \cdot 10^{0.5(pH_{\max} - pH_{\min})}}{1 + 10^{(pH - pH_{\min})} + 10^{(pH_{\max} - pH)}}. \quad (2.8)$$

Здесь $pH_{\max}$ и $pH_{\min}$ – верхняя и нижняя граница диапазона pH , в котором удельная скорость роста микроорганизмов μ больше 50% от ее максимального значения без ингибирования.

Для описания кинетики роста микробной популяции анаэробной биомассы примем модель Эндрюса (2.6), учитывающую ингибирование компонентами субстрата, и дополненную компонентами (2.7) - (2.8), позволяющими учесть влияние температуры θ и кислотности pH жидкости в рабочей зоне биореактора:

$$\mu = \frac{S}{S + K_s + \frac{S^2}{K_i}} \left[b(\theta - \theta_{\min})(1 - e^{c(\theta - \theta_{\max})}) \right]^2 I_{pH}. \quad (2.9)$$

В анаэробном биореакторе, исходя из двухстадийной модели, присутствуют две группы микроорганизмов – кислотогены с концентрацией B_1 и метаногены с концентрацией B_2 . Концентрация активных микроорганизмов той или иной группы меняется в процессе анаэробного брожения в зависимости от доступности питательных веществ. Схематически, для постоянной температуры брожения, распределение удельной концентрации микроорганизмов по пути движения жидкости z в анаэробном биореакторе-вытеснителе можно представить в виде (рисунок 2.5).

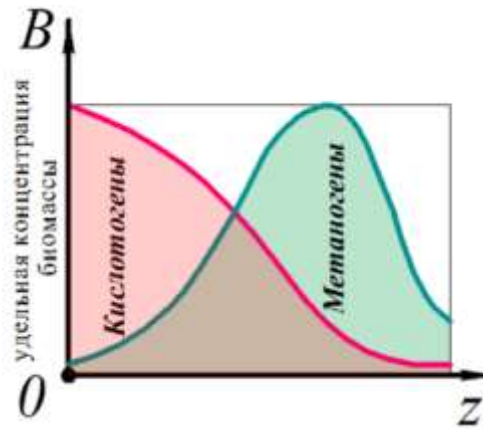


Рисунок 2.5 – Изменение удельной концентрации кислотогенной и метаногенной биомассы в анаэробном биореакторе-вытеснителе

Разложение веществ (деградация субстрата). Потребляемые микроорганизмами компоненты субстрата обеспечивают энергетические потребности клеток для их нормальной жизнедеятельности и размножения, в результате метаболизма сложные компоненты субстрата разлагаются до более простых [6, 8, 142]. Скорость потребления

компонента субстрата $r_1 = \left(\frac{dS}{dt} \right)_r$ можно описать как

$$r_1 = \left(\frac{dS}{dt} \right)_B + \left(\frac{dS}{dt} \right)_E + \left(\frac{dS}{dt} \right)_P.$$

Здесь $\left(\frac{dS}{dt} \right)_B = B \frac{\mu}{Y_X}$ – слагаемое, учитывающее изменение концентрации субстрата за счет формирования клеточной массы;

$\left(\frac{dS}{dt} \right)_E = BK_{SX}$ – слагаемое, учитывающее изменение концентрации субстрата за счет преобразования в энергию в результате разложения;

$\left(\frac{dS}{dt} \right)_P = B K_{mX} \frac{S}{K_S + S}$ – слагаемое, учитывающее изменение концентрации субстрата за счет его преобразования в продукты метаболизма;

Y_X , K_{SX} , K_{mX} , K_S – кинетические постоянные, определяемые эмпирически.

Скорость потребления компонента субстрата микробной популяцией запишем как:

$$r_1 = B \left(\frac{\mu}{Y_X} + K_{SX} + K_{mX} \frac{S}{K_S + S} \right). \quad (2.10)$$

Образование продуктов микробного метаболизма. Одно и то же вещество в анаэробном биореакторе для одной из групп микроорганизмов является продуктом метаболизма, тогда как для другой группы – питательным веществом. Исходя из этого, скорость образования компонента может быть выражена через потребление субстрата-«предшественника» для обеспечения энергетических нужд клеточной массы. Для вещества P , которое образуется в результате разложения вещества S , кинетика преобразования будет иметь вид:

$$r_{2P} = Y_S \left(\left(\frac{dS}{dt} \right)_E + \left(\frac{dS}{dt} \right)_P \right) = Y_S B \left(K_{SX} + K_{mX} \frac{S}{K_S + S} \right). \quad (2.11)$$

Процесс образование биогаза чувствителен к факторам окружающей среды и наиболее полно исследован. В виду того, что основными компонентами биогаза являются метан и углекислый газ, примем $G = CH_4 + CO_2$. Скорость образования метана из уксусной кислоты [6, 8]

$$r_{2CH_4} = V_{m\max} B \frac{S}{K_m + S} \cdot \frac{K_{im}}{K_{im} + S}. \quad (2.12)$$

Углекислый газ образуется как из глюкозы на этапе кислотогенеза, так и из уксусной кислоты на этапе метаногенеза. Соответствующая скорость образования углекислого газа [8]:

$$r_{2CO_2} = (\mu_1 B_1 Y_{CO_2S} + \mu_2 B_2 Y_{CO_2P}) \frac{M_{CO_2}}{M_B}, \quad (2.13)$$

где, M_{CO_2} и M_B – молярные массы углекислого газа и биомассы соответственно.

В обобщенной модели анаэробного биореактора для двухстадийного процесса анаэробного брожения составляющие r_1 и r_2 уравнений (2.2)-(2.3) предлагается описать уравнениями вида (2.10)-(2.13). Тогда на стадии кислотогенеза изменение концентрации глюкозы в ходе микробиологической реакции

$$\begin{aligned} r_{1S} &= r_{1S}(B_1, S, \mathbf{K}_1) = \\ &= B_1 \cdot \left(\frac{\mu_1}{Y_{X1}} + K_{SX1} + K_{mX1} \frac{S}{K_{S1} + S} \right), \\ r_{2S} &= 0, \end{aligned} \quad (2.14)$$

Концентрация уксусной кислоты на стадии кислотогенеза увеличивается в соответствии с уравнением

$$r_{2P} = r_{2P}(B_1, S, K_1) = Y_{S1} \cdot B_1 \cdot \left(K_{SX1} + K_{mX1} \frac{S}{K_{S1} + S} \right). \quad (2.15)$$

Для стадии метаногенеза уменьшение концентрации уксусной кислоты и соответствующее увеличение концентрации биогаза

$$r_{1P} = r_{1P}(B_2, P, K_2) = B_2 \cdot \left(\frac{\mu_2}{Y_{X2}} + K_{SX2} + K_{mX2} \frac{P}{K_{S2} + P} \right); \quad (2.16)$$

$$r_{2G} = r_{2CH4}(B_2, P, K_2) + r_{2CO2}(B_1, S, K_1, B_2, P, K_2) = V_{m\max} B_2 \frac{P}{K_m + P} \cdot \frac{K_{im}}{K_{im} + P} + (\mu_1 B_1 Y_{CO_2S} + \mu_2 B_2 Y_{CO_2P}) \frac{M_{CO_2}}{M_B}. \quad (2.17)$$

Гидродинамика в анаэробном биореакторе. Особенности протекания процессов конвективного массопереноса в анаэробном биореакторе определяются гидродинамическими характеристиками потока очищаемой жидкости в рабочей зоне. Для описания гидродинамической обстановки в биореакторе используем уравнения неразрывности потока (2.18) и систему уравнений движения Навье-Стокса для вязкой жидкости (2.19) [88]:

$$\frac{d\rho}{dt} + \rho \left(\frac{\partial W_x}{\partial x} + \frac{\partial W_y}{\partial y} + \frac{\partial W_z}{\partial z} \right) = 0, \quad (2.18)$$

$$\begin{cases} \rho \frac{dW_x}{dt} = -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\nu}{\rho} \nabla^2 W_x \\ \rho \frac{dW_y}{dt} = -\frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\nu}{\rho} \nabla^2 W_y \\ \rho \frac{dW_z}{dt} = -\frac{\partial p}{\partial z} - \rho g + \frac{\nu}{\rho} \nabla^2 W_z \end{cases} \quad (2.19)$$

где $\rho = \rho(x, y, z, t)$ – плотность жидкости, W_x, W_y, W_z – составляющие скорости движения жидкости по осям координат, p – давление, ν – коэффициент кинематической вязкости

жидкости, $\nabla^2 W_x = \left(\frac{\partial^2 W_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 W_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 W_x}{\partial z^2} \right)$, аналогично для $\nabla^2 W_y, \nabla^2 W_z$.

Теплообмен в анаэробном биореакторе. В анаэробном биореакторе тепловые процессы обусловлены как неравномерностью распределения температур по объему аппарата, так и наличием конвективной составляющей. Процессы теплообмена в технологическом оборудовании хорошо изучены и в общем случае описываются уравнением конвективного теплообмена Фурье-Кирхгофа [88]:

$$\frac{\partial \theta}{\partial t} + \theta \operatorname{div} \mathbf{W} + \mathbf{W} \operatorname{grad} \theta = a \nabla^2 \theta \quad (2.20)$$

Таким образом, с учетом вышеизложенного, из общего описания (2.2) обобщенная модель процессов в биореакторе ОММ представляет собой систему дифференциальных уравнений, описывающих конвективный массоперенос (2.3) каждого из рассматриваемых в модели группы веществ, кинетику микробиологической реакции (2.5), (2.9), (2.14)-(2.17) для соответствующего вещества, модель гидродинамики потока сточной воды в биореакторе (2.18)-(2.19) и теплообменных процессов (2.20):

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dS}{dt} = D_s \left(\frac{\partial^2 S}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 S}{\partial z^2} \right) - \left(W_x \frac{\partial S}{\partial x} + W_y \frac{\partial S}{\partial y} + W_z \frac{\partial S}{\partial z} \right) - r_{1S}, \\ \frac{dP}{dt} = D_P \left(\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial z^2} \right) - \left(W_x \frac{\partial P}{\partial x} + W_y \frac{\partial P}{\partial y} + W_z \frac{\partial P}{\partial z} \right) - r_{1P} + r_{2P}, \\ \frac{dG}{dt} = D_G \left(\frac{\partial^2 G}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 G}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 G}{\partial z^2} \right) + r_{2G}, \\ \frac{dB_1}{dt} = - \left(W_x \frac{\partial B_1}{\partial x} + W_y \frac{\partial B_1}{\partial y} + W_z \frac{\partial B_1}{\partial z} \right) + \mu_1 B_1 - k_{d1} B_1, \\ \frac{dB_2}{dt} = - \left(W_x \frac{\partial B_2}{\partial x} + W_y \frac{\partial B_2}{\partial y} + W_z \frac{\partial B_2}{\partial z} \right) + \mu_2 B_2 - k_{d2} B_2, \\ \frac{dp}{dt} + \rho \left(\frac{\partial W_x}{\partial x} + \frac{\partial W_y}{\partial y} + \frac{\partial W_z}{\partial z} \right) = 0, \\ \rho \frac{dW_x}{dt} = - \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\nu}{\rho} \left(\frac{\partial^2 W_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 W_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 W_x}{\partial z^2} \right), \\ \rho \frac{dW_y}{dt} = - \frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\nu}{\rho} \left(\frac{\partial^2 W_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 W_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 W_y}{\partial z^2} \right), \\ \rho \frac{dW_z}{dt} = - \frac{\partial p}{\partial z} - \rho g + \frac{\nu}{\rho} \left(\frac{\partial^2 W_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 W_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 W_z}{\partial z^2} \right); \\ \frac{\partial \theta}{\partial t} + \theta \operatorname{div} \mathbf{W} + \mathbf{W} \operatorname{grad} \theta = a \nabla^2 \theta. \end{array} \right. \quad (2.21)$$

Отличия обобщенной модели САБО (2.21) от известных характеризуются следующими положениями.

1. ОММ САБО учитывает основные процессы, происходящие в биореакторе и определяющие его конструктивные и эксплуатационные параметры, что важно как для проектирования систем анаэробной биологической очистки, так и для разработки алгоритмов принятия управленческих решений в системе мониторинга локальных очистных сооружений.

2. ОММ САБО описывает внутреннее состояние системы анаэробной очистки сточных вод, определяемое концентрациями веществ и биомассы, а также кинетическими параметрами, характеризующими активность микроорганизмов.

3. ОММ САБО отражает влияние входных параметров системы, а именно концентрации органических веществ во входящем потоке сточной воды, кислотности стока, температуры процесса, скорости разбавления, расхода сточной воды в аппарате, на состояние системы, что приводит к возможности построения алгоритмов вычисления ненаблюдаемых параметров на основе измерений в процессе анаэробного брожения.

4. Начальные и граничные условия для решения системы (2.21) определяются конкретной конструкцией и принципом действия биореактора, что позволяет использовать ее для различных конструктивных исполнений систем анаэробной очистки.

5. ОММ САБО является основой построения аналитико-имитационной модели САБО, включенной в разрабатываемую далее структуру системы мониторинга обобщенного состояния САБО, поскольку наряду с частично неизмеряемыми биохимическими характеристиками, содержит доступные к измерению технические параметры САБО (как компоненты векторов **Pr**, **Term**, **K**):

- p – давление в системе, Q_{in} – расход насосного оборудования и N – полезная мощность механического перемешивающего устройства, определяющие скорость потока жидкости **W**;

- θ , a – температура и температуропроводность в системе, соответственно;

- конструктивные параметры системы **K**, определяющие начальные, граничные условия и возможные упрощения системы (2.21).

Указанные особенности модели (2.21) раскрывают термин «обобщенная», поскольку позволяют использовать ее для большинства типов анаэробных биореакторов.

Применительно к определенным конструкциям анаэробных биореакторов аналогичные (2.21) уравнения известны [152-155]. Как правило, их аналитическое решение затруднено или невозможно, что приводит к необходимости использования численных методов и построения имитационных моделей анаэробного биореактора.

На основе анализа обобщенной математической модели (2.21) могут быть решены следующие задачи.

1. Определение необходимых управляющих воздействий для системы автоматизированного/автоматического управления анаэробным биореактором (гл.4). Так,

- изменяя температуру в рабочей зоне биореактора, можно влиять на скорость преобразования загрязнений микробной популяцией;
- изменение расхода очищаемой жидкости в анаэробном биореакторе позволяет управлять временем пребывания стока на очистке, тем самым увеличивая или уменьшая степень разложения органических загрязнений;
- введение реагентов на основе данных контрольно-измерительной аппаратуры позволяет (при отклонениях значений контролируемых параметров) стабилизировать процесс очистки.

2. Синтез системы автоматического управления анаэробным биореактором для заданных управляющих и управляемых переменных, использующий систему уравнений (2.21) в качестве модели объекта управления.

3. Выбор и анализ переменных процесса, значимых для определения наблюдаемого состояния системы благодаря учету влияния разнородных факторов на технологический процесс очистки для широкого класса конструкций анаэробных биореакторов.

4. Построение системы мониторинга состояния и поддержки принятия решения для сооружений анаэробной биологической очистки, при дополнении ОММ экспертными знаниями и информацией, накопленной в процессе эксплуатации станций биологической очистки,

5. Выбор эффективных решений при управлении технологическим процессом, прогноз развития состояния системы, оценка рисков при возникновении внештатных ситуаций, таких, как пиковые нагрузки, аварийные выбросы загрязнений, а также учет влияния этих факторов при разработке конструкции анаэробного биореактора и его проектировании.

На основе математической модели ОММ САБО обеспечивается

- оценивание неизмеряемых параметров, характеризующих состояние биомассы,
- формирование набора диагностических признаков системы для синтеза алгоритмов анализа состояния анаэробной биомассы и САБО в целом.

Одним из серьезных условий применения на практике предложенной модели является наличие сформулированных начальных и граничных условий для конкретного конструктивного решения анаэробного биореактора, что зачастую, трудно реализуемо и требует проведения ряда лабораторных исследований, использования методов и принципов теории подобия тепло-массообменных процессов, а также приемов упрощений и допущений. Некоторые из них показаны ниже на примерах анаэробных биореакторов со взвешенно-седиментированной биомассой и с закрепленной на неподвижных носителях биомассой.

2.5 Обобщенная математическая модель анаэробного биореактора со взвешенно-седиментированной биомассой

Класс биореакторов-смесителей со взвешенно-седиментированной биомассой в виде активного ила при небольшой производительности обладают хорошими экономическими показателями и используются в случае, когда время очистки сточной воды строго не ограничено, а также при обработке отработанного активного ила станций аэрации на городских очистных сооружениях.

В биореакторе-смесителе, как органическое вещество субстрата, так и биомасса равномерно распределены по рабочему объему аппарата. В биореактор объемом V подается субстрат с расходом $Q_{in}(t)$, концентрацией питательных органических веществ $S_{in}(t)$ и биомассы $B_{in}(t)$, и отводится такое же количество рабочей жидкости. За счет обеспечения перемешивания среды конвекционные потоки веществ преобладают над диффузионными. Обеспечение гомогенности среды позволяет рассматривать конвекционную составляющую процесса массопереноса в биореакторе исходя из балансового уравнения (2.1). Тогда функции $f_1(t)$, $f_2(t)$ и $f_3(t)$ характеризуют поступление и отвод субстрата, биомассы и продуктов биохимической реакции:

$$f_1(t) = \frac{Q_{in}(t)}{V} (S_{in}(t) - S(t)), \quad f_2(t) = \frac{Q_{in}(t)}{V} (B_{in}(t) - B(t)), \quad f_3(t) = -\frac{Q_{in}(t)}{V} P(t).$$

В процессе работы биореактора без рециркуляции стока, биомасса и вещество-продукт реакции не вносятся в биореактор, а температура поддерживается постоянной.

Тогда система (2.21) примет вид:

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{dS(t)}{dt} &= \frac{Q_{in}(t)}{V} (S_{in}(t) - S(t)) - \left(\frac{\mu_{max1}}{Y_{X1}} + K_{mX1} \right) \frac{S(t)B_1(t)}{K_{S1} + S(t)} - B_1(t)K_{SX1}, \\ \frac{dB_1(t)}{dt} &= -\frac{Q_{in}(t)}{V} B_1(t) + \mu_{max1} \frac{S(t)B_1(t)}{K_{S1} + S(t) + \frac{S(t)^2}{K_i}} - k_{d1}B_1(t), \\ \frac{dP(t)}{dt} &= -\frac{Q_{in}(t)}{V} P(t) + Y_{S1}B_1(t) \left(K_{SX1} + K_{mX1} \frac{S(t)}{K_{S1} + S(t)} \right) - \\ &\quad - \left(\frac{\mu_{max2}}{Y_{X2}} + K_{mX2} \right) \frac{P(t)B_2(t)}{K_{S2} + P(t) + \frac{P(t)^2}{K_i}} - B_2(t)K_{SX2}, \\ \frac{dB_2(t)}{dt} &= -\frac{Q_{in}(t)}{V} B_2(t) + \mu_{max2} \frac{P(t)B_2(t)}{K_{S2} + P(t)} - k_{d2}B_2(t), \\ \frac{dG(t)}{dt} &= -G(t) + V_{mmax} B_2(t) \frac{P(t)}{K_m + P(t)} \cdot \frac{K_{im}}{K_{im} + P(t)} + \\ &\quad + \left(\mu_{max1} \frac{S(t)B_1(t)}{K_{S1} + S(t)} Y_{CO_2S} + \mu_{max2} \frac{P(t)B_2(t)}{K_{S2} + P(t)} Y_{CO_2P} \right) \frac{M_{CO_2}}{M_B}. \end{aligned} \right. \quad (2.22)$$

2.6 Обобщенная математическая модель анаэробного биореактора с прикрепленной на неподвижных плоскостных носителях биомассой

Рассмотрим применение обобщенной математической модели анаэробного биореактора (2.21) к классу биореакторов-вытеснителей с закрепленной на неподвижных плоскостных носителях биомассой, эффективность которых доказана применительно к очистке сточных вод пищевой промышленности, содержащих липофильные вещества (сыроварен, предприятий мясоперерабатывающей, молочной, фармацевтической промышленности) [156].

В качестве носителей биомассы в подобных биореакторах используют загрузку, выполненную из полимерных материалов и имеющую различную конфигурацию, например, плоско-параллельные листы [157], трубки [158, 159], загрузка типа Cloisonyle®

[26] и другие. Блоки загрузки носителей биомассы образуют одинаковые вертикальные каналы, процессы в которых идентичны и описываются системой уравнений (2.21). В рабочей зоне биореакторов такой конструкции обычно отсутствуют теплообменные устройства, а особенности жизнедеятельности анаэробных микроорганизмов не допускают резкого изменения температурных режимов, поэтому будем считать температуру в рабочей зоне постоянной и равномерной в рамках времени пребывания жидкости на очистке, процессы теплообмена незначительны и ими можно пренебречь.

Для математического описания биореактора с ориентированной загрузкой биомассы достаточно рассмотреть один канал, схема которого представлена на рисунке 2.6, и масштабировать результаты на биореактор. На рисунке 2.6 приняты следующие обозначения: x, y, z – координатные оси; O – начало координат; δ – расстояние между носителями микрофлоры; L_F – толщина биопленки; $2L$ – рабочая ширина канала; S_{in} – начальная концентрация загрязнений в стоке; $S_{остат} = S_{out} + P_{out}$ – остаточное загрязнение стока на выходе из биореактора; V_G – объем образованного биогаза

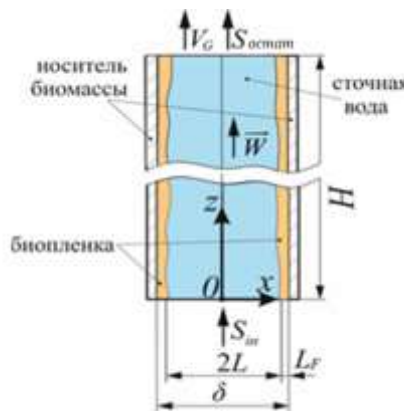


Рисунок 2.6 – Расчетная схема канала анаэробного биореактора

Рассмотрим щелевидный канал, образованный двумя соседними листами-носителями биомассы. В нижнее сечение канала поступает жидкость с расходом Q и средней концентрацией загрязнений S_{in} . По мере продвижения по каналу со скоростью W жидкость взаимодействует с микроорганизмами в биопленке с концентрациями B_1 и B_2 , за счет чего концентрация загрязнений уменьшается и на выходе из канала концентрация равна $S_{остат}$. Рабочая ширина канала $2L$ определяется расстоянием δ между листами-носителями биомассы и толщиной биопленки L_F как $2L = \delta - 2L_F$.

Условно, можно выделить три зоны биореактора с характерными особенностями протекания анаэробного брожения (рисунок 2.7):

1. В первой зоне (рисунок 2.7а) преобладает процесс кислотогенеза, количество образованного биогаза пренебрежительно мало.
2. Во второй зоне (рисунок 2.7б) процессы кислотогенеза и метаногенеза равносильны, увеличивается концентрация уксусной кислоты в жидкости и биопленке, в то время как концентрация глюкозы уменьшается.
3. В третьей зоне (рисунок 2.7в) основное органическое вещество в сточной воде представлено промежуточными продуктами анаэробного брожения, а концентрация метана в биогазе максимальна.

Замечание 2.3. В процессе метаногенеза на поверхности биопленки образуются пузырьки газа, уменьшающие площадь контакта субстрата с биопленкой, а следовательно и скорость массопереноса. Оторвавшийся и всплывающий пузырек биогаза образует на своем пути местную турбулизацию потока жидкости, на место крепления пузырька на поверхности биопленки устремляется порция субстрата, что положительно влияет на скорость и эффективность процесса деградации органического загрязнения сточной воды и выработки биогаза.

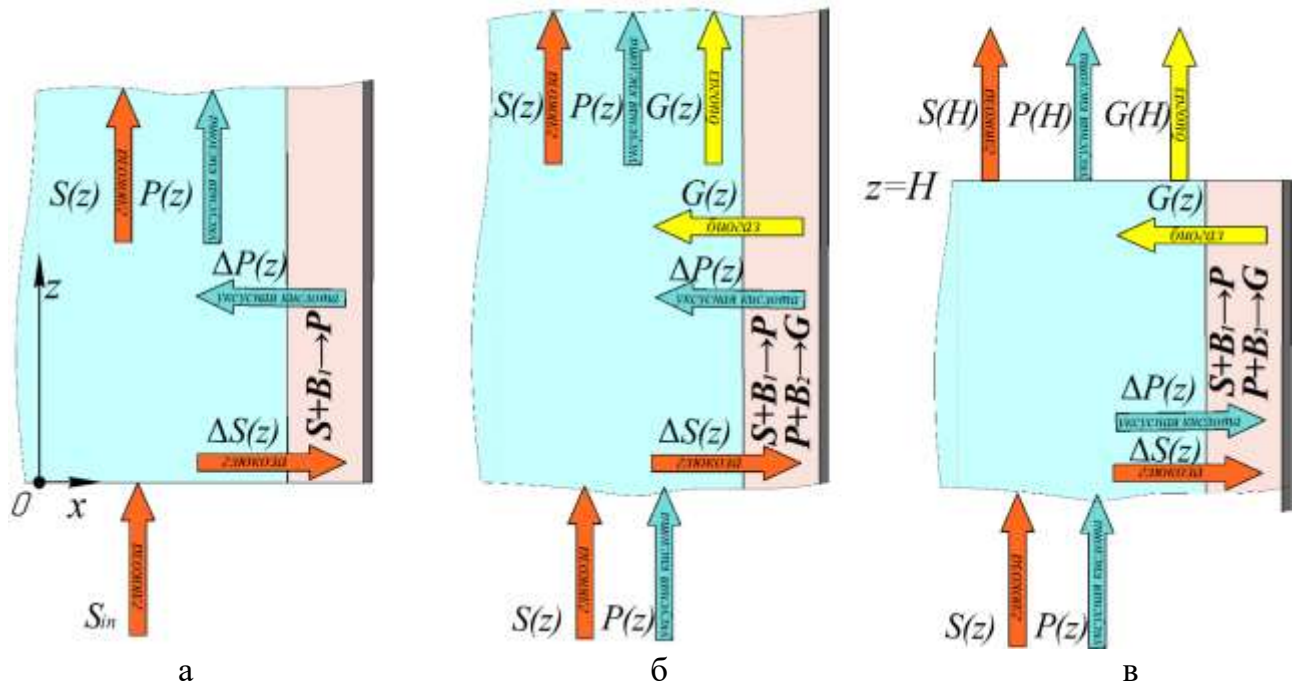


Рисунок 2.7 – Схема процессов массопереноса в щелевидном канале анаэробного биореактора с плоскостной загрузкой биомассы: а – в начале канала; б – в середине канала; в – в конце канала

Определение начальных и граничных условий для решения системы уравнений (2.21) применительно к биореактору с биопленкой на ориентированной загрузке основано на положениях:

- по окончании периода запуска биореактора процесс в рамках производственного цикла очистки сточной воды можно считать стационарным и для каждой координаты биореактора $\frac{dS}{dt} = 0, \frac{dP}{dt} = 0$;
- перенос вещества в жидкости осуществляется по осям Ox и Oz , составляющие концентрации $\frac{\partial S}{\partial y}, \frac{\partial P}{\partial y}$ равны нулю;
- при низких скоростях движения жидкости поток имеет ламинарный характер и $W_z \gg W_x$. Следовательно, по оси Ox массоперенос осуществляется посредством молекулярной диффузии, а по оси Oz – посредством конвекции, и $D \frac{d^2 S}{dz^2} = 0, W_x \frac{dS}{dx} = 0$;

Биомасса в биореакторе закреплена на носителях в виде биопленки, содержание микроорганизмов в жидкости пренебрежительно мало и процессы биохимического преобразования органических веществ происходят только в биопленке, в связи с чем слагаемое $(r_1 - r_2)$ в уравнении (2.3) должно быть записано через уравнение массоотдачи

$$\int_A \beta(C - C^*)dA, \quad C - \text{концентрация вещества в жидкости, } C^* - \text{равновесная концентрация}$$

вещества, A – площадь биопленки, β – коэффициент массоотдачи, м/с. Исходя из теории подобия массообменных процессов, коэффициент массоотдачи β определяют [88, 139]

$$\text{как } \beta = \frac{\text{Nu}_D D}{L}, \quad \text{где } \text{Nu}_D - \text{диффузионный критерий Нуссельта, определяемый по}$$

$$\text{зависимости вида } \text{Nu}_D = a \text{Re}^n \text{Pr}_D^m, \quad \text{где } \text{Re} = \frac{2LW}{\nu} - \text{критерий Рейнольдса, } \text{Pr}_D = \frac{\nu}{D} -$$

диффузионный критерий Прандтля, ν – коэффициент кинематической вязкости жидкости, a, n, m – постоянные, определяемые эмпирически.

Аналогично, в биопленку вещество поступает из жидкости путем массоотдачи,

$$\text{описываемой соотношением } \int_A \beta_S (S^* - S_F) dA.$$

В результате, для потока жидкости в канале биореактора и биопленки изменение концентрации вещества C в установившемся режиме примет вид

$$D_c \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - W_z \frac{\partial C}{\partial z} - \frac{1}{V_c} \int_A \beta(C - C^*) dA = 0. \quad (2.23)$$

$$\frac{1}{V_c} \int_A \beta_s(C^* - C_F) dA - r_1 + r_2 = 0.$$

Здесь V_c – объем жидкости в половине канала.

Из предположения ламинарности потока жидкости в канале, вертикальная компонента скорости W_z определяется из уравнения Навье-Стокса (2.18) [88] как

$$\frac{d^2 W_z}{dx^2} = \frac{\rho}{\nu} \frac{dP}{dz} - g = A = \text{const}, \quad A < 0 \quad W_z|_{x=L, z} = 0 \quad \left. \frac{dW_z}{dx} \right|_{x=0, z} = 0.$$

Для ламинарного потока жидкости с постоянным расходом в щелевидном канале вертикальная составляющая скорости зависит от координаты x , $W_z = Ax^2 - AL^2$.

Соответственно, средняя скорость потока равна

$$W = \frac{1}{L} \int_0^L W_z dx = \frac{1}{L} \int_0^L A(x^2 - L^2) dx = -\frac{2}{3} AL^2, \quad \text{и} \quad A = -\frac{3W}{2L^2}.$$

Следовательно,

$$W_z = -\frac{3W}{2L^2} x^2 + \frac{3}{2} W. \quad (2.24)$$

С учетом (2.24) уравнение (2.23) преобразуем к виду

$$\frac{\partial^2 C(x, z)}{\partial x^2} - \frac{3W}{2D_c} \cdot \left(1 - \frac{x^2}{L^2}\right) \cdot \frac{\partial C(x, z)}{\partial z} - \frac{1}{VD_c} \int_A \beta(C - C_F) dA = 0, \quad (2.25)$$

или, обозначив $k = -\frac{3W}{2L^2}$, $b = -\frac{1}{L^2}$, $\xi(x) = k(x^2 - b)$,

$$\frac{\partial^2 C(x, z)}{\partial x^2} - \frac{\xi(x)}{D_c} \frac{\partial C(x, z)}{\partial z} - \frac{1}{VD_c} \int_A \beta(C - C_F) dA = 0. \quad (2.26)$$

Таким образом, расчетная модель процессов массопереноса в анаэробном биореакторе с закрепленной биомассой примет вид

$$\begin{cases}
\frac{\partial^2 S}{\partial x^2} - \frac{\xi}{D_S} \frac{\partial S}{\partial z} - \frac{1}{V_c D_{S_A}} \int \beta_S (S - S^*) dA = 0, \\
\frac{1}{L_F A_A} \int \beta_S (S^* - S_F) dA - r_{1S} (B_1, S_F, \mathbf{K}_1) = 0, \\
\frac{1}{L_F A_A} \int \beta_S (P^* - P_F) dA - r_{1P} (B_2, P_F, \mathbf{K}_2) + r_{2P} (B_1, S_F, \mathbf{K}_1) = 0, \\
\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} - \frac{\xi}{D_P} \frac{\partial P}{\partial z} + \frac{1}{V_c D_{P_A}} \int \beta_P (P - P^*) dA = 0, \\
r_{2G} (B_1, S_F, \mathbf{K}_1, B_2, P_F, \mathbf{K}_2) - \frac{1}{L_F A_A} \int \beta_G G_F dA = 0, \\
\frac{\rho_G}{V_c} \int \beta_G G_F dA = 0; \\
\frac{Q}{V} (B_{1in} - B_{1out}) + \mu_{\max 1} \frac{S_F B_1}{K_{S1} + S_F + \frac{S_F^2}{K_i}} - k_{d1} B_1 = 0, \\
\frac{Q}{V} (B_{2in} - B_{2out}) + \mu_{\max 2} \frac{P_F B_2}{K_{S2} + P_F + \frac{P_F^2}{K_i}} - k_{d2} B_2 = 0, \\
\frac{\partial \rho}{\partial z} + \rho \frac{\partial W_z}{\partial z} = 0, \\
\rho \frac{\partial W_z}{\partial z} = - \frac{\partial p}{\partial z} - \rho g + \frac{\nu}{\rho} \frac{\partial^2 W_z}{\partial x^2}.
\end{cases} \quad (2.27)$$

Обозначим через 2.27.*i* – номер *i* –го уравнения в системе (2.27).

Для уравнения 2.27.1, описывающего изменение концентрации глюкозы в жидкости, граничные условия определяются концентрацией глюкозы на границе раздела фаз биопленка-жидкость и в середине канала, где наблюдается экстремум и $\left. \frac{\partial S}{\partial z} \right|_{x=0, z} = 0$, для уравнения 2.27.2, описывающего преобразование глюкозы в биопленке, граничными условиями являются концентрации глюкозы на границах раздела фаз биопленка-жидкость и биопленка-подложка, где $S_F \Big|_{x=\delta, z} = 0$. Так как закон изменения концентрации глюкозы на границе раздела фаз биопленка-жидкость заранее неизвестен, при численном решении с достаточно малым шагом сетки предлагается определять концентрацию вещества в биопленке на *i*-м шаге решения из концентрации вещества в жидкости на (*i*-1)-м шаге. Полагая входящий поток жидкости идеально гомогенизированным, начальные

условия определяются концентрацией загрязнений в стоке, подающемся на очистку, $S|_{x, z=0} = S_{in}$.

На границе раздела фаз биопленка-жидкость концентрация глюкозы в жидкости и биопленке равны: $S|_{x=L, z} = S_F|_{x=L, z} = S^*$, где S^* является равновесной концентрацией глюкозы на границе раздела фаз биопленка-жидкость. Рассмотрим малый объем жидкости в канале шириной $2L$ и площадью биопленки dA , в котором средняя объемная концентрация вещества $\bar{S}$. Если в результате массопереноса в рассматриваемом объеме жидкости и омываемой ею биопленке устанавливается концентрация S^* , то она является равновесной и равна

$$S^* = \frac{\bar{S}_F L_F + \bar{S} L}{L + L_F}. \quad (2.28)$$

Для выбора начальных условий для решения уравнения 2.27.1 учтем, что в нижнем сечении канала ($z = 0$) концентрация вещества в жидкости не меняется, так как входящий поток идеально гомогенизирован. Однако, уже на расстоянии, пренебрежительно малом по сравнению с высотой биореактора, концентрация вещества меняется по ширине канала. Учитывая, что в середине канала концентрация максимальна, с достаточной для инженерных расчетов точностью воспользуемся квадратичной аппроксимацией распределения концентраций по ширине канала $S|_{x, z} = ax^2 + c$. Средняя концентрация

загрязнений в стоке $\bar{S}|_{x, z=0} = \frac{1}{L} \int_0^L (ax^2 + c) dx = \frac{1}{3} aL^2 + c = S_{in}$. На границе раздела фаз

биопленка-жидкость ($x = L$) концентрация глюкозы определяется уравнением (2.28),

$S|_{x=L, z=0} = aL^2 + c = S^*$. Совместное решение приведенных уравнений относительно коэффициентов a и c позволяет найти начальные условия в виде:

$$S|_{x, z=0} = \frac{1,5x^2}{L^2} (S^*(0) - S_{in}) + 1,5S_{in} - 0,5S^*(0).$$

Аналогично определяются начальные и граничные условия для вычисления концентрации уксусной кислоты (уравнения 2.27.3 и 2.27.4):

$$\frac{\partial P}{\partial z} \Big|_{x=0, z} = 0, \quad P|_{x=L, z} = P^* = \frac{\bar{P}_F L_F + \bar{P} L}{L + L_F}, \quad P|_{x, z=0} = 0.$$

Анализ модели ОММ САБО, приведенной к виду (2.27), позволяет сделать следующие выводы:

- модель (2.27) может быть положена в основу проектного расчета анаэробных биореакторов с прикрепленной биомассой в виде биопленки;
- в виду распределения различных групп микроорганизмов по длине канала целесообразным является разделение биореактора на отдельные секции, организация различных контуров управления и мониторинга для подпроцессов анаэробного брожения;
- система уравнений (2.27) может быть использована в качестве математической модели биореактора как объекта управления, учитывающей влияние технологических и возмущающих факторов на эффективность функционирования биореактора;
- возможности аналитического решения ОММ САБО ограничены и приводят к необходимости разработки алгоритмов имитационного моделирования процессов в биореакторе.

Выводы к главе 2

1. Разработана модель структурных связей и взаимного влияния основных параметров процесса биологической очистки сточных вод, жизнедеятельности анаэробного биоценоза, технических и технологических особенностей организации процесса очистки и конструктивных решений используемого оборудования, позволяющая выделить контролируемые признаки, применимые для анализа обобщенного состояния системы анаэробной биологической очистки сточных вод.

2. Разработана обобщенная математическая модель процесса очистки сточных вод в анаэробном биореакторе, которая связывает системотехнические, физические и биохимические процессы, учитывает их взаимное влияние. Обобщенная математическая модель включает конструктивные параметры биореактора лишь на уровне определения начальных и граничных условий, что позволяет использовать ее для большинства конструкций анаэробных биореакторов, а учет влияния разнородных факторов на процесс очистки позволяет провести выбор и анализ параметров, значимых для определения наблюдаемого состояния САБО.

3. Полученная обобщенная математическая модель положена в основу системы мониторинга обобщенного состояния САБО при дополнении ее экспертными знаниями и информацией, накопленной в процессе эксплуатации станции биологической очистки, позволяющей выбирать эффективные решения при управлении технологическим процессом, строить прогноз развития состояния системы, оценивать риски при возникновении внештатных ситуаций, таких, как пиковые нагрузки, аварийные выбросы загрязнений, а так же учитывать влияние этих факторов при разработке конструкции анаэробного биореактора и его проектировании.

4. Аналитическое решение разработанной нелинейной системы дифференциальных уравнений затруднено, что приводит к необходимости использования алгоритмов численного решения. При этом анаэробный биореактор может рассматриваться как система с распределенными параметрами.

5. Обобщенная математическая модель анаэробного биореактора, дополненная начальными и граничными условиями, а также допущениями, применимыми для конкретной конструкции, позволяет выполнить имитационное моделирование работы биореактора в заданных условиях эксплуатации, что является важной предпосылкой для разработки программы оценивания состояния системы биологической очистки сточных вод в реальном режиме непрерывного контроля работы системы.

ГЛАВА 3 АЛГОРИТМЫ МОНИТОРИНГА ОБОБЩЕННОГО СОСТОЯНИЯ СИСТЕМЫ АНАЭРОБНОЙ БИОЛОГИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ

3.1 Особенности мониторинга обобщенного состояния систем анаэробной биологической очистки

В дополнение к общепринятому разделению состояний сложных систем (гл.1) на работоспособное, частично работоспособное и неработоспособное, в диссертационном исследовании предлагается дополнительно оценивать состояние биомассы в биореакторе, при этом учет деградации биомассы рассматривается на различных ее уровнях.

Работоспособность системы анаэробной биологической очистки в целом определяется работоспособностью ее подсистем, соответствующих рисунку 1.4 главы 1.

Основой анаэробной очистки сточных вод являются биологические процессы, характеризующиеся высокой инертностью и чувствительностью биомассы к множеству факторов, вызывающих ее деградацию. Параметры состояния биомассы в современных системах определяются, как правило, в условиях лабораторных исследований и возможности их непрерывного контроля существенно ограничены.

Согласно определениям 1.7 - 1.8 в частично работоспособном состоянии концентрация загрязнений в выходном потоке очищенной воды должна удовлетворять установленным требованиям, при этом другие параметры могут находиться в недопустимых для работоспособного состояния диапазонах. Например, накопление летучих жирных кислот *VFA* в рабочей зоне биореактора может привести к уменьшению интенсивности выхода биогаза, однако заданное качество очистки обеспечивается.

В ряде случаев в неработоспособном состоянии могут возникнуть риски аварийных ситуаций, связанных с выходом из строя сопутствующего оборудования системы.

Неисправности типового оборудования (насосы, теплообменники и т.д.) выявляются известными методами и в конечном итоге влияют на параметры эффективности процесса очистки за счет нарушения технологического процесса. В рамках данной работы влияние этих неисправностей не рассматривается.

Наиболее сложной и мало изученной причиной неисправностей анаэробных систем очистки является *нарушение нормальной жизнедеятельности биомассы, процессов развития популяции и деградация микробного сообщества*. На состояние

микроорганизмов оказывают непосредственное влияние физико-химические процессы в биореакторе и условия проведения технологического процесса очистки. Наличие нескольких групп микроорганизмов, осуществляющих поэтапное преобразование органических загрязнений сточной воды и в разной степени чувствительных к условиям окружающей среды, обуславливает особенности проявления состояний деградации биомассы в виду действия различных негативных факторов.

На начальных этапах деградации биомассы воздействие негативных факторов на микроорганизмы не сказывается на качестве очистки. Однако своевременное выявление и устранение причин угнетения микробной популяции позволяет корректировкой параметров технологического процесса наиболее эффективно (по критерию безотказной работы) и малозатратно возобновить активную жизнедеятельность биомассы и предотвратить потери работоспособности системы.

Развивающийся процесс деградации биомассы проявляется в снижении *показателей эффективности*, в частности, в снижении качества очистки *Qual*, в уменьшении содержания метана CH_4 в биогазе и интенсивности выработки биогаза I_G .

На этом этапе популяция микроорганизмов может перейти в состояние значительной деградации, вызывающей неработоспособное состояние системы и необходимость проведения сложных мероприятий по восстановлению ее работоспособности.

Состояние биомассы является важнейшей характеристикой всех процессов в САБО, высоко чувствительной как изменению технологического процесса очистки, в том числе аварийному, так и неисправностям технических подсистем очистных сооружений.

В приложении 2 рассмотрены **основные факторы, вызывающие деградацию биомассы при анаэробном брожении**. При отсутствии явных нарушений технологического режима очистки (залповые выбросы сточных вод по объему и/или концентрации, выбросы токсических веществ и т.п.), деградация биомассы свидетельствует о неисправностях технических подсистем очистных сооружений:

- 1) наличие повышенной концентрации органических веществ – неисправности усреднителей, оборудования физико-химической обработки сточных вод;
- 2) недостаточное питание биомассы – неисправности насосного оборудования и трубопроводов, усреднителей, оборудования физико-химической обработки сточных вод, заиливание биореактора;

- 3) разрушение клеточных агрегатов – неисправности насосного оборудования, оборудования механической очистки;
- 4) выход из температурного режима – неисправности теплообменного оборудования;
- 5) недостаточность времени *HRT* обработки сточной воды – неисправности насосного оборудования, заиливание биореактора;

положенные в дальнейшем исследовании в основу выделения видов состояния САБО.

В настоящее время проводятся исследования различных аспектов анаэробного брожения, и в частности, анаэробной биомассы:

- в работах [95, 106] анализируются особенности различных видов анаэробных микроорганизмов и их применимость в процессах очистки сточных вод различного происхождения;
- разрабатываются биологически активные добавки, позволяющие увеличить активность анаэробной биомассы [137, 161];
- усовершенствуются конструкции анаэробных биореакторов [101, 113, 114, 117, 156];
- большое внимание уделяется методам анализа состояния процесса анаэробного брожения [17-27], а также разработке приборов непрерывного контроля его параметров [23, 24, 162-164];
- в работах [18-26, 165] показано, что *состояние биомассы возможно оценивать по косвенным параметрам, поддающимся измерению в процессе анаэробного брожения.*

Параметры, характеризующие состояние биомассы **В** (гл. 2), не подлежат непосредственному приборному измерению и трудоемки при лабораторных исследованиях. Показатели биохимических процессов: концентрация биомассы в биореакторе b_1 , скорость деградации или развития популяции b_2 , уровень ее активности b_3 , b_4 нуждаются в наблюдателях состояния, поскольку не измеряются в процессе эксплуатации непосредственно.

Наблюдатель состояния (алгоритм оценивания) классически строится как некоторая функция (как правило, линейная, в силу простоты синтеза «оценивателя») от измеряемых показателей, под которыми здесь понимают косвенные признаки, приведенные в гл. 2 и приложении 4.

Определение 3.1. Под наблюдателем состояния САБО будем понимать модель (компьютерную или аналитическую), встраиваемую в систему мониторинга и в систему управления объектом и обеспечивающую получение информации в реальном режиме времени об изменениях оцениваемых величин и результате управления (регулируемых переменных).

Здесь для получения оценок процесса деградации биомассы в биореакторе будет использоваться имитационная модель, построенная на базе обобщённой модели анаэробного биореактора (2.21), отражающей как этап проектирования системы анаэробной биологической очистки, так и этап ее эксплуатации.

3.2 Анализ обобщенного состояния САБО с учетом возможной деградации биомассы

Выбор диагностических признаков при анализе обобщенного состояния САБО с учетом возможной деградации биомассы. Диагностическими признаками называют показатели свойств объекта, доступные для наблюдения и используемые для определения вида его состояния [82]. Задачей выбора диагностических признаков является определение множества измеряемых параметров САБО, которое обеспечивает полную наблюдаемость заданных видов состояний. Состояние объекта называют наблюдаемым, если оно различимо с другими его состояниями на множестве диагностических признаков [82]. С экономической точки зрения, количество параметров, по которым оценивается вид состояния объекта, должно быть минимально. Предлагается следующий алгоритм выбора минимального набора диагностических признаков при анализе обобщенного состояния САБО (Алгоритм 3.1).

Алгоритм 3.1. Выбор минимального набора диагностических признаков обобщенного состояния САБО с учетом возможной деградации биомассы

Вход: переменные состояния САБО, доступные к измерению (приложение 6)	
Шаги алгоритма	Пояснения
Шаг 1. Формализация видов состояний САБО.	Формализовать виды состояний на основе структуры анализа состояния САБО (рисунок 1.8) и выявленных причин деградации биомассы.

Шаг 2. Определение диапазонов значений переменных состояния в заданных видах состояний.	<i>Определить диапазоны значений переменных состояния, в частности, биомассы, позволяющие отнести наблюдаемое состояние САБО к одному из заданных видов состояний</i>
Шаг 3. Формирование выборки наблюдаемых состояний САБО на имитационной модели	<i>Провести расчеты на имитационной модели для различных значений параметров системы с целью формирования выборки наблюдаемых состояний САБО.</i>
Шаг 4. Формулировка решающих правил по отнесению наблюдаемого состояния к одному из заданных видов состояний.	<i>Разбить множество полученных на модели наблюдаемых состояний САБО на выделенные виды состояний в соответствии с диапазонами значений параметров биомассы и параметров, характеризующих работоспособность системы S_{out}, Q_{in}, V_G, CH_4 (определение 1.5).</i>
Шаг 5. Классификация наблюдаемых состояний из полученной выборки.	
Шаг 6. Определение диапазонов значений диагностических признаков в выделенных видах состояний.	<i>Определить диапазоны значений диагностических признаков системы в различных состояниях и сформировать таблицу состояний САБО с учетом жизнедеятельности биомассы на основе данных имитационного моделирования.</i>
Шаг 7. Выбор минимального набора диагностических признаков, оптимального по заданному критерию.	<i>Выбрать минимальный набор диагностических признаков, оптимальный по заданному критерию (минимальная стоимость проведения проверок, максимальная информативность), позволяющий отнести наблюдаемое состояние САБО к одному из заданных видов состояний.</i>
Шаг 8. Проверка значимости минимального набора диагностических признаков.	
Выход: минимальный набор диагностических признаков при оценке состояния САБО, оптимальный по выбранному критерию.	

На основе алгоритма 3.1 может быть сформирована агрегированная модель САБО как объекта анализа состояния, содержащая минимальный набор диагностических признаков. Такая модель может быть использована при разработке алгоритмов

поддержки принятия решений, применимых в SCADA системах диспетчерского управления системой анаэробной биологической очистки.

Классификация состояний анаэробного биореактора на основе причин угнетения биомассы. Как было показано ранее, общепринятым подходом к классификации видов состояний сложных технических систем, к которым относятся и системы анаэробной биологической очистки, является определение работоспособности системы и анализ причин потери работоспособности.

Основной подсистемой САБО, в наибольшей степени влияющий на ее работоспособность, является биореактор. На основе выделенных в исследовании групп неисправностей технических подсистем, приводящих к деградации наиболее чувствительного элемента биореактора – биомассы, сформировано множество $St = \{St_i | i = \overline{1,16}\}$ видов состояний биореактора (таблица 3.1) без учета временного фактора (производные по времени основных показателей САБО равны нулю).

Таблица 3.1 – Классификация видов состояний анаэробного биореактора с учетом деградации биомассы

Обозначение вида состояния	Группа состояний	Вид состояния
St_1	Работоспособное состояние с нормальной активностью биомассы	Работоспособное состояние с нормальной активностью биомассы
St_2	Работоспособное состояние с признаками начала дестабилизации анаэробной биомассы	Воздействие высоких концентраций субстрата с признаками закисления биореактора
St_3		Недостаточное питание
St_4		Разрушение клеточных агрегатов
St_5		Выход из температурного режима

St_6		Повышенная нагрузка по сточной воде
St_7	Частично работоспособное состояние с признаками развивающейся деградации анаэробной биомассы	Воздействие высоких концентраций субстрата с признаками закисления биореактора
St_8		Недостаточное питание
St_9		Разрушение клеточных агрегатов
St_{10}		Выход из температурного режима
St_{11}		Повышенная нагрузка по сточной воде
St_{12}	Неработоспособное состояние со значительной деградацией анаэробной биомассы	Воздействие высоких концентраций субстрата с признаками закисления биореактора
St_{13}		Недостаточное питание
St_{14}		Разрушение клеточных агрегатов
St_{15}		Выход из температурного режима
St_{16}		Повышенная нагрузка по сточной воде

Основой приведенного разделения на виды состояний является степень деградации биомассы, параметры которой не могут быть напрямую измерены, но их значения в различных состояниях системы могут быть вычислены при проведении имитационного моделирования процессов САБО.

Определение диапазонов значений параметров биомассы для различных состояний. Состояние биомассы характеризуется рядом показателей (гл.1), не поддающихся прямому наблюдению в процессе анаэробной очистки и формирующих вектор состояния биомассы **B**.

Диапазоны значений параметров вектора **V** для различной степени деградации биомассы есть один из базовых признаков для отнесения анализируемого состояния САБО к одному из заданных видов состояний.

В известных исследованиях выделение подобных диапазонов не выполняется, однако, обобщая данные работ [5, 11-16, 83-107], примем следующую условную классификацию состояний биомассы:

- нормальное развитие микробной популяции, если значения всех элементов вектора **V** $b_i \geq 70\%$;
- начальный период деградации микробной популяции, если значения элементов вектора **V**, $b_i \geq 50\%$ и хотя бы одного из них $50\% \leq b_i < 70\%$;
- развитая деградация микробной популяции, если значения вектора **V**, $b_i < 50\%$ и хотя бы одного из них $50\% \leq b_i < 70\%$;
- значительная деградация микробной популяции, если значения всех элементов вектора **V**, $b_i < 50\%$.

Выделение наблюдаемых параметров в процессе мониторинга состояния биореактора. Для наблюдения за состоянием биореактора при анаэробной очистке сточных вод разработаны приборы непрерывного контроля некоторых параметров (расходомеры, термодатчики, рН-метры, анализаторы), автоматизированные пробоотборники с дальнейшим полуавтоматическим анализом проб, а также методики лабораторных исследований проб, требующих наличия квалифицированного персонала и оборудованной лаборатории.

Среди доступных к измерению параметров процесса в системе биологической очистки (приложение 4), на основе модели структурных связей процессов при анаэробном брожении (рисунок 2.2, таблица 2.1) и анализа ОММ САБО (гл.2), выделены параметры, которые могут косвенно указывать на состояние биомассы. Их подробное описание приведено в приложении 6.

Для выбора *информативных признаков* при мониторинге состояния биореактора, должны быть известны значения этих параметров системы в каждом из заданных видов состояний. Однако проведение экспериментальных исследований на системе анаэробной биологической очистки ограничивается ввиду ряда причин:

- 1) САБО представляют собой дорогостоящие строения, занимающие значительную площадь постройки;

- 2) запуск и смена режима работы САБО связаны с длительными переходными процессами, обусловленными спецификой жизнедеятельности анаэробной биомассы;
- 3) натурное моделирование состояний значительной деградации биомассы и аварийных ситуаций может привести к экологическим рискам;
- 4) многие параметры, характеризующие состояние биореактора, и в частности, биомассы, не подлежат прямому или даже лабораторному измерению, но существенно влияют на работоспособность системы; их определение требует разработки математической, а в последствии и имитационной модели, которая позволит определить их значения в различных состояниях системы по результатам имитационного эксперимента.

Таким образом, разработка алгоритмов имитационного моделирования и проведение численного эксперимента на компьютерной модели является едва ли не единственным альтернативным доступным методом для исследования основных закономерностей работы САБО, выявления значимых и незначимых параметров процесса, оценивания непосредственно неизмеряемых параметров.

Результаты расчетов значений параметров анаэробного брожения на основе имитационной модели. Для возможных значений параметров анаэробного брожения реализовано численное моделирование функционирования САБО. Использование подходов аналитико-имитационного моделирования в системе мониторинга обобщенного состояния САБО в процессе эксплуатации позволило оценить параметры физических и биохимических процессов, не поддающихся прямому измерению.

Изложим основные положения, связанные с применением имитационной модели к оценке обобщенного состояния САБО. Подробное описание разработанной имитационной модели с примерами ее использования приведено в разделе 3.4.

1. Параметры системы анаэробной очистки рассчитывались на основе математической модели (2.21) (S_{out} , VFA_{total} , VFA_{ac} , VFA_{prop} , CH_4 , CO_2 , V_G), при принятых допущениях для значений (pH , Alc , $S_{NH_4^+}$, H_2), и заданных значений ($S_{inXПК}$, $S_{inБПК}$, Q_{in} , θ_X , $d\theta/dt$, S_{tox} , $C:N$). В результате расчетов получены более 1500 различных реализаций векторов обобщенных состояний САБО, включающих параметры состояния биомассы **В**, параметры эффективности анаэробного брожения, а также значения наблюдаемых параметров системы.

2. Рассматривались диагностические признаки в виде набора, представленного в приложении 6.

3. Реализации полученных значений всех параметров обобщенных состояний в соответствии с представлением САБО в виде агрегированной модели (1.2), были разбиты на выделенные (таблица 3.1) виды состояний на основе значений параметров S_{out} , Q_{in} , V_G , CH_4 , характеризующих работоспособность системы и параметров вектора $\mathbf{B}$. При формировании агрегированной модели использовались сформулированные выше диапазоны значений параметров вектора $\mathbf{B}$ для различных состояний биомассы, а так же результаты анализа данных [21-25, 28, 165] проявления различных причин деградации микроорганизмов.

4. Смена состояний $St = \{St_i\}_{i=1,16} \subset \Omega$ в процессе эксплуатации САБО происходит в соответствии с графом (рисунок 3.1), характер связи между вершинами которого могут служить основой для принятия решений по возвращении системы в работоспособное состояние при различных причинах деградации биомассы.

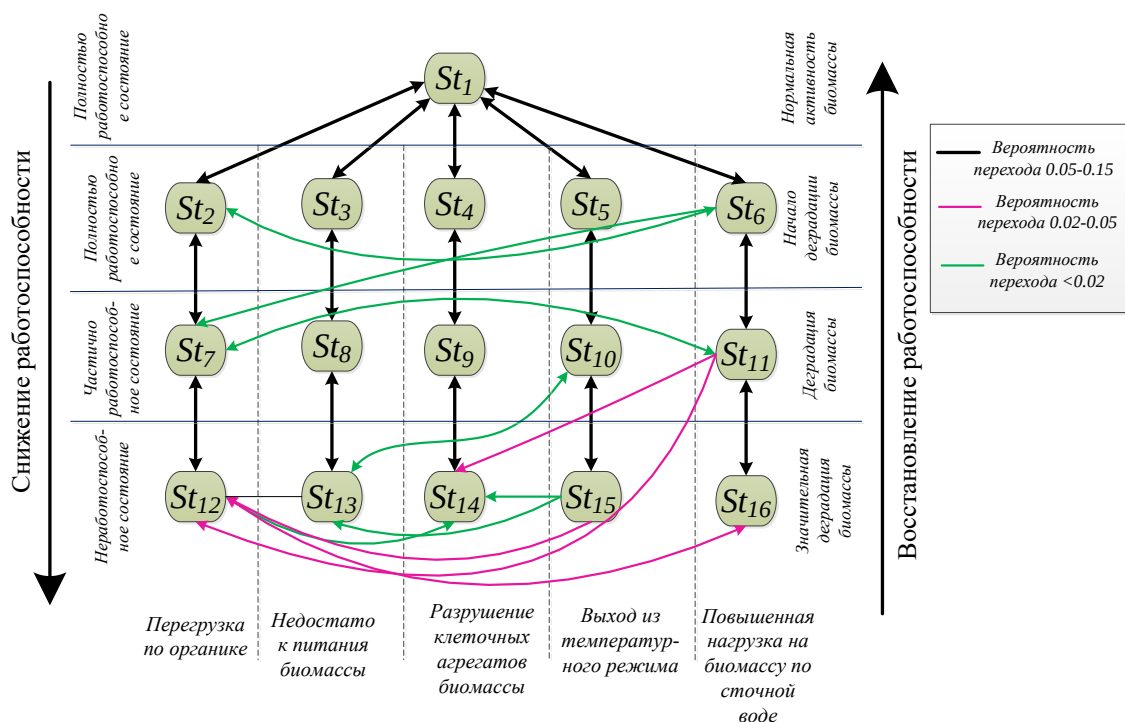


Рисунок 3.1 – Граф изменения работоспособности САБО с учетом условий жизнедеятельности биомассы

На рисунке 3.2 отображена характерная картина изменения основных параметров САБО при изменениях состояния по «пути» $St_1 \rightarrow St_6 \rightarrow St_{11} \rightarrow St_{16}$, когда имеет место увеличение нагрузки на биореактор по сточной воде, полученная при проведении численного эксперимента на разработанной имитационной модели. В рассматриваемом

примере наблюдается ухудшение качества очистки $Qual$, поскольку не обеспечивается достаточное время выдержки сточной воды. В виду неполной переработки органических загрязнений падает удельная производительности по биогазу, а баланс этапов анаэробного брожения смещается в сторону кислотогенеза. Дальнейшее развитие состояния приведет к закислению рабочей среды в биореакторе и сложности восстановления работоспособности системы.

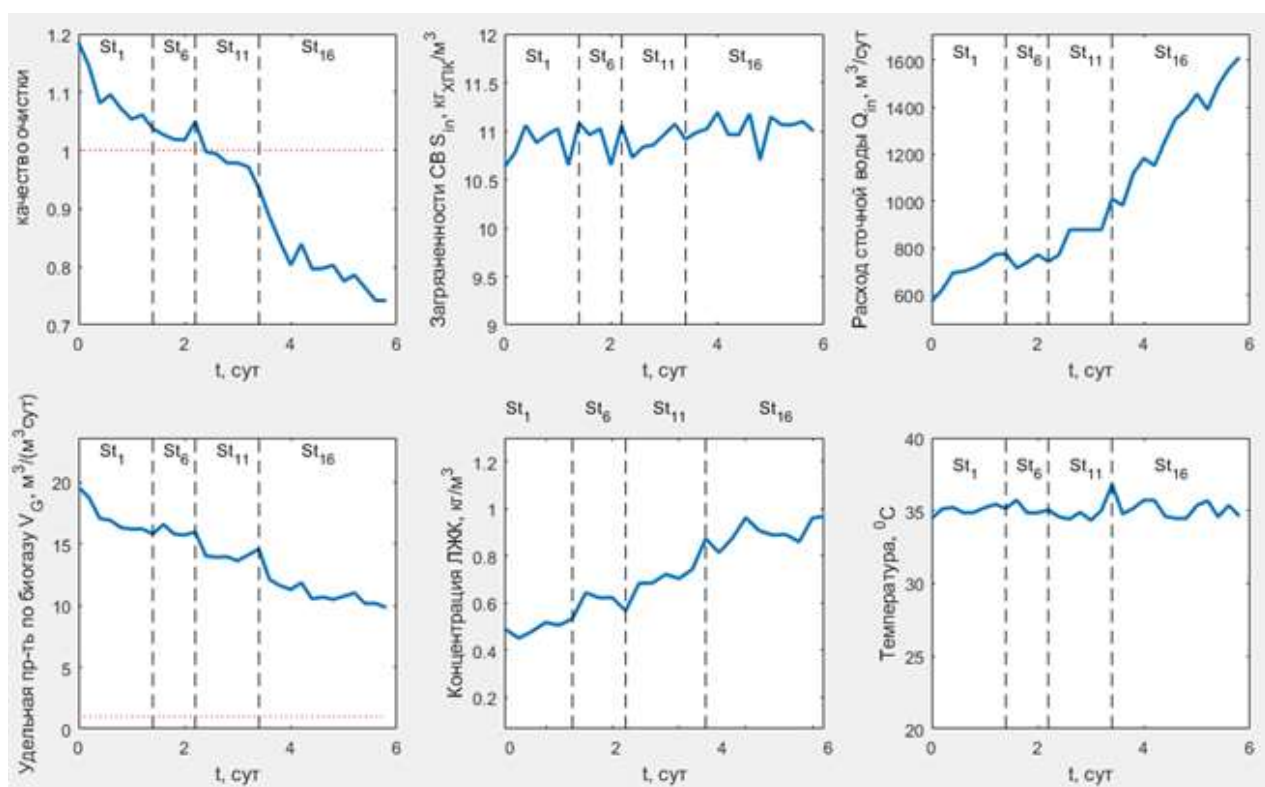


Рисунок 3.2 – Основные параметры анаэробного брожения при изменении состояния САБО по «пути» $St_1 \rightarrow St_6 \rightarrow St_{11} \rightarrow St_{16}$

Формирование матрицы состояний САБО с учетом возможной деградации биомассы. Каждый вид состояний САБО по результатам моделирования представлен набором векторов наблюдаемых состояний. Определение интервалов значений диагностических признаков на основе результатов имитационного моделирования проводилось по методике [82]. В результате, получена агрегированная модель САБО как объекта анализа состояния, представленная в виде таблицы состояний с непрерывными диагностическими признаками (таблица 3.2).

Разработка системы мониторинга обобщенного состояния САБО предполагает а) выбор минимального набора диагностических признаков; б) разработку алгоритмов проведения проверок набора диагностических признаков; в) анализ результатов проверок.

Таблица 3.2 – Агрегированная модель САБО как объекта анализа состояния

Измеряемый параметр Вид состояния		Вероятность состояния	S_{out}	$S_{inXПК}$	$S_{inБПК}$	Q_{in}/V	θ	$d\theta/dt$	C:N	S_{tox}	V_G	CH_4	CO_2	H_2	VFA_{total}	VFA_{Ac}	VFA_{Prop}	S_{NH4+}	pH	Alc	TSS
		P	π_1	π_2	π_3	π_4	π_5	π_6	π_7	π_8	π_9	π_{10}	π_{11}	π_{12}	π_{13}	π_{14}	π_{15}	π_{16}	π_{17}	π_{18}	π_{19}
Работоспособное состояние	St_1	0.42	(0;2)	(8;12)	(7;10)	(0.4;1)	(33;37)	(0;1)	(20;30)	(0;0.1)	(20;35)	(0.60;0.87)	(0.11;0.4)	(0.01;0.04)	(0.01;0.4)	(0.01;0.1)	(0.001;0.05)	(0.1;1.5)	(6;8)	(2;4)	(0.1;0.5)
	St_2	0.06	(1;2)	(10;17)	(10;15)	(0.55;1.2)	(33;37)	(0;1)	(25;40)	(0;0.1)	(25;50)	(0.50;0.7)	(0.30;0.45)	(0.01;0.03)	(0.4;0.7)	(0.1;0.3)	(0.1;0.2)	(1;2)	(6;8)	(1.5;3.5)	(0.1;0.5)
	St_3	0.06	(0;0.7)	(4;8.5)	(2;7)	(0;0.8)	(33;37)	(0;1)	(10;30)	(0;0.1)	(13;18)	(0.6;0.87)	(0.12;0.34)	(0.01;0.03)	(0.01;0.22)	(0;0.1)	(0;0.05)	(0.5;2)	(6;8)	(2;4.5)	(0.1;0.5)
	St_4	0.02	(0;2)	(8;12)	(7;10)	(0.55;2)	(33;37)	(0;1)	(20;30)	(0;0.5)	(10;22)	(0.50;0.68)	(0.30;0.45)	(0.01;0.03)	(0.22;0.4)	(0.1;0.3)	(0.1;0.2)	(0.1;1.5)	(6;8)	(1.5;3.5)	(0.3;1)
	St_5	0.03	(1;2)	(8;12)	(7;10)	(0.4;1)	(20;33)	(1;2)	(20;30)	(0;0.1)	(10;15)	(0.6;0.7)	(0.28;0.38)	(0.02;0.04)	(0.01;0.22)	(0.05;0.1)	(0.05;0.1)	(0.1;1.5)	(6;8)	(2;3)	(0.1;0.5)
	St_6	0.09	(1.9;2)	(8;12)	(7;10)	(0.8;2)	(33;37)	(0;1)	(20;30)	(0;0.1)	(13;25)	(0.500;0.7)	(0.27;0.48)	(0.02;0.04)	(0.1;0.4)	(0.05;0.15)	(0.05;0.1)	(1;2)	(6;8)	(1.5;3.5)	(0.1;0.5)
Частично работоспособное состояние	St_7	0.05	(1.9;2.3)	(10;17)	(10;15)	(0.6;0.135)	(33;37)	(0;1)	(25;40)	(0;0.1)	(10;22)	(0.5;0.7)	(0.3;0.40)	(0.02;0.03)	(0.7;2)	(0.15;0.25)	(0.05;0.1)	(1.5;4)	(5.5;7)	(1.5;3.5)	(0.1;0.5)
	St_8	0.03	(0;0.7)	(2;6)	(1;4)	(0;0.8)	(33;37)	(0;1)	(10;30)	(0;0.1)	(10;13)	(0.6;0.87)	(0.12;0.34)	(0.01;0.03)	(0.01;0.22)	(0;0.1)	(0;0.05)	(0.5;2)	(6;8)	(2;4.5)	(0.1;0.5)
	St_9	0.04	(1.9;2.3)	(8;12)	(7;10)	(0.55;2)	(33;37)	(0;1)	(20;30)	(0;0.7)	(7;10)	(0.5;0.6)	(0.3;0.40)	(0.02;0.03)	(0.22;0.5)	(0.15;0.25)	(0.05;0.1)	(0.1;1.5)	(6;7)	(1.5;3.5)	(0.5;1)
	St_{10}	0.02	(1.9;2.3)	(8;12)	(7;10)	(0.4;1)	(20;33)	(1;3)	(20;30)	(0;0.1)	(5;10)	(0.4;0.5)	(0.43;0.58)	(0.01;0.03)	(0.22;1.5)	(0.25;1.2)	(0.15;0.5)	(0.1;1.5)	(5.5;8)	(1.5;3)	(0.1;0.5)
	St_{11}	0.07	(1.9;2.3)	(8;17)	(7;10)	(0.8;2)	(33;37)	(0;1)	(20;30)	(0;0.1)	(7;15)	(0.5;0.6)	(0.3;0.40)	(0.02;0.03)	(0.1;0.7)	(0.05;0.15)	(0.02;0.05)	(1.5;4)	(5.5;7)	(1.5;3.5)	(0.1;0.5)
Неработоспособное состояние	St_{12}	0.02	(2;8)	(12;20)	(10;18)	(0.8;2)	(33;37)	(0;3)	(25;40)	(0;0.1)	(2;15)	(0.1;0.5)	(0.69;0.88)	(0.005;0.1)	(2;4.5)	(1.5;4)	(0.15;0.5)	(1.7;14)	(4;6)	(0.5;2.5)	(0.4;0.8)
	St_{13}	0.01	(2;5)	(0;6)	(0;4)	(0;800)	(33;37)	(0;1)	(10;30)	(0;0.1)	(0;5)	(0;0.7)	(0;0.4)	(0;0.02)	(0.01;0.22)	(0.005;0.1)	(0.001;0.05)	(0.5;2)	(6;8)	(1;4.5)	(0.4;0.8)
	St_{14}	0.01	(2;8)	(8;12)	(7;10)	(0.55;2)	(33;37)	(0;1)	(20;30)	(0;1)	(0;5)	(0;0.5)	(0.3;0.40)	(0.02;0.03)	(1;4.5)	(1;4)	(0.05;0.5)	(1;4)	(4;6)	(1;3)	(0.5;1)
	St_{15}	0.02	(2;5)	(8;12)	(7;10)	(0.4;1)	(20;33)	(1;3)	(20;30)	(0;0.1)	(2;10)	(0.2;0.4)	(0.59;0.79)	(0.01;0.02)	(1;2)	(0.9;1.9)	(0.12;0.6)	(1;4)	(4;8)	(1;3)	(0.4;0.8)
	St_{16}	0.05	(2;8)	(8;17)	(7;10)	(0.8;2)	(33;37)	(0;1)	(20;30)	(0;0.1)	(5;10)	(0.2;0.5)	(0.44;0.54)	(0.01;0.03)	(0.7;2)	(0.4;1.8)	(0.1;0.6)	(1.7;14)	(4;6)	(0.5;2.5)	(0.4;0.8)

Формирование минимального набора диагностических признаков для анализа состояния САБО с учетом деградации биомассы. В полученной на основе результатов имитационного моделирования в таблице состояний САБО (таблица 3.2) для каждого диагностического признака $\pi_j \in \Pi$, $\Pi = \{\pi_j | j = \overline{1,19}\}$ указаны диапазоны $l_{ij} \in L$, $L = \{l_{ij} | i = \overline{1,16}; j = \overline{1,19}\}$ возможных значений в видах состояний системы $St_i \in St$, $St = \{St_i | i = \overline{1,16}\}$.

Диапазоны значений одного и того же признака в различных видах состояний могут совпадать или частично пересекаться. В случае, когда для двух различных видов состояний диапазоны значений признака совпадают или пересекаются, рассматриваемые виды состояния не различимы по указанному признаку.

Задачей уменьшения размерности таблицы состояний (таблица 3.2) является определение минимального набора диагностических признаков, по которому все виды состояний САБО попарно различимы. Таких наборов может быть несколько. В настоящем исследовании последовательно выбирается

- минимальный набор диагностических признаков, обеспечивающий минимальную стоимость проведения проверок,
- минимальный набор диагностических признаков, обеспечивающий максимальную информативность анализа.

Минимальный набор признаков, оптимальный по стоимости проверок, определялся по сокращенному алгоритму Яблонского [82, 166, 167], согласно которому определялись тупиковые (наикратчайшие) покрытия матрицы различимости. Матрица различимости представляет собой бинарную таблицу, каждая строка которой составлена для двух различных строк матрицы состояний. Каждый элемент строки матрицы различимости приравнивается 0 в случае, если два состояния неразличимы по соответствующему признаку, и 1 в противном случае.

Замечание 3.2. Понятно, что наличие возмущений и неустойчивых состояний исследуемого объекта приведет к набору бинарных таблиц определяемого объема (по критерию минимального числа ошибок на обучении в условиях разного типа неопределенностей), и дальнейшая задача будет связана с корректной обработкой полученного набора для вынесения наиболее надежного (значимого в условиях данной выборки) итогового решения о виде состояния САБО.

Стоимость проверки признаков рассчитывалась в условных единицах с учетом стоимости контрольно-измерительной аппаратуры, реализующей измерение параметра, стоимости реагентов на проведение 1 проверки, количество точек измерения параметра в аппарате, необходимости проведения лабораторных исследований.

В набор признаков, обеспечивающих максимальную информативность анализа, включались те признаки из множества $\Pi = \{ \pi_j | j = \overline{1,19} \}$, которые при последовательном проведении проверок в наибольшей степени уменьшали остаточную энтропию в процессе анализа состояния системы [168, 169].

Для решения задачи выбора минимального набора диагностических признаков для анализа состояния САБО при деградации биомассы расчеты были реализованы в системе MATLAB (приложение 7). Полученные в результате минимальные наборы диагностических признаков приведены в таблица 3.3.

Таблица 3.3 – Минимальные наборы диагностических признаков, необходимых для оценивания обобщенного состояния САБО при деградации биомассы

	Физико-технические параметры	Биохимические параметры
По стоимости проверок	Q_{in}, θ	$V_G, pH, S_{out}, CH_4, TSS$
По информативности проверок	Q_{in}, θ	$V_G, VFA_{total}, S_{out}, CH_4, TSS$

Таким образом, в *минимальный набор диагностических признаков* обобщенного состояния САБО при деградации биомассы в процессе анаэробной биологической очистки вошли 7 параметров, на основе измерения или вычисления которых можно принять решение о наблюдаемом состоянии системы. Наборы диагностических признаков, оптимальные по стоимости проверок и по информативности различаются одним параметром.

Полученный минимальный набор диагностических признаков, оптимальный по стоимости проверок, не всегда полно отражает реальное наблюдаемое состояние системы.

Так, показатель pH в хорошо буферезированных биореакторах, таких, как UASB или FB-реакторах, не может косвенно указывать на концентрацию летучих жирных кислот VFA .

Снижение содержания метана в биогазе CH_4 и количества вырабатываемого биогаза V_G проявляются при уже развившемся процессе деградации биомассы и не являются ранними индикаторами дестабилизации анаэробного брожения [17].

В то же время, попавший в минимальный набор диагностических признаков, обеспечивающий максимальную информативность анализа, параметр VFA_{total} (общая концентрация летучих жирных кислот) в совокупности с рассчитанной нагрузкой по органике OLR , хоть и позволяет выявить начальные состояния дестабилизации анаэробного брожения, но требует отбора проб с дальнейшим проведением лабораторных исследований.

3.3 Алгоритмы анализа обобщенного состояния САБО с учетом деградации биомассы

Своевременные условия принятия решений в управлении технологическим процессом очистки требуют анализа обобщенного состояния САБО в реальном масштабе времени. Однако, в виду особенностей биохимических процессов, неизбежным является лабораторный анализ проб, занимающий зачастую продолжительное время и требующий наличия специального оборудования и квалифицированного персонала. В частности, для измерения концентрации летучих жирных кислот VFA на сегодняшний день не разработано надежных датчиков [23, 24, 163, 164]. При разработке алгоритмов анализа обобщенного состояния САБО с учетом возможной деградации биомассы предлагается использование алгоритма проведения проверок диагностических признаков, ориентированного на уменьшение лабораторных исследований проб. Алгоритм разработан применительно к САБО согласно методологии [29, 82, 166-169].

Основные требования к алгоритмам оценивания обобщенных состояний САБО. Использование алгоритмов оценивания состояния САБО с учетом жизнедеятельности биомассы позволят оперативно принимать решения о необходимости технического вмешательства (технического обслуживания, ремонта, корректировки технологического процесса) и должны удовлетворять ряду требований, связанных как со

спецификой биологических процессов, так и с организацией контроля и управления на очистных сооружениях:

- 1) обеспечение непрерывности контроля (в смысле реального режима времени с дискретизацией измерений с шагом, меньшим времени отклика системы);
- 2) контроль состояния биореактора как наиболее сложного и чувствительного к влиянию различных факторов элемента системы;
- 3) снижение доли лабораторных исследований;
- 4) прогноз развития состояния и показателей эффективности.

Важными этапами мониторинга САБО являются

- I. выявление отказавшей подсистемы;
- II. выявление ранних причин снижения работоспособности в выявленной подсистеме.

Решение задачи 1-го этапа основано на анализе времени гидравлического пребывания HRT как одного из основных параметров эффективности очистки (см. ниже Алгоритм 3.2, здесь D – решение о состоянии объекта).

Решение задачи 2-го этапа основано на сравнении результатов расчета времени гидравлического пребывания HRT по различным методикам:

- с использованием рассчитанного по модели (2.21) ожидаемого для используемого технологического режима значения HRT_M ,
- основанное на гидравлическом расчете значение $HRT_{Г}$,
- рассчитанного на основе имитационной модели с использованием измеренных значений $HRT_{И}$.

Алгоритм анализа работоспособности анаэробной системы очистки сточных вод с учетом состояния биомассы. Расчет времени гидравлического пребывания стока на очистке HRT может быть проведен несколькими методами, при этом результат для работоспособной системы без признаков деградации биомассы должен совпадать. Подробное описание методик расчета HRT приведено в приложении 8.

1. Оценивается расчетное время гидравлического пребывания $HRT_{И}$ с учетом длительности эксплуатации системы после ее запуска (на основе имитационной модели САБО).

2. Вычисляется время пребывания стока на очистке $HRT_{Г}$ исходя из измерений потерь давления в биореакторе, обеспечиваемого насосным оборудованием,

осуществляющего подачу сточной воды в биореактор. Необходимыми данными для расчета являются расход сточной воды Q_{in} и потери давления в биореакторе Δp .

3. Определяется время очистки HRT_M на основе численного решения системы (2.21) и текущих измерений начальной концентрации загрязнений в стоке S_{in} , конечной концентрации загрязнений в очищенной воде S_{out} , рабочей температуры θ и кислотности pH в рабочей зоне биореактора.

Алгоритм 3.2. Анализ работоспособности САБО с выявлением узла, в котором наблюдается отказ

Вход: измеренные значения параметров θ_x , S_{in} , S_{out} , pH , Q_{in} , Q_{out} , $p_{БР}$, Δp

ЕСЛИ $|Q_{in} - Q_{out}| > \Delta Q$ И $p_{БР} \leq p_{норм}$

$D = \{\text{Наличие протечек биореактора или подводящего трубопровода}\}$

ИНАЧЕ ЕСЛИ $|Q_{in} - Q_{out}| > \Delta Q$ И $p_{БР} > p_{норм}$

$D = \{\text{Наличие заиливания биореактора}\}$

ИНАЧЕ

1. Рассчитать ожидаемое $HRT_{и}$ по измеренным параметрам S_{in} , Q_{in} с учетом режимов и продолжительности эксплуатации биореактора.

2. Рассчитать $HRT_{Г}$ по измеренным параметрам работы насосного оборудования Δp и Q_{in} .

3. Рассчитать HRT_M с использованием разработанного модуля имитационного моделирования по измеренным параметрам S_{in} , θ_x , S_{out} , pH , Q_{in} .

4. ЕСЛИ $HRT_{Г} = HRT_M$ И $HRT_M \geq HRT_{и}$ И $S_{out} > S_{норм}$

$D = \{\text{Нормальная работа биореактора}\}$

ИНАЧЕ ЕСЛИ $HRT_{Г} = HRT_M$ И $HRT_M < HRT_{и}$ И $S_{out} < S_{норм}$

$D = \{\text{Недостаточное время обработки стока}\}$ ИЛИ $D = \{\text{Заиливание биореактора}\}$

ИНАЧЕ ЕСЛИ $HRT_{Г} < HRT_M$ И $HRT_M = HRT_{и}$ И $S_{out} > S_{норм}$

$D = \{\text{Отказ насосного оборудования}\}$ ИЛИ $D = \{\text{Отказ подводящего трубопровода}\}$ ИЛИ $ТС = \{\text{Наличие протечек биореактора}\}$

ИНАЧЕ ЕСЛИ $HRT_{Г} < HRT_M$ И $HRT_{Г} = HRT_{и}$ И $S_{out} > S_{норм}$

$D = \{\text{Увеличение концентрации активной микрофлоры}\}$ ИЛИ $D = \{\text{Уменьшение загрязненности стока}\}$ ИЛИ $D = \{\text{Изменение технологического режима очистки}\}$

ИНАЧЕ ЕСЛИ $HRT_{Г} > HRT_M$ И $HRT_{Г} \leq HRT_{и}$

$D = \{\text{Деградация биомассы}\}$

Провести измерения параметров V_G , VFA_{total} , TSS

Определить причины деградации биомассы (алгоритм рисунок 3.4)

ИНАЧЕ ЕСЛИ $HRT_{\Gamma} > HRT_{\text{М}}$ И $HRT_{\text{М}} = HRT_{\text{И}}$ И $S_{\text{out}} > S_{\text{норм}}$

$D = \{\text{Изменение физических свойств сточной воды}\}$

ИНАЧЕ

$D = \{\text{Отказы САБО, вызванные дефектами технических подсистем}\}$

КОНЕЦ ЕСЛИ

КОНЕЦ ЕСЛИ

Визуализация состояния и принятие решения

Выход: Решение D о виде состояния САБО

В алгоритме 3.2 $p_{\text{БР}}$ и $p_{\text{норм}}$ – измеренное и максимально допустимое давление над жидкостью в биореакторе соответственно.

Таким образом, общий алгоритм непрерывного анализа состояния САБО может быть представлен схемой (рисунок 3.3).

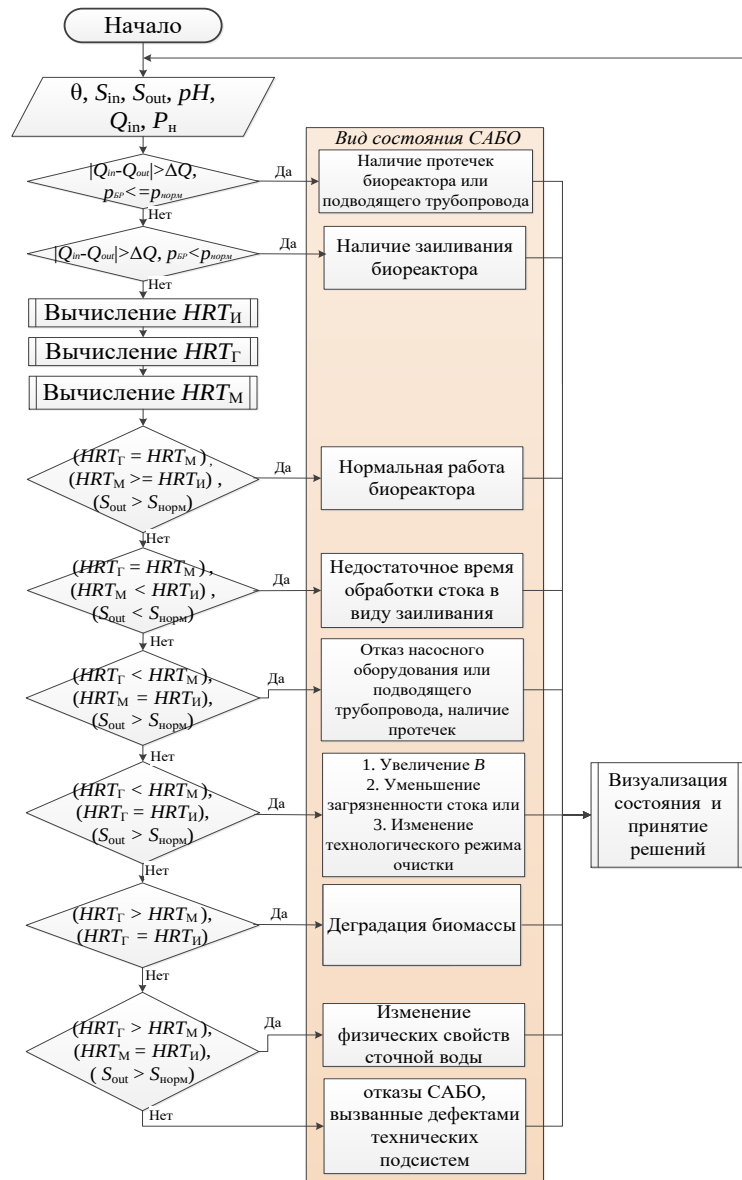


Рисунок 3.3 – Схема общего алгоритма непрерывного анализа состояния системы анаэробной биологической очистки сточных вод

Например, при эксплуатации САБО уменьшение потерь давления Δp в биореакторе при исключении протечек косвенно свидетельствует о уменьшении фактического рабочего объема аппарата, что приводит к увеличению значения HRT_{Γ} , что, при снижении качества очистки без смены технологических режимов работы, свидетельствует о деградации биомассы.

Дополнительный эффект работы алгоритмов расчета HRT (приложение 8) заключается в выполнении оценки объема биомассы V_B в биореакторе, на основе измерений таких технических параметров, как потери давления в биореакторе Δp и расход сточных вод Q_{in} .

Эксплуатационные характеристики САБО существенно зависят от необходимости проведения лабораторных исследований. Разработан алгоритм последовательного измерения диагностических признаков, представленный в виде ориентированного графа (рисунок 3.4), позволяющий установить причину деградации популяции микроорганизмов.

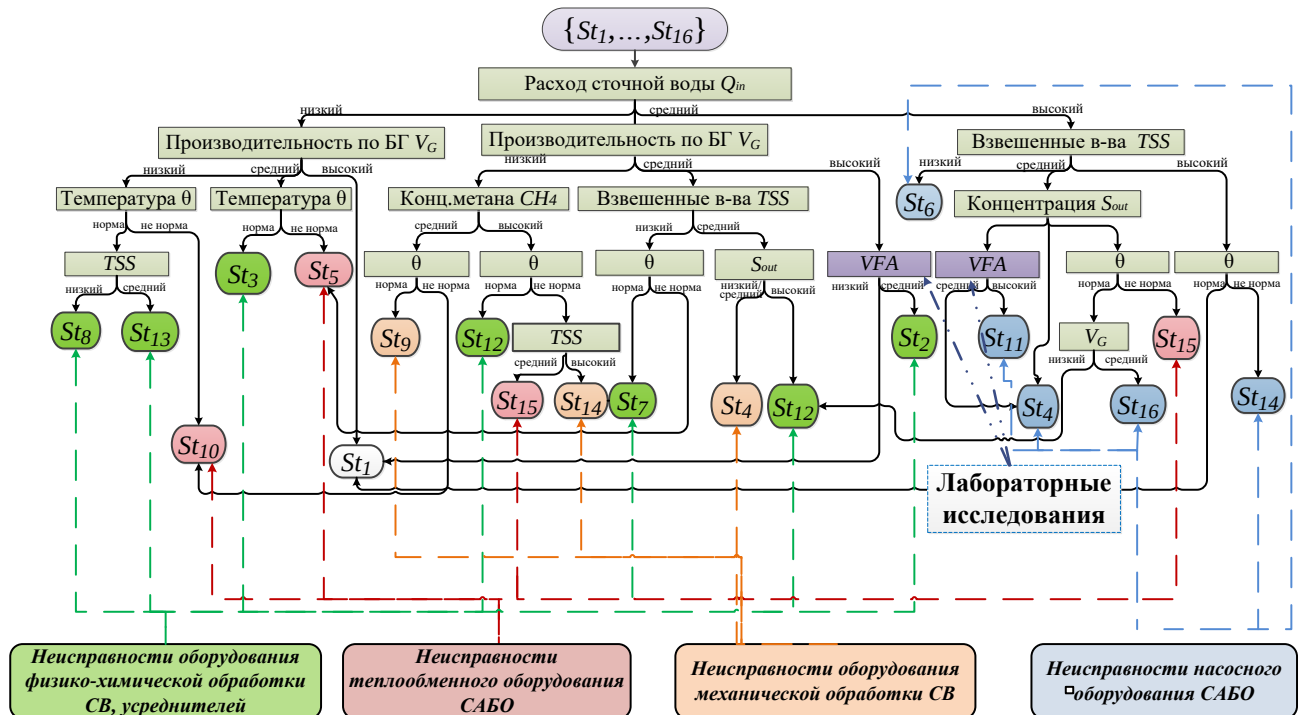


Рисунок 3.4 – Ориентированный граф проведения проверок диагностических признаков при выявлении признаков деградации биомассы в процессе мониторинга САБО

С учетом вероятности пребывания системы в каждом из состояний $St_i \in St$, число необходимых лабораторных исследований может быть снижено до 30%. Вероятности пребывания САБО в каждом из состояний $St_i \in St$ определены с помощью имитационного

моделирования в предположении нормально распределенных возмущающих воздействий, возникающих в виду отказов технических подсистем или нарушения технологического режима очистки и приводящих к деградации биомассы. Граф проведения проверок диагностических признаков (рисунок 3.4) позволяет установить наличие отказа в техническом оборудовании САБО, приведшее к деградации биомассы, с точностью до подсистемы.

С целью анализа эффективности использования предложенных алгоритмов (алгоритм 3.2, рисунок 3.4) для оперативного обнаружения тенденций к переходу САБО в нежелательные состояния, проведен имитационный эксперимент. Начальные установки состояния биореактора соответствовали работоспособному состоянию с нормальной активностью биомассы. На вход имитационной модели подавались входные воздействия, приводящие к деградации биомассы. К имитационной модели подключены две подпрограммы мониторинга обобщенного состояния:

- разработанная на основе известных моделей мониторинга состояния [17, 19, 20, 26, 27];
- разработанная на основе предложенных алгоритмов (алгоритм 3.2, рисунок 3.4).

Результаты расчетов приведены в таблице 3.4.

Таблица 3.4 – Сравнение времени обнаружения нежелательных состояний на основе результатов имитационного моделирования

Вид негативного воздействия	Среднее время перехода из работоспособного состояния в аварийное без управления, час	Среднее время обнаружения нежелательного состояния при использовании рекомендаций [17, 19, 20, 26, 27], час	Среднее время обнаружения нежелательного состояния при использовании алгоритма 3.2, рисунок 3.4, час
Воздействие высоких концентраций субстрата	120	20	15
Недостаточное питание	230	25	19
Разрушение клеточных агрегатов	40	8	6
Выход из температурного режима	20	2	2
Повышенная нагрузка по сточной воде	80	12	10

Таким образом, при использовании разработанных алгоритмов анализа состояния анаэробной биомассы в биореакторе время обнаружения нежелательных состояний системы, по результатам имитационного моделирования, сокращается в среднем на 18% по сравнению с известными алгоритмами мониторинга САБО. Это позволит своевременно вырабатывать решения для недопущения потери работоспособности и сохранения заданного режима функционирования системы очистки, сократить временные и материальные ресурсы, и, таким образом, повысить качество функционирования САБО в процессе длительной эксплуатации.

Разработанные алгоритмы (алгоритм 3.2, рисунок 3.4) положены в основу программных модулей анализа информации в системе диспетчерского управления процессом анаэробной очистки сточных вод по предложенным алгоритмам, на которые были получены свидетельства о государственной регистрации программы для ЭВМ №2021669208 «Программный модуль для идентификации видов технического состояния анаэробного биореактора».

3.4 Имитационное моделирование САБО

Для исследования сложных процессов и систем в силу практической нецелесообразности и/или невозможности реализации натурного эксперимента на реальном объекте, общепринятым является проведение численных экспериментов с его моделью и осуществления дальнейших процедур по верификации полученных результатов.

3.4.1 Цели и задачи имитационного моделирования САБО

Рассмотренная в главе 1 модель жизненного цикла САБО определяет различные требования к имитационному моделированию на отдельных его этапах:

- обеспечение контролепригодности и эффективности работы системы - на этапе проектирования;
- выявление состояний дестабилизации процесса анаэробного брожения, деградации микробной популяции, в особенности на ранних ее стадиях, и установление причин угнетения биомассы - на этапе штатной эксплуатации;
- определение эффективности дальнейшей эксплуатации системы на основе контроля развития популяции микроорганизмов – на этапе пуско-наладочных работ.

При использовании имитационной модели *на этапе проектирования* решаются следующие задачи:

- 1) расчет основных конструктивных параметров анаэробного биореактора, определяющих технологический процесс очистки сточных вод при заданных ограничениях и показателях эффективности и качества очистки;
- 2) выбор параметров технологического процесса, обеспечивающих заданное качество и эффективность очистки;
- 3) исследование влияния технологических и конструктивных параметров на эффективность работы САБО.

Исследование на модели поведения САБО в различных технологических режимах работы – эксплуатации или запуска биореактора, в том числе частично работоспособных, позволяет решить следующие задачи:

- 1) оценить эффективность изучаемого режима работы САБО;
- 2) обосновать пути повышения эффективности, качества и интенсивности очистки в системе;
- 3) выбрать параметры технологического режима анаэробной очистки сточных вод, обеспечивающие наилучшие в заданном смысле параметры эффективности;
- 4) сформировать состав видов состояний системы $St = \{St_i\}, i = \overline{1, m}$ для заданной цели диагностирования при непрерывном мониторинге состояния системы очистки;
- 5) сформировать вектор модельных значений параметров для каждого выделенного вида состояний системы;
- 6) исследовать систему анаэробной очистки сточных вод как объект системы автоматизированного управления и сформулировать модель объекта управления;
- 7) осуществить прогноз развития состояния системы, формирование информации для использования в системе поддержки принятия решений и управления.

3.4.2 Общая структура имитационной модели САБО

Для решения поставленных задач, на основе обобщенной математической модели анаэробного биореактора, рассмотренной в главе 2, разработана имитационная модель, общая структура которой представлена на рисунке 3.5.

Имитационная модель САБО реализована в системе MATLAB и предоставляет три основных режима моделирования: режим проектирования, режим имитационного

эксперимента на модели при запуске или смене режима работы САБО и при ее эксплуатации в установившемся режиме.

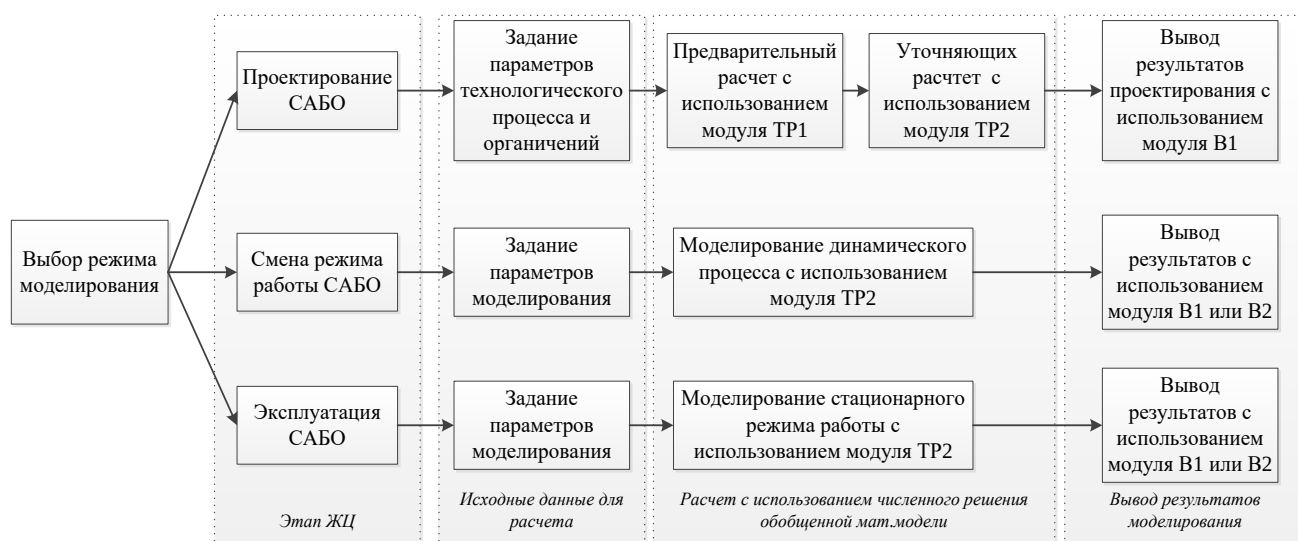


Рисунок 3.5 – Общая структура имитационной модели САБО

В режиме проектирования задаются исходные данные и ограничения для расчета, в качестве результата работы программы рассчитываются основные технические параметры конструкции биореактора и технологические параметры процесса анаэробной очистки. При этом сначала проводится предварительный расчет конструкции, который после уточняется.

В режиме эксперимента для заданных параметров конструкции осуществляется моделирование различных режимов работы системы. В результате формируется вектор параметров состояния системы, включающий как доступные к измерению, так и рассчитанные на их основе вычисляемые параметры.

На входе имитационной модели:

- переменные, влияние на процесс очистки которых изучается,
- константные величины, представляющие собой значения «по умолчанию»,
- ограничения, обуславливающие завершение моделирования или переход на следующую итерацию.

Совокупность этих групп величин определяет начальные и граничные условия обобщенной математической модели (2.21) и характеризует параметры:

- конструкции биореактора,
- сточной воды, поддающейся очистке,
- технологического процесса,

- ограничения.

По полученным в ходе численного решение системы (2.27) результатам происходит корректировка исследуемых параметров с последующим переходом на новую итерацию или завершение моделирования с выводом полученных результатов.

Особенностями разработанной имитационной модели являются

- итерационный подход (при проектировании биореактора), при котором принимаются начальные значения исследуемых параметров и расчеты ведутся в цикле с определенным шагом до тех пор, пока не будут достигнуты заданные показатели эффективности и качества процесса очистки (приложение 9);
- исследуемый параметр (при исследовании влияния технологических параметров на эффективность очистки) может принимать значения в диапазоне, допустимом эксплуатационными режимами работы, в виде: а) скалярной величины, б) вектора значений, в) функции, описывающей характер изменения параметра, или г) случайно распределенной по нормальному или равномерному закону величины.
- различные варианты вывода результатов: на экран в виде таблиц и графиков, сохранение в «.mat»-файл или в «xlsx»-файл.

Предложенная имитационная модель процесса анаэробного брожения может быть положена в основу алгоритмического обеспечения систем анализа, управления и принятия решений при проектировании и эксплуатации биореактора.

Имитационная модель САБО реализована в виде «Программного модуля для имитационного моделирования системы анаэробной очистки сточных вод», свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ №2021669208.

Дальнейшая разработка алгоритмов непрерывного мониторинга и анализа состояния системы анаэробной биологической очистки требует изучения закономерностей работы системы, ее реакции на различные входные и возмущающие воздействия.

Работу рассмотренной выше имитационной модели проиллюстрируем на наиболее характерных примерах.

3.4.3 Примеры имитационного моделирования основных процессов в САБО

В соответствии с общим представлением процесса анаэробного брожения в системе анаэробной биологической очистки (гл.1) на вход системы подается сточная вода с концентрациями веществ S_{in} , тепловой режим процесса задается вектором температур

θ_{in} , включающий как исходную температуру сточной воды, так и управление процессом посредством изменения рабочей температуры, а общая производительность системы по обрабатываемому стоку задана расходом Q_{in} .

Изменение состояние анаэробной биомассы, как развитие и повышение активности, так и деградация, происходит в ответ на воздействие входных параметров S_{in} , θ_{in} , Q_{in} и случайных возмущающих факторов, как, например, изменение температуры окружающей среды. Поэтому анализ их влияния на активную микрофлору в биореакторе и общую эффективность системы анаэробной очистки необходим для обоснованного синтеза алгоритмов оценивания состояния системы, разработки системы автоматизированного управления технологическим процессом очистки, и выбора технологических и конструктивных параметров при проектировании биореактора.

Рассмотрим влияние основных входных параметров системы и параметров управления технологическим процессом на эффективность, интенсивность и качество очистки.

Пример 3.1. Влияние рабочей температуры в биореакторе на эффективность очистки. Для изучения влияния рабочей температуры на эффективность анаэробной очистки сточной воды был проведен имитационный эксперимент на модели анаэробного биореактора, спроектированного для обработки сточной воды с начальной концентрацией загрязнений, равной $S_{in} = 10 \text{ кгХПК/м}^3$, рабочей температурой в биореакторе $\theta_x = 37^\circ\text{C}$ и заданной предельно допустимой концентрацией загрязнений в очищенной воде $S_{норм} = 2 \text{ кгХПК/м}^3$. Моделирование проводилось для разных значений начальной концентрации загрязнений в стоке при заданном расходе сточной воды $Q_{in} = 1000 \text{ м}^3/\text{сут}$ (рисунок 3.6).

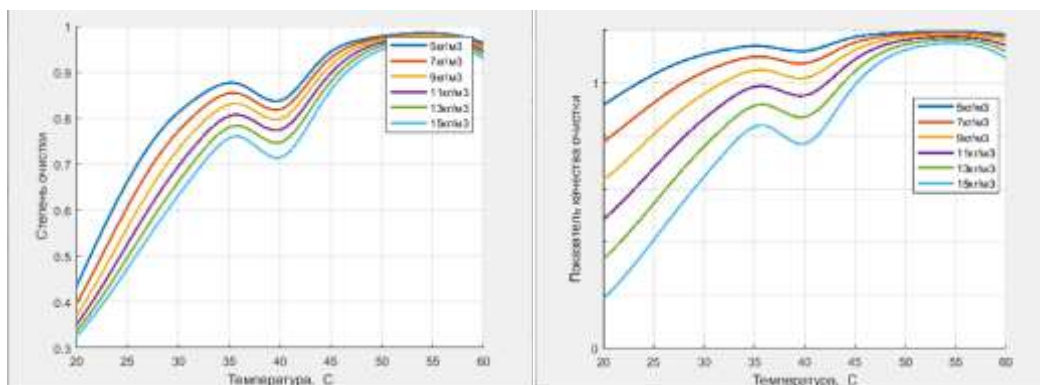


Рисунок 3.6 – Зависимость качества очистки сточной воды от температуры

На графиках (рисунок 3.6) видна область с минимумом в точке 40°C , соответствующая снижению активности мезофильной биомассы или недостаточной температуре для активной жизнедеятельности термофильной биомассы, что совпадает с экспериментальными исследованиями на лабораторных и пилотных биореакторах [11, 86, 97, 98, 170].

С повышением температуры скорость преобразования глюкозы растет, и в биореакторе накапливается избыточная уксусная кислота (рисунок 3.7). С ростом начальной концентрации загрязнений при высоких температурах происходит быстрое накопление летучих жирных кислот, которое приводит к резкому падению активности биомассы.

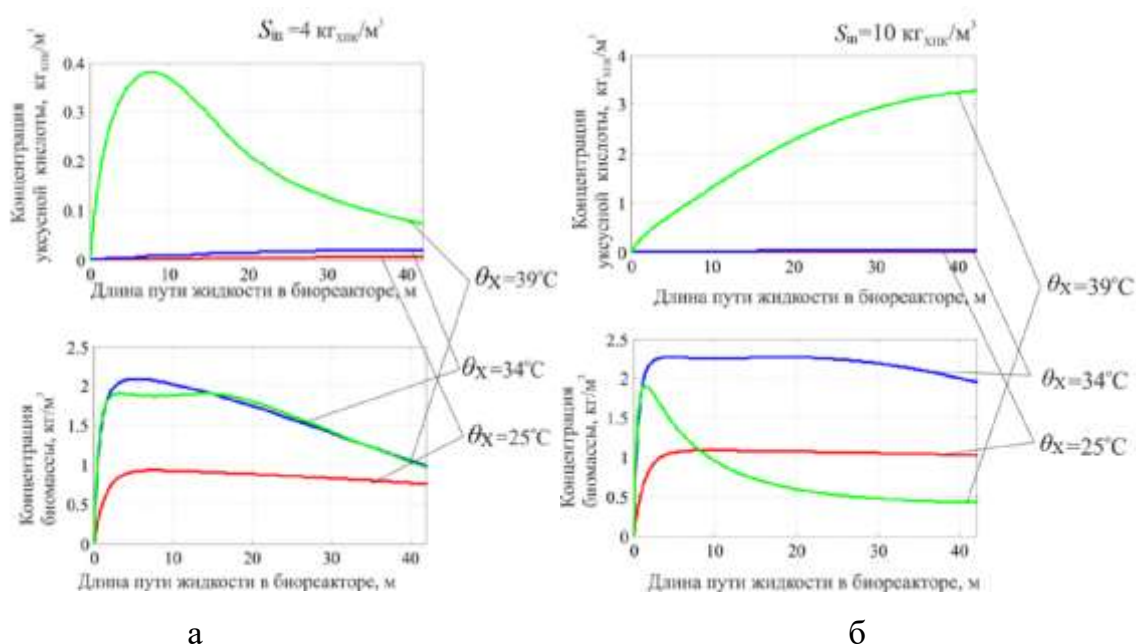


Рисунок 3.7 – Распределение концентрации избыточной уксусной кислоты и метаногенной биомассы в биопленке: а – для начальной концентрации загрязнений в сточной воде $S_{in} = 4 \text{ кгХПК/м}^3$, б – для начальной концентрации загрязнений в сточной воде $S_{in} = 10 \text{ кгХПК/м}^3$

Для изучения влияния рабочей температуры на эффективность очистки на этапе проектирования анаэробного биореактора, для заданных значений начальной концентрацией загрязнений $S_{in} = 10 \text{ кгХПК/м}^3$ и расхода сточной воды $Q_{in} = 1000 \text{ м}^3/\text{сут}$, проводилось проектирование однозонного биореактора, обеспечивающего одинаковую температуру во всей рабочей зоне (рисунок 3.8).

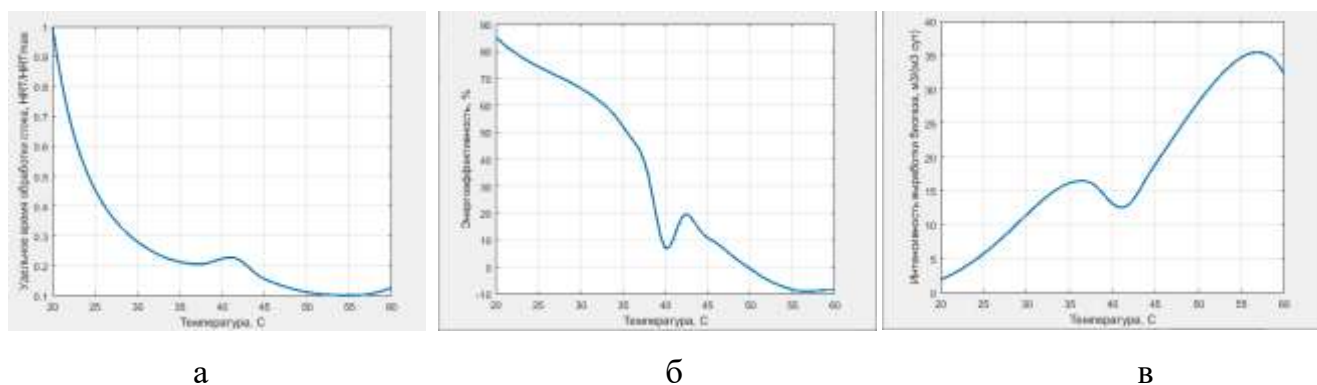


Рисунок 3.8 – Влияние рабочей температуры однозонного биореактора на показатели эффективности очистки при обеспечении заданного качества очистки: а – на время обработки стока, б – на энергоэффективность, в – на интенсивность выработки биогаза

Как показывают исследования [93, 112, 113], эффективным является физическое разделение стадий кислотогенеза и метаногенеза в процессе анаэробного брожения, что обеспечивается в специализированных конструкциях анаэробных биореакторов или при организации процесса очистки в последовательно соединенных однозонных биореакторах.

При моделировании приемлемое время выдержки субстрата HRT совместно с высокой энергоэффективностью процесса очистки Eff получено при использовании комбинированного режима сбраживания с мезофильным температурным режимом в первой зоне биореактора и термофильным – во второй (таблица 3.5).

Таблица 3.5 – Сравнение мезофильного, термофильного и комбинированного режимов анаэробного брожения

Показатель эффективности \ Температура	$\theta_x = 37^\circ\text{C}$	$\theta_x = 57^\circ\text{C}$	$\theta_{x1} = 37^\circ\text{C},$ $\theta_{x2} = 57^\circ\text{C}$
HRT , час	21.6	10.2	14
OLR , м³/сут	12	23	17
Eff	0.4	-0.1	0.06
I_{COD}	9.5	18	14
I_G	16	35	25
Количество вырабатываемой (потребляемой) энергии, МДж/(сут м³)	+90	-43	+22

Обсуждение результатов. Из вышеприведенных результатов имитационного моделирования следует, что

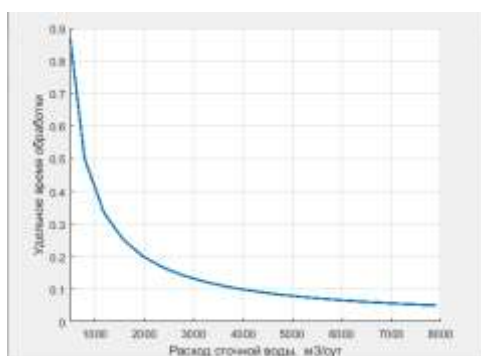
- психрофильный температурный режим обеспечивает заданное качество очистки *Qual* только для слабозагрязненных стоков;
- мезофильный температурный режим требует значительной по сравнению с термофильным режимом времени выдержки субстрата *HRT*, а, следовательно, и большего объема биореактора;
- термофильный температурный режим хоть и позволяет значительно сократить время обработки стока *HRT* (по сравнению с другими режимами), однако требует значительных эксплуатационных затрат на поддержание высоких температур;
- использование комбинированного температурного режима анаэробного брожения позволяет по сравнению с мезофильным режимом уменьшить капитальные затраты на строительство локальной системы очистки (за счет снижения объема биореактора минимум в 1.3 раза) и по сравнению с термофильным режимом снизить эксплуатационные затраты (за счет полной компенсации затрат на обогрев биореактора при когенерации выработанного биогаза).

Следует отметить, что приведенные результаты полностью получены на основе имитационного эксперимента на основе предложенной математической модели биореактора (2.27) и подтверждаются результатами экспериментальных исследований, опубликованных в [11, 86, 97, 98, 170].

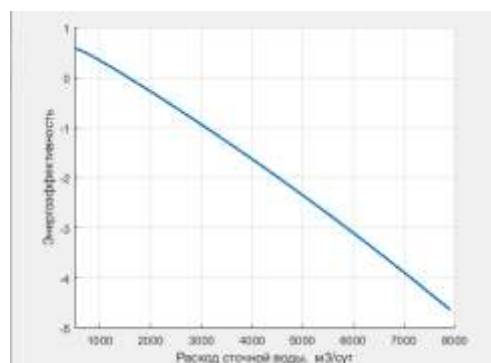
Пример 3.2. Влияние расхода сточной воды на эффективность очистки. На основе имитационной модели исследовалось влияние расхода жидкости Q_{in} на эффективность очистки (рисунок 3.9).

Обсуждение результатов. Из вышеприведенных иллюстраций результатов имитационного моделирования следует, что

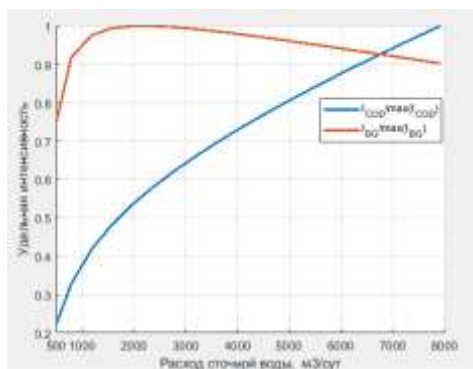
- длительная обработка стока в биореакторе, соответствующая низким расходам жидкости, способствует более полному разложению загрязнений сточной воды, при этом наблюдается пониженная нагрузка на биомассу по органическому веществу *OLR*;
- органические загрязнения сточной воды не успевают разлагаться анаэробной биомассой в условиях высоких значений расхода жидкости Q_{in} ;
- повышенная нагрузка по органике *OLR* в биореакторе способствует угнетению метаногенов и снижению интенсивности выработки биогаза.



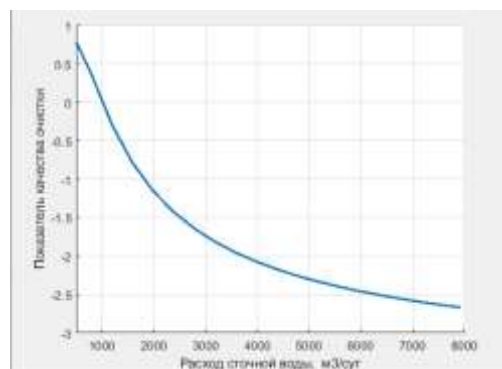
а



б



в



г

Рисунок 3.9 – Влияние расхода жидкости в биореакторе на показатели эффективности очистки: а – на время обработки стока, б – на энергоэффективность, в – на производительность по удаленному загрязнению и интенсивность выработки биогаза, г – на качество очистки

Пример 3.3. Влияние концентрации органических загрязнений сточной воды на эффективность очистки. Для исследования влияния концентрации органических загрязнений сточной воды S_{in} на эффективность очистки выбраны три температурных режима: мезофильный ($\theta_x = 37^\circ\text{C}$), термофильный ($\theta_x = 57^\circ\text{C}$) и комбинированный ($\theta_{x1} = 37^\circ\text{C}$, $\theta_{x2} = 57^\circ\text{C}$).

Проведение имитационного эксперимента показало, что при постоянном времени выдержки HRT сточной воды в биореакторе, качество очистки падает пропорционально квадрату концентрации загрязнений (рисунок 3.10).

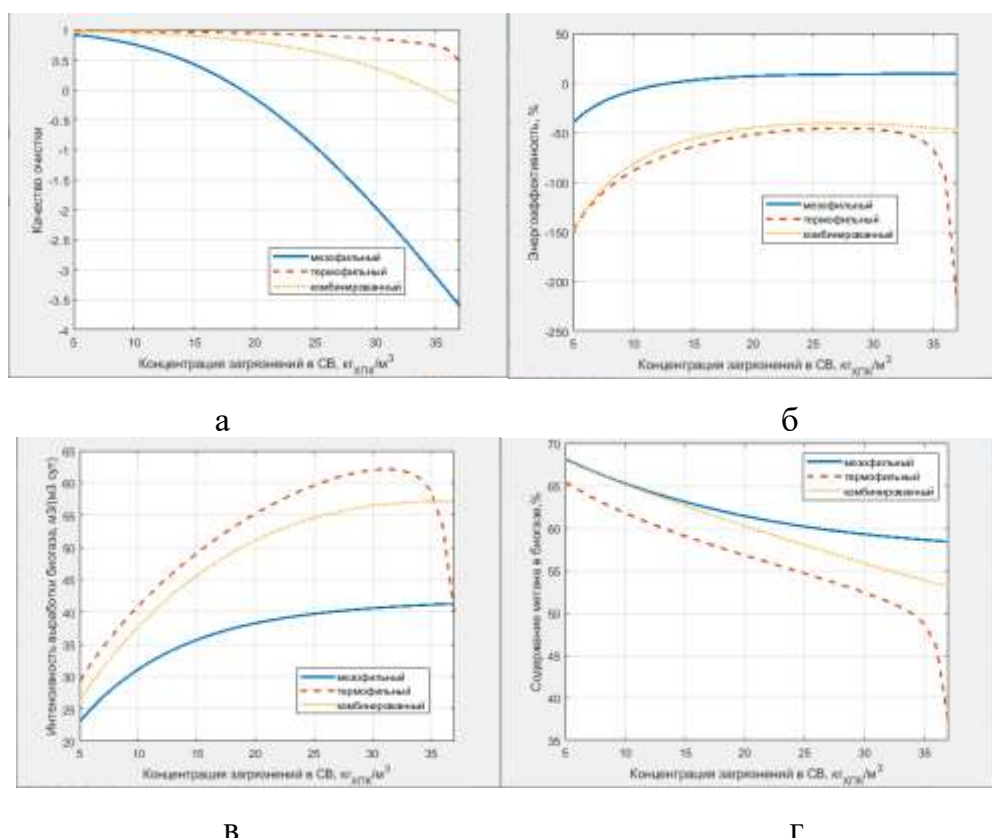


Рисунок 3.10 – Влияние концентраций органических загрязнений в сточной воде на эффективность очистки: а – на качество очистки, б – на энергоэффективность, в – на интенсивность образования биогаза, г – на содержание метана в биогазе

Использование пониженных температур при кислотогенезе и повышенных при метаногенезе позволяет уравновесить скорости производства и потребления органических кислот, тем самым обеспечив большую стабильность анаэробного брожения.

Обсуждение результатов. Из вышеприведенных результатов имитационного моделирования следует, что

- процесс анаэробного брожения чувствителен к параметрам технологического процесса;
- имеется возможность обоснованного выбора наилучших режимов проведения процесса анаэробного брожения, обеспечивающих заданное качество и эффективность очистки;
- можно значительно повлиять на показатели эффективности очистки, снизив капитальные затраты при строительстве локальных очистных сооружений и

эксплуатационные затраты при очистке сточных вод на основе реализации различных температурных режимов для каждой из стадий анаэробного брожения.

Пример 3.4. На основе разработанной имитационной модели предложены алгоритмы и разработаны реализующие их программы вычисления некоторых параметров состояния системы анаэробной биологической очистки по данным, доступным к измерению (приложение 8).

3.4.4 Аналитическое и численное исследование стационарных состояний САБО

Стационарные состояния системы

$$\dot{\mathbf{x}} = \mathbf{f}(\mathbf{x}), \mathbf{x}, \mathbf{f} \in \mathbb{R}^n \quad (3.1)$$

(или точки покоя, особые точки, состояния равновесия) характеризуются отсутствием изменения во времени значений ее переменных (состояния), то есть $\mathbf{f}(\mathbf{x}) = 0$.

Рассмотрим САБО в свободном состоянии (без управления) в описании (2.22), (2.27) и поставим задачу определения возможных стационарных состояний объекта и исследования их на устойчивость.

Поставленная задача важна и с теоретической и практической точек зрения, поскольку целью управления сложного объекта является не только достижение желаемых состояний, но и удержание объекта в их некоторой допустимой (практически приемлемой) окрестности. Если состояние не обладает свойством устойчивости (иными словами оно принципиально нестабилизируемо), то вопрос об управляемости объекта остается открытым.

Из анализа правых частей исследуемой системы (см. пример 3.5 и рисунки 3.11-3.13) следует, что стационарные состояния объекта зависят от кинетических параметров, которые, в свою очередь, зависят от температуры θ и скорости расхода сточной воды Q_{in} .

Пример 3.5. Анаэробный биореактор со взвешенно-седиментированной биомассой. Последовательно исключая переменные, приравнивая правые части (2.22) к нулю, получаем следующую совокупность соотношений.

Из первых двух уравнений

$$S^0 = - \frac{K_{s1}(\theta)}{1 - \frac{\mu_{\max 1}(\theta)}{Q_{in} V^{-1} - k_{d1}(\theta)}} \quad (3.2)$$

следует, что стационарная точка S^0 зависит от кинетических параметров $K_{S1}(\theta)$, $\mu_{\max 1}(\theta)$, $k_{d1}(\theta)$, объема биореактора V , расхода сточной воды Q_{in} и не зависит от других фазовых координат (рисунок 3.11а).

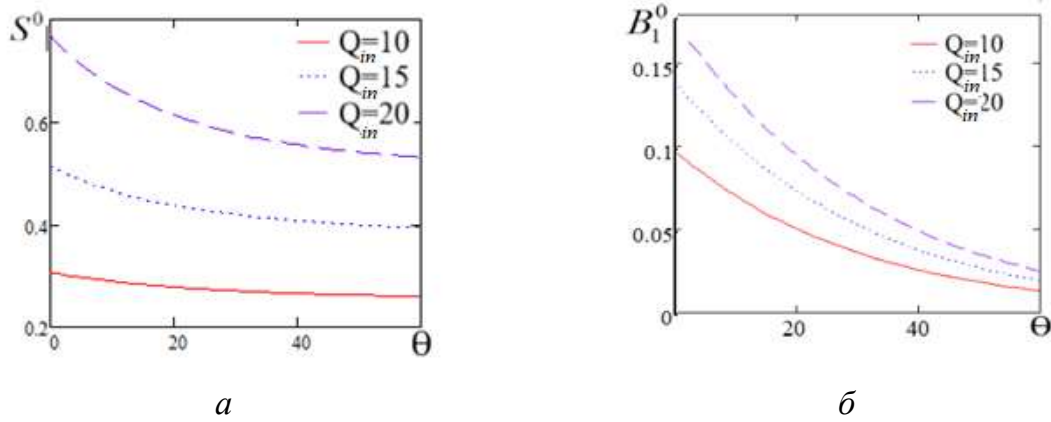


Рисунок 3.11 – Зависимости значений а - S^0 , б - B_1^0 от температуры θ и расхода сточной воды Q_{in} , соответственно

С учетом (3.2) из равенства нулю правой части 1-го уравнения системы (2.22), получим

$$B_1^0 = \frac{Q_{in}}{V} \frac{S_{in} - S^0}{S^0 (\mu_{\max 1} Y_{X1}^{-1} + K_{mX1}) (K_{S1} + S^0)^{-1} + K_{SX1}}, \quad (3.3)$$

откуда следует, что стационарное значение B_1^0 зависит от кинетических параметров, параметров биореактора V , Q_{in} и значений S_{in} , S^0 (рисунок 3.11б).

Из условия стационарности для 3-го и 4-го уравнений (2.22) и учета (3.2), (3.3) $S(t) = S^0$, $B_1(t) = B_1^0$, получаем:

$$\begin{aligned} -Q_{in} V^{-1} P + Y_{S1} B_1^0 \left(K_{SX1} + K_{mX1} \frac{S}{K_{S1} + S} \right) - \left(\frac{\mu_{\max 2}}{Y_{X2}} + K_{mX2} \right) \frac{P B_2}{K_{S2} + P} - B_2 K_{SX2} &= 0, \\ -Q_{in} V^{-1} B_2 + \mu_{\max 2} \frac{P B_2}{K_{S2} + P} - k_{d2} B_2 &= 0. \end{aligned}$$

разрешение которых относительно P и B_2 даст соотношения:

$$P^0 = -\frac{K_{S2}(\theta)}{1 - \frac{\mu_{\max 2}(\theta)}{Q_{in}V^{-1} - k_{d2}(\theta)}}, \quad B_2^0 = \frac{(K_{S2} + P^0)M}{K_{SX2}(K_{S2} + P^0) + (\mu_{\max 2}Y_{X2}^{-1} + K_{mX2})P^0}, \quad (3.4)$$

$$M = -Q_{in}V^{-1}P^0 + Y_{S1}B_1^0 \left(K_{SX1} + K_{mX1} \frac{S^0}{K_{S1} + S^0} \right).$$

Анализ (3.4) показывает, что (рисунок 3.12)

- 1) точка P^0 зависит от кинетических параметров, параметров биореактора V , Q_{in} и не зависит от других фазовых координат;
- 2) точка B_2^0 зависит от кинетических параметров, параметров биореактора V , Q_{in} и от значений S^0 , B_1^0 , P^0 .

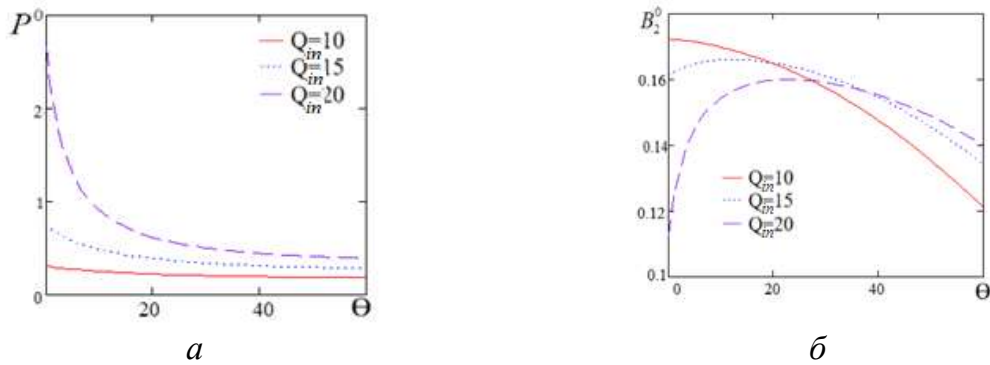


Рисунок 3. 12 – Зависимости значений а - P^0 , б - B_2^0 от температуры θ и расхода сточной воды Q_{in} , соответственно

Из 5-го уравнения из условия стационарности и с учетом найденных соотношений получаем (рисунок 3.13)

$$G^0 = V_{m\max} \frac{P^0 B_2^0}{K_m + P^0} \cdot \frac{K_{im}}{K_{im} + P^0} + \left(\mu_{\max 1} \frac{S^0 B_1^0}{K_{S1} + S^0} Y_{CO_2S} + \mu_{\max 2} \frac{P^0 B_2^0}{K_{S2} + P^0} Y_{CO_2P} \right) \frac{M_{CO_2}}{M_B} \quad (3.5)$$

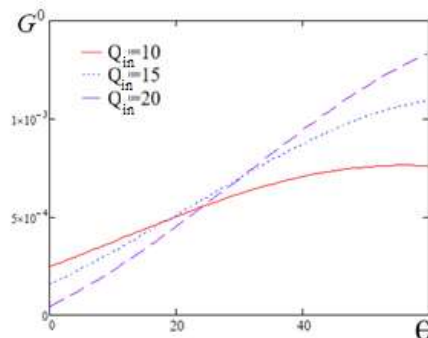


Рисунок 3.13 – Зависимость значений G^0 от температуры θ и расхода сточной воды Q_{in} ,

Состояние равновесия является устойчивым по Ляпунову, если малое изменение начальных условий объекта $|\mathbf{x}(0) - \mathbf{x}_0| < \delta$ приведет у малым изменениям состояния с течением времени.

С точки зрения математического анализа это означает: для любого сколь угодно малого положительного ε можно найти такое значение $\delta = \delta(\varepsilon) > 0$, что будет иметь место $|\mathbf{x}(t) - \mathbf{x}_0| < \varepsilon, t > t_0$ как только $|\mathbf{x}(t_0) - \mathbf{x}_0| < \delta$. Проверка этого условия реализуется ниже приведенным алгоритмом, изложенным применительно к объекту САБО (2.22) и имеющим основание первый метод Ляпунова [171].

Алгоритм 3.3. Исследование устойчивости стационарных состояний автономного объекта на основе линеаризации системы (2.22) в окрестности стационарного состояния.

Вход: совокупность соотношений, определяющих стационарные состояния

1. Получить (численно / аналитически) возможные стационарные состояния системы (2.22) из уравнения $\mathbf{f}(\mathbf{x}) = 0$.

2. Зафиксировать температуру θ и скорость расхода сточной воды Q_{in} , получить стационарные состояния $\mathbf{x}^0$.

3. Получить матрицу Якоби $\mathbf{D} = \|d_{ij}\|, d_{ij} = \frac{\partial f_i}{\partial x_j}, i, j = 1...5$ с целью линеаризации системы в окрестности точки равновесия.

4. Вычислить собственные числа матрицы $\mathbf{D}(\mathbf{x}^0) = \|d_{ij}\|_{\mathbf{x}^0}$.

5. Осуществить анализ собственных чисел матрицы $\mathbf{D}(\mathbf{x}^0)$.

Выход: Решение об устойчивости/неустойчивости стационарного состояния

Согласно методу Ляпунова, если среди них есть нулевые, то стационарные точки (3.2) являются относительно устойчивыми (вопрос об устойчивости состояния равновесия системы требует дополнительного анализа); если вещественные части собственных чисел отрицательные, то состояние устойчивое, иначе исследуемое состояние равновесия неустойчиво.

Пример 3.6. Исследуем на устойчивость точки равновесия, полученные в примере 3.5. Матрица $\mathbf{D}$ примет вид:

$$\mathbf{D} = \begin{bmatrix} \frac{\partial q_1}{\partial S} & \frac{\partial q_1}{\partial B_1} & \frac{\partial q_1}{\partial P} & \frac{\partial q_1}{\partial B_2} & \frac{\partial q_1}{\partial G} \\ \frac{\partial q_2}{\partial S} & \frac{\partial q_2}{\partial B_1} & \frac{\partial q_2}{\partial P} & \frac{\partial q_2}{\partial B_2} & \frac{\partial q_2}{\partial G} \\ \frac{\partial q_3}{\partial S} & \frac{\partial q_3}{\partial B_1} & \frac{\partial q_3}{\partial P} & \frac{\partial q_3}{\partial B_2} & \frac{\partial q_3}{\partial G} \\ \frac{\partial q_4}{\partial S} & \frac{\partial q_4}{\partial B_1} & \frac{\partial q_4}{\partial P} & \frac{\partial q_4}{\partial B_2} & \frac{\partial q_4}{\partial G} \\ \frac{\partial q_5}{\partial S} & \frac{\partial q_5}{\partial B_1} & \frac{\partial q_5}{\partial P} & \frac{\partial q_5}{\partial B_2} & \frac{\partial q_5}{\partial G} \end{bmatrix},$$

где вектор-функция $\mathbf{q} = (q_1 \quad q_2 \quad q_3 \quad q_4 \quad q_5)^T$ имеет координаты:

$$q_1 = \frac{Q_{in}}{V} (S_{in} - S) - \left(\frac{\mu_{\max 1}}{Y_{X1}} + K_{mX1} \right) \frac{SB_1}{K_{S1} + S} - B_1 K_{SX1}, \quad q_2 = -\frac{Q_{in}}{V} B_1 + \mu_{\max 1} \frac{SB_1}{K_{S1} + S} - k_{d1} B_1,$$

$$q_3 = -\frac{Q_{in}}{V} P + Y_{S1} B_1 \left(K_{SX1} + K_{mX1} \frac{S}{K_{S1} + S} \right) - \left(\frac{\mu_{\max 2}}{Y_{X2}} + K_{mX2} \right) \frac{PB_2}{K_{S2} + P} - B_2 K_{SX2},$$

$$q_4 = -\frac{Q_{in}}{V} B_2 + \mu_{\max 2} \frac{PB_2}{K_{S2} + P} - k_{d2} B_2,$$

$$q_5 = -G + V_{m\max} B_2 \frac{P}{K_m + P} \cdot \frac{K_{im}}{K_{im} + P} + \left(\mu_{\max 1} \frac{SB_1}{K_{S1} + S} Y_{CO_2S} + \mu_{\max 2} \frac{PB_2}{K_{S2} + P} Y_{CO_2P} \right) \frac{M_{CO_2}}{M_B}.$$

Рассмотрим значения стационарных точек

$$\mathbf{x}^0 = (x_1^0 \quad x_2^0 \quad x_3^0 \quad x_4^0 \quad x_5^0)^T = (S^0 \quad B_1^0 \quad P^0 \quad B_2^0 \quad G^0)^T;$$

$$S^0 = 0.577, \quad B_1^0 = 0.136, \quad B_2^0 = 0.158, \quad G^0 = 1.79 \times 10^{-4}, \quad P^0 = 0.83,$$

полученных при начальных условиях (см. пример 3.5):

$$S(0) = S_{in}(0) = 10 \text{ кг} / \text{м}^3, \quad B_1 = B_2 = 0.2 \text{ кг} / \text{м}^3, \quad Q(0) = 17 \text{ м}^3 / \text{ч}, \quad \theta(0) = 37,$$

$$G(0) = P(0) = 0 \text{ кг} / \text{м}^3, \quad V = 1000 \text{ м}^3.$$

Тогда

$$\mathbf{D}(\mathbf{x}^0) = \begin{pmatrix} -0.034 & -1.175 & 0 & 0 & 0 \\ 3.009 \times 10^{-3} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0.011 & 0.957 & -0.065 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1.153 \times 10^{-3} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -1.223 \times 10^{-4} & 1.133 \times 10^{-3} & -1 \end{pmatrix},$$

и собственные значения равны $\lambda = \begin{pmatrix} -1 \\ 0 \\ -0.065 \\ -0.017 + 0.057i \\ -0.017 - 0.057i \end{pmatrix}$ и имеют отрицательные вещественные

части собственных чисел, кроме 2-й координаты, что в целом говорит об устойчивости исследуемого состояния равновесия системы (рисунок 3.14).

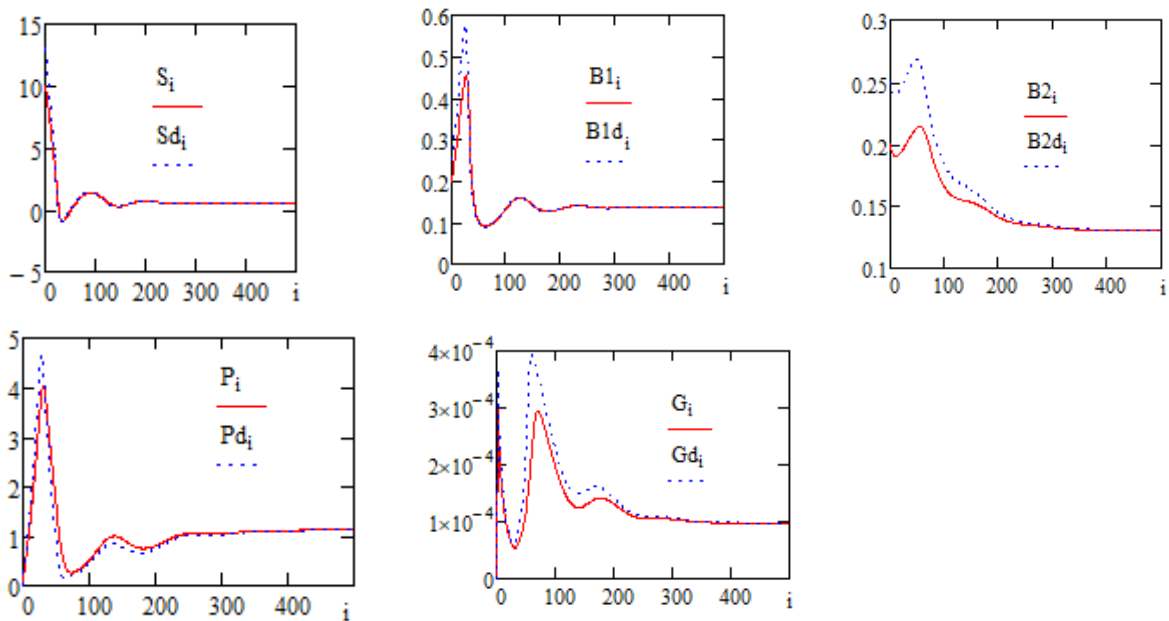


Рисунок 3.14 – Зависимости состояния равновесия при сдвиге начальных условий $\mathbf{x}^0$, демонстрирующие устойчивость стационарного состояния согласно показателям Ляпунова

Пример 3.7. Анаэробный биореактор с закрепленной в виде биопленки биомассой. С целью вывода зависимостей стационарных точек для биореактора с биопленкой, при рассмотрении (2.27) не будем учитывать распределение концентраций веществ по каналу биореактора и ингибирование процесса субстратом, и тогда $S(z)$, $P(z)$ – средние по ширине канала концентрации глюкозы и уксусной кислоты.

Рассматриваемая упрощенная система уравнений, описывающая преобразования органических загрязнений в канале между носителями биомассы примет вид:

$$\begin{cases}
 \frac{dS}{dt} = -W_z \frac{\partial S}{\partial z} - \frac{1}{V_c} \int \beta_s (S - S^*) y dz, \\
 \frac{dS_F}{dt} = \frac{1}{L_F H} \int \beta_s (S^* - S_F) dz - \left(\frac{\mu_{\max 1}}{Y_{X1}} + K_{mX1} \right) \frac{B_1 S_F}{K_{S1} + S_F} + B_1 K_{SX1}, \\
 \frac{dP_F}{dt} = \frac{1}{L_F H} \int \beta_p (P^* - P_F) dz + Y_{S1} B_1 \left(K_{SX1} + K_{mX1} \frac{S_F}{K_{S1} + S_F} \right) - \\
 \quad - \left(\frac{\mu_{\max 2}}{Y_{X2}} + K_{mX2} \right) \frac{P_F B_2}{K_{S2} + P_F} - B_2 K_{SX2}, \\
 \frac{dP}{dt} = -W_z \frac{\partial P}{\partial z} + \frac{1}{V_c} \int \beta_p (P - P^*) y dz, \\
 \frac{dG_F}{dt} = V_{m\max} B_2(t) \frac{P_F}{K_m + P_F} \cdot \frac{K_{im}}{K_{im} + P_F} + \left(\mu_{\max 1} \frac{S_F B_1}{K_{S1} + S_F} Y_{CO_2S} + \mu_{\max 2} \frac{P_F B_2}{K_{S2} + P_F} Y_{CO_2P} \right) \frac{M_{CO_2}}{M_B} - \\
 \quad - \frac{1}{L_F H} \int \beta_G G_F y dz, \\
 \frac{dV_G}{dt} = \frac{\rho_G}{V_c} \int \beta_G G_F y dz; \\
 \frac{dB_1}{dt} = \mu_{\max 1} \frac{S_F B_1}{K_{S1} + S_F} - \frac{Q_{in}}{V} TSS \cdot B_1, \\
 \frac{dB_2}{dt} = \mu_{\max 2} \frac{P_F B_2}{K_{S2} + P_F} - \frac{Q_{in}}{V} TSS \cdot B_2.
 \end{cases} \quad (3.6)$$

Стационарные точки S_F^0 и P_F^0 соответствующие концентрациям глюкозы и уксусной кислоты в биопленке, зависит от кинетических параметров $K_{S1}(\theta)$, $\mu_{\max 1}(\theta)$, $K_{S2}(\theta)$, $\mu_{\max 2}(\theta)$, TSS , объема биореактора V , расхода сточной воды Q_{in} и не зависит от других фазовых координат, а также от z :

$$S_F^0 = - \frac{K_{S1}(\theta)}{1 - \frac{\mu_{\max 1}(\theta)}{TSS Q_{in} V^{-1}}} \quad (3.7)$$

$$P_F^0 = - \frac{K_{S2}(\theta)}{1 - \frac{\mu_{\max 2}(\theta)}{TSS Q_{in} V^{-1}}} \quad (3.8)$$

С учетом (3.7), из 2-го уравнения системы (3.6), получим

$$B_1^0 = \frac{(L_F H)^{-1} \beta_s}{(\mu_{\max 1} Y_{X1}^{-1} + K_{mX1})(K_{S1} + S_F^0)^{-1} + K_{SX1}} \cdot \left(z \left(\frac{L_F S_F^0}{L_F + L} - S_F^0 \right) + c_1 + L \int_z S^0 dz \right), \quad (3.9)$$

откуда следует, что стационарное значение B_1^0 зависит от кинетических параметров, параметров биореактора, опосредовано через коэффициент массоотдачи β_s и равновесную концентрацию S^* , $S^* = \frac{S^0 L + S_F^0 L_F}{L + L_F}$, от значений Q_{in} и S^0 , координаты z , а также значений L и L_F , сумма которых постоянна и равна половине ширины канала между носителями биомассы, а их соотношение меняется при продолжительной эксплуатации системы.

Для первого уравнения системы (3.6) получено приближенное решение, исходя из разностной схемы

$$-W_z \frac{S_i^0 - S_{i-1}^0}{\Delta z} - \frac{y\beta_s}{V_c} \left(S_i - \frac{S_i^0 L}{L + L_F} - \frac{S_F^0 L_F}{L + L_F} \right) \Delta z = 0,$$

$$S_i^0 = \frac{S_{i-1}^0 + S_F^0 L_F (L + L_F)^{-1} y\beta_s \Delta z^2 W_z^{-1} V_c^{-1}}{1 + y\beta_s \Delta z^2 (1 - L(L + L_F)^{-1}) W_z^{-1} V_c^{-1}}. \quad (3.10)$$

Аналогично, концентрация уксусной кислоты в жидкости

$$P_i^0 = \frac{P_{i-1}^0 + P_F^0 L_F (L + L_F)^{-1} y\beta_p \Delta z^2 W_z^{-1} V_c^{-1}}{1 + y\beta_p \Delta z^2 (1 - L(L + L_F)^{-1}) W_z^{-1} V_c^{-1}}. \quad (3.11)$$

Из условия стационарности для 3-го уравнения (3.6) и учета (3.7)-(3.11) $S_F(t) = S_F^0, B_1(t) = B_1^0, P_F(t) = P_F^0$,

$$\frac{1}{L_F H} \int_z \beta_p (P^* - P_F^0) dz + Y_{S1} B_1^0 \left(K_{SX1} + K_{mX1} \frac{S_F^0}{K_{S1} + S_F^0} \right) - \left(\frac{\mu_{\max 2}}{Y_{X2}} + K_{mX2} \right) \frac{P_F^0 B_2}{K_{S2} + P_F^0} - B_2 K_{SX2} = 0.$$

$$\text{Пусть } M = Y_{S1} \left(K_{SX1} + K_{mX1} \frac{S_F^0}{K_{S1} + S_F^0} \right), \quad N = \left(\frac{\mu_{\max 2}}{Y_{X2}} + K_{mX2} \right) \frac{P_F^0}{K_{S2} + P_F^0} + K_{SX2}.$$

Откуда получаем:

$$B_2^0 = \frac{1}{N} \left(\beta_p (L_F H)^{-1} \left(z \left(\frac{L_F P_F^0}{L_F + L} - P_F^0 \right) + c_2 + L \int_z P^0 dz \right) + B_1^0 M \right). \quad (3.12)$$

Величина B_2^0 зависит от равновесных концентраций P_F^0, S_F^0, B_1^0 , расхода сточной воды Q_{in} и P^0 , а также значений L и L_F .

По аналогии, для биогаза

$$G_F = \frac{L_F H}{\beta_G Z} \left(B_2^0 V_{m\max} \frac{P_F^0}{K_m + P_F^0} \cdot \frac{K_{im}}{K_{im} + P_F^0} + (\mu_1 B_1^0 Y_{CO_2S} + \mu_2 B_2^0 Y_{CO_2P}) \frac{M_{CO_2}}{M_B} \right). \quad (3.13)$$

Из примеров 3.5, 3.6, 3.7 следует, что при экспертном задании целевых макросостояний следует учитывать найденные особенности описания (2.22) и (2.27).

Так, управляя только температурой и расходом сточной воды, следует цель управления, например, $G=G^*$, где G^* - целевое значение, задавать с учетом согласования со свойствами устойчивости объекта, в противном случае объект не будет управляем.

Выводы к главе 3

1. Разработано программное обеспечение имитационного моделирования САБО, основанное на обобщенной математической модели, и позволяющее вычислить модельные значения диагностических признаков в различных видах состояний системы. Полученные при моделировании результаты использованы при разработке алгоритмов анализа обобщенного состояния САБО при длительном сроке эксплуатации.

2. Предложены алгоритмы анализа обобщенного состояния САБО, позволяющие принимать решение о работоспособности системы с учетом степени деградации биомассы и причин угнетения микроорганизмов по ограниченному набору диагностических признаков, оптимальному по стоимости и информативности проверок. Разработанные алгоритмы могут быть использованы в качестве основы модуля анализа измеренной в процессе эксплуатации информации в системе диспетчерского управления процессом анаэробной очистки сточных вод, а также на этапе проектирования системы анаэробной очистки для внедрения необходимых узлов установки контрольно-измерительной аппаратуры, обеспечивающих контролепригодность биореактора, при синтезе системы автоматизированного управления.

3. Предложены алгоритмы вычисления ненаблюдаемых параметров САБО, характеризующих ее эффективность, на основе измеренных данных.

4. Проведено аналитическое и численное исследование устойчивости стационарных состояний анаэробного биореактора.

5. Предложенные алгоритмы анализа состояния системы анаэробной биологической очистки являются достаточно общими. Дальнейшая разработка структуры системы мониторинга предполагает уточнение разработанных алгоритмов применительно к конкретной САБО с заданной конструкцией анаэробного биореактора, проектирование биореактора с учетом требований контролепригодности и исследование спроектированного аппарата как объекта системы автоматизированного управления.

ГЛАВА 4 ЛОКАЛЬНАЯ СИСТЕМА ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД ПРЕДПРИЯТИЯ ПИЩЕВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

4.1 Разработка конструкции анаэробного биореактора как основного элемента САБО

Конструктивные решения биореактора определяют особенности физических процессов, напрямую оказывая влияние на структуру потоков жидкости в аппарате, и биохимических процессов в плане организации клеточных структур анаэробной биомассы.

Проведенный анализ используемых в настоящее время анаэробных биореакторов (приложение 3) показывает, что ни одна из существующих конструкций не удовлетворяет требованиям

- по универсальности обрабатываемых сточных вод,
- качеству очистки,
- размерам очистных сооружений,
- капитальным и эксплуатационным затратам на очистку.

Однако наилучшими показателями по качеству очистки *Qual* при наименьшем времени обработки *HRT* обладают биореакторы с закрепленной биомассой.

На основе проведенного анализа существующих анаэробных биореакторов для очистки сточных вод от органических загрязнений в настоящем исследовании предложена *конструкция гибридного секционного биореактора* для использования на предприятиях пищевой промышленности [172].

Отличительной особенностью этого биореактора является наличие нескольких секций, каждая из которых образована двумя зонами – теплообменной и реакционной, разделенными между собой перегородками.

Принципиальная схема биореактора изображена на рисунке 4.1.

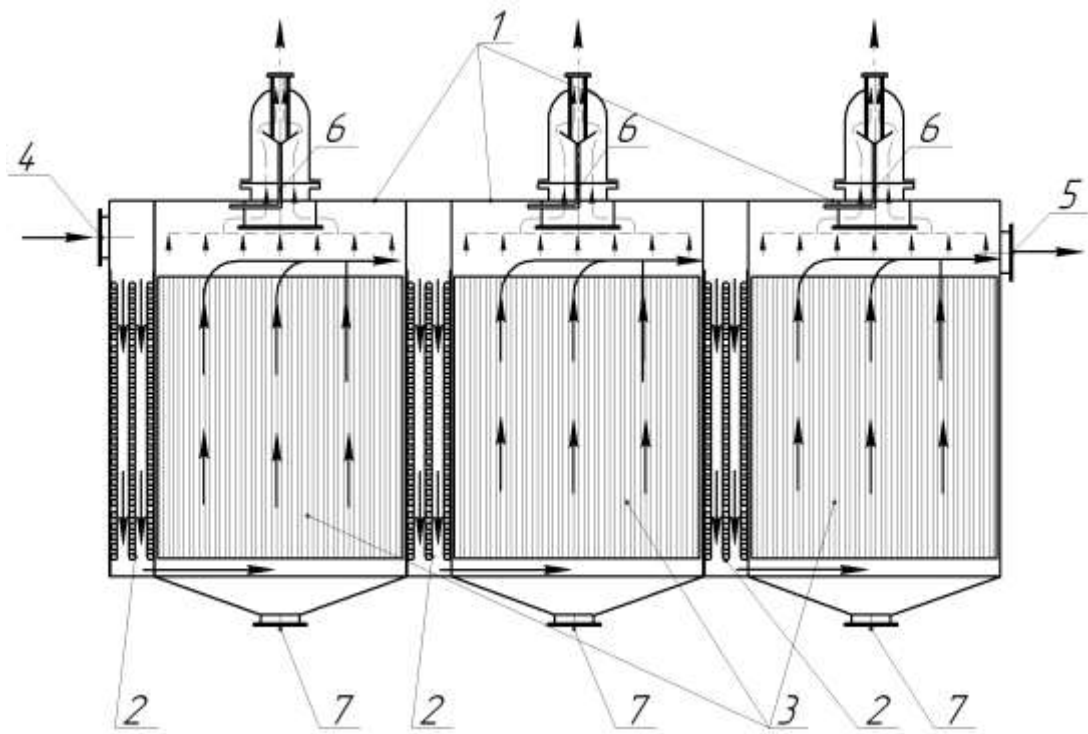


Рисунок 4.1 – Принципиальная схема гибридного биореактора: 1 – секции биореактора; 2 – перегородки; 3 – загрузка; 4 – входной штуцер; 5 – выходной штуцер; 6 – газоразделительное устройство; 7 – штуцер для вывода отработанного ила

В анаэробном биореакторе сточная вода восходящим потоком протекает по секциям 1. В каждой секции размещены блоки с плоскостной загрузкой, представляющей собой листы полимерного материала, на которых нарастает биопленка. Контактируя с биопленкой, органические загрязнения сточной воды подвергаются анаэробной деградации. В перегородках 2, представляющих собой теплообменники, температура сточной воды доводится до рабочей температуры процесса в секции. Такое конструктивное решение обеспечивает отдельные контуры управления отдельными стадиями процесса анаэробного брожения и позволяет организовать в аппарате несколько зон с различной рабочей температурой. Образующийся биогаз отводится отдельно из каждой секции с помощью газоотводящих устройств 6, которые также являются брызгоуловителями для отделения капель жидкости, захваченных потоком биогаза. При накоплении в нижней части рабочих камер отработанного активного ила, он отводится через штуцеры 7.

Основные особенности предложенной конструкции заключаются в следующем.

1. Реактор состоит из нескольких однотипных секций, количество которых выбирается исходя из особенностей конкретного производства, заданной производительности системы Q_{in} и необходимого времени гидравлического пребывания HRT .

2. Обеспечивается физическое разделение различных групп микроорганизмов, реализующих отдельные этапы очистки, в отдельных секциях.

3. Биореактор может собираться как из одинаковых секций, так и из секций с различным поперечным сечением, что позволяет для более медленных стадий процесса обеспечить большее время выдержки субстрата.

4. Между секциями размещены теплообменники, подогревающие очищаемую жидкость до рабочей температуры процесса и обеспечивающие возможность управления отдельными стадиями процесса анаэробного брожения для достижения заданных параметров эффективности каждой секции и биореактора в целом.

5. Биомасса в биореакторе равномерно распределена и иммобилизована на поверхности носителей, что увеличивает площадь контакта микроорганизмов с субстратом, уменьшает количество застойных зон и значительно снижает вынос активной биомассы с потоком очищенной воды.

6. Использование получаемого биогаза как дополнительного источника энергии в секционном биореакторе выполняется раздельным отводом биогаза, полученного на различных этапах анаэробного брожения с различной объемной концентрацией метана. Соответственно, обеспечивается возможность снижения затрат на обогащение биогаза перед его сжиганием.

Предложенная секционная конструкция анаэробного биореактора позволяет

- пространственно разделить различные группы микроорганизмов, и для каждой из них обеспечить наилучшие условия протекания процесса анаэробного брожения, в том числе уменьшить влияние избыточного образования летучих жирных кислот VFA ;
- добиться большей чистоты биогаза (большей концентрации метана) при отводе биогаза из первых секций отдельно от биогаза из последних секций;
- способствовать качественному закреплению микрофлоры на поверхности носителя, где взвешенные клетки находятся в реакторе в незначительном количестве и, как следствие, уменьшить вынос активной биомассы из реактора;

- организовать практически равноценные условия массообмена по всей поверхности биопленки и отводить образованные на ней пузырьки биогаза за счет использования плоскостной загрузки.

Обобщенная математическая модель и имитационная модель анаэробного биореактора (гл. 1-3), алгоритмы анализа состояния системы анаэробной биологической очистки, при проектировании и эксплуатации анаэробного биореактора предложенной конструкции позволяют принципиально решить следующие задачи:

1) определение конструктивных параметров биореактора для заданных параметров производительности системы, состава сточной воды и требований к качеству очистки при ограничениях времени очистки, габаритных размеров биореактора на этапе проектирования;

2) анализ состояния каждой секции и выбор контролируемых параметров для непрерывного контроля состояния секционного биореактора;

3) разработка структуры системы контроля состояния анаэробного биореактора и поддержки принятия решения при его эксплуатации;

4) обоснование принципов управления анаэробным биореактором на основе данных о его состоянии и значений наблюдаемых параметров.

4.2 Особенности применения обобщенной модели для секционного анаэробного биореактора с прикрепленной биомассой

Обобщенная математическая модель (гл.2) процесса очистки сточных вод в анаэробном биореакторе (2.21) применима для большинства конструкций анаэробных биореакторов, поскольку включает конструктивные параметры биореактора лишь на уровне определения начальных и граничных условий.

Предложенная конструкция анаэробного биореактора представляет собой совокупность однотипных секций, каждая из которых является биореактором с прикрепленной на неподвижных плоскостных носителях биомассой.

Обобщенная математическая модель (2.21), приведенная к виду (2.27) за счет формулирования начальных и граничных условий, может быть использована для описания процесса анаэробной очистки в разработанном биореакторе.

При этом каждая i -я секция, $i = \overline{2..n}$, рассматривается как отдельный биореактор, на вход которого подается сточная вода с концентрациями глюкозы S_{in}^i и уксусной кислоты P_{in}^i , равными средним концентрациям соответствующих веществ на выходе из предыдущей секции, $S_{in}^i = S_{out}^{i-1}$ и $P_{in}^i = P_{out}^{i-1}$.

Определение основных конструктивных параметров гибридного секционного биореактора на основе имитационной модели. Имитационная модель (гл.3) позволяет определить размеры, конструктивные и технологические параметры работы предложенного гибридного биореактора при сформулированных исходных данных и ограничениях.

Исходными данными для расчета являются:

- расход сточной воды Q_{in} в биореакторе, определяемый количеством сточной воды, поступающей с предприятия на очистку;
- начальная концентрация органических загрязнений S_{in} и состав сточной воды, поддающейся очистке в биореакторе, определяемый вектором S_{in} ;
- температура сточной воды, поступающей на очистку, θ_{in} ;
- степень очистки сточной воды η или максимальная допустимая концентрация загрязнений в очищенной воде $S_{норм.}$.

К ограничениям отнесем:

- максимальные габаритные размеры аппарата, определяемые наличием площадей под строительство очистных сооружений;
- ограничения по времени обработки стока в биореакторе;
- капитальные затраты на строительство очистных сооружений;
- эксплуатационные затраты на очистку.

Исходные данные и ограничения, используемые в диссертационном исследовании для моделирования анаэробного биореактора, обрабатывающего сточные воды предприятия молочной промышленности [173], содержащие творожную сыворотку, приведены в приложении 10. На основе общей структуры системы очистки сточных вод (рисунок 1.4) разработана аппаратурно-технологическая схема локальных очистных сооружений молокозавода (приложение 11), предполагающая глубокую очистку стока от органических веществ в гибридном анаэробном биореакторе и доочистку с использованием аэробных методов.

Расчет конструктивных параметров гибридного анаэробного биореактора на основе разработанной имитационной модели предлагается проводить в два этапа. На начальном этапе, для определения основных конструктивных и технологических параметров биореактора, таких, как время пребывания стока на очистке для достижения заданного качества HRT , предлагается рассмотреть эквивалентный биореактор, состоящий из одной секции.

На рисунке 4.2 приведены результаты моделирования эквивалентного биореактора, работающего в мезофильном температурном режиме. Пунктирной линией обозначена высота $H_{\text{экв}} = 55$ м, соответствующая степени очистки стока $\eta = 80$ %.

На основе графика (рисунок 4.2) может быть определена высота биореактора при условии, что основной задачей является не очистка стока до определенных показателей, а получение максимального выхода биогаза.

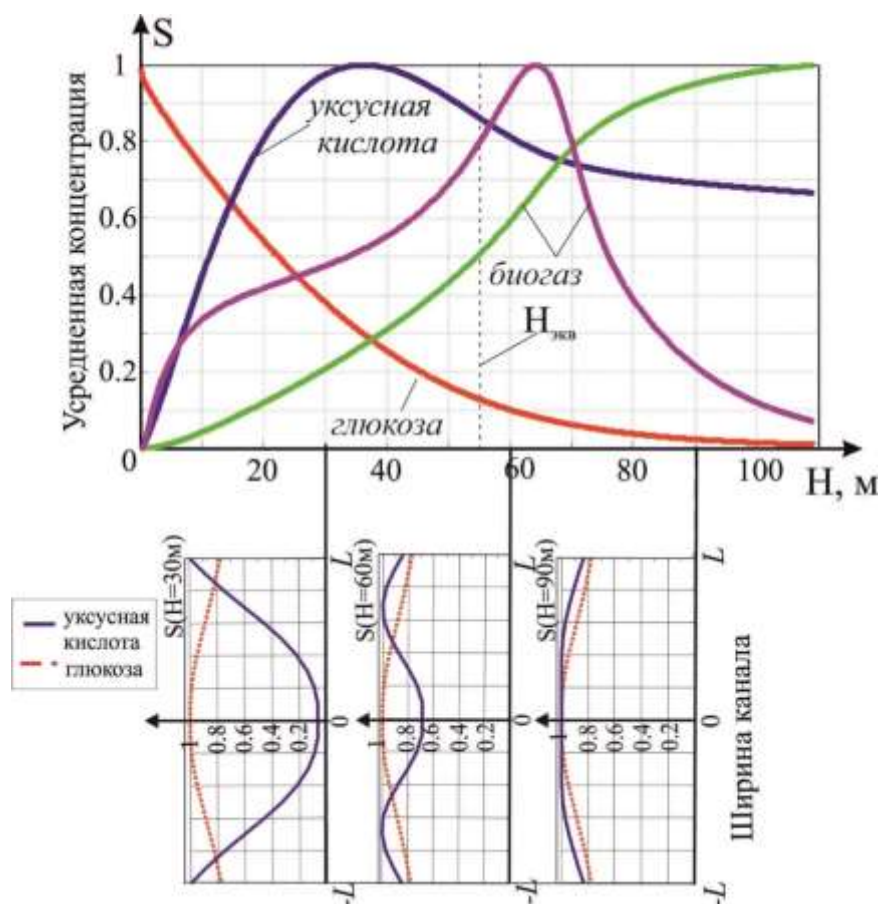


Рисунок 4.2 – Результаты предварительного расчета анаэробного биореактора: распределение относительной концентрации веществ в эквивалентном биореакторе по высоте и ширине канала между носителями

Так, максимальной скорости образования биогаза соответствует значение высоты биореактора $H = 65$ м, а скорость накопления биогаза значительно падает после значения высоты $H = 75$ м. На графиках распределения концентраций по ширине канала видно, что образованная в биопленке уксусная кислота в начале отводится от биопленки в поток, но по мере накопления уксусной кислоты в жидкости, направление процесса массопереноса меняется, что хорошо согласуется с представлениями о физических особенностях процесса и экспериментальными данными.

На основе численного решения (2.27) определяется высота $H_{\text{экв}}$ эквивалентного биореактора, из которой предварительно рассчитываются параметры секционной конструкции. Далее проводимый уточняющий расчет позволяет определить основные конструктивные и технологические параметры анаэробного биореактора заданной производительности при имеющихся в техническом задании ограничениях. В частности, для предприятия молокообрабатывающей промышленности, при объемах образования сточных вод $1450 \text{ м}^3/\text{сут}$ загрязненностью $14 \text{ кгХПК}/\text{м}^3$, на основе имитационного моделирования по алгоритмам [174, 175] показана целесообразность 6-тисекционного биореактора, работающего в мезофильном температурном режиме, характеризующийся рабочей температурой $35\text{--}37^\circ\text{C}$ во всех секциях (рисунок 4.3).

Предложенная методика расчета позволяет снизить затраты на строительство анаэробного биореактора за счет более точного учета концентраций загрязнений по длине биореактора.

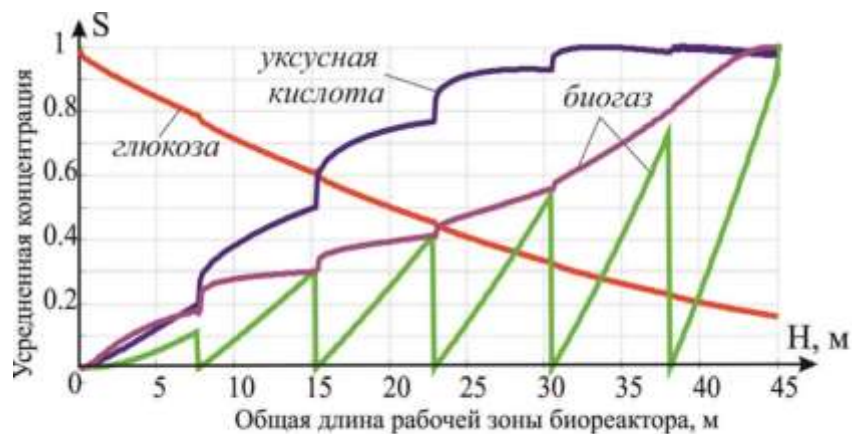


Рисунок 4.3 – Изменение приведенных концентраций глюкозы, уксусной кислоты и биогаза в мезофильном секционном биореакторе

Аналогичные расчеты проведены для комбинированного мезофильно-термофильного режима, отличающегося тем, что для первых секций биореактора рабочая температура соответствует мезофильному режиму и составляет 35-37°C, а в остальных – термофильному, 53-57°C (рисунок 4.4).

Соответственно, в первых секциях развивается мезофильная биомасса, более устойчивая к воздействию негативных факторов. В остальных секциях развивается термофильная биомасса, характеризующаяся высокими скоростями биохимических реакций, но наиболее чувствительная к изменению условий проведения очистки.

Обсуждение результатов. По результатам моделирования получено, что использование комбинированного мезофильно-термофильного температурного режима сбраживания позволяет повысить удельную производительность биореактора по снятой ХПК в 1.3 раза по сравнению с биореактором, работающим в мезофильном режиме, и сократить количество секций за счет повышения интенсивности очистки, уменьшения негативного влияния органических кислот *VFA*, увеличения удельного выхода метана в биореакторе в 1.6 раз. При этом, несмотря на положительные значения показателя энергоэффективности САБО *Eff*, при использовании комбинированного температурного режима *Eff* все же в 2.5 раза ниже, чем в случае мезофильного брожения.

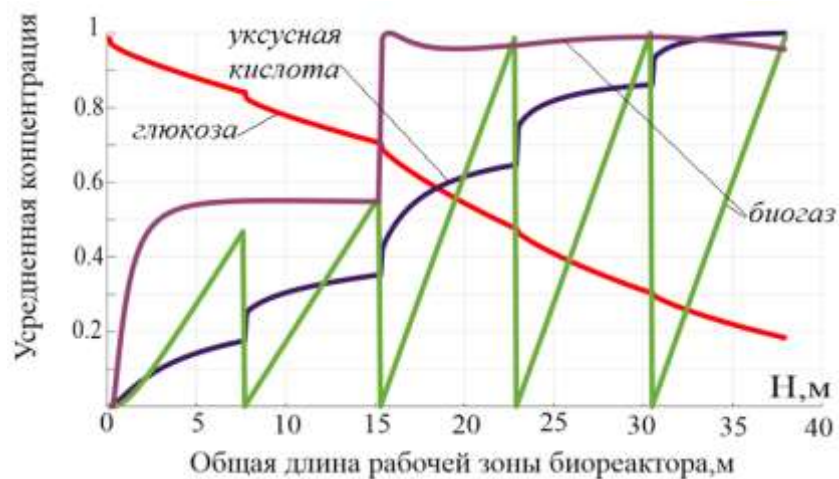


Рисунок 4.4 – Изменение приведенных концентраций глюкозы, уксусной кислоты и биогаза в секционном биореакторе с комбинированным температурным режимом

Полученные параметры пятисекционного биореактора приведены в приложении 10. При моделировании процесса очистки сточных вод в пятисекционном биореакторе показано, что в первой секции преобладающим является процесс кислотогенеза, интенсивность образования биогаза низкая, а основным компонентом

биогаза является углекислый газ. Во второй секции хоть и преобладает процесс кислотогенеза, однако в виду увеличения концентрации уксусной кислоты, развивается и метаногенная микрофлора. В третьей и четвертой секции активно идут процессы кислото- и метаногенеза, а в пятой преобладает метаногенез, биогаз содержит высокую концентрацию метана. Пространственное распределение различных этапов анаэробного брожения в биореакторе требует уточнения предложенных в главе 3 алгоритмов оценивания состояния систем анаэробной биологической очистки.

На основе проведения ряда экспериментов с имитационной моделью (глава 3) данного типа САБО с пятисекционным биореактором получена выборка значений следующих основных показателей эффективности, оценивающих качество очистки *Qual*, энергоэффективность *Eff*, время *HRT* гидравлического пребывания сточной воды на очистке в зависимости от температурных режимов процесса по секциям. В результате двухкритериального оценивания показателей эффективности (*Eff* и *HRT*) с ограничением на качество очистки *Qual* найдены значения температурных режимов по секциям биореактора, приводящих к энергоэффективности $\sim 10\%$ при уменьшении времени *HRT* гидравлического пребывания сточной воды на очистке на $\sim 20\%$ (что равносильно повышению производительности системы по сточной воде Q_{in} до 20% или уменьшению рабочего объема биореактора V_p до 20%).

В соответствии с модельно-алгоритмическим обеспечением (главы 2 и 3) для конкретного предприятия пищевой промышленности рассчитаны оптимальные (по критерию энергоэффективности *Eff* и ограничениям на качество очистки *Qual*) параметры САБО с секционным биореактором (приложение 10).

Таким образом, разработка системы мониторинга САБО как сложного биотехнического объекта основана на взаимосвязанных решениях следующих общесистемных задач: определение общей структуры конструируемой системы, организация взаимодействия между основными подсистемами в условиях влияния внешней среды и невозможности полного описания неустойчивых биохимических процессов, выбор наиболее эффективных режимов функционирования и оптимального управления системой с целью стабилизации объекта в желательных режимах.

4.3 Структура системы мониторинга состояния САБО с секционным биореактором

Для САБО с предложенным пятисекционным биореактором применимы разработанные в главе 3 алгоритмы непрерывного контроля состояния и выявления причин потери работоспособности. Состояние пятисекционного биореактора с учетом возможной деградации биомассы задается множеством $St_i \in St$, $St = \{St_i | i = \overline{1,16}\}$, определенным в таблице 3.1. В общем случае алгоритмы непрерывного контроля работоспособности системы анаэробной очистки предполагают наблюдение за следующими параметрами (рисунок 4.5):

- входные параметры: концентрация органических загрязнений в сточной воде S_{in} , расход Q_{in} сточных вод, поступающих на очистку, давление P насосного оборудования;
- выходные параметры: концентрация загрязнений в очищенной воде S_{out} , расход Q_{out} сточных вод на выходе из биореактора, производительность системы по биогазу V_G и содержание метана в выработанном биогазе CH_4 , концентрация взвешенных веществ в очищенной воде TSS ;
- параметры в рабочей зоне анаэробного биореактора: рабочая температура процесса θ , концентрация летучих жирных кислот VFA и кислотность среды в биореакторе pH .

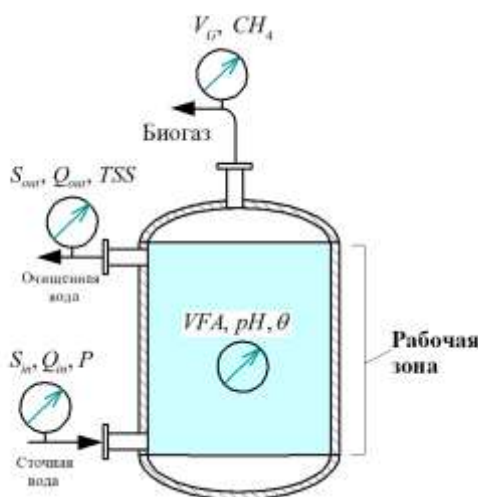


Рисунок 4.5 – Измеряемые параметры при анализе обобщенного состояния САБО

Применительно к САБО с пятисекционным биореактором использование алгоритмов мониторинга ее обобщенного состояния, предложенных в главе 3, приводит к рекомендациям:

1) параметр V_G определяется как сумма выхода биогаза по всем секциям,

$$V_G = \sum_{n=1}^5 V_{G_n};$$

2) параметр CH_4 рассчитывается исходя из измерений выхода V_{G_n} биогаза и содержания метана в нем CH_{4_n} для каждой секции. В виду низкой скорости образования биогаза в 1 секции и малого содержания метана в нем, значением CH_{4_1} можно пренебречь, $CH_4 = \frac{1}{V_G} \sum_{n=2}^5 CH_{4_n} V_{G_n};$

3) параметр VFA принимается равным максимальному значению из VFA_n , $n = 2..5$;

4) параметры pH и θ принимаются соответствующими работоспособному состоянию, если в каждой из секций эти параметры попадают в допустимые диапазоны для реализуемого в секции этапа анаэробного брожения;

5) параметры S_{in} , Q_{in} подлежат измерению на входе в биореактор, а параметры S_{out} и TSS – на выходе из него, для каждой из секции значения этих параметров не оцениваются.

Приведенные особенности организации измерений диагностических признаков в САБО с пятисекционным биореактором позволяют применить алгоритмы (рисунки 3.3, 3.4) для мониторинга ее состояния с учетом состояния биомассы и выявления причин ее деградации.

Однако в пятисекционном аппарате имеет место пространственное распределение биомассы различных типов. Алгоритмы (рисунки 3.3, 3.4) не позволяют определить секцию (секции), в которой имеет место деградация микроорганизмов при потере работоспособности биореактора, что ограничивает возможности управления процессом очистки и принятия решений по восстановлению нормальной работы системы.

Каждую секцию анаэробного биореактора можно рассматривать как отдельный биореактор, в котором происходит соответствующая стадия анаэробного брожения.

В каждой из секций, в соответствии с создаваемыми в ней условиями, развивается своя популяция микроорганизмов. Видовой состав популяции зависит от рабочей температуры в секции, от типа доступных питательных веществ. Соответственно, в первых двух секциях рассматриваемого биореактора развиваются мезофильные микроорганизмы, в 3-5-й секциях – термофильные. Соотношение кислотогенных и

метаногенных микроорганизмов в секциях различается из-за изменения в составе сточной воды в процессе очистки.

Выявление причин деградации биомассы в пятисекционном биореакторе предлагается выполнять по алгоритмам 3.2, рисунки 3.3, 3.4 с учетом сформулированных выше особенностей измерения диагностических признаков. Для определения секции (секций), в которой наблюдается деградация биомассы, при непрерывном мониторинге состояния системы очистки будем рассматривать четыре возможных состояния секции, соответствующих группам состояний анаэробного биореактора (таблица 3.1):

- работоспособное состояние секции с нормальной активностью биомассы (St_{sect1});
- работоспособное состояние секции с признаками начала деградации анаэробной биомассы (St_{sect2});
- частично работоспособное состояние секции с признаками развивающейся деградации анаэробной биомассы (St_{sect3});
- неработоспособное состояние секции со значительной деградацией анаэробной биомассы (St_{sect4}).

Полученные при численном моделировании работы пятисекционного биореактора характеристики состояний секций приведены в приложении 10.

Обсуждение результатов моделирования:

- преобладание того или иного этапа анаэробного брожения для каждой из секций делает информативными различные параметры, а допустимые для работоспособного состояния диапазоны значений диагностических признаков по секциям отличаются;
- конструктивные особенности пятисекционного биореактора накладывают ограничения на возможности измерения значений некоторых диагностических признаков: измерение параметров VFA и pH должно реализовываться на выходе из секции (в виду особенностей организации рабочей зоны секции - наличия загрузки из плоскостного материала, на которой нарастает биопленка);
- рабочая температура в секции измеряется как температура жидкости, поступающей из теплообменной зоны в секцию;
- нецелесообразно измерять для каждой секции расход сточной воды Q_{out} и концентрацию взвешенных веществ TSS , указанные параметры контролируются на выходе из биореактора.

В рамках настоящего диссертационного исследования разработано техническое предложение по реализации проекта очистных сооружений предприятия пищевой промышленности, выполняемого Владивостокским государственным университетом экономики и сервиса (ВГУЭС) по научному направлению «Комплексная переработка минерального, техногенного и растительного сырья с получением функциональных материалов с заданными свойствами» базовой кафедры экологии и экологических проблем химической технологии в соответствии с Указом Президента Российской Федерации от 7 мая 2018 года N 204 «О национальных целях и стратегических задачах развития Российской Федерации на период до 2024 года», пунктом 3 Плана мероприятий по реализации федерального проекта «Чистая вода», утвержденного протоколом заседания проектного комитета по национальному проекту «Экология» от 21 декабря 2018 года N3. Для предприятия молочной промышленности Приморского края предложена конструкция 5-тисекционного биореактора для очистки сточных вод, содержащих липофильные вещества, и система мониторинга его состояния, основанная на алгоритмах, предложенных в главе 3.

Для предлагаемой САБО с анаэробным биореактором, состоящим из пяти секций, структура мониторинга обобщенного состояния, учитывающая возможную деградацию биомассы, представлена на рисунке 4.6, предполагает реализацию:

- контроля параметров САБО при проведении измерений x^* ;
- оценивания неизмеряемых параметров САБО по разработанной в главах 2-3 аналитико-имитационной модели;
- диагностирования наблюдаемого состояния САБО на основе оценок $\hat{x}$ по алгоритмам 3.2, рисунки 3.3-3.4;
- визуализацию состояния секционного биореактора на мнемосхеме пульта диспетчерского управления САБО;
- выполнение прогноза состояния и принятия управленческих решений на его основе;
- реализацию корректирующего воздействия на САБО.

В качестве примера визуализации обобщенного состояния, на рисунке 4.6 приведено отображение измеренной информации при частичной потере работоспособности системы в виду воздействия высоких концентраций субстрата (вид состояния St_7), которое могло быть обусловлено отказом в усреднителе САБО. С целью упрощения на схеме не отражены типовые показатели состояния оборудования (насосов, трубопроводов, теплообменников, сборников, емкостного оборудования и т.п.), а приводится только слой системы мониторинга, связанный с параметрами, необходимыми для оценки возможной деградации биомассы.

В предложенной структуре

- каждая секция рассматривается как отдельный биореактор;
- сигнализация о сбое в работе секции происходит изменением цвета ее заливки, при этом на экран выводится сообщение о причине потери работоспособности;
- измеренные автоматизированными средствами контроля значения диагностических признаков выводятся в соответствующих окнах.

На рисунке 4.6 отображается состояние каждой секции, а также сигнализируется о потере работоспособности системы и причинах, которые к ней привели. В соответствии с алгоритмом (рисунок 3.4) для выявления состояния St_7 не требуется проведения лабораторного анализа проб с целью определения значения параметра VFA , соответственно на схеме (рисунок 4.6) значение параметра не отображено.

Значение объемной концентрации метана CH_4 в образованном биогазе служит не только информативным признаком при оценке состояния биореактора, но и позволяет организовать отдельный сбор биогаза из секций для дальнейшего его обогащения, что повышает экономическую эффективность системы анаэробной биологической очистки.

Таким образом, показана применимость разработанных алгоритмов мониторинга обобщенного состояния САБО для выявления неисправностей подсистем, которые привели к деградации биомассы, для различных конструкций биореактора. Для получения оценки обобщенного состояния САБО одновременно используются результаты измерений как технических параметров биореактора, так и результаты анализа протекающих в нем биохимических процессов.

Для конкретной конструкции уточнение этих алгоритмов сводится к определению количества и расположения контрольных точек для измерения выделенных диагностических признаков.

4.4 Возможности использования результатов мониторинга обобщенного состояния САБО для решения задач эксплуатации и управления

Управление процессом анаэробной очистки сточных вод в установившемся режиме работы, осуществляемое оператором или автоматизированными средствами, основывается на информации о состоянии системы.

Оценка состояния биореактора по приведенным выше алгоритмам требует измерения основных параметров процесса анаэробного брожения. Полученная информация о наблюдаемом состоянии системы позволяет своевременно принять меры по предотвращению аварийных ситуаций. В ряде случаев частичная потеря работоспособности биореактора или начало деградации биомассы могут быть устранены средствами автоматизированного управления процессом очистки.

Задачей управления в установившемся режиме работы САБО является поддержание стабилизации допустимого уровня концентрации загрязнений $S_{\text{норм}}$ на выходе биореактора.

В процессе эксплуатации, в виду особенностей производственного цикла предприятия или случайных выбросов сточных вод, имеет место спонтанное изменение таких параметров процесса, как начальная концентрация загрязнений сточной воды S_{in} , расход жидкости в биореакторе Q_{in} , температуры сточной воды, поступающей на очистку θ_{in} , и температуры окружающей среды $\theta_{\text{окр}}$. При этих изменениях параметров система должна сохранять работоспособное состояние.

Для реализации процессов управления САБО с секционным биореактором с целью стабилизации параметра S_{out} на заданном уровне должна быть известна зависимость $S_{\text{out}} = S(\theta, S_{\text{in}}, W)$, где $W = f(Q_{\text{in}})$ – скорость восходящего потока жидкости в канале секции биореактора. Для рабочих диапазонов заданных параметров на основе численного решения системы уравнений (2.27), описывающей процессы в предложенной конструкции биореактора, были найдены зависимости, аппроксимирующие поведение функции $S_{\text{out}} = S(\theta, S_{\text{in}}, W)$ для различных рабочих условий, в работоспособном состоянии системы.

В результате имитационного моделирования процесса анаэробной очистки в САБО с секционным биореактором для изменений температур в диапазоне $\theta=20..55^{\circ}\text{C}$, начальной концентрации загрязнений стока $S_{\text{in}}=4..15 \text{ кгХПК/м}^3$ и скорости жидкости в канале $W=0.1..20 \text{ мм/с}$ получена аппроксимирующая функция, устанавливающая взаимосвязь этих параметров с концентрацией загрязнений в очищенной воде S_{out} со средней квадратичной погрешностью аппроксимации 5%. Аппроксимирующая функция может быть при этом записана в виде:

$$S_{\text{out}} = a_1(W) + a_2(W) \theta + a_3(W) S_{\text{in}} + a_4(W) \theta S_{\text{in}} + a_5(W) W \theta^2 + a_6(W) \theta^3 + \\ + a_7(W) S_{\text{in}} \theta^3 + a_8(W) \theta^2 W S_{\text{in}},$$

где для диапазона температур $\theta = 20-30^{\circ}\text{C}$:

$$a_i = b_{i1} W^3 + b_{i2} W^2 + b_{i3} W + b_{i4}, i=1..8;$$

для диапазона температур $\theta = 30-45^\circ\text{C}$:

$$a_i = c_{i1}W^4 + c_{i2}W^3 + c_{i3}W^2 + c_{i4}W + c_{i5}, \quad i=1..8;$$

для диапазона температур $\theta = 45-55^\circ\text{C}$:

$$a_i = d_{i1}W^3 + d_{i2}W^2 + d_{i3}W + d_{i4}, \quad i=1..8.$$

Результаты расчетов приведены на рисунке 4.8 в виде зависимости концентрации загрязнений на выходе из биореактора от рабочей температуры жидкости в биореакторе $S_{\text{out}}(\theta)$ для начальной концентрации загрязнений 6 кгХПК/м^3 (рисунок 4.7а) и 10 кгХПК/м^3 (рисунок 4.7б). Зависимости показаны для различных значений скорости жидкости в канале W . На рисунках звездочками отмечены точки, полученные при имитационном моделировании, сплошными линиями – результаты расчета по аппроксимирующей модели. Так же на рисунке в виде горизонтальной линии указано заданное качество очистки стока $S_{\text{норм}} = 2 \text{ кгХПК/м}^3$, представляющее собой значение, которое концентрация загрязнений сточной воды на выходе из биореактора не должна превышать.

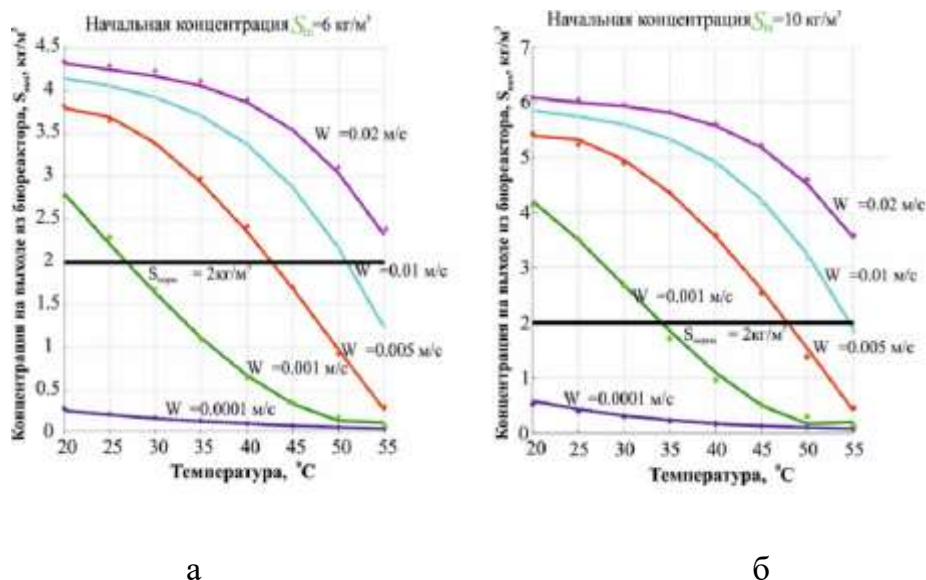


Рисунок 4.7 – Сравнение результатов имитационного эксперимента и аппроксимации: а – для начальной концентрации $S_{\text{in}}=6 \text{ кг/м}^3$; б – для начальной концентрации $S_{\text{in}}=10 \text{ кг/м}^3$

Примеры формирования управляющих воздействий на основе численного моделирования

Покажем возможность избежать в некоторых случаях громоздкости вычислительных процедур для поиска значений управляющего воздействия на основе имитационной модели объекта управления.

Пример 4.1. Управление САБО для достижения устойчивого состояния с заданными свойствами. Рассмотрим задачу достижения на выходе реактора заданной степени очистки

$$\eta = \frac{S_i - (S + P)}{S_i} 100 = \eta^* = 80\% \quad (4.1)$$

в условиях заданных входной концентрации загрязнений сточной воды S_{in} , объема реактора V и верхней границы времени пребывания сточной воды на очистке для реактора-смесителя $\frac{V}{Q_{in}} \leq 40$. Управляющие переменные – параметры Q_{in} (количество сточных вод, поступающих на очистку в единицу времени) и температура θ .

Алгоритм управления для примера 3.7.

1. Определение значение параметра Q_{in} из верхней границы времени пребывания сточной воды на очистке

$$\frac{V}{Q_{in}} = 40 \Rightarrow Q = 25$$

2. Вычисление стационарной точки системы по формулам п. 3.4.5 (3.2-3.6) в соответствии со значениями данных $S_{in}=10$, $Q_{in}=25$ м³/час и фиксация реализации ее динамики в зависимости от температуры θ (рисунок 4.8).

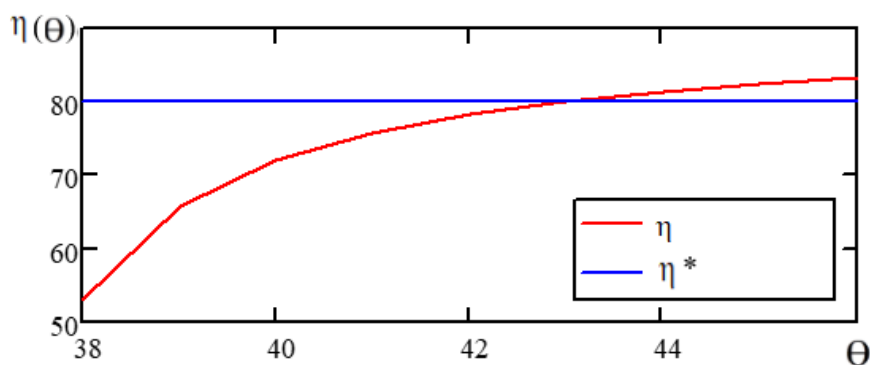


Рисунок 4.8– Зависимость значений целевого показателя η от температуры θ

Из рисунка 4.8 следует, что нужная степень очистки достигается при температуре 43°.

3. Получение переходных процессов в системе при $S_{in}=10$ кгХПК/м³, $Q=40$ м³/час, $\theta=43^\circ$ (рисунок 4.9). Целевое состояние со свойством устойчивости достигнуто.

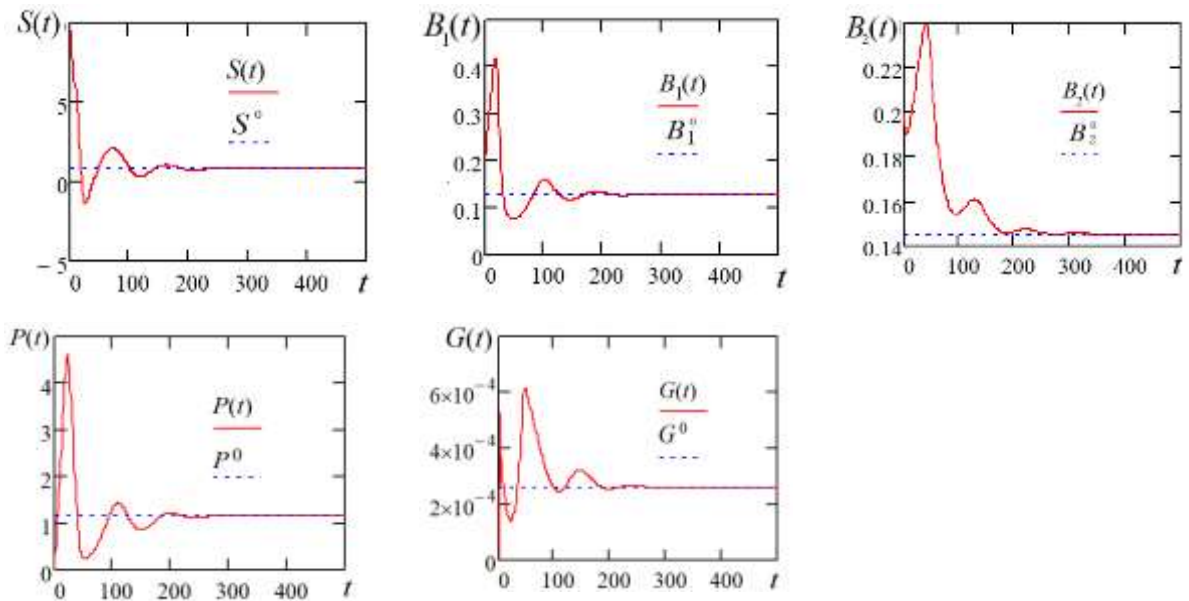


Рисунок 4.9 – Характер сходимости показателей к устойчивой стационарной точке

Пример 4.2. Управление САБО для достижения устойчивого состояния с заданными свойствами. Зафиксируем величины V - объем реактора, S_{in} - входная загрязненность и выясним условия на управляющую переменную Q_{in} , не противоречащие физическим ограничениям основных показателей САБО.

Как следует из раздела 3.4.4 стационарное состояние системы САБО характеризуется соотношениями:

$$S^0 = \frac{-H_3}{1 - \frac{V}{Q_{in}} H_4}, \quad P^0 = \frac{-H_9}{1 - \frac{V}{Q_{in}} H_{10}}, \quad H = h e^{c(t-35)}, \quad c = 0.069,$$

из которых следует необходимость выполнения условия ($H_{10} < H_4$):

$$\frac{V}{Q_{in}} H_4 > 1, \quad \frac{V}{Q_{in}} H_{10} > 1 \Rightarrow Q_{in} < V H_{10}$$

для обеспечения неотрицательности $S^0 \geq 0$, $P^0 \geq 0$.

Положим $h_{10} = 0.023$ и получим диапазон верхней границы Q_{in} при изменении температуры от $\theta = 20^\circ \text{C}$ до $\theta = 40^\circ \text{C}$ при $V = 1000 \text{ м}^3$ (рисунок 4.10).

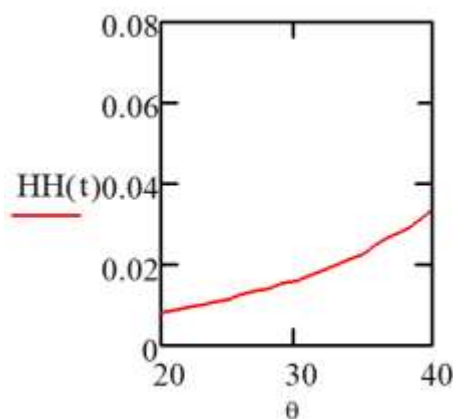


Рисунок 4.10 – Зависимость значений верхней границы для Q_{in}

Рассмотрим один из вариантов физически возможного набора исходных данных для решения задачи выбора управляющих параметров реактора.

Пусть $V=1000 \text{ м}^3$, $S_{in}=10 \text{ кг}_{ХПК}/\text{м}^3$, $\theta=37^\circ\text{C}$, $Q<26 \text{ м}^3/\text{час}$, цель управления $G \rightarrow \max$,
 $S(0)=8 \text{ кг}_{ХПК} / \text{м}^3$, $B_1(0)=B_2(0)=0.1 \text{ кг} / \text{м}^3$, $Q(0)=35 \text{ м}^3 / \text{час}$, $\theta(0)=35^\circ\text{C}$,
 $G(0)=0$, $P(0)=0$.

Алгоритм 4.1. Управление для примера 4.2 по параметру Q_{in}

Вход: Параметры устойчивого состояния

1. Определение значение верхней границы параметра Q_{in} при данных исходных данных. Здесь верхняя граница для Q_{in} изменяется в интервале от $8 \text{ м}^3/\text{час}$ до $65 \text{ м}^3/\text{час}$ при изменении температуры от 20°C до 40°C при $V=1000 \text{ м}^3$.
 2. Вычисление значений стационарных точек системы по формулам п. 3.4.5 (3.2-3.6) в соответствии с изменением Q_{in} от $5 \text{ м}^3/\text{час}$ до $25 \text{ м}^3/\text{час}$ с шагом 1.
 3. Определение в полученном массиве (на шаге 2) стационарных значений максимального значения биогаза G и фиксируем соответствующее ему значение расхода сточной воды Q_{in} .
-

Выход: значение управляющего воздействия по параметру Q_{in}

Результат работы программы в соответствии с данным алгоритмом: $G_{\max}=3.71 \cdot 10^{-4}$ при $Q_{in}=8 \text{ м}^3/\text{час}$ (рисунок 4.11), стационарный вектор состояния $(S^0 \ B_1^0 \ P^0 \ B_2^0 \ G^0)^T$:

$S^0 = 0.231 \text{ кг}_{ХПК} / \text{м}^3$, $B_1^0 = 0.084 \text{ кг} / \text{м}^3$, $B_2^0 = 0.208 \text{ кг} / \text{м}^3$,
 $G^0 = 3.71 \times 10^{-4} \text{ кг} / (\text{м}^3 \text{с})$, $P^0 = 0.2 \text{ кг} / \text{м}^3$.

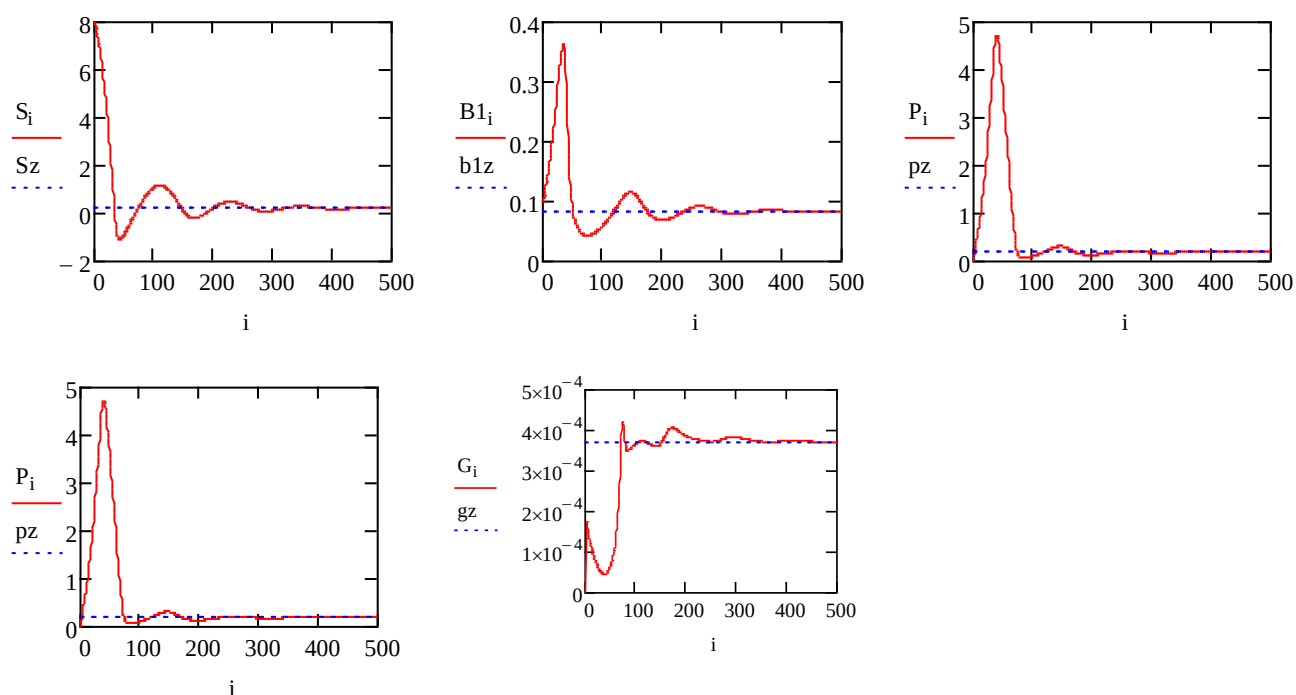


Рисунок 4. 11 – Характер сходимости показателей к устойчивой стационарной точке при выбранном управляющем показателе

Таким образом, эффективность такого управления по выходу газа по сравнению со свободным поведением объекта при фиксированных исходных данных составит 27%.

Алгоритмы достижения целевых макросостояний САБО с учетом возмущений на основе методов аналитического проектирования агрегированных регуляторов и интегральной адаптации. Анализ возможных устойчивых/неустойчивых состояний сложного объекта, к которым относится и система анаэробной биологической очистки сточных вод, не имеет общих подходов к разрешению. Именно по этой причине один из наиболее перспективных современных способов исследования [122, 123, 129, 176-180] достижимости асимптотически устойчивых состояний нелинейных, многосвязных объектов является метод аналитического конструирования агрегированных регуляторов (АКАР) (ADAR, Analytical Design Method for Aggregated Regulators) [122], реализующий принципы теории физического управления [123], согласно которой учет физических свойств (ограничений) объекта управления и целевой системы в целом обеспечивается не на отдельной закрепленной траектории движения ИТ системы, а на той, которая «диктуется» процессом самоорганизации объекта управления (наиболее энергетически «экономной»),

или «пространственной самосинхронизации» кинематических движений объекта под действием управления).

С точки зрения такого подхода следует определить (формализовать) желаемое физически достижимое установившееся состояние объекта и исследовать, какие физически реализуемые изменения в параметрах объекта приведут к нему.

Возможные экспертно сформулированные целевые макросостояния для САБО сформулированы в п.п.1.6. Далее будут исследованы условия их достижимости и способы удержания объекта управления в требуемом множестве состояний.

Изложим сначала кратко основные понятия и определения относительно применяемого алгоритма АКАР, основанном на формализме инвариантов целевой системы.

Фазовый поток $x_f(t, x_0, t_0)$ системы $\dot{x} = f(x) + u, x \in R^n, u \in R^m, m \leq n$ определяет закон движения каждой точки фазового пространства автономной системы дифференциальных уравнений.

Изображающая точка системы в пространстве ее состояний задается значениями координат вектора состояний в фиксированный момент t .

Множества $V \subset R^n$ называются инвариантными по отношению к потоку $x_f(t, x_0, t_0)$ если $x_f(t, x_0, t_0) \in V$ для любых $x_0 \in V$ для всех $t > t_0$, где $x_f(x_0, t_0) \rightarrow (x, t) \in V$.

Множество V называется притягивающим или аттрактивным, если оно замкнутое и инвариантное.

Макропеременными называют некоторые определенные (пользователем) функции $\psi(x)$ от координат объекта; равенство $\psi(x) = 0$ определяет целевое (желаемое) множество состояний, называемое математическим понятием «многообразие».

Классическая постановка задачи управления на целевом многообразии включает в себя

1) объект управления, заданных системой ОДУ или системой разностных уравнений для непрерывной и дискретной задач управления, соответственно;

2) цель управления в виде аналитически заданного предельного уравнения $\psi(x) = 0$;

3) выполнение требований: множество состояний, подчиняющихся описанию $\psi(x)=0$, есть инвариантное многообразие; решения исходной системы уравнений ограничены; существует режим стабилизации объекта в окрестности $\psi(x)=0$.

Классическим АКАР-управлением называют (векторную) переменную $u^4(x(t)) \in R^m, t \geq 0$, доставляющую решение непрерывной вариационной задаче (Φ, ψ) :

$$\Phi = \int_0^\infty \sum_{i=1}^m (\psi_i^2 + \omega_i^2 \dot{\psi}_i^2(t)) dt \rightarrow \min, \quad (4.2)$$

$$\psi(x(t)) = 0, t \rightarrow \infty, \psi(x) \in R^m.$$

Математический аппарат метода аналитического конструирования агрегированных регуляторов основан на результатах теоретической механики (например, [129, 180]), в частности, на следующем факте.

Утверждение 4.1. Если вариационная задача (Φ, ψ) из (4.2) имеет вид

$$\Phi(\psi) = \int_0^\infty (\phi^2(\psi) + w^2 \dot{\psi}^2) dt \rightarrow \min, \psi \xrightarrow[t \rightarrow \infty]{} 0, \phi(\psi)\psi > 0, \forall \psi \neq 0, \phi(0) = 0,$$

то решения функционального уравнения $\omega \dot{\psi} + \phi(\psi) = 0$ определяют устойчивые экстремали, обеспечивающие минимум функционалу Φ .

В частности, для $\phi = \psi$ устойчивые решения уравнения Эйлера-Лагранжа для Φ определяются из уравнения:

$$w \dot{\psi} + \psi = 0 \quad (4.3)$$

Представим далее алгоритмы конструирования «осторожного» вмешательства в динамику объекта САБО, обеспечивающие достижение назначенных технологических инвариантов и удержание объекта в заданном состоянии.

Случай 4.1. Рассмотрим задачу $\psi_1^*(t) = G(t) - G^* \rightarrow 0$ стабилизации выхода биогаза посредством скалярного управления по температуре $\theta(t)$. Для удобства ссылок назовем задачу управления как $G - \theta$.

Для упрощения записи модели (2.22), примем:

$$\begin{aligned}
k_1(\theta) &= K_{SX1}, \quad k_2(\theta) = \left(\frac{\mu_{\max 1}}{Y_{X1}} + K_{mX1} \right), \quad k_3(\theta) = K_{S1} \\
k_4(\theta) &= \mu_{\max 1}, \quad k_{d1} = 0, \quad k_5(\theta) = K_{SX1} Y_{S1}, \quad k_6(\theta) = Y_{S1} K_{mX1}, \\
k_7(\theta) &= K_{SX2}, \quad k_8(\theta) = \left(\frac{\mu_{\max 2}}{Y_{X2}} + K_{mX2} \right), \quad k_9(\theta) = K_{S2}, \quad k_{10}(\theta) = \mu_{\max 2}, \\
k_{11}(\theta) &= V_{m \max}, \quad k_{12}(\theta) = K_{im}, \left(\mu_{\max 1} \frac{S(t)B_1(t)}{K_{S1} + S(t)} Y_{CO_2S} + \mu_{\max 2} \frac{P(t)B_2(t)}{K_{S2} + P(t)} Y_{CO_2P} \right) \frac{M_{CO_2}}{M_B} = 0.
\end{aligned}$$

этом случае система уравнений объекта (2.22) как объекта управления примет вид:

$$\begin{aligned}
\frac{dS(t)}{dt} &= \frac{Q}{V} (S_{in} - S(t)) - k_1(\theta) \cdot B_1(t) - k_2(\theta) \frac{S(t) \cdot B_1(t)}{k_3(\theta) + S(t)}, \\
\frac{dB_1(t)}{dt} &= -\frac{Q}{V} B_1(t) + k_4(\theta) \frac{S(t) \cdot B_1(t)}{k_3(\theta) + S(t)}, \\
\frac{dP}{dt} &= -\frac{Q}{V} P + k_5(\theta) B_1 + k_6(\theta) \frac{SB_1}{k_3(\theta) + S} - k_7(\theta) B_2 - k_8(\theta) \frac{PB_2}{k_9(\theta) + P}, \\
\frac{dB_2(t)}{dt} &= -\frac{Q}{V} B_2(t) + k_{10}(\theta) \frac{P(t) \cdot B_2(t)}{k_9(\theta) + P(t)}, \\
\frac{dG}{dt} &= -G(t) + k_{11}(\theta) \cdot \frac{P(t) \cdot B_2(t)}{k_9(\theta) + P(t)} \cdot \frac{k_{12}(\theta)}{k_{12}(\theta) + P(t)}, \\
\frac{d\theta(t)}{dt} &= u_1(t).
\end{aligned} \tag{4.4}$$

Здесь также полагаем для упрощения формул $S_{in}, Q - const$ и управление $u_1(t)$ будет определять программу рекомендуемого температурного режима для достижения требуемого значения выхода биогаза G^* .

Алгоритм 4.2. Алгоритм ADAR для решения задачи $G - \theta$

Вход: Целевые макропеременные ψ_i^*

1. Вводим вспомогательную макропеременную ψ_1 (для передачи функции управления от переменной $\theta(t)$ к внутренней переменной управления ϕ_1 , соответственно, где $\phi_1 = \phi_1(G)$):

$$\psi_1 = \theta - \phi_1. \tag{4.5}$$

2. Выписываем уравнения для устойчивых экстремалей вариационной задачи (Φ_1, ψ_1)

$$T_1 \dot{\psi}_1(t) + \psi_1 = 0 \tag{4.6}$$

Подставляем (4.3) в (4.4):

$$T_1 \dot{\psi}_1(t) + \psi_1 = T_1 \dot{\theta} - T_1 \dot{\phi}_1 + \psi_1 = 0, \quad \dot{\phi}_1(G) = \frac{d\phi_1}{dG} \dot{G} = \frac{d\phi_1}{dG} f_G, \quad (4.7)$$

где f_G - правая часть описания в системе (4.7).

Из (4.7) с учетом (4.4) следуют формулы для *внешнего управления* (согласно терминологии ADAR) $T_1 \dot{\theta} - T_1 \dot{\phi}_1 + \psi_1 = T_1 u_1 - T_1 \frac{d\phi_1}{dG} f_G + \psi_1 = 0 \Rightarrow$

$$u_1 = \dot{\phi}_1(G) - T_1^{-1} \psi_1 = \frac{d\phi_1}{dG} f_G - T_1^{-1} \psi_1, \quad \psi_1 = (\theta - \phi_1) \quad (4.8)$$

Выражение (4.8) определяют структуру регулятора для (4.4) с точностью до неизвестной далее определяемой функции ϕ_1 и ее производной.

3. Осуществляем декомпозицию базовой модели (4.4) на многообразии $\psi_1 = 0$, получаем систему уравнений, исходную для дальнейшего синтеза внутреннего управления ϕ_1 . Заменяем в (4.4) $\theta = \phi_1$.

$$\begin{aligned} \dot{S}(t) &= \frac{Q}{V} (S_{in}(t) - S(t)) - k_1(\phi_1) B_1(t) - k_2(\phi_1) \frac{S(t) B_1(t)}{k_3(\phi_1) + S(t)}, \\ \dot{B}_1(t) &= -\frac{Q}{V} B_1(t) + k_4(\phi_1) \frac{S(t) B_1(t)}{k_3(\phi_1) + S(t)}, \\ \dot{P}(t) &= -\frac{Q}{V} P + k_5(\theta) B_1 + k_6(\theta) \frac{S B_1}{k_3(\theta) + S} - k_7(\theta) B_2 - k_8(\theta) \frac{P B_2}{k_9(\theta) + P}, \\ \dot{B}_2(t) &= -\frac{Q}{V} B_2(t) + k_{10}(\phi_1) \frac{P(t) B_2(t)}{k_9(\phi_1) + P(t)}, \\ \dot{G}(t) &= -G(t) + k_{11}(\phi_1) \frac{P(t) B_2(t)}{k_9(\phi_1) + P(t)} \frac{k_{12}(\phi_1)}{k_{12}(\phi_1) + P(t)}, \end{aligned} \quad (4.9)$$

Далее система (4.9) – исходная для дальнейших шагов алгоритма 4.1.

4. Вводим макропеременную второго этапа синтеза регулятора $\psi_2 = \psi_1^*$. Выписываем уравнения Эйлера-Лагранжа для частных функционалов качества

$$T_2 \dot{\psi}_2 + \psi_2 = T_2 \dot{\psi}_1^* + \psi_1^* = 0, \quad (4.10)$$

Подставляем производные целевых макропеременных $\psi_1^*(t) = G(t) - G^*$ в (4.13), с учетом уравнений (4.9)

$$T_2 \dot{\psi}_1^* + \psi_1^* = T_2 \dot{G} + \psi_1^* = T_2 \left(-G + h_{11} \tilde{\phi}_1 \frac{P B_2}{h_9 \tilde{\phi}_1 + P} \frac{h_{12} \tilde{\phi}_1}{h_{12} \tilde{\phi}_1 + P} \right) + \psi_1^* = 0.$$

Обозначим для удобства алгебраических упрощений $k_i(\varphi_1) = h_i \tilde{\varphi}_1$, $\tilde{\varphi}_1 = \exp(c(\varphi_1 - 35^\circ C))$, $h_i = k_{i35^\circ C}$.

Последнее выражение, полученное из $T_2 \dot{\psi}_2 + \psi_2 = 0$, есть алгебраическое уравнение относительно величины $\tilde{\varphi}_1$ и, соответственно, $\varphi_1 = c^{-1} \ln(\tilde{\varphi}_1) + 35^\circ C$:

$$T_2 \left(-G + h_{11} \tilde{\varphi}_1 \frac{PB_2}{h_9 \tilde{\varphi}_1 + P} \frac{h_{12} \tilde{\varphi}_1}{h_{12} \tilde{\varphi}_1 + P} \right) + \psi_1^* = 0, \psi_1^*(t) = G(t) - G^*. \quad (4.11)$$

Функция $\tilde{\varphi}_1$ из (4.11) примет явный вид:

$$\tilde{\varphi}_1 = \frac{\tilde{C}P(h_9 + h_{12}) + P\sqrt{\tilde{C}^2(h_9 + h_{12})^2 + 4h_{12}\tilde{C}(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C})}}{2h_{12}(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C})}, \quad (4.12)$$

$$\tilde{C} = -T_2^{-1}(G(t) - G^*) + G.$$

Производная от функции $\tilde{\varphi}_1$ по G из формулы (4.12).

$$\begin{aligned} (\tilde{\varphi}_1)'_G &= \left(\frac{\tilde{C}P(h_9 + h_{12})}{2h_{12}(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C})} \right)'_G + \left(\frac{P\sqrt{\Theta}}{2h_{12}(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C})} \right)'_G = \\ &= \frac{(1 - T_2^{-1})P^2(h_9 + h_{12})h_{11}B_2}{2h_{12}(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C})^2} + \frac{P}{2h_{12}(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C})} \left(\frac{(1 - T_2^{-1})(\tilde{C}(h_9 + h_{12})^2 + 2h_{12}h_{11}PB_2)}{\sqrt{\Theta}} + \right. \\ &\quad \left. + \frac{h_9\sqrt{\Theta}}{(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C})} \right) \\ \Theta &= \left(\tilde{C}^2(h_9 + h_{12})^2 + 4h_{12}\tilde{C}(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C}) \right). \end{aligned} \quad (4.13)$$

Выход: Итоговая система управления как совокупность уравнений (4.2), (4.6), (4.10), (4.11)

Утверждение 4.2. Управление $\mathbf{u} = \mathbf{u}_{ADAR}$, если существует, обеспечивает асимптотическую устойчивость объекту управления в окрестности $\psi(t) = 0, t \rightarrow \infty$.

Алгоритм достижения инвариантных состояний с учетом произвольных неслучайных ограниченных возмущений

Рассмотрим теперь случай разработки алгоритма энергосберегающего управления на принципах нелинейной адаптации [129, 130] (расширении метода аналитического проектирования агрегированных регуляторов (ADAR)). Будем далее на него ссылаться как метод NAD (Nonlinear ADaptation).

Система уравнений для двухстадийного процесса анаэробного брожения в биореакторе-смесителе примет вид:

$$\begin{aligned}
 \frac{dS(t)}{dt} &= \frac{Q}{V} (S_{in} - S(t)) - k_1(\theta) \cdot B_1(t) - k_2(\theta) \frac{S(t) \cdot B_1(t)}{k_3(\theta) + S(t)}, \\
 \frac{dB_1(t)}{dt} &= -\frac{Q}{V} B_1(t) + k_4(\theta) \frac{S(t) \cdot B_1(t)}{k_3(\theta) + S(t)}, \\
 \frac{dP}{dt} &= -\frac{Q}{V} P + k_5(\theta) B_1 + k_6(\theta) \frac{SB_1}{k_3(\theta) + S} - k_7(\theta) B_2 - k_8(\theta) \frac{PB_2}{k_9(\theta) + P}, \\
 \frac{dB_2(t)}{dt} &= -\frac{Q}{V} B_2(t) + k_{10}(\theta) \frac{P(t) \cdot B_2(t)}{k_9(\theta) + P(t)}, \\
 \frac{dG}{dt} &= -G(t) + k_{11}(\theta) \cdot \frac{P(t) \cdot B_2(t)}{k_9(\theta) + P(t)} \cdot \frac{k_{12}(\theta)}{k_{12}(\theta) + P(t)}, \\
 \frac{d\theta(t)}{dt} &= \xi_1(t) + u_1(t).
 \end{aligned} \tag{4.14}$$

Алгоритм 4.3. Алгоритм NAD для задачи $G-\theta$ с учетом возмущений по управлению (температуре)

1. Расширение фазового пространства (для компенсации возмущений):

$$\begin{aligned}
 \frac{dS(t)}{dt} &= \frac{Q}{V} (S_{in}(t) - S(t)) - k_1(\theta) \cdot B_1(t) - k_2(\theta) \frac{S(t) \cdot B_1(t)}{k_3(\theta) + S(t)}, \\
 \frac{dB_1(t)}{dt} &= -\frac{Q}{V} B_1(t) + k_4(\theta) \frac{S(t) \cdot B_1(t)}{k_3(\theta) + S(t)}, \\
 \frac{dP}{dt} &= -\frac{Q}{V} P + k_5(\theta) B_1 + k_6(\theta) \frac{SB_1}{k_3(\theta) + S} - k_7(\theta) B_2 - k_8(\theta) \frac{PB_2}{k_9(\theta) + P}, \\
 \frac{dB_2(t)}{dt} &= -\frac{Q}{V} B_2(t) + k_{10}(\theta) \frac{P(t) \cdot B_2(t)}{k_9(\theta) + P(t)}, \\
 \frac{dG}{dt} &= -G(t) + k_{11}(\theta) \cdot \frac{P(t) \cdot B_2(t)}{k_9(\theta) + P(t)} \cdot \frac{k_{12}(\theta)}{k_{12}(\theta) + P(t)}, \\
 \frac{d\theta(t)}{dt} &= z_1(t) + u_1(t), \\
 \dot{z}_1(t) &= \eta_1 \psi_1^*(t), \quad \eta_1 > 0.
 \end{aligned} \tag{4.15}$$

Далее система (4.15) – исходная для алгоритма синтеза векторного регулятора. Описание (4.14) здесь – объект управления, описание (4.14) – объект для конструирования регулятора, где $z_1(t)$ – волновая модель [132, 181, 182] возмущения $\xi_1(t)$.

2. Вводим вспомогательную макропеременную ψ_1 (для передачи функции управления от переменной $\theta(t)$ к внутренней переменной управления ϕ_1 , соответственно, где $\phi_1 = \phi_1(G, z_1)$:

$$\psi_1 = \theta - \varphi_1. \quad (4.16)$$

3. Выписываем уравнение для устойчивых экстремалей вариационной задачи (Φ_1, ψ_1) :

$$T_1 \dot{\psi}_1(t) + \psi_1 = 0. \quad (4.17)$$

Подставляем (4.19) в (4.20):

$$\begin{aligned} T_1 \dot{\psi}_1(t) + \psi_1 &= T_1 \dot{\theta} - T_1 \dot{\varphi}_1 + \psi_1 = 0, \\ \dot{\varphi}_1(G, z_1) &= \frac{\partial \varphi_1}{\partial G} \dot{G} + \frac{\partial \varphi_1}{\partial z_1} \dot{z}_1 = \frac{\partial \varphi_1}{\partial G} f_G + \frac{\partial \varphi_1}{\partial z_1} \eta_1 \psi_1^*, \end{aligned} \quad (4.18)$$

где f_G - правая часть описания в системе (4.15).

Из (4.18) следуют формулы для *внешнего управления*:

$$\begin{aligned} T_1 \dot{\theta} - T_1 \dot{\varphi}_1 + \psi_1 &= T_1(z_1 + u_1) - T_1 \dot{\varphi}_1 + \psi_1 \Rightarrow \\ u_1 &= \dot{\varphi}_1 - T_1^{-1} \psi_1 - z_1 = \frac{\partial \varphi_1}{\partial G} f_G + \frac{\partial \varphi_1}{\partial z_1} \eta_1 \psi_1^* - T_1^{-1} \psi_1 - z_1. \end{aligned} \quad (4.19)$$

Выражение (4.19) определяют структуру регулятора для (4.14) с точностью до неизвестной функции внутреннего управления φ_1 и ее частных производных по переменным G, z_1 .

4. Осуществляем декомпозицию базовой модели на многообразии $\psi_1 = 0$, получаем систему уравнений, исходную для дальнейшего синтеза внутреннего управления φ_1 . Заменяем в (4.15) $\theta = \varphi_1$.

$$\begin{aligned} \dot{S}(t) &= \frac{Q}{V} (S_{in}(t) - S(t)) - k_1(\varphi_1) B_1(t) - k_2(\varphi_1) \frac{S(t) B_1(t)}{k_3(\varphi_1) + S(t)}, \\ \dot{B}_1(t) &= -\frac{Q}{V} B_1(t) + k_4(\varphi_1) \frac{S(t) B_1(t)}{k_3(\varphi_1) + S(t)}, \\ \dot{P}(t) &= -\frac{Q}{V} P + k_5(\theta) B_1 + k_6(\theta) \frac{S B_1}{k_3(\theta) + S} - k_7(\theta) B_2 - k_8(\theta) \frac{P B_2}{k_9(\theta) + P}, \\ \dot{B}_2(t) &= -\frac{Q}{V} B_2(t) + k_{10}(\varphi_1) \frac{P(t) B_2(t)}{k_9(\varphi_1) + P(t)}, \\ \dot{G}(t) &= -G(t) + k_{11}(\varphi_1) \frac{P(t) B_2(t)}{k_9(\varphi_1) + P(t)} \frac{k_{12}(\varphi_1)}{k_{12}(\varphi_1) + P(t)}, \\ \dot{z}_1(t) &= \eta_1 \psi_1^*(t), \quad \eta_1 > 0. \end{aligned} \quad (4.20)$$

Система (4.20) – исходная для алгоритма синтеза регулятора.

5. Вводим вспомогательную макропеременную второго этапа синтеза регулятора $\Psi_2 = \Psi_1^* + \mu_1 z_1$, и выписываем уравнение для устойчивых экстремалей вариационной задачи (Φ_2, Ψ_2) :

$$T_2 \dot{\Psi}_2 + \Psi_2 = T_2 (\dot{\Psi}_1^* + \mu_1 \dot{z}_1) + \Psi_2 = 0, \quad \Psi_2 = \Psi_1^* + \mu_1 z_1. \quad (4.21)$$

Подставляем производные целевых макропеременных $\Psi_1^*(t) = G(t) - G^*$ в (4.21), с учетом уравнений (4.20), получим

$$\begin{aligned} \tilde{\Phi}_1 &= \frac{\tilde{C}P(h_9 + h_{12}) + P\sqrt{\tilde{C}^2(h_9 + h_{12})^2 + 4h_{12}\tilde{C}(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C})}}{2h_{12}(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C})}, \\ \tilde{C} &= -T_2^{-1}(G - G^* + \mu_1 z_1) + G = (1 - T_2^{-1})G + T_2^{-1}(G^* - \mu_1 z_1), \\ \tilde{\Phi}_1 &= \exp(c(\Phi_1 - 35^\circ C)) \Rightarrow \Phi_1 = c^{-1} \ln(\tilde{\Phi}_1) + 35^\circ C. \end{aligned} \quad (4.22)$$

Из (4.22) получаем выражения для частных производных:

$$\begin{aligned} (\tilde{\Phi}_1)'_G &= (1 - T_2^{-1})\Upsilon; \quad (\tilde{\Phi}_1)'_{z_1} = -T_2^{-1}\mu_1\Upsilon; \\ \Upsilon &= \frac{P}{(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C})^2} \left(P(h_9 + h_{12})h_{11}B_2 + \frac{K(\tilde{C})(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C}) + h_9\Theta}{2h_{12}\sqrt{\Theta}} \right); \\ \Theta &= \left(\tilde{C}^2(h_9 + h_{12})^2 + 4h_{12}\tilde{C}(h_{11}PB_2 - h_9\tilde{C}) \right), \\ K(\tilde{C}) &= \tilde{C}(h_9 + h_{12})^2 + 2h_{12}(h_{11}PB_2 - 2h_9\tilde{C}), \\ \tilde{C} &= (1 - T_2^{-1})G + T_2^{-1}(G^* - \mu_1 z_1), \end{aligned} \quad (4.23)$$

Выход: Итоговая система управления (согласно ADAR) как совокупность уравнений (4.14), (4.19), (4.22), (4.23)

Утверждение 4.3. Управление $\mathbf{u} = \mathbf{u}_{NAD}$, если существует, обеспечивает асимптотическую устойчивость объекту управления в окрестности $\Psi(t) = 0, t \rightarrow \infty$.

Результаты сравнительного моделирования систем управления ADAR и NAD

Моделирование проводилось в условиях

$$S(0) = S_{in}(0) = 10, \quad B_1 = B_2 = 0.25, \quad Q(0) = \theta(0) = 35, \quad G(0) = P(0) = 0, \quad V = 1000.$$

$$h_1 = 0.94, \quad h_2 = 0.332, \quad h_3 = 1.5, \quad h_4 = 0.059, \quad h_5 = 0.78, \quad h_6 = 0.215, \quad h_7 = 0.03, \quad h_8 = 0.95$$

$$h_9 = 0.4, \quad h_{10} = 0.023, \quad h_{11} = 0.02, \quad h_{12} = 0.06.$$

Графики на рисунке 4.12 представляют собой мотивацию для реализации такой программы изменения температуры в реакторе (рисунок 4.13), которая обеспечила бы

требуемый уровень выхода биогаза $G(t)$ при соблюдении приемлемых значений всех остальных показателей.

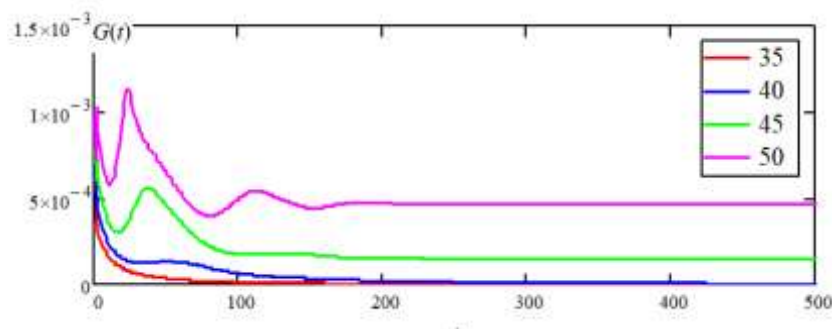


Рисунок 4.12 – Траектории переменной $G(t)$ при различных температурных условиях ($\theta = \text{const}$) в системе без управления ($u=0$)

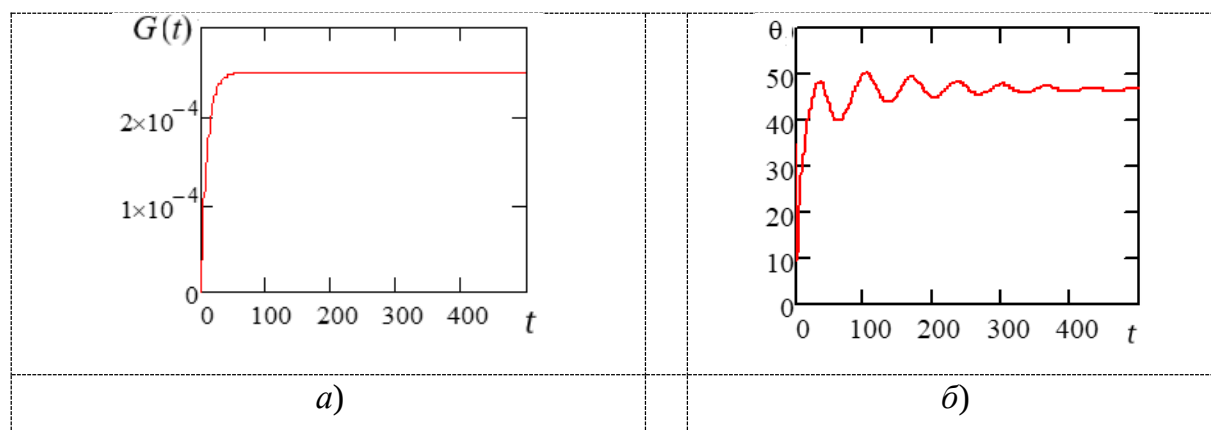


Рисунок 4.13 – а) Достижение целевой переменной $G(t)$ требуемого значения $G^* = 2.5 \cdot 10^{-4}$; б) траектория регулируемой переменной $\theta(t)$ по классическому методу АКАР (без учета возмущений)

На рисунке 4.14 представлены графики траекторий управляемой переменной и самого управления для разных типов возмущений, что свидетельствует о приемлемом качестве построенного NAD-регулятора.

Из рисунков 4.13, 4.14 следует, что построенное управление таким нелинейным многомерным многосвязным объектом обеспечивает робастные свойства целевой системы, работающей в условиях неопределенности.

Замечание 4.1. Следует учитывать, что если для алгебраических уравнений (4.9, 4.19), возникающих в процессе синтеза регулятора, будут применяться численные алгоритмы, то это внесет дополнительное возмущение из-за наличия неустойчивых предельных состояний объекта.

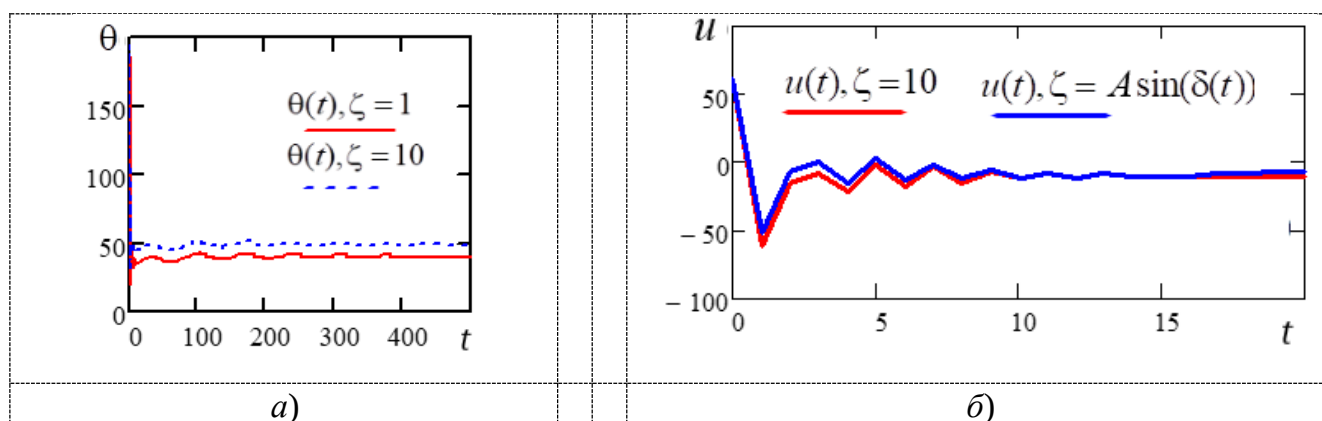


Рисунок 4. 14 – а) Регулируемые температурные траектории в условиях постоянного возмущения $\zeta = 1, 10$; б) поведение регулирующей переменной в условиях постоянных и гармонических возмущений $A = 10$, $\delta(t) = \pi t / 25$

Выводы к главе 4

1. Предложена конструкция гибридного секционного биореактора на основе проведенного анализа существующих анаэробных биореакторов для очистки сточных вод от органических загрязнений. Особенностью конструкции является пространственное разделение различных этапов анаэробного брожения и возможность создания различных рабочих условий в секциях за счет наличия теплообменной и реакционной зоны.

2. Разработана технология системы мониторинга обобщенного состояния САБО с пятисекционным анаэробным биореактором, работающем в комбинированном мезофильно-термофильном температурном режиме, для очистки сточных вод предприятия молочной промышленности. В основу системы мониторинга положены предложенные в главе 3 алгоритмы анализа состояния САБО, позволяющие определить деградацию анаэробной биомассы и выявить отказы технических подсистем САБО.

3. САБО с секционным анаэробным биореактором рассмотрена как объект системы автоматизированного управления, направленной на поддержание работоспособного состояния системы. Формализованы целевые инварианты для системы анаэробной биологической очистки сточных вод, исследованы условия их достижимости и способы удержания объекта управления в требуемом множестве состояний.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В диссертационном исследовании решена актуальная и важная научно-практическая задача разработки модельно-алгоритмического обеспечения мониторинга обобщенного состояния локальной системы очистки сточных вод, содержащих органические загрязнения, с целью повышения качества функционирования САБО при ее длительной эксплуатации и своевременного принятия управленческих решений по обеспечению заданных режимов работы.

На базе существующего математического аппарата оценивания и технической диагностики состояния сложных технических объектов с единых методологических системно-кибернетических позиций разработаны алгоритмы оценивания состояний качественно и структурно разнородных подсистем (физической, биохимической, технической) САБО, что определило возможность корректной организации взаимодействия между ними, учета влияния внешней среды для создания системы мониторинга с целью поддержания работоспособности рассматриваемого сложного биотехнического объекта и снижения аварийности системы.

Все поставленные задачи для реализации основной цели исследования решены, получены следующие новые научно-практические результаты, составляющие **итоги выполненного исследования**:

1. Предложена обобщенная математическая модель анаэробного биореактора, учитывающая физико-химические, технические и биологические процессы в системе анаэробной биологической очистки, и позволяющая для различных конструкций биореакторов обеспечить определение параметров процесса очистки на этапах проектирования и эксплуатации, а также формализовать и конструктивно использовать диагностические признаки состояний системы при ее практическом применении.

2. Разработана система оценивания обобщенных состояний САБО на общесистемных принципах для выявления и контроля устойчивых закономерностей функционирования исследуемого сложного биотехнического объекта, реализованная с использованием алгоритмов технической диагностики применительно к проектированию прототипа анаэробного биореактора в системах очистки сточных вод.

3. Разработаны структура, алгоритмы и реализующая их программа мониторинга обобщенного состояния САБО с новой конструкцией анаэробного биореактора для

эффективного использования в качестве локальных очистных сооружений предприятия пищевой промышленности.

Рекомендации по использованию полученных результатов. Результаты диссертационного исследования, а именно разработанный комплекс алгоритмов анализа обобщенного состояния, позволяют своевременно выявить и парировать исправности различной природы, в том числе вызывающие деградацию биомассы в биореакторе, и могут быть использованы

- в автоматизированных системах управления технологическим процессом очистки,
- при проектировании и выборе технических средств реализации системы мониторинга,
- в системах поддержки принятия решений при эксплуатации анаэробных систем очистки производственных сточных вод.

Результаты проведенных исследований имеют большую теоретическую и практическую значимость, обеспечивают за счет применения разработанного модельно-алгоритмического аппарата системы мониторинга:

- повышение надежности и экологической безопасности систем анаэробной биологической очистки сточных вод предприятий пищевой промышленности;
- сокращение времени обнаружения нежелательных состояний системы до 18% по сравнению с известными алгоритмами мониторинга САБО;
- уменьшение рабочего объема биореактора до 20%, повышение производительности системы по сточной воде до 20%;
- увеличение энергоэффективности САБО до 10%;
- снижение до 30% числа необходимых лабораторных исследований при эксплуатации САБО, что в совокупности приводит к стабильному повышению качества функционирования системы анаэробной очистки сточных вод в процессе длительной эксплуатации.

Дальнейшие перспективы разработки тематики диссертационного исследования связаны, прежде всего, с решением следующих задач:

- разработка алгоритмов прогнозирования обобщенного состояния САБО и поддержки принятия решений при эксплуатации системы очистки;

- синтез алгоритмов управления процессом очистки, позволяющих привести систему к новому устойчивому состоянию с заданными характеристиками;
- разработка алгоритмов анализа правильности функционирования системы анаэробной биологической очистки при запуске системы или при смене режимов ее работы;

Результаты диссертационного исследования использованы в проекте очистных сооружений предприятия пищевой промышленности, реализуемом Владивостокским государственным университетом экономики и сервиса (ВГУЭС) по научному направлению «Комплексная переработка минерального, техногенного и растительного сырья с получением функциональных материалов с заданными свойствами» базовой кафедры экологии и экологических проблем химической технологии в соответствии с Указом Президента Российской Федерации от 7 мая 2018 года N 204 «О национальных целях и стратегических задачах развития Российской Федерации на период до 2024 года», пунктом 3 Плана мероприятий по реализации федерального проекта «Чистая вода», утвержденного протоколом заседания проектного комитета по национальному проекту «Экология» от 21 декабря 2018 года N3.

Результаты исследований внедрены в учебный процесс подготовки бакалавров и магистров кафедры компьютерных технологий и программной инженерии Государственного университета аэрокосмического приборостроения (ГУАП), Санкт-Петербург, в рамках изучения дисциплин «Компьютерное моделирование», «Системный анализ в научных исследованиях» и являлись предметами исследований магистерских диссертаций.

Представленные результаты соответствуют специальности 2.3.1 – «Системный анализ, управление и обработка информации, статистика».

СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ

Список сокращений

ADAR	Analytical Design of Aggregated Regulators
ADM-1	Anaerobic digestion model №1
ASM-1	Activated sludge model №1
FB	Fluidized bed reactor, биореактор с псевдоожиженным слоем
NAD	Nonlinear adaptation
SCADA	Supervisory control and data acquisition
UASB	Upflow anaerobic sludge blanket, биореактор с гранулированным илом
AKAP	Аналитический синтез агрегированных регуляторов
AУ	Автоматизированное управление
АСУ ТП	Автоматизированная система управления технологическим процессом
БПК	Биологическое потребление кислорода
ОДУ	Обыкновенное дифференциальное уравнение
ОММ	Обобщенная математическая модель
САБО	Система анаэробной биологической очистки
СанПИН	Санитарные нормы и правила
СВ	Сточные воды
СОСВ	Система очистки сточных вод
ХПК	Химическое потребление кислорода
ТО	Техническое обслуживание

Список условных обозначений

S_{out}	Остаточная концентрация загрязнений в очищенной воде
Q_{in}, Q_{out}	Расход сточной воды на входе и выходе системы анаэробной очистки
V_G	Производительность системы по биогазу Заданная максимальная концентрация загрязнений в очищенной воде
$S_{норм}$	Средний расчетный выход биогаза для данного типа сырья
$V_{ср}$	Множество значений расхода жидкости, предусмотренный технологическим процессом
$Q_{расч}$	Содержание метана в биогазе
CH_4	Множество моментов времени t , в которые наблюдается объект
T	Множество переменных состояния объекта
X	Множество входных сигналов
Z	Множество выходных сигналов
Y	Оператор, описывающий механизм формирования выходного сигнала как реакции объекта на тестовые и рабочие воздействия или внутренние возмущения, например отказы отдельных элементов
g	

$M_{\text{до}} = \langle T, Z, Y, X, g \rangle$	Модель системы анаэробной биологической очистки
$M_{\text{оа}} = \langle St, \Pi, L, \Phi \rangle$	Модель системы анаэробной биологической очистки как объекта анализа ТС
$St = \{St_i i = \overline{1, m}\}$	Множество выделенных для анализа состояний САБО
$\Pi = \{\pi_j j = \overline{1, n}\}$	Множество диагностических признаков САБО, обеспечивающих полную наблюдаемость системы
$L = \{l_{ij} i = \overline{1, m}; j = \overline{1, n}\}$	Множество интервалов на вещественной числовой оси, каждый из которых задает разброс признака $\pi_j \in \Pi$ в ТС $St_i \in St$
$\Phi: St \times \Pi \rightarrow L$	Отображение, по которому для каждого признака $\pi_j \in \Pi$ в каждом из состояний $St_i \in St$ задается диапазон значений l_{ij}
$x(t)$	Вектор состояния САБО
$y(t)$	Вектор измеряемых переменных САБО
$\xi(t)$	Вектор возмущений
$u(t)$	Управляющее воздействие
S	Концентрация органических загрязнений (субстрата) в сточной воде
P	Концентрация промежуточных продуктов биохимического преобразования субстрата
θ	Температура
B	Концентрация биомассы в биореакторе
$\frac{dS}{dt}$	Скорость преобразования загрязнений сточной воды
W, W_X	Скорость потока жидкости в биореакторе
η	Степень очистки сточной воды
S_{in}	Концентрация органических загрязнений в сточной воде, поступающей на очистку
HRT	Время гидравлического пребывания стока на очистке
V	Объем биореактора
Q	Скорость разбавления, или скорость подачи стока в биореактор
OLR	Нагрузка на биореактор по органическому веществу
QM	Критерий интенсивности образования биогаза в системе очистки
μ_{max}	Максимальная скорость роста бактерий
B_0	Предельный выход биогаза из 1 кг органических загрязнений сточной воды
$\bar{\delta}$	Среднее значение интенсивности выхода биогаза с единицы объема субстрата в единицу времени
δ_{max}	Максимальное значение интенсивности выхода биогаза
Eff	Критерий энергоэффективности

E_G	Количество энергии, которую потенциально можно получить из биогаза, равно
$\overline{E_G}$	Удельная теплота сгорания биогаза
КПД	Коэффициент полезного действия когенерационной установки
$E_{heating}$	Энергия, расходуемая для обогрева биореактора
E_{ap}	Количество теплоты на нагрев аппарата
E_G	Количество теплоты, которое отводится с выработанным биогазом
E_B	Количество теплоты, которое отводится с отработанным илом
E_{CBin}	Количество теплоты, которое вносится в биореактор со сточной водой
E_{CBout}	Количество теплоты, которое выносится с очищенной водой из биореактора
E_{oc}	Теплопотери в окружающую среду
E_p	Количество теплоты, выделяющееся при реакциях распада загрязнений и синтеза биогаза
$Qual$	Показатель качества очистки сточных вод
I_{COD}	Интенсивность удаления органических загрязнений в системе
I_G	Интенсивность образования биогаза
S	Вектор параметров, характеризующих концентрации различных веществ в очищаемой воде
S_{in}, S_{out}, S_X	Векторы параметров, характеризующих концентрации различных веществ в очищаемой воде концентрации веществ, на входе, выходе системы анаэробной очистки, и в рабочей зоне соответственно
S	Общая концентрация органических веществ в сточной воде, выраженная через эквивалентную концентрацию глюкозы в $кг_{хпк}/м^3$
S_N	Концентрация органического азота в сточной воде
S_{Alc}	Щелочность сточной воды
S_{pear}	Концентрация вносимых реагентов
S_{tox}	Концентрация токсических веществ в сточной воде
pH	Кислотность сточной воды
B	Вектор параметров состояния биомассы
B_{in}, B_{out}, B_X	Вектор параметров состояния биомассы на входе, выходе системы анаэробной очистки, и в рабочей зоне соответственно
b_1	Приведенная концентрация биомассы
b_2	Степень активности биомассы
b_3	Приведенная удельная скорость потребления субстрата
b_4	Приведенная удельная скорость образования продуктов метаболизма
θ	Вектор параметров, характеризующих тепловые потоки в системе
$\theta_{in}, \theta_{out}, \theta_X$	Вектор параметров, характеризующих тепловые потоки в системе на входе, выходе системы анаэробной очистки, и в рабочей зоне соответственно
θ_{to}	Температура теплоносителя в теплообменных устройствах

$\theta_{\text{окр}}$	Температура окружающей среды
$\Delta\theta$	Скорость изменения температуры сточной воды
$\mathbf{x}_{\text{out}}^{(G)}$	Множество выходных параметров биогаза
CO_2	Содержание метана в биогазе
H_2	Содержание водорода в биогазе
$\mathbf{x}_{\text{out}}^{(\text{OB})}$	Множество выходных параметров сточной воды
E	Количество энергии, выделяемое в процессе биохимического преобразования органических веществ в результате жизнедеятельности биомассы
$\mathbf{P}_X$	Множество концентраций продуктов разложения органического загрязнения сточной воды
$\mathbf{K}$	Вектор конструктивных параметров САБО
$\mathbf{Pr}$	Вектор параметров насосного оборудования
$\mathbf{Term}$	Вектор параметров теплообменного оборудования
p_{BP}	Давление над жидкостью в анаэробном биореакторе
Δp	Потери давления в анаэробном биореакторе
B_1	Концентрация кислотогенной биомассы в биореакторе
B_2	Концентрация метаногенной биомассы в биореакторе
G	Концентрация биогаза в биореакторе
μ_1	Удельная скорость роста кислотогенной биомассы
$\mu_{\text{max}1}$	Максимальная удельная скорость роста кислотогенной биомассы
μ_2	Удельная скорость роста метаногенной биомассы
$\mu_{\text{max}2}$	Максимальная удельная скорость роста метаногенной биомассы
k_{d1}	Скорость отмирания кислотообразующих бактерий
k_{d2}	Скорость отмирания метаногенных бактерий
Y_{x1}	Максимальный прирост биомассы кислотообразующих бактерий, потребляющих глюкозу
Y_{x2}	Максимальный прирост биомассы для метаногенных бактерий, потребляющих уксусную кислоту
K_m	Константа насыщения производства метана (выраженная как ионизированная уксусная кислота)
K_{S1}	Постоянная полунасыщения для кислотообразующих бактерий
K_{S2}	Постоянная полунасыщения для метанообразующих бактерий
K_{im}	Константа ингибирования процесса производства метана уксусной кислотой
K_{mx1}	Постоянная насыщения в выражении потребления глюкозы для преобразования в энергию, необходимую для поддержания жизнедеятельности кислотообразующих микроорганизмов

K_{mx2}	Постоянная насыщения в выражении потребления уксусной кислоты для преобразования в энергию, необходимую для поддержания жизнедеятельности метаногенных микроорганизмов
K_{sx1}	Постоянная насыщения в выражении роста кислотообразующих бактерий
K_{sx2}	Постоянная насыщения в выражении роста метаногенных бактерий
Y_{s1}	Удельная скорость преобразования глюкозы в кислоту
Y_{s2}	Удельная скорость преобразования уксусной кислоты в метан
$V_{m\max}$	Максимальная скорость производства метана 1г метаногенных бактерий в сутки
Y_{CO_2S}	Удельная скорость преобразования глюкозы в углекислый газ
Y_{CO_2P}	Удельная скорость преобразования уксусной кислоты в углекислый газ
M_B	Молярная масса биомассы
C	Концентрация вещества
D_C	Коэффициент молекулярной диффузии вещества C в сточной воде
D_S	Коэффициент молекулярной диффузии глюкозы в сточной воде
D_P	Коэффициент молекулярной диффузии уксусной кислоты в сточной воде
D_G	Коэффициент молекулярной диффузии биогаза в сточной воде
x, y, z	Оси координат
r_1	Скорость поглощения компонента анаэробной биомассой
r_2	Скорость образования компонента анаэробной биомассой
$\theta_{\min}$	Минимальная температура, при которой может существовать и развиваться микробная популяция
$\theta_{\max}$	Максимальная температура, при которой может существовать и развиваться микробная популяция
δ	Расстояние между носителями микрофлоры в анаэробном биореакторе с прикрепленной биомассой
L_F	Толщина биопленки
L	Половина рабочей ширины канала в анаэробном биореакторе с прикрепленной биомассой
ρ	Плотность
ν	Коэффициент кинематической вязкости жидкости
VFA	Концентрация летучих жирных кислот
P_H	Давление, создаваемое насосным оборудованием
$\psi_1^*(t),$	Целевые инварианты для системы анаэробной биологической очистки
$\psi_2^*(t)$	

СЛОВАРЬ ТЕРМИНОВ

сложный динамический объект: Объект, характеризующийся свойствами: 1) отсутствие (недостаточность априорной информации для построения адекватной реальному объекту модели) или невозможность (структурно сложный объект) полного аналитического описания; 2) нелинейность имеющихся моделей описания; 3) динамическая нестационарность сопровождающего его поведения процесса.

состояние САБО: Набор таких переменных $x_i(t), i = \overline{1, n}$, изменяющихся во времени под влиянием внешних воздействий или внутренних возмущений, которые полностью определяют положение объекта в заданном пространстве состояний в некоторый момент времени. Набор значений переменных состояния в каждый момент времени $t \in T$ формирует вектор состояния $\mathbf{x}(t) = (x_1(t), x_2(t), \dots, x_n(t))'$ («'» – оператор транспонирования). При этом под *состояниями САБО* в диссертации в общем случае понимаются их *обобщенные состояния*, которые характеризуются взаимосвязанной совокупностью физических, технических и биохимических параметров.

вид состояния САБО: Подмножество таких его обобщенных состояний, о которых может быть принято одно и то же решение, согласованное с целью проводимого контроля и управления.

мониторинг состояния системы очистки: Сложный процесс, в рамках которого осуществляется совместное решение задач контроля, оценивания, диагностики и прогнозирования обобщенного состояния сложного биотехнического объекта, результаты которого являются основанием для выбора соответствующих управленческих решений по обеспечению режима функционирования объекта и управления с требуемым качеством..

целевое макросостояние: Целевое макросостояние задается предельным условием $\Psi(\mathbf{x}(t)) = 0, t \rightarrow \infty$, где $\Psi(\mathbf{x}(t))$ – целевая макропеременная (функция от состояния $\mathbf{x} \in \mathbb{R}^n$ объекта управления), причем размерности векторов управления и макропеременной совпадают: $\mathbf{u}, \Psi \in \mathbb{R}^m, m < n$.

инвариантное (интегральное) многообразие (инвариант): Гладкая поверхность в пространстве координат $\mathbf{x} = (x_1, \dots, x_n)$ называется инвариантным (интегральным)

многообразием (инвариантом) динамической системы, если произвольная траектория, имеющая хотя бы одну точку с этой поверхностью, целиком ей принадлежит.

управление САБО: Под управлением САБО (как сложным объектом) будем понимать следующие составляющие:

- 1) ряд необходимых и неотложных работ по предотвращению предаварийных или аварийных состояний, которые могут включать:
 - корректировка технологического процесса (например, организация рециркуляции сточной воды),
 - включение резервных мощностей,
 - техническое обслуживание и ремонт оборудования;
- 2) обеспечение в каждый момент времени максимально возможного уровня работоспособности системы;
- 3) целенаправленное изменение обобщенного состояния $x(t)$ для достижения заданных характеристик целевой системы посредством изменения управляющих характеристик объекта, таких как температура, расход сточной воды, концентрация субстрата, добавление реагентов.

обобщенная математическая модель САБО: Математическая модель, имеющая основой ADM-1 и содержащая совместное описание

- 1) особенностей массопереноса питательных веществ к микробным клеткам и отвода от них продуктов метаболизма;
- 2) особенностей роста, развития и жизнедеятельности микробной популяции;
- 3) влияния гидродинамической обстановки в анаэробном биореакторе;
- 4) распределения температур по объему биореактора;
- 5) влияния конструктивных особенностей биореактора.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Kalyuzhnyi, S.V. Batch anaerobic digestion of glucose and its mathematical modeling. I. Kinetic investigations. / S.V. Kalyuzhnyi, M.A. Davlyatshina // *Biores. Technol.* – 1997. – V.59. – P. 73-80.
2. Kalyuzhnyi, S.V. Batch anaerobic digestion of glucose and its mathematical modeling. II. Description, verification and application of model. / S.V. Kalyuzhnyi // *Biores. Technol.* – 1997. – V.59. – P. 249-258.
3. Вавилин, В. А. Математическое моделирование динамики сообществ анаэробных микроорганизмов / В. А. Вавилин // *Известия Самарского научного центра Российской академии наук.* – 2009. – Т. 11, №1(7). – С. 1615–1619.
4. Вавилин, В.А. Математическое моделирование процессов биологической очистки сточных вод активным илом / В.А. Вавилин, В.Б. Васильев. – М.: Наука, 1979. – 120 с.
5. Moletta, R. Methanisation: General aspects. [La méthanisation : Aspects généraux] / R. Moletta // *Eau, l'Industrie, Les Nuisances.* – 2013. – № 365. – P. 9–12.
6. Moletta, R. Dynamic modeling of anaerobic digestion / R. Moletta , D. Verrier , G. Albagnac // *Water Research.* – 1986. – Vol. 20, №4. – P. 427–434.
7. Batstone, D.J. Mathematical modelling of anaerobic digestion processes: applications and future needs / D.J. Batstone, D. Puyol, X. Flores-Alsina // *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology.* – 2015. –Vol. 14. – P. 595–613.
8. Kiely, G. Physical and mathematical modelling of anaerobic digestion of organic wastes / G. Kiely , G. Tayfur , C. Dolan, K. Tanjif // *Water Research.* Great Britain: Pergamon Press Ltd. –1997. – Vol. 31, №3. – P. 534-540.
9. Angelidaki, I. I. A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas / I. I. Angelidaki, L. Ellegaard, B.K. Ahring // *Bioengineering and Biotechnology* . – 1999. – Vol. 63(3). – P. 363-372.
10. Siegrist, H. Mathematical model for meso- and thermophilic anaerobic sewage sludge digestion environ / H.Siegrist ,D. Vogt , J. L . Garcia-Heras ,W. Gujer // *Sci. Technol.* – 2002. – V.36. – P. 1113-1123.
11. Хенце, М. Очистка сточных вод / М. Хенце, П. Армоэс, Й. Ля-Кур-Ясен, Э. Арван. – М.: Мир, 2009. – 480с.

12. Lyberatos, G. Modelling of anaerobic digestion - a review / G. Lyberatos, I.V. Skiadas // *Global Nest: the Int. J.* – 1999. – Vol. 1, № 2. – P. 63-76.
13. Skiadas, I.V. Modelling of the periodic anaerobic baffled reactor (PABR) based on the retaining factor concept / I.V. Skiadas, H.N. Gavala, G. Lyberatos // *Water research.* – 2000. – Vol.32, № 15. – P. 3725-3736.
14. Hill, D. T. A dynamic model for simulation of animal waste Digestion / D. T. Hill, C. L. Barth. // *Journal of Water Pollution Control Federation.* – 1977. – Vol. 49, No. 10. – P. 2129-2143
15. Anaerobic digestion model No.1 (ADM1). Scientific & technical report No.13 / Batstone D.J., Keller J., Angelidaki I., Kalyuzhnyi S.V., Pavlostathis S.G., Rozzi A., Sanders W.T.M., Siegrist H., Vavilin V.A. – IWA Publishing, 2002. – 80p.
16. The IWA anaerobic digestion model No 1. / D. Batstone, J. Keller, I. Angelidaki, S. Kalyuzhnyi, S. Pavlostathis, A. Rozzi, W. Sanders, H. Siegrist, V. Vavilin // *Wat. Sci. Technol.* – 2002. – V.45, N10. – P.65-73.
17. Boe, K. State indicators for monitoring the anaerobic digestion process / K. Boe, D.J. Batstone, J.-P. Steyer, I. Angelidaki // *Water Res.* 2010. Vol. 44. P. 5973–5980. DOI:10.1016/j.watres.2010.07.043
18. Dixon, M. Data mining to support anaerobic WWTP monitoring / M. Dixon, J.R. Gallop, S.C. Lambert, L. Lardon, J.V. Healy, J.-P. Steyer // *Control Eng. Pract.* – 2007. – Vol. 15. – P. 987–999. DOI:10.1016/j.conengprac.2006.11.010
19. Alcaraz-Gonzalez, V. Interval-based diagnosis of biological systems – a powerful tool for highly uncertain anaerobic digestion processes / V. Alcaraz-Gonzalez, R.H. Lopez-Banuelos, J.-P. Steyer, H.O. Mendez-Acosta, V. Gonzalez-Alvarez, C. Pelayo-Ortiz // *CLEAN - Soil, Air, Water.* – 2012. – Vol. 40. – P. 941–949. DOI: 10.1002/clen.201100721
20. Kazemi, P. Data-driven techniques for fault detection in anaerobic digestion process / P. Kazemi, C. Bengoa, J.-P. Steyer, J. Giralt // *Process Safety And Environmental Protection.* – 2021. – №146. – P. 905–915.
21. Punal, A. An expert system for monitoring and diagnosis of anaerobic wastewater treatment plants / A. Punal, E. Roca, J.M. Lema // *Water Research.* – 2002. – Vol. 36. – P. 2656–2666. DOI: 10.1016/s0043-1354(01)00484-5

22. Nan, C. Real-time fault diagnosis using knowledge-based expert system / C. Nan, F. Khan, M. T. Iqbal // *Process Saf. Environ. Prot.* – 2008. – №86. – P. 55–71. <http://dx.doi.org/10.1016/j.psep.2007.10.014>
23. Madsen, M. Monitoring of anaerobic digestion processes: A review perspective / M. Madsen, J. B. Holm-Nielsen, K. H. Esbensen // *Renewable and Sustainable Energy Reviews.* – 2011. – №15. – P. 3141–3155.
24. Xiao, H. Fault diagnosis and prognosis of wastewater processes with incomplete data by the auto-associative neural networks and ARMA model / H. Xiao, D. Huang, Y. Pan, Y. Liu, K. Song // *Chemometrics and Intelligent Laboratory Systems.* – 2017. – Vol. 161. – P. 96–107. DOI:10.1016/j.chemolab.2016.12.009
25. Lopez-Bañuelos, R. H. Interval-Based Diagnosis of Biological Systems - Application to an Anaerobic Digestion Pilot Plant / R. H. Lopez-Bañuelos, J. P. Steyer, V. Alcaraz-Gonzalez, H. O. Mrendez-Acosta, C. Pelayo-Ortiz, V. Gonzalez-Alvarez // *Proceedings of the 17th World Congress The International Federation of Automatic Control* Seoul, Korea, July 6-11. – 2008. – P.15571-15576.
26. Lardon, L. On-line diagnosis and uncertainty management using evidence theory – experimental illustration to anaerobic digestion processes / L. Lardon, A. Punal, J.-P. Steyer // *Journal of Process Control.* – 2004. – Vol. 14. – P. 747–763. DOI: 10.1016/j.jprocont.2003.12.007
27. Sánchez-Fernández, A. Fault detection based on time series modeling and multivariate statistical process control / A. Sánchez-Fernández, F.J.J. Baldá, G.I.I. Sainz-Palmero, J.M.M. Benítez, M.J.J. Fuente // *Chemometr. Intell. Lab. Syst.* – 2018. – Vol. 182. – P. 57–69. DOI:10.1016/j.chemolab.2018.08.003
28. Carrasco, E.F. Rule-based diagnosis and supervision of a pilot-scale wastewater treatment plant using fuzzy logic techniques / E.F. Carrasco, J. Rodríguez, A. Puñal, E. Roca, J.M. Lema // *Expert Systems with Applications.* – 2002. – Vol. 22, Issue 1. – P. 11-20.
29. Дмитриев, А.К. Идентификация и техническая диагностика / А.К. Дмитриев, Р.М. Юсупов. – Министерство обороны СССР, 1987. – 521 с.
30. Дмитриев, А.К. Модель процесса диагностирования технических объектов при использовании непрерывных диагностических признаков / А.К. Дмитриев, И.Д. Кравченко // *Изв. Вузов. Приборостроение.* – 1994. – №11-12. – С. 3-9.

31. Дмитриев, А.К. Методы и алгоритмы синтеза оптимальных систем диагностирования сложных технических объектов по критерию минимума затрат / А.К. Дмитриев, И.Д. Кравченко С.П. Винниченко // Надежность и контроль качества. – 1996. – №7. – С.43-50.
32. Биргер, И. А. Техническая диагностика / И. А. Биргер. – М.: «Машиностроение», 1978. – 240 с.
33. Заде, Л.А. Основы нового подхода к анализу сложных систем и процессов принятия решений / Л.А. Заде // Математика сегодня. – М.: Знание, 1974. – С. 5-9.
34. Гаазе-Рапопорт, М.Г. Структура исследований в области искусственного интеллекта / М.Г. Гаазе-Рапопорт, Д.А. Поспелов, А.Н. Аверкин //Толковый словарь по искусственному интеллекту – М.: Радио и связь, 1992. – С. 5-20.
35. Аверкин, А.Н. Нечеткие множества в моделях управления и искусственного интеллекта / А.Н. Аверкин, И.З. Батыршин, А.Ф. Блишун и др.; под общ. ред. Д.А. Поспелова. – М.: Наука, 1986. – 312 с.
36. Кофман, А. Введение в теорию нечетких множеств / А. Кофман – М.: Радио и связь, 1982. – 432 с.
37. Соколов, Б.В. Концептуальная и теоретико-множественная модель управления структурной динамикой космических средств / Б.В. Соколов, Р.М. Юсупов // Мехатроника. – 2003. – №5. – С. 17–25.
38. Соколов, Б.В. Полимодельный многокритериальный подход к решению задач исследования эффективности процессов управления сложной технической системой / Б.В. Соколов // Моделирование и Анализ Безопасности и Риска в Сложных Системах: Труды Международной Научной Школы МА БР – 2002 (Санкт-Петербург, 2-5 июля, 2002 г.). – СПб.: Издательство «Бизнес-Пресса», 2002. – С.177 – 182.
39. Охтилев, М.Ю. Интеллектуальные технологии мониторинга и управления структурной динамикой сложных технических объектов: монография / М. Ю. Охтилев, Б. В. Соколов, Р. М. Юсупов. – М.: Наука, 2006. – 408 с.
40. Охтилев, М.Ю. Системы искусственного интеллекта и их применение в автоматизированных системах мониторинга состояния сложных организационно-технических объектов: монография / М. Ю. Охтилев. – СПб.: ГУАП, 2018. – 261 с.
41. Ларичев, О.И. Принятие решений как научное направление / О.И. Ларичев // Системн. исследов. Ежегодник-1982. – 1982. – С.227-243.

42. Ларичев, О.И. Теория и методы принятия решений / О.И. Ларичев. – М.: Логос, 2000. – 286 с.
43. Башлыков, А.А. Основы конструирования интеллектуальных систем поддержки принятия решений в атомной энергетике / А.А. Башлыков, А.П. Еремеев. – М.: ИНФРА-М, 2017. – 351 с.
44. Башлыков, А.А. Экспертные системы поддержки принятия решений в энергетике / А.А. Башлыков, А.П. Еремеев. – М.: Изд-во МЭИ, 1994. – 216 с.
45. Саати, Т. Л. Принятие решений при зависимостях и обратных связях: Аналитические сети / Т. Л. Саати. – М.: Издательство ЛКИ, 2008. – 360 с.
46. Кафаров, В.В. Системный анализ процессов химической технологии: Основы стратегии: Монография / В.В. Кафаров, И.Н. Дорохов. – 2-е изд. перераб. и доп. – М.: Издательство Юрайт, 2018. – 499 с.
47. Кириллов, А.Н. Моделирование управляемой динамики группы периодических варочных реакторов / А.Н. Кириллов // Ученые записки петрозаводского государственного университета. - 2011. - №4. - С.89-91.
48. Жмур, Н.С. Управление процессом и контроль результата очистки сточных вод на сооружениях с аэротенками / Н.С. Жмур. – М.: Луч, 1997. – 172 с.
50. Weijers, S.R. Modelling, identification and control of activated sludge plants for nitrogen removal // S.R. Weijers. - Eindhoven : Technische Universiteit Eindhoven, 2000. - 235 p.
51. Vaidyanathan, Sundarapandian. Generalized projective synchronization of six-term sundarapandian chaotic systems by adaptive control // Sundarapandian Vaidyanathan, S/ Pakiriswamy // International Journal of Control Theory and Applications. - 2013.- Vol.6(2). - P. 153-163.
52. Fruchard, M. Interval observers with confidence levels. application to the activated sludge process / M. Fruchard, O. Bernard, J.-L. Gouzé // Proceedings of the IFAC World Congress, Barcelona, Spain. - 2002. - Vol.35(1).
53. Moisan, M. Near optimal interval observers bundle for uncertain bioreactors / M. Moisan, O. Bernard, J.-L. Gouzé // Automatica. - 2009. - Vol. 45. - P. 291–295.
54. Harmand, J. Robust regulation of a class of partially observed nonlinear continuous bioreactors / J. Harmand, A. Rapaport // Journal of Process Control. - 2002.- Vol.12 (2). - P. 291-302

55. Veloso, A.C.A. Monitoring of fed-batch E. coli fermentations with software sensors / A.C.A. Veloso, I. Rocha, E.C. Ferreira // *Bioprocess Biosyst Eng.* - 2009. - Vol 32. - P. 381-388.
56. Грудяева, Е. К. Динамические модели управляемых биохимических процессов очистки сточных вод / Е. К. Грудяева, С. Е. Душин, Н. Н. Кузьмин // *Известия высших учебных заведений. Приборостроение.* - 2015. Т.58, №9. - С. 732-737.
57. Невиницын, В.Ю. Система управления каскадом химических реакторов для проведения последовательно-параллельной реакции / В.Ю. Невиницын // *Изв. вузов. Химия и химическая технология.* – 2013. – Т. 56. – Вып. 11. – С. 131-135.
58. Veluvolu, K. C. Robust observer with sliding mode estimation for nonlinear uncertain systems / K. C. Veluvolu, Y. C. Soh, W. Cao // *Int Control Theory Appl.* - 2007. - Vol.5. - P.1533-1540.
59. Воронов, Ю.В. Водоотведение и очистка сточных вод. Учебник для вузов / Ю.В. Воронов, С. В. Яковлев. – М.: Издательство Ассоциации строительных вузов, 2006. – 704 с.
60. ИТС 10 – 2015 (Информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям) Очистка сточных вод с использованием централизованных систем водоотведения поселений, городских округов. – М.: Бюро НДТ, 2015. – 394 с.
61. ИТС 8 – 2015 (Информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям) Очистка сточных вод при производстве продукции (товаров), выполнении работ и оказании услуг на крупных предприятиях. – М.: Бюро НДТ, 2015. – 129 с.
62. Лепеш, Г.В. Современные методы очистки сточных вод промышленных предприятий / Г.В. Лепеш, А.С.Панасюк, А.С. Чурилин // *Технико-технологические проблемы сервиса.* – 2016. – № 3(37) . – С. 14-23.
63. Технологии очистки [Электронный ресурс]. – URL: http://www.vodokanal.spb.ru/vodosnabzhenie/tehnologii_ochistki/ (дата обращения 20.07.2021).
64. СанПиН 2.1.5.980-00. 2.1.5. Водоотведение населенных мест, санитарная охрана водных объектов. Гигиенические требования к охране поверхностных вод. Санитарные правила и нормы.

65. СанПиН 2.1.4.027-95. Зоны санитарной охраны источников водоснабжения и водопроводов хозяйственно-питьевого назначения.

66. СНиП 2.04.03-85. Канализация. Наружные сети и сооружения. – М.: ФГУП ЦПП, 2006. – 87 с.

67. Данилович, Д.А. Анализ данных работы очистных сооружений российских городов - основа для технологического нормирования / Д.А. Данилович, А.Н. Эпов, М.А. Канунникова // Наилучшие доступные технологии водоснабжения и водоотведения. – 2015. – № 3. – С. 18-28.

68. Анализ результативности принятых мер по экологической реабилитации водных объектов в 2012–2019 годах и истекшем периоде 2020 года, а также оценка достижения показателей, предусмотренных документами стратегического планирования, касающихся экологического состояния водных объектов: отчет о результатах экспертноаналитического мероприятия. – М.: Счетная палата Российской Федерации, 2020. – 38 с.

69. ГОСТ 20911-89 Техническая диагностика. Термины и определения. – М.: Стандартинформ, 2009. – 11 с.

70. ГОСТ 27.002-2015 Надежность в технике. Термины и определения. – М.: Стандартинформ, 2016. – 28 с.

71. Перелыгин, Ю. П. Реагентная очистка сточных вод и утилизация отработанных растворов и осадков гальванических производств : учеб. пособие / Ю. П. Перелыгин, О. В. Зорькина, И. В. Рашевская, С. Н. Николаева. – Пенза : Изд-во ПГУ, 2013. – 80 с.

72. Состояние и тенденции занятости и рынка труда в сфере пищевой промышленности (профессиональный срез). Аналитическая справка 2019. – М.: ВНИИ Труда, 2019. – 94 с.

73. Растринг, Л. А. Адаптация сложных систем: Методы и приложения / Л. А. Растринг. – Рига: Зинатне, 1981. – 375 с.

74. ГОСТ Р ИСО 14040-2010 Экологический менеджмент. Оценка жизненного цикла. Принципы и структура. – М.: Стандартинформ, 2010. – 23 с.

75. ГОСТ Р ИСО 14044-2007 Экологический менеджмент. Оценка жизненного цикла. Требования и рекомендации. – М.: Стандартинформ, 2010. – 43 с.

76. Батоврин, В.К. Управление жизненным циклом технических систем: серия докладов (зеленых книг) в рамках проекта «Промышленный и технологический форсайт Российской Федерации» / В.К. Батоврин, Д.А. Бахтурин; под общ. ред. И.С. Мацкевич, М.С. Липецкая; Фонд «Центр стратегических разработок «Северо-Запад» — (Серия докладов в рамках проекта «Промышленный и технологический форсайт Российской Федерации»). — Санкт-Петербург, 2012. — Вып. 1. — 59 с

77. Bisinella de Faria, A.B. Evaluation of new alternatives in wastewater treatment plants based on dynamic modelling and life cycle assessment (DM-LCA) / A.B.Bisinella de Faria, M.Spérandio, A.Ahmadi L.Tiruta-Barna // Water Research. — 2015. — Volume 84. — P. 99-111.

78. ГОСТ Р ИСО/МЭК 15288-2005 Информационная технология. Системная инженерия. Процессы жизненного цикла систем. — М.: Стандартинформ, 2004. — 58 с.

79. ГОСТ Р 57296-2016 Интегрированный подход к управлению информацией жизненного цикла антропогенных объектов и сред. Описание данных для математического моделирования процессов жизненного цикла. Основные положения. — М.: Стандартинформ, 2020. — 31 с.

80. ГОСТ Р 27.202-2012 Надежность в технике. Управление надежностью. Стоимость жизненного цикла. — М.: Стандартинформ, 2014. — 20 с.

81. Теоретические основы и методы оптимизации анализа технического состояния сложных систем: монография / В.В. Мышко, А.Н. Кравцов, Е.В. Копкин, В.А. Чикуров. — СПб.: ВКА имени А.Ф. Можайского, 2013. — 303 с.

82. Копкин, Е.В. Анализ технического состояния космических средств. / Е.В. Копкин, А.Н. Кравцов, В.В. Мышко. — СПб: ВКА имени А.Ф. Можайского, 2016. — 190 с.

83. Семененко, И. В. Проектирование биогазовых установок / И. В. Семененко. — Сумы. ПФ «МакДен», ИПП «Мрия-1» ЛТД, 1996. — 347с.

84. Marchaim, Uri. Les procédés de production de biogaz pour le développement de technologies. Bulletin des services agricoles de la FAO,95/ Uri Marchaim. — Rome: Organisation des Nations Unies pour l'alimentation et l'agriculture, 1994. — 223с.

85. Guyot, Jean-Pierre. Etude de quelques interactions microbiennes lors de la digestion anaerobie de la matiere organique par des cultures mixtes definies ou naturelles: дис. док. биол. наук. / Jean-Pierre Guyot. — Aix-Marceille, 1990. — 123с.

86. Li, L. Anaerobic digestion of food waste: A review focusing on process stability. / L. Li, X. Peng, X. Wang, D. Wu // *Bioresource Technology*. – 2018. – № 248. – P. 20-28. doi:10.1016/j.biortech.2017.07.012
87. Калюжный, С.В. Высокоинтенсивные анаэробные технологии очистки промышленных сточных вод / С.В. Калюжный // *Катализ в промышленности*. – 2004. – № 6. – С. 42-50.
88. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин – М.: Химия, 1971. – 784 с.
89. Alcaraz Gonzalez, V. Estimation et commande robuste non-lineaires des procedes biologiques de depollution des eaux usees: application a la digestion anaerobie: дис. док. техн. наук / V. Alcaraz Gonzalez. – Universite de Perpignan, 2001. – 270 с.
90. Carlos Hernandez, S. Strategie de commande integree intelligente de procedes de traitement des eaux usees parla digestion anaerobie: дис. док. техн. наук / S. Carlos Hernandez. – Laboratoire d'Automatique de Grenoble, 2005. – 158с.
91. García-Diéguez, C. Reducing the anaerobic digestion model no. 1 for its application to an industrial wastewater treatment plant treating winery effluent wastewater / C. García-Diéguez, O. Bernard, E. Roca // *BioresourceTechnology*. – 2013. – Vol.132. – P. 244-253. doi:10.1016/j.biortech.2012.12.166
92. Duan, Z. Dynamic model reduction for two-stage anaerobic digestion processes/ Z. Duan, M. N. Cruz Bournazou, C. Kravaris // *Chemical Engineering Journal*. – 2017. – № 327. – P. 1102-1116. doi:10.1016/j.cej.2017.06.110
93. Industry solutions [Электронный ресурс] <https://zorg-biogas.com/industry-solutions> (дата обращения: 16.03.2021).
94. Эффективная очистка сточных вод с высокими показателями ХПК и БПК [Электронный ресурс] <https://www.envirochemie.ru/ru/anaerobic-processes> (дата обращения: 16.03.2021).
95. Physiological Ecology of Methanogens, in methanogenesis: Ecology, Physiology, Biochemistry & Genetics/ под. ред. J.G. Ferry – New York: Chapman & Hill, 1993. – 536 p.
96. Руководство по анаэробному сбраживанию. Научные и технические аспекты охраны окружающей среды. Выпуск № 4. / под. ред. Ю.М. Арского. – РАН ВИНТИ, 2015. – 180 с.

97. Wang, P. Microbial characteristics in anaerobic digestion process of food waste for methane production – A review / P. Wang, H. Wang, Y. Qiu, L. Ren, B. Jiang // *Bioresource Technology*. – 2018. – № 248. – С. 29-36. doi:10.1016/j.biortech.2017.06.152
98. Braguglia, C.M. Anaerobic bioconversion of food waste into energy: A critical review / C. M. Braguglia, A. Gallipoli, A. Gianico, P. Pagliaccia // *Bioresource Technology*. – 2018. – Vol. 248. – P. 37-56.
99. Sreekanth, D. Thermophilic treatment of bulk drug pharmaceutical industrial wastewaters by using hybrid up flow anaerobic sludge blanket reactor / D. Sreekanth, D. Sivaramakrishna, V. Himabindu and Y. Anjaneyulu // *Bioresource Technology*. – 2009. . – Vol. 100, No. 9. – P. 2534-2539.
100. Saravanan, V. Modelling anaerobic biofilm reactors-A review/ V. Saravanan, T. R. Sreekrishnan // *Journal of Environmental Management*. – 2006 . – Vol. 81(1). – P. 1-18. doi:10.1016/j.jenvman.2005.10.002
101. Tan, L. C. Comparative performance of anaerobic attached biofilm and granular sludge reactors for the treatment of model mine drainage wastewater containing selenate, sulfate and nickel / L. C. Tan, S. Papirio, V. Luongo, Y. V. Nancharaiah, P. Cennamo, G. Esposito, P. N. L. Lens // *ChemicalEngineeringJournal*. – 2018. – Vol. 345. – P. 545-555. doi:10.1016/j.cej.2018.03.177
102. Cresson, R. Etude du démarrage de procédés intensifs de méthanisation. Impact des conditions hydrodynamiques et de la stratégie de montée en charge sur la formation et l'activité du biofilm: дис. док. техн. наук/ R Cresson. – Montpellier II, 2006. – 272 с.
103. Habouzit, F. Rôle des matériaux-soutiens sur la mise en place du biofilm : Application au démarrage d'un procédé de méthanisation: дис. док. техн. наук/ F. Habouzit. Montpellier II, 2010. – 241 с.
104. Michaud, M. S.. Etude hydrodynamique et biologique d'un procédé de méthanisation à biofilm : le réacteur à lit turbulent inverse: дис. док. техн. наук/ M. S. Michaud. – L'institut National Des Sciences Appliquées De Toulouse, 2001. – 174 с.
105. Augustin, J.-C. Modélisation de la croissance microbienne et gestion de la sécurité sanitaire des aliments : дис. док. техн. наук/ J.-C. Augustin. – Paris XII Val de Marne, 2005. – 189 с.
106. Lardon, L. Modélisation des biofilms de digestion anaérobie par système multi-agents: :дис. PhD / L. Lardon. – Montpellier: AgroTIC, 2001. – 79 с.

107. Balla, A. Etude des effets d'une surcharge organique sur le fonctionnement d'un réacteur anaérobie à biomasses fixées/ A. Balla, M. M. Adamou // Sud sciences & technologies. – 2009. – N°14. – P. 13-19.

108. Rajagopal, R. Substrate removal kinetics in high-rate upflow anaerobic filters packed with low-density polyethylene media treating high-strength agro-food wastewaters / R. Rajagopal, M. Torrijos, P. Kumar, I. Mehrotra // Journal of Environmental Management. – 2013. – Vol. 116. – P. 101-106. doi:10.1016/j.jenvman.2012.11.032

109. Ghaniyari-Benis, S. Effect of adding nitrate on the performance of a multistage biofilter used for anaerobic treatment of high-strength wastewater / S. Ghaniyari-Benis, R. Borja, M. Bagheri, S. Ali Monemian, V. Goodarzi, Z. Tooyserkani // Chemical Engineering Journal. – 2010. – Vol. 156. – P. 250–256.

110. Ghaniyari-Benis, S. Anaerobic treatment of synthetic medium-strength wastewater using a multistage biofilm reactor / S. Ghaniyari-Benis, R. Borja, S. Ali Monemian, V. Goodarzi // Bioresource Technology. – 2009. – Vol.100. – P. 1740–1745.

111. Zinatizadeh, A.A.L. Process modeling and analysis of palm oil mill effluent treatment in an up-flow anaerobic sludge fixed film bioreactor using response surface methodology (RSM) / A.A.L. Zinatizadeh, A.R. Mohamed, A.Z. Abdullah, M.D. Mashitah, M. Hasnain Isa, G.D. Najafpour // Water research. – 2006. – Vol. 40. – P. 3193–3208.

112. Khalekuzzaman, M. Hydrodynamic performance of a hybrid anaerobic baffled reactor (HABR): Effects of number of chambers, hydraulic retention time, and influent temperature/ M. Khalekuzzaman, M. Hasan, R. Haque, M. Alamgir // Water Science and Technology. – 2018. – Vol. 78(4). – P. 968-981. doi:10.2166/wst.2018.379

113. Khalekuzzaman, M. Performance comparison of uninsulated and insulated hybrid anaerobic baffled reactor (HABR) operating at warm temperature / M. Khalekuzzaman, M. Alamgir, M. Hasan, M. N. Hasan // Water Science and Technology. – 2018. – Vol. 78(9). – P. 1879-1892. doi:10.2166/wst.2018.401

114. Pirsahab, M. Performance of an anaerobic baffled reactor (ABR) treating high strength baker's yeast manufacturing wastewater / M. Pirsahab, M. Rostamifar, A. M. Mansouri, A. A. L. Zinatizadeh, K. Sharafi // Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers. – 2015. – Vol. 47. – P. 137-148. doi:10.1016/j.jtice.2014.09.029

115. Ghaniyari-Benis, S. Kinetic modelling and performance prediction of a hybrid anaerobic baffled reactor treating synthetic wastewater at mesophilic temperature / S.

Ghaniyari-Benis, A. Martín, R. Borja // *Process Biochemistry*. – 2010. – Vol. 45. – P. 1616–1623.

116. De Lemos Chernicharo, C. A.. *Biologic Wastewater Treatement Series. Volume four. Anaerobic reactors* / C. A. de Lemos Chernicharo. – IWA Publishing, 2015. – 175 p.

117. Li, S. Comparative analyses of hydraulic characteristics between the different structures of two anaerobic baffled reactors (ABRs) / S. Li, J. Nan, H. Li, M. Yao // *Ecological Engineering*. – 2015. – Vol. 82. – P.138-144. doi:10.1016/j.ecoleng.2015.04.095

118. ГОСТ Р ИСО 900-2015 Системы менеджмента качества. Основные положения и словарь. – М.: Стандартинформ, 2015. – 53 с.

119. Mata-Álvarez, J. A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013 / J. Mata-Álvarez, J. Dosta, M. Romero, X. Fonoll Almansa, M. Peces, S. Astals // *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. – 2014. – Vol. 36. – P. 412–427.

120. Трахунова, И.А. Повышение эффективности анаэробной переработки органических отходов в метантенке с гидравлическим перемешиванием на основе численного эксперимента: дис. канд. техн. наук / И.А. Трахунова. – М., 2014. – 137с

121. Колесникова С.И. Математические основы управления выводом нелинейного объекта с неопределенностью в описании в целевое множество // *Информационные и математические технологии в науке и управлении*. 2018. № 3 (11). С. 81–89. DOI:10.25729/2413-0133-2018-3-09

122. Колесников, А.А. Синергетика и проблемы теории управления: сборник научных трудов / Под ред. А.А. Колесникова. – М: Физматлит, 2004. – 504 с.

123. Красовский, А.А. Математическая и прикладная теория. Избранные труды / А.А. Красовский. – М: Наука. – 2002. – 362 с.

124. Astolfi, A. *Nonlinear and Adaptive Control with Applications* Springer /A. Astolfi, D. Karagiannis, R. Ortega - 2008. - 290 p.

125. Kokotović, P.V. Constructive nonlinear control: progress in the 90's / P.V. Kokotović, M. Arcak // *Proceedings of 14th IFAC World Congress*. Beijing, China, 1999. - P. 49-77.

126. Уткин, В.И. Скользящие режимы в задачах оптимизации и управления. – М: Наука, 1981. – 368 с.

127. Колесников, А.А. Метод интегральной адаптации нелинейных систем на инвариантных многообразиях / А.А. Колесников // Труды 3-ей мультиконференции по проблемам управления. СПб. - 2010. - С. 29-34.
128. Kolesnikova, S.I. A multiple-control system for nonlinear discrete object under uncertainty / S.I. Kolesnikova // Optimization Methods and Software. - 2019. - Vol. 34. № 3. - P. 578–585.
129. Kolesnikova, S.I. Synthesis of the control system for a second order non-linear object with an incomplete description / S.I. Kolesnikova // Automation and Remote Control. - 2018. - Vol. 79. № 9. - P. 1556–1566.
130. Галиуллин, А.С. Обратные задачи динамики и задачи управления движениями материальных систем / А.С. Галиуллин // Дифференц. уравнения. – 1972. – Т. 8. № 9. – С. 1535–1541.
131. Леви-Чивита, Т. Курс теоретической механики. Т. 2. Часть 1. / Т. Леви-Чивита, У.Амальди. - М.: Изд. иностранной литературы, 1951. - 554 с.
132. Крутько, П.Д. Статистическая динамика импульсных систем / П.Д. Крутько П.Д. - М: Сов. Радио, 1963. - 559 с.
133. Busch, J., Modeling and model-based control of membrane bioreactors. PhD thesis, RWTH Aachen University, online publication. - 2009.
134. Ключарёв, А.А. Математическая модель анаэробного биореактора с закрепленной биомассой как объекта управления / А.А. Ключарёв, А.А. Фоменкова // Информационно управляющие системы. - 2019. - №2. С.44-51.
135. Ружинская Л.И., Фоменкова А.А. Математическая интерпретация процессов массопереноса в анаэробном биореакторе // Восточно-европейский журнал передовых технологий – 2013. - №3/8 – С.43-48.
136. Ружинская Л.И., Фоменкова А.А. Моделирование процессов переноса в анаэробном биореакторе с иммобилизированной микрофлорой // Scientific Journal «ScienceRise». – 2014. - №4/2(4) – С.52-59.
137. Ковалев, В.В. Теоретические и практические аспекты совершенствования процессов биогазовой технологии / В.В. Ковалев, Д.В. Унгуриану, О.В. Ковалева // Problemelel energeticii regionale. – 2012. – № 1(18). – P.102-114.

138. Ружинская, Л.И. Математическое моделирование процессов анаэробного сбраживания органического субстрата. Обзор / Л.И. Ружинская, А.А. Фоменкова // Scientific Journal «ScienceRise». – 2014. – №4/2(4). – С.63-69.

139. Mathematical Modeling of Biofilms / IWA Task Group on Biofilm Modeling. – IWA Publishing, 2006. – 208p.

140. Simeonov, I. Modelling and dynamic compensator control of the anaerobic digestion of organic wastes / I. Simeonov, S. Stoyanov // Chem. Biochem. Eng. Q. – 2003. – №17 (4). – P. 285-292.

141. Pullammanappallil, N. A. Kinetics and dynamic modelling of batch anaerobic digestion of municipal solid waste in a stirred reactor / N.A. Pullammanappallil, C. Pratap, W. P. Clarke // Waste Management. – 2007. – № 27(5). – P. 595-603.

142. Gerber, M. An analysis of available mathematical model for anaerobic digestion of organic substances for production of biogas / M. Gerber, R. Span // International Gas Union Research conference, Paris. – 2008. – Vol. 1. – P. 1294-1324.

143. Качан, Ю.Г. Математическое моделирование процессов в биогазовой установке / Ю.Г.Качан, Ю.В. Курис, И.Н. Левицкая // Наука - науково-технічному прогресу в паливно-енергетичному комплексі. – 2009. – №5. – С.24-28.

144. Hu, W.C. Kinetic study of anaerobic digestion of sulfate-rich wastewaters from manufacturing food industries/ W.C. Hu, K. Thayanithy, C.F. Forster // 7th International Conference on Environmental Science and Technology. Ermoupolis, Syros island, Greece. – 2001. – P.342-349.

145. Havlik, I. Mathematical modeling of the anaerobic digestion process: application of dynamic mass-energy balance / I. Havlik, J Votruba, M. Sobotka // Folia Microbiol. – 1986. – Vol 31. – P.56-68.

146. Vavilin, V.A. Hydrolysis Kinetics in Anaerobic Degradation of Particulate Organic Material: An Overview / V.A. Vavilin, B. Fernandez, J. Palatsi, X. Flotats // Waste Manag. – 2008. – Vol. 28. – P. 939-951.

147. Mottet, A. Recherche d'indicateurs de biodégradabilité anaérobie et modélisation de la digestion anaérobie thermophile: Application aux boues secondaires d'épuration non traitées et prétraitées thermiquement: дис. док. техн. наук/ A. Mottet. – Montpellier II, 2009. – 228 с.

148. Воробьёва, С.В. Влияние температуры на рост психрофильных бактерий, выделенных из пещер Дальнего Востока, Средней Сибири и Западного Кавказа / С.В. Воробьёва, С.В. Хижняк, Л.Т. Харламова // Вестник Красноярского государственного аграрного университета. – 2012. – №9. – С. 117-121.

149. Franzmann, P.D. *Methanogenium frigidum* sp. nov., a psychrophilic, H₂-using methanogen from Ace Lake, Antarctica / P.D. Franzmann, Y. Liu, D.L. Balkwill, H.C. Aldrich, E. Conway de Macario, D.R. Boone // International Journal of Systematic Bacteriology. – 1997. – Vol.47 №4. – P. 1068-1072. doi: 10.1099/00207713-47-4-1068.

150. Alzate Ibanez, A. M. Monitoring management criterion of an anaerobic digester using an explicit model based on temperature and pH / A. M. Alzate Ibanez, C. Ocampo-Martinez, C. A. Cardona Alzate, V. M. Trejos // Preprint submitted to Biochemical Engineering Journal. – 2017. – P.1-20.

151. Shuler, M. L. Bioprocess Engineering: Basic Concepts. Third Edition / M. L. Shuler, F. Kargi, M. DeLisa. – Prentice Hall, 2017. – 632 p.

152. Lardon, L. iDynoMiCS: next-generation individual-based modelling of biofilms / L. A. Lardon, B. V. Merkey, S. Martins, A. Dotsch, C. Picioreanu, J.-U. Kreft // Environmental Microbiology. – 2011. – Vol. 13(9) . – P. 2416–2434.

153. Mussati, M. C. A steady-state module for modeling anaerobic biofilm reactors / M. C. Mussati, M. Fuentes, P. A. Aguirre, N. J. Scenna // Latin American Applied Research. – 2005. – Vol. 35. – P. 255-263.

154. Boltz, J.P. Mathematical modelling of biofilms and biofilm reactors for engineering design / J.P. Boltz, E. Morgenroth, and D. Sen // Water Sci Technol. –2010. – Vol. 62(8). – P. 1821-1836. doi: 10.2166/wst.2010.076.

155. Wanner, O.(2006). Mathematical Modeling of Biofilms: Scientific and Technical Report No. 18 / O. Wanner, H. Eberl, E. Morgenroth, D. Noguera, C. Picioreanu, B. Rittmann, M. van Loosdrecht. – London: IWA Publishing, 2006. – 208 p.

156. Молочная отрасль. Инновационное решение для очистки сточных вод в молочной промышленности [Электронный ресурс] <https://www.envirochemie.ru/ru/dairies/> (дата обращения: 16.01.2022).

157. Ружинская, Л.И. Полимерные носители микрофлоры в анаэробных биофильтрах / Л.И. Ружинская, А.А. Фоменкова // Материалы VI международной

научно-технической web-конференции «Композиционные материалы» (20.04.2012-20.05.2012). – 2012с. 175-177.

158. Hutňan, M. Methanogenic and nonmethanogenic activity of granulated sludge in anaerobic baffled reactor / M. Hutňan, M. Drtil, L. Mrafková, J. Derco // Chemical Papers-Slovak Academy of Sciences. – 1999. – Vol. 53(6). – P. 374-378.

159. Buyukkamaci ,N. Volatile fatty acid formation in anaerobic hybrid reactor / N. Buyukkamaci, A. Filibeli // Process Biochemistry. – 2004. – Vol. 39. – P. 1491-1494.

160. Van Lier, Jules B.. Thermophilic Anaerobic Wastewater Treatment; Temperature Aspects and Process Stability: дис. PhD / Jules B. van Lier. – Wageningen, The Netherlands, 1995. – 184 p.

161. Ковалев, В. В. Новые решения по интенсификации биохимических процессов очистки сточных вод и генерации биогаза / В. В.Ковалев, Д.В. Унгуряну // International Conference „Ecological Chemistry”, May 20-21, 2005, Chişinău. – 2005. – P. 333-335.

162. Li, Y. Study on indicators for on-line monitoring and diagnosis of anaerobic digestion process of piggery wastewater / Y. Li, H. Jin, H. Li, J. Li // Environmental Technology & Innovation. – 2017. – № 8. – P. 423–430.

163. Hill, A. Microbial electrochemical sensors for volatile fatty acid measurement in high strength wastewaters: A review / A. Hill, S. Tait, C. Baillie, B. Virdis, B. McCabe // Biosensors and Bioelectronics. – 2020. – Vol. 165. – P. 112409-112420. DOI: 10.1016/j.bios.2020.112409

164. Sbarciog, M. Control and estimation of anaerobic digestion processes using hydrogen and volatile fatty acids measurements / M. Sbarciog, G. Giovannini, R. Chamy, A.V. Wouwer // Water Science and Technology. – 2018. – Vol. 78, № 10. – P. 2027-2035.

165. Дресвянников, А.Ф. Оценка риска системы очистки промышленных сточных вод / А.Ф. Дресвянников, Л.Р. Бурганова, С.А. Котенкова // Методы менеджмента качества. – 2012. – №12. – С. 38-44.

166. Дмитриев, А.К. Синтез оптимальной по затратам процедуры распознавания технического состояния объекта / А.К. Дмитриев // Изв. вузов. Приборостроение. – 2000. – Т. 43, № 6. – С. 3–19.

167. Дмитриев, А.К. Синтез оптимальной программы диагностирования по критерию минимума средних затрат / А.К. Дмитриев // Изв. вузов. Приборостроение. – 1989. – Т. 32, № 10. – С. 23–30.
168. Дмитриев, А.К. Алгоритм синтеза оптимальной процедуры распознавания технического состояния объекта по информационному критерию / Дмитриев А.К., Мышко В.В. // МО РФ: сборник алгоритмов и программ типовых задач. – 1998. – Вып. 16. – С. 207–219.
169. Дмитриев, А.К. Синтез гибкой, оптимальной по информативности программы диагностирования технического объекта / А.К. Дмитриев // Изв. вузов. Приборостроение. – 1997. – Т. 40, № 7. – С. 3–11.
170. Gebreeyessus, G. Thermophilic versus Mesophilic Anaerobic Digestion of Sewage Sludge: A Comparative Review / G. Gebreeyessus, P. Jenicek// Bioengineering. – 2016. – Vol. 3(2). – P. 1-14.
171. Ляпунов, А. М. Общая задача об устойчивости движения / А. М.Ляпунов. - М: ГИТТЛ,1950. – 470с.
172. Пат. UA 93476 U Украины, МПК (2014.01) C02F 11/00. Анаэробный биореактор для очистки сточной воды, Л.И. Ружинская, А.А. Фоменкова: заявитель и патентообладатель: Национальный технический университет Украины «Киевский политехнический институт». № u 2013 14720; заявл. 16.12.13; опубл. 10.10.14, Бюл. № 19. – 3 с.
173. Дятлова, Т.В. Очистка сточных вод молокозаводов / Т.В. Дятлова, С.Г. Певнев, Т.Г. Федоровская. – СПб.: Водоснабжение и санитарная техника, 2008. – 201с.
174. Св-во о гос. регистрации программы для ЭВМ №2021613417. Программный модуль для имитационного моделирования системы анаэробной очистки сточных вод. А.А. Фоменкова, А.А. Ключарёв. №2021612722, заявл.09.03.2021.
175. Св-во о гос. регистрации программы для ЭВМ №2021669208. Программный модуль для идентификации видов технического состояния анаэробного биореактора. А.А. Фоменкова. № 2021668776, заявл.25.11.2021.
176. Kolesnikov, A. A. Introduction of synergetic control / A. A. Kolesnikov // Proc. ACC (Portland, Oregon, USA). – 2014. – P. 3013–3016.
177. Халил, Х.К. Нелинейные системы / Х.К. Халил. – Ижевск: НИЦ Регулярная и хаотическая динамика, 2009. – 829 с.

178. Тюкин, И.Ю. Адаптация в нелинейных динамических системах / И.Ю. Тюкин, В.А. Терехов. – СПб.: ЛКИ. – 2008. – 384 с.
179. Пятницкий, Е.С. Принцип декомпозиции в управлении механическими системами / Е.С. Пятницкий // Докл. АН СССР. – 1988. – Т. 300. № 2. – С. 300–303.
180. Колесников, А.А. Новые нелинейные методы управления полетом / А.А. Колесников. – М: Физматлит, 2013. – 198 с.
181. Джонсон, С. Теория регуляторов, приспособляющихся к возмущениям. Фильтрация и стохастическое управление в динамических системах / под ред. К.Т. Леондеса. – М: Мир, 1980. – 406 с.
182. Четаев, Н.Г. Устойчивость движения: учебное руководство/ Н. Г. Четаев. – М: Наука, 1990. – 176 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ 1 Анализ локальных систем анаэробной очистки сточных вод на ведущих предприятиях пищевой промышленности РФ

Таблица П1.1 – Анализ локальных систем анаэробной очистки сточных вод на ведущих предприятиях пищевой промышленности РФ

Предприятие	Год постройки /модернизации очистных сооружений	Производительность системы очистки, м ³ /сут
Заводы «Балтика» Санкт-Петербург, Новосибирск и Ростове-на-Дону	2017/-	3000-7500
Заводы «Балтика» Новосибирск	2003/2019	3000
Заводы «Балтика» Хабаровск,	2018/-	1800
Заводы «Балтика» Самара,	2003/2019	7500
Заводы «Балтика» Тула	2014/-	6500
Молокозавод Parmalat, Белгород		1500
Молочный комбинат «Петмол» (ОАО «Danon»), СПб	2013/-	1500
ОАО «Вимм-Билль-Данн» («Балтийское молоко»), СПб	2015/-	1500

ПРИЛОЖЕНИЕ 2 Структура технологического процесса анаэробной биологической очистки как объекта мониторинга

Процесс анаэробной очистки сточной воды происходит в специализированных аппаратах – биореакторах, в которых растут и развиваются микроорганизмы биомассы.

Обрабатываемая жидкость проходит несколько стадий очистки, в которой принимают участие различные группы микроорганизмов, потребляющие органическое загрязнение сточной воды и преобразуя его в конечном итоге в биогаз [5, 12, 15, 16, 83-87]. Сложность и многостадийность биохимического преобразования органического вещества при анаэробном брожении требует их тщательного анализа.

Выделим основные **особенности систем анаэробной биологической очистки**:

1) взаимовлияние множества параллельно протекающих нелинейных биохимических и физических процессов массопереноса и теплопереноса со сложным математическим описанием (рисунок П2.1);

2) зависимость характера протекания основных процессов от конструкции используемого биореактора;

3) наличие весьма специфичных крайне неустойчивых биохимических процессов (жизнедеятельность микробной популяции (рост, размножение, развитие), разложение сложных органических веществ и синтез новых веществ анаэробной биомассы), плохо поддающихся полному математическому описанию (наличие немоделируемой динамики).

Слабая формализуемость множества взаимосвязанных нелинейных процессов с неустойчивыми состояниями САБО затрудняет качественный анализ всей системы и конструирование однозначных управляющих решений.



Рисунок П2.1 – Основные процессы в системе анаэробной биологической очистки сточной воды

В отличие от ранее *отдельно* рассматриваемых *физических* процессов в САБО, характерных и для другого оборудования химической промышленности [88] и *биохимических* (кинетика роста, развития микробной популяции, преобразование органического субстрата с выделением биогаза) [5, 12, 15, 16, 83-87] в данном исследовании указанные *процессы рассматриваются совместно*, изучаются их взаимосвязи и факторы взаимного влияния.

Рассмотрим *особенности биохимических и физических процессов* и основных элементов системы анаэробной очистки сточных вод, значимых при разработке алгоритмов мониторинга, управления и поддержки принятия решений при эксплуатации локальных очистных сооружений.

Физические процессы при анаэробной очистке сточных вод. Физические и биохимические процессы связаны между собой механизмами транспорта субстрата с концентрацией S к микроорганизмам и отводом продуктов их жизнедеятельности с концентрацией P , а также обеспечением температурного режима сбраживания, температуры θ .

Доступность питательных веществ S определяет концентрацию микроорганизмов биомассы в биореакторе B и скорость преобразования загрязнений сточной воды $\frac{dS}{dt}$.

Развитие микробной популяции в значительной степени определяется ее взаимодействием с питательной средой, перерабатываемыми загрязнениями, которое ограничивается накоплением продуктов жизнедеятельности микроорганизмов P (согласно моделям массопереноса [88]).

Температурный режим работы биореактора в значительной степени влияет на физиологическую активность микроорганизмов, а значит и на их способность к очистке стока.

Механизмы подвода и отвода веществ и энергии к микроорганизмам зависят от гидродинамической обстановки в биореакторе, которая в общем случае описывается полем скоростей жидкости W [88]. Особенности гидродинамики напрямую зависят от конструктивного исполнения биореактора.

Биохимические процессы при анаэробной очистке сточных вод. Анаэробное разложение органического вещества является многоступенчатым процессом, происходящим в результате жизнедеятельности различных групп анаэробных микроорганизмов и факультативных аэробов. Зачастую анаэробный процесс называют метановым брожением [11], так как конечным продуктом является биогаз, основным составляющими которого является метан (50-87%).

Особенности роста, развития, жизнедеятельности микробной популяции, взаимосвязи между различными группами и видами микроорганизмов обуславливают эффективность и интенсивность процессов очистки сточных вод в анаэробном биореакторе. Важнейшей особенностью анаэробной популяции является наличие множества симбиотических связей между микроорганизмами различных групп, при которых продукты жизнедеятельности одних микроорганизмов являются питательными субстратами для других [5, 11, 12, 15, 16, 83-87].

Наиболее полно этапы преобразования вещества в процессах очистки сточных вод приведены в моделях, разработанных международными исследовательскими группами, ADM-1 [15-16], ASM-1. Модель ADM-1 ориентирована на анаэробные процессы очистки, подробно рассматривает все этапы разложения сложного органического вещества и промежуточных продуктов процесса, учитывает межвидовое разнообразие анаэробной биомассы и предусматривает следующие основные этапы [5, 11, 12, 15, 16, 83-87] (рисунок П2.2):

- 1) дезинтеграция гомогенных частиц на углеводы, жиры и белки;
- 2) гидролиз сложных биополимерных молекул (белков липидов, полисахаридов и других) до более простых: аминокислот, углеводов, жирных кислот и др., осуществляемый за счет внеклеточных ферментов;

3) кислотогенез, или ферментация, мономеров до еще более простых веществ: низших кислот и спиртов, при этом также выделяется углекислый газ и водород, осуществляется группой ацидогенных микроорганизмов;

4) ацетогенез, при котором разлагаются летучие жирные кислоты и образуются непосредственные предшественники метана: ацетат, водород, углекислый газ, осуществляется группой ацетогенных микроорганизмов;

5) метаногенез, в процессе которого появляется конечный продукт разложения сложных органических веществ – метан, осуществляется группой метаногенных микроорганизмов.

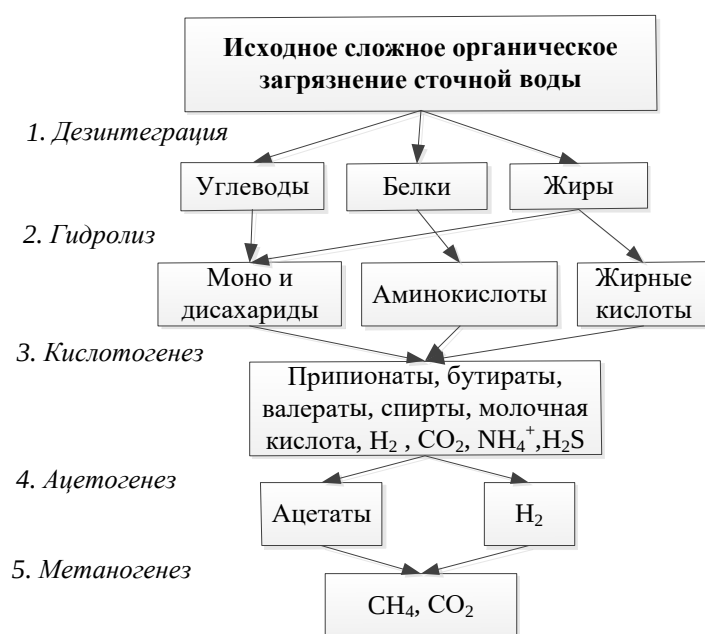


Рисунок П2.2 – Этапы преобразования загрязнений сточной воды при анаэробном брожении

Представленная выше пятистадийная модель анаэробного процесса подробно описывает особенности жизнедеятельности микробной популяции, но практическое использование этих моделей, как правило, связано с рядом упрощений, определяемых задачами конкретного исследования. Из рассмотренных стадий наиболее важными и определяющими технические и эксплуатационные характеристики биореактора являются стадии кислотогенеза и метаногенеза.

При инженерном проектировании систем анаэробной биологической очистки допустимо применение двухстадийной модели преобразования органического загрязнения сточной вод [11, 86, 89-92], что позволяет существенно упростить математическое описание процесса. В этом случае

- 1) исходное загрязнение сточной воды тогда представляют в виде эквивалентной концентрации глюкозы ($C_6H_{12}O_6$);
- 2) глюкоза потребляется кислотогенными микроорганизмами и перерабатывается ими в ацетаты;

- 3) продукты разложения кислотогенами начального загрязнения представляют в виде эквивалентной концентрации уксусной кислоты (CH_3COOH);
- 4) уксусная кислота является питательной средой для метаногенов и разлагается ими до биогаза.

Приведенные модели подробно описывают процесс анаэробного брожения, но не позволяют разработать алгоритмы непрерывного контроля биологических процессов, поскольку учитывают влияние физических процессов на биомассу лишь на уровне параметров (коэффициентов) модели, а конструктивные параметры биореактора, определяющие особенности тепломассопереноса, в них не фигурируют.

Особенности биомассы в анаэробном биореакторе для очистки сточных вод.

Анаэробная биомасса

- представляет собой совокупность различных групп микроорганизмов, характеризуется большим видовым разнообразием и наличием множества тесных межвидовых взаимосвязей [11, 85, 96];
- обладает низкой скоростью роста и необходимостью в высоких по сравнению с аэробами концентрациях субстрата;
- имеет высокую чувствительность к температуре окружающей среды θ , определяющей активность метаногенной популяции, и являющейся одной из причин возникновения неустойчивых состояний биомассы.

В зависимости от оптимальной температуры для поддержания активной жизнедеятельности, выделяют три группы анаэробных микроорганизмов и, соответственно, три температурных режима работы анаэробных биореакторов [96] и соответствующих групп анаэробных микроорганизмов:

- психрофильный (до 20°C);
- мезофильный ($20\text{--}40^\circ\text{C}$);
- термофильный ($40\text{--}60^\circ\text{C}$).

Поясним взаимовлияние состояний анаэробной биомассы и биореактора, биохимической и технической природы, соответственно.

1. При повышении температуры увеличивается активность микробной популяции, скорость потребления питательных веществ, а, следовательно, и производительность биореактора. Однако, при термофильных режимах уменьшается видовое разнообразие микробной популяции [86, 97-99], что делает ее более

чувствительной к ингибирующим факторам окружающей среды. При этом уменьшается стабильность работы биореактора. Для поддержания термофильного режима необходимы значительные затраты энергии на обогрев биореактора, поэтому наиболее чаще используется мезофильный режим работы.

2. При установившейся работе в биореакторе развивается соответствующая температурному режиму биомасса, переход из одного температурного режима в другой, например, из мезофильного в термофильный, приводит к временной утрате способности биореактора к очистке до тех пор, пока не разовьется биомасса, способная работать в новых условиях.

3. Для мезофильных и термофильных микроорганизмов эмпирически [11] установлены зависимости максимальной скорости роста от температуры, усредненные значения которой приведены на графиках (рисунок П2.3). Для каждой конкретной популяции микроорганизмов, учитывая ее видовой состав, зависящий от режима запуска биореактора и использованного инокулянта, могут отличаться и должны быть уточнены.

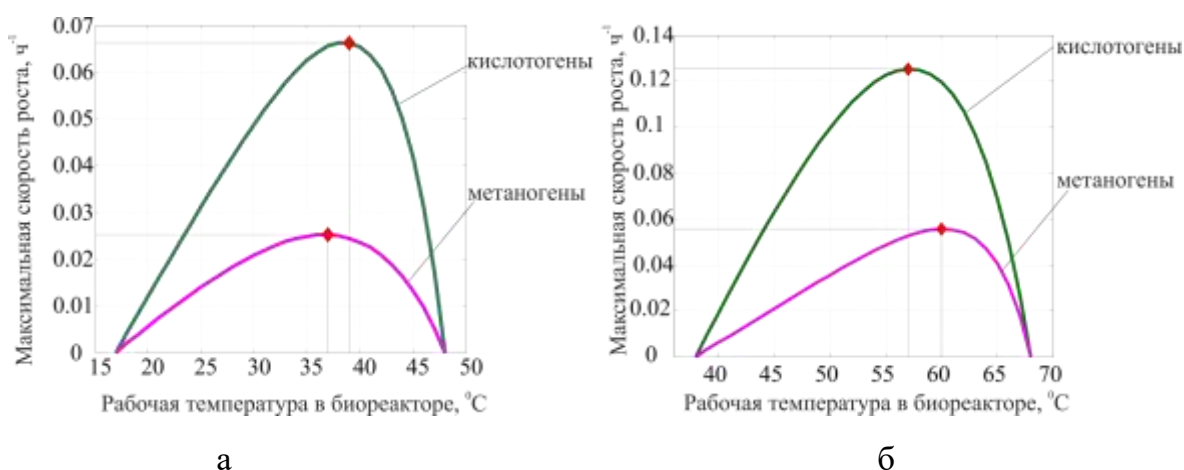


Рисунок П2.3 – Зависимость максимальной удельной скорости роста биомассы от температуры: а – для мезофильной биомассы, б – для термофильной биомассы

Температурный режим сбраживания может быть использован в качестве *управляющего параметра процессом*, однако, для сохранения активности и жизнеспособности анаэробной популяции допустимы следующие скорости изменения температуры [96]:

- для психрофильного температурного режима: $\pm 2^{\circ}C$ в час;
- для мезофильного температурного режима: $\pm 1^{\circ}C$ в час;
- для термофильного температурного режима: $\pm 0.5^{\circ}C$ в час.

Эти ограничения необходимо учитывать при синтезе систем управления и разработке системы поддержки принятия решения стадии биологической очистки.

Для эффективной очистки в анаэробном биореакторе *посредством организации соответствующего гидродинамического режима* должны быть обеспечены контакт биомассы с питательной средой и отвод выделяемых продуктов жизнедеятельности (в том числе биогаза).

Контакт биомассы с окружающей средой осуществляется через поверхность клеточных агрегатов (структур). Существует 3 формы клеточных структур анаэробной биомассы – активный ил, гранулированный ил и биопленка.

1. Активный ил представляет собой мелкие хлопья размером до нескольких сотен микрометров, состоящие на 70% из живых микроорганизмов и на 30% из твердых частиц неорганической природы.

2. Гранулированный ил образуется при соединении клеток между собой (самоиммобилизации) [100, 101], и характеризующийся лучшей способностью к очистке сточных вод по сравнению с активным илом. Однако гранулы представляют собой нестабильную структуру, которая легко разрушается при изменениях условий окружающей среды.

3. Биопленка образуется при присоединении микроорганизмов к поверхности носителя. Биопленка является высоко структурированным слизистым клеточным образованием толщиной 1 мм – 2 мм, в котором микробные клетки включены в комплексную матрицу. Формирование биопленки является естественным способом закрепления микроорганизмов, что предотвращает их вынос из биореактора с потоком очищаемой жидкости, увеличивает концентрацию активной биомассы в биореакторе и положительно влияет на эффективность очистки сточной воды [102-107]. Скорость массопереноса в биопленке и через нее может контролировать общую скорость процесса деградации субстрата, она зависит от режима течения субстрата, то есть гидродинамической обстановки в биореакторе, и свойств биопленки, таких как концентрация биомассы в биопленке, физиология популяции на разных глубинах биопленки, плотность биопленки и прочность сцепления с носителем, структура биопленки и т.д. [102, 104].

Рассмотренные особенности анаэробной биомассы оказывают влияние на конструктивные решения используемых биореакторов и особенности проведения

технологического процесса очистки сточных вод, определяют ограничения для алгоритмов управления и контроля системы анаэробной биологической очистки.

Характеристики сточной воды, поступающие на очистку. Состав, физико-химические характеристики и объемы сточной воды, поступающей на очистку, являются основой для выбора технологической схемы очистных сооружений, определяют возможность использования тех или иных методов очистки.

Вне зависимости от происхождения, сточные воды, поступающие на очистку, характеризуются следующими основными показателями [11, 59]: объем сточных вод, температура, окраска, запах, кислотность, взвешенные вещества, химическая потребность в кислороде (ХПК, Chemical Oxygen Demand, COD) и биологическая потребность в кислороде (БПК, Biochemical Oxygen Demand, BOD), определяющие общую концентрацию растворенных органических веществ, содержание азота, фосфора, токсичных элементов, поверхностно-активных веществ, патогенов и проч.

Сточные воды пищевой промышленности:

- характеризуются высоким содержанием органических загрязнений, могут содержать жиры, взвешенные вещества,
- имеют высокую мутность и специфический запах,
- объемы и химико-физический состав образованных на предприятиях пищевой промышленности сточных вод имеют выраженную сезонность,
- характеристики сточной воды, поступающей с предприятия на очистку, установленные технологическими регламентами качества очистки, определяют требования к конструкции и объему биореактора.

Являясь питательной средой для анаэробных микроорганизмов, органические загрязнения сточной воды влияют на форму существования биомассы в рабочей зоне биореактора, обуславливая особенности технологических параметров его работы.

Биогаз как побочный продукт анаэробной очистки. Биогаз представляет собой смесь газов, основными составляющими которого является метан (до 87%), углекислый газ и другие примеси в незначительных количествах [83, 96]. По составу и количеству примесей биогазы различного происхождения неодинаковы, а процентное содержание метана в биогазе определяет его качество и рентабельность его дальнейшего использования. Биогаз, образованный в анаэробном биореакторе, может быть

использован для обеспечения энергетических нужд как системы очистки, так и всего производства.

Пример П2.1. Так, на предприятии молочной промышленности средней мощности в сутки образуется порядка 1500 м^3 сточных вод загрязненностью 15 кгХПК/м^3 , что соответствует выработке 1000 м^3 биогаза. Исходя из минимальной теплотворной способности биогаза 6.23 кВтч/м^3 , общего КПД когенерационной установки 0.8 , среднего содержания метана в биогазе 70% , анаэробная очистка позволяет получить порядка 3.3 МВтч/сут тепловой и электроэнергии, которая расходуется на обогрев биореактора и обеспечение прочих энергетических нужд предприятия и позволяет сэкономить порядка $475\,000$ рублей в месяц.

Основные факторы, вызывающие деградацию биомассы при анаэробном брожении.

1. Наличие повышенной концентрации органических веществ S_{in} во входном потоке сточной воды вызывает повышение содержания летучих жирных кислот P_X – продукта стадии кислотогенеза, приводящее к ингибированию метаногенной микрофлоры B_2 , уменьшению ее активности и численности популяции. В результате снижается интенсивность выработки биогаза I_G и/или содержание метана CH_4 в нем. При продолжительном воздействии повышенных концентраций органических веществ в сточной воде образованные жирные кислоты не перерабатываются и накапливаются в биореакторе, приводя к его закислению. В таком случае деградации поддаются все группы микроорганизмов биомассы, в конечном счете приводя к ее гибели.

2. Пониженное содержание органических компонент в сточной воде S_{in} приводит к недостатку питания биомассы, уменьшается скорость размножения микроорганизмов μ , часть из них переходит в состояние анабиоза. Однако субстрат наиболее полно перерабатывается, и, несмотря на снижение интенсивности выработки биогаза I_G , наблюдается высокое содержание метана CH_4 в нем. Следует отметить, что анаэробные системы проявляют высокую устойчивость к продолжительному снижению или отсутствию питания, и возобновление нормальной работы системы возможно в относительно короткие сроки.

3. Разрушение клеточных агрегатов (биопленки, гранул, хлопьев активного ила) из-за механических воздействий (наличие взвешенных веществ TSS , турбулентного потока жидкости, перемешивающих устройств, газовой фазы) приводит к уменьшению

концентрации активной биомассы B_1 и B_2 в следствие ее выноса из аппарата, а также изменению организационной структуры популяции микроорганизмов вплоть до их гибели. Разрушение клеточных структур возможно так же при гибели микроорганизмов в результате других причин, как, например, воздействие токсических веществ S_{tox} . В любом случае в очищенной воде повышается количество взвешенных веществ TSS .

4. Выход из температурного режима приводит к гибели или переходу в анабиоз соответствующих микроорганизмов и началу развития популяции, приспособленной к новым условиям. При этом наблюдается временная потеря работоспособности системы до возобновления необходимого содержания биомассы в биореакторе. Рабочая температура процесса анаэробного брожения θ_x является основным управляющим параметром системы очистки, на изменение которой биомасса реагирует достаточно быстро. При этом рамках температурного режима (мезофильного, термофильного или психрофильного), для которого наработана соответствующая биомасса, слишком быстрое изменение температуры приводит к торможению развития популяции и значительному снижению ее активности.

5. Недостаточность времени HRT обработки сточной воды, или высокая нагрузка по сточной воде, приводит к повышению удельной нагрузки по органическому веществу OLR , конечные стадии анаэробного брожения, такие как ацетогенез и метаногенез, происходят неполно, соответствующие группы микроорганизмов не развиваются. В результате накапливаются жирные кислоты P_x , наблюдается пониженная интенсивность выхода биогаза I_G и/или низкое содержание метана CH_4 в нем. В некоторых случаях, например, при заиливании биореактора, несмотря на то, что расход сточной воды остается неизменным, падает качество очистки из-за высоких скоростей жидкости в уменьшенном рабочем объеме аппарата, часть биомассы испытывает повышенные нагрузки по органике, а другая часть, наоборот – недополучает питания. В таком случае расчетного времени выдержки субстрата на очистке может быть недостаточно для обеспечения заданных параметров эффективности процесса.

ПРИЛОЖЕНИЕ 3 Анализ современных конструкций анаэробных биореакторов

Анализ различных конструкций показывает, что основные различия анаэробных биореакторов определяются формой существования биомассы в рабочей зоне аппарата. Предлагаемая классификация конструкций биореакторов в зависимости от формы существования биомассы приведена на рисунке ПЗ.1.

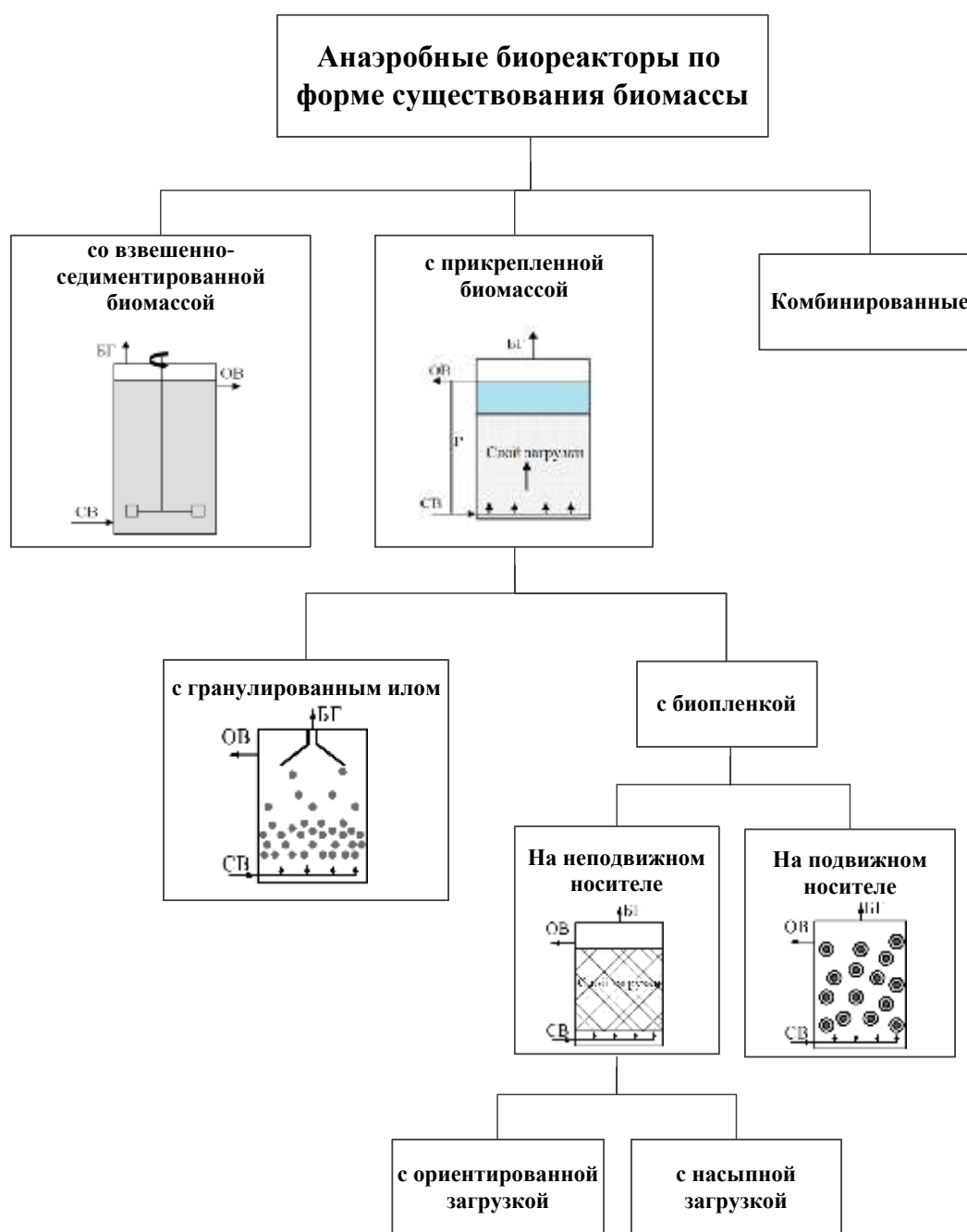
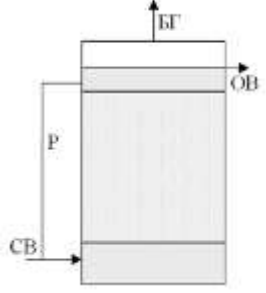
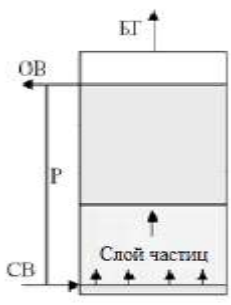
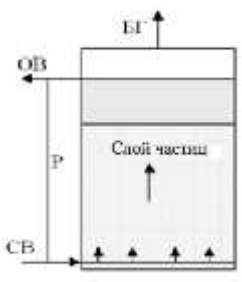


Рисунок ПЗ.1 – Классификация анаэробных биореакторов по форме существования биомассы: СВ – сточная вода, ОВ – очищенная вода, БГ – биогаз, Р – рециркуляция

Анализ основных типов конструкций анаэробных [79,87-113] биореакторов и областей их применения приведены в таблице ПЗ.1, и на рисунках ПЗ.2-ПЗ.5.

Таблица ПЗ.1 – Сравнительный анализ основных конструкций анаэробных биореакторов

№	Название биореактора	Условное обозначение	Схема	Область применения
1	Метантенк	-		- переработка отработанного ила станций аэрации
2	Контактный анаэробный реактор	ACR		- переработка отработанного ила станций аэрации; - химическая промышленность; - производство консервов; - сахарно-дрожжевое производство
3	Секционный анаэробный реактор	ABR		- сахарно-дрожжевое производство; - химическая промышленность; - производство консервов
4	Анаэробный биореактор с восходящим потоком жидкости с гранулированным илом	UASB		- сахарно-дрожжевое производство; - пивоваренная промышленность; - производство напитков; - крахмалопаточная промышленность; - кондитерская промышленность; - картофеле-перерабатывающая промышленность
5	Анаэробный биофильтр с нисходящим потоком	DSFF		- молочная промышленность; - химико- фармацевтическая промышленность; - сыроварение; - мясоперерабатывающая промышленность; - текстильная промышленность

6	Анаэробный биофильтр с восходящим потоком	AF		- молочная промышленность; - химико- фармацевтическая промышленность; - сыроварение; - мясоперерабатывающая промышленность; - текстильная промышленность;
7	Анаэробный биореактор с расширенным слоем ила	ESGB		- фармацевтическая промышленность - пивоваренная промышленность; - целлюлозно-бумажная промышленность; - сахарно-дрожжевое производство; - производство напитков и пищевых продуктов
8	Анаэробный биореактор с псевдоожиженным слоем	FBR		- картофелеперерабатывающая промышленность - производство напитков - производство органического топлива - органическое производство этанола - целлюлозно-бумажная промышленность - пивоваренная промышленность; - утилизация молочной сыворотки; - сахарно-дрожжевое производство

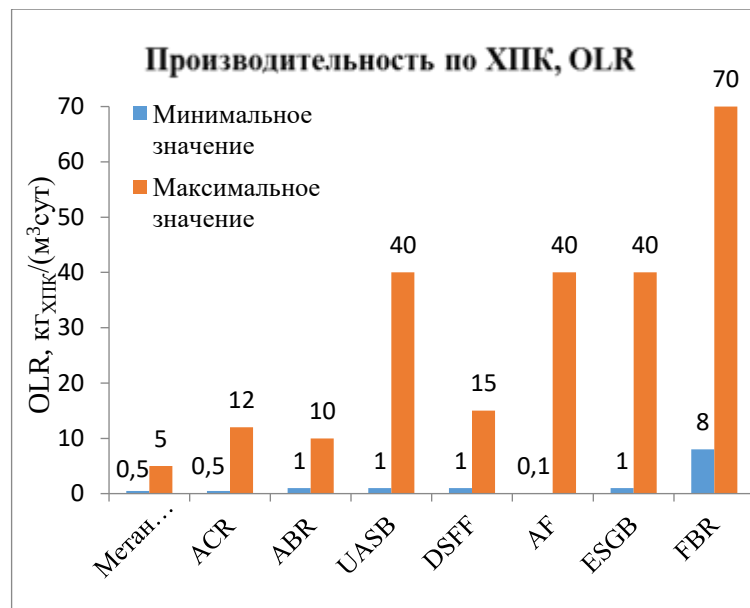


Рисунок ПЗ.2 – Сравнение основных конструкций анаэробных биореакторов по производительности

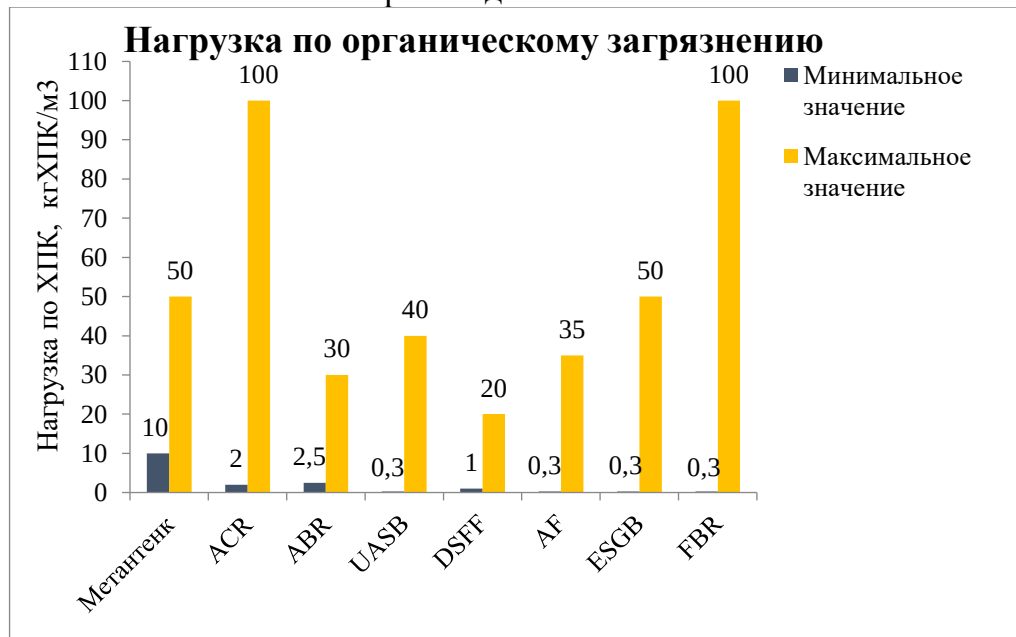


Рисунок ПЗ.3– Сравнение основных конструкций анаэробных биореакторов по нагрузке по органическому загрязнению

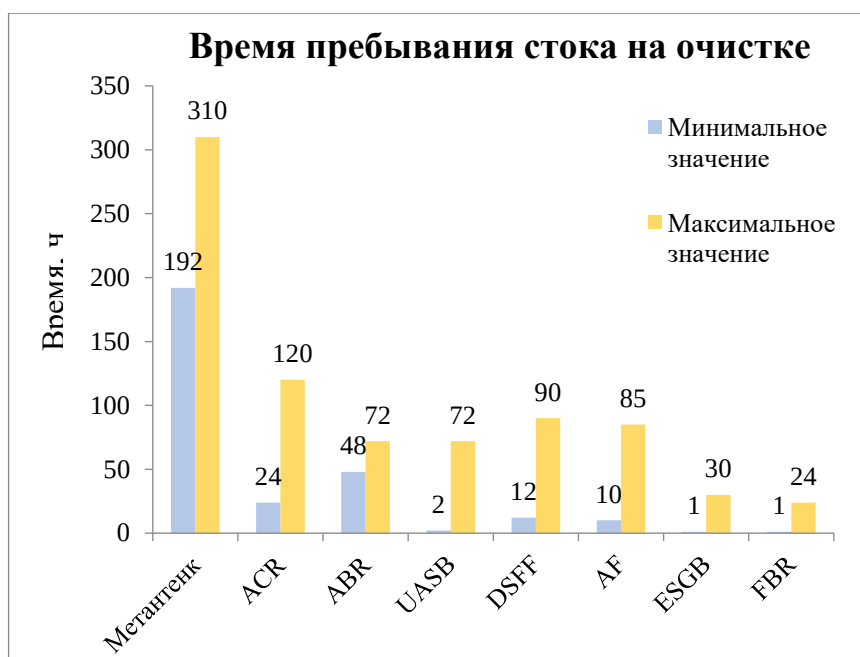


Рисунок ПЗ.4 – Сравнение основных конструкций анаэробных биореакторов по времени пребывания стока на очистке

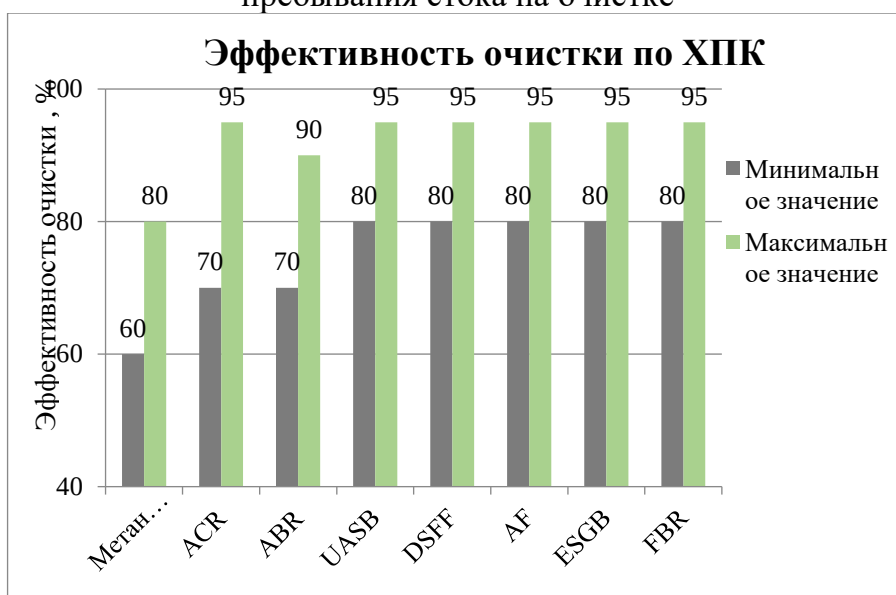


Рисунок ПЗ.5 – Сравнение основных конструкций анаэробных биореакторов по эффективности очистки

Как показывают исследования, эффективным является использование гибридных конструкций, которые объединяют преимущества различных типов биореакторов. К самым распространенным можно отнести гибридные биореакторы: UASB+AF (биореактор с гранулированным илом+анаэробный фильтр) [87, 107], ABR+ACR (секционный биореактор+контактный биореактор с непрерывным перемешиванием) [106-109], ABR+UASB (секционный биореактор+биореактор с гранулированным слоем) [110], ABR+UAF (секционный биореактор+анаэробный биофильтр с восходящим потоком) [105, 106, 111].

ПРИЛОЖЕНИЕ 4 Параметры, доступные для измерения при мониторинге обобщенного состояния САБО

Таблица П4.1– Параметры, доступные для измерения при мониторинге обобщенного состояния САБО

№	Обозначение	Название показателя	Метод или прибор для измерения
1	θ_{in}	Температура СВ, поступающей на анаэробную очистку	Термодатчики
2	θ	Температура в рабочей зоне биореактора	Термодатчики
3	$\theta_{СВ-ТО}$	Температура жидкости в теплообменной зоне биореактора	Термодатчики
4	$\theta_{окр}$	Температура окружающей среды	Термодатчики
5	$\Delta\theta$	Скорость изменения температуры в рабочей зоне биореактора	Термодатчики
6	$S_{in}, S_{in\ БПК}$	Загрязненность СВ, поступающей на анаэробную очистку, органическими веществами (ХПК, БПК)	Спектрометрический Анализатор
7	Q_{in}	Расход жидкости в подводящем трубопроводе	Расходомер
8	Q_{out}	Расход жидкости в отводящем трубопроводе	Расходомер
9	TSS_{in}	Общее количество взвешенных частиц в СВ, поступающей на анаэробную очистку	Счетчики частиц
10	TSS_{out}	Общее количество взвешенных частиц в очищенной воде	Счетчики частиц, анализаторы мутности и взвешенных частиц
11	S_{tox}	Концентрация токсичных веществ в СВ, поступающей на анаэробную очистку	Анализаторы токсичности
12		Мутность СВ, поступающей на анаэробную очистку	Цифровые датчики
13		Проводимость СВ, поступающей на анаэробную очистку	Цифровые датчики
14		Концентрация жиров в СВ, поступающей на анаэробную очистку	Анализаторы жиров в воде
15		Концентрация тяжелых металлов в СВ, поступающей на анаэробную очистку	Анализатор тяжелых металлов
16	$Q_{ТО}$	Расход теплоносителя для обогрева биореактора	Расходомер

17	$\theta_{\text{то_in}},$ $\theta_{\text{то_out}}$	Температура теплоносителя для обогрева биореактора, соответственно на входе и выходе теплообменника	Термодатчики
18	P_G	Давление газа над жидкостью в биореакторе	Датчики давления
19		Уровень жидкости в биореакторе	Датчики уровня
20	$Q_{\text{ил}}$	Поток отработанного ила в илоотводящем трубопроводе	Расходомер
21	$S_{\text{out}},$ $S_{\text{out БПК}}$	Загрязненность очищенной воды на выходе из биореактора (ХПК, БПК)	Спектрометрический Анализатор
22	P_{total}	Общий фосфор на выходе из биореактора	Анализаторы фосфора
23	N_{total}	Общий азот на выходе из биореактора	Анализаторы общего азота
24	pH_{in}	Кислотность стока, поступающего на очистку	pH -метр
25	pH	Кислотность жидкости в рабочей зоне биореактора	pH -метр
26	pH_{out}	Кислотность очищенной воды	pH -метр
27	VFA_{total}	Концентрация жирных кислот (общая)	Спектрометрический анализатор, лабораторное исследование проб
28	VFA_{prop}	Концентрация жирных кислот пропионатов	Лабораторное исследование проб
29	VFA_{ac}	Концентрация жирных кислот ацетатов	Лабораторное исследование проб
30	V_G	Производительность по биогазу	Расходомер
31	P_G	Давление газа в газгольдерах	Датчики давления
32		Теплоемкость / индекс Wobbe биогаза	Анализаторы теплоемкости , (приборы, позволяющие определить теплотворную способность газа)
33		Состав биогаза	Газоанализаторы: Анализатор метана Анализатор H ₂ S Анализатор CO ₂
34	Alc	Щелочность сточной воды	Анализаторы щелочности
35	$S_{\text{NH}_4^+}$	Содержание аммония	Анализатор аммония в воде
36	SO_2	Содержание растворенного кислорода	Анализатор растворенного кислорода в воде

**ПРИЛОЖЕНИЕ 5 Кинетические параметры и стехиометрические коэффициенты
процесса анаэробного сбраживания глюкозы при 35°C**

Таблица П 5.1 – Кинетические параметры и стехиометрические коэффициенты процесса
анаэробного сбраживания глюкозы при 35°C

Название	Условное обозначение	Единица измерения	Значение	Источник
Максимальная скорость роста кислотообразующих бактерий	$\mu_{\max 1}$	сут ⁻¹	1.5 4.0 0.202 0.1 1-3 0.4	[6] [10] [16] [141] [11] [14]
Максимальная скорость роста метаногенных бактерий	$\mu_{\max 2}$	сут ⁻¹	0.138 0.37 0.5976 0.00058 0.3-0.5 0.4	[6] [10] [16] [141] [11] [14]
Скорость отмирания кислотообразующих бактерий	k_{d1}	сут ⁻¹	0.8 0.000667 0.002 0.025	[10] [16] [141] [14]
Скорость отмирания метаногенных бактерий	k_{d2}	сут ⁻¹	0.05 0.00389 0.0042 0.04	[10] [16] [141] [14]
Максимальный прирост биомассы кислотообразующих бактерий, потребляющих глюкозу	Y_{x1}	г·г ⁻¹	0.82 0.000575 0.2039 0.2-0,3 0.2	[6] [16] [141] [11] [14]
Максимальный прирост биомассы для метаногенных бактерий, потребляющих уксусную кислоту	Y_{x2}	г·г ⁻¹	0.82 0.08 0.71 0.1588 0.04-0,05 0.06	[6] [8] [16] [141] [11] [14]
Константа насыщения производства метана (выраженная как ионизированная уксусная кислота)	K_m	гЛ ⁻¹	0.0208	[6]
Постоянная полунасыщения для кислотообразующих бактерий	K_{S1}	гЛ ⁻¹	0.0089 0.5 0.5	[16] [141] [14]
Постоянная полунасыщения для метанообразующих бактерий	K_{S2}	гЛ ⁻¹	0.594 0.36	[16] [141]

			0.025	[14]
Константа ингибирования процесса производства метана уксусной кислотой	K_{im}	гЛ ⁻¹	0.059 0.2-0.8	[6] [11]
Постоянная насыщения в выражении потребления глюкозы для преобразования в энергию, необходимую для поддержания жизнедеятельности кислотообразующих микроорганизмов	K_{mx1}	гЛ ⁻¹	0.26	[6]
Постоянная насыщения в выражении потребления уксусной кислоты для преобразования в энергию, необходимую для поддержания жизнедеятельности метаногенных микроорганизмов	K_{mx2}	гЛ ⁻¹	0.93	[6]
Постоянная насыщения в выражении роста кислотообразующих бактерий	K_{sx1}	гЛ ⁻¹	0.26 0.15-0.3	[6] [11]
Постоянная насыщения в выражении роста метаногенных бактерий	K_{sx2}	гЛ ⁻¹	0.003 0.03-0.1	[6] [11]
Удельная скорость преобразования глюкозы в кислоту	Y_{s1}	г/г	0.83	[6]
Удельная скорость преобразования уксусной кислоты в метан	Y_{s2}	г/г	0.26	[6]
Максимальная скорость производства метана 1г метаногенных бактерий в сутки	$V_{m\max}$	г/(г·сут)	0.5	[6]
Удельная скорость преобразования глюкозы в углекислый газ	Y_{CO_2S}	г/г	0.49	[151]
Удельная скорость преобразования уксусной кислоты в углекислый газ	Y_{CO_2P}	г/г	12.31	[151]
Молярная масса биомассы	M_B	г/моль	113	[151]

ПРИЛОЖЕНИЕ 6 Измеряемые параметры при мониторинге обобщённого состояния САБО с признаками деградации биомассы

Таблица Пб. 1– Наблюдаемые параметры при мониторинге обобщённого состояния САБО с признаками деградации биомассы

№	Обозначение параметра	Название параметра	Описание параметра
1	S_{out}	Концентрация органических загрязнений сточной воды на выходе из биореактора	Концентрация загрязнений сточной воды на выходе из биореактора является основным показателем качества работы системы очистки сточных вод. Значения допустимых концентраций загрязнений в сбрасываемой из системы очистки воде регламентируется нормативно-правовыми актами, а для каждой отдельной стадии очистки – технологическими регламентами.
2	$S_{inXПК}$	Концентрация органических загрязнений сточной воды, подаваемой в биореактор (как химическое потребление кислорода (ХПК))	Исходное органическое загрязнение сточной воды является питанием для биомассы. Однако повышенное содержание органики в сточной воде приводит к значительному росту концентрации летучих жирных кислот и ингибированию микробной популяции. Принято выражать общее содержание органики в сточной воде через химическое потребление кислорода (ХПК) – количество кислорода, необходимое для окисления всех органических веществ в стоке, а так же как биологическое потребление кислорода (БПК) – количество кислорода, необходимое для окисления всех органических веществ, поддающихся биологическому окислению.
3	$S_{inБПК}$	Концентрация загрязнений сточной воды, подаваемой в биореактор (как биологическое потребление кислорода (БПК))	
4	Q_{in}	Расход сточной воды	Расход сточной воды определяет производительность системы, а также время пребывания стока на очистке. Для утилизации органического загрязнения сточной воды до заданных технологическими регламентами значений должно быть обеспечено время выдержки, определяемое составом исходного сырья и

			концентрацией загрязнений в нем. Для проточных биореакторов контролируется не только расход жидкости, подаваемой в аппарат, но и выходящей из него. Неравенство расходов входного и выходного потоков жидкости может свидетельствовать о наличие протечек биореактора или заиливании носителей биомассы, приводящем к образованию застойных зон и недостатку питания части биомассы.
5	θ	Рабочая температура в биореакторе	Процесс анаэробного брожения крайне чувствителен к температурному режиму в биореакторе. Выделяют три температурных режима анаэробного брожения, каждому из которых соответствует свой видовой состав биомассы: психрофильный (15-25°C), мезофильный (25-40°C) и термофильный (40-55°C). Изменение температуры в рамках заданного температурного режима допустимо со скоростью не более 1°C/час для кислотогенов и 0,5°C/час для метаногенов.
6	$d\theta/dt$	Скорость изменения температуры	
7	C:N	Соотношение C:N	Соотношение C:N (углеродного питания к азотсодержащему) в исходном субстрате. Уменьшение азотного питания не приводит к критическому сбою в работе биореактора, но способно значительно уменьшить активность биомассы.
8	S_{tox}	Концентрация токсических веществ	Наличие токсических веществ в сточной воде в концентрациях, выше предельно допустимых, способно не только снизить активность биомассы, но и привести к ее гибели. На анаэробную биомассу токсическое действие оказывают дезинфицирующие средства, гербициды, антибиотики, тяжелые металлы, поверхностно-активные вещества, спирты, а так же высокие концентрации органического загрязнения. Наличие токсических веществ в сточной воде требует незамедлительных действий по предотвращению аварийной ситуации.
9	V_G	Объем биогаза, вырабатываемый анаэробным биореактором в час.	При нормальной работе анаэробной системы очистки значение этого показателя находятся в границах, зависящих от состава исходного сырья – загрязнений сточных вод. Увеличение объема вырабатываемого биогаза свидетельствует о перегрузке системы по органике или изменении состава обрабатываемой сточной воды, а уменьшение объема биогаза – о недогрузке системы или значительном угнетении

			активности биомассы. При этом изменение объема вырабатываемого биогаза свидетельствует о уже развившемся отказе и не может использоваться для раннего обнаружения дестабилизации системы.
10	CH_4	Содержание метана в выработанном биогазе	Соотношение метана, углекислого газа и водорода в биогазе позволяет судить об активности различных микробных групп в биомассе. Увеличение содержания метана в биогазе влиянием на активность метаногенов является важной задачей при эксплуатации систем анаэробной биологической очистки, так как вырабатываемый биогаз используется для обеспечения энергетических нужд производства.
11	CO_2	Содержание углекислого газа в выработанном биогазе	
12	H_2	Содержание водорода в выработанном биогазе	
13	VFA_{total}	Общая концентрация летучих жирных кислот	Концентрация летучих жирных кислот (ЛЖК) косвенно свидетельствует об уровне стабильности процесса анаэробного брожения, о равновесии между различными группами анаэробных микроорганизмов. ЛЖК, являясь продуктом стадии кислотогенеза, могут накапливаться в биореакторе, угнетая активность метаногенов. Увеличение концентрации ЛЖК, однако, не приводит к моментальному выходу системы из работоспособного состояния. Длительное воздействие высоких концентраций ЛЖК значительно снижает количество биомассы, и восстановление стабильного работоспособного состояния в таком случае занимает продолжительное время, сопоставимое в некоторых случаях с перезапуском системы. В процессе анаэробного разложения органических веществ образуется целый ряд различных ЛЖК, основные из которых – ацетаты и пропионаты. При увеличении нагрузки системы по органическому веществу наблюдается резкий скачек ацетатов, рост концентрации пропионатов же наблюдается при возвращении системы в режим нормального функционирования. Для измерения общей концентрации ЛЖК в биореакторе применяют масс-спектрометры, позволяющие контролировать этот параметр в реальном времени.
14	VFA_{ac}	Концентрация летучих жирных кислот - ацетатов	
15	VFA_{prop}	Концентрация летучих жирных кислот - пропионатов	

			Измерение содержания отдельных ЛЖК требует отбора проб и проведения лабораторных исследований.
16	$S_{NH_4^+}$	Концентрация аммония	Высокие концентрации аммония, вырабатываемого на начальных стадиях анаэробного брожения, оказывают ингибирующее действие на метаногенов и свидетельствуют о перегрузке биореактора по органическому веществу.
17	pH	Кислотность	Кислотность косвенно свидетельствует о содержании кислот в очищаемой воде, в том числе и ЛЖК. Однако, в хорошо буферизированных биореакторах, рост ЛЖК не приводит к значительному изменению pH , что уменьшает возможность использования контроля кислотности для отражения уровня ЛЖК. Несмотря на меньшую информативность этого параметра, стоимость его проверки значительно ниже, чем проверки ЛЖК.
18	Alc , $VFA_{total}:Alc$	Щелочность Отношение концентрации ЛЖК к общей щелочности	Щелочность определяет буферную способность биореактора и, в отличие от pH , более чувствительна к незначительному росту концентрации ЛЖК. Отношение концентрации ЛЖК к общей щелочности является одним из показателей стабильности процесса анаэробного брожения.
19	TSS	Концентрация взвешенных веществ в очищенной воде	Концентрация взвешенных веществ в очищенной воде косвенно указывает на количество биомассы, вынесенное из биореактора. В современных анаэробных системах очистки используют различные способы удержания биомассы в биореакторе, в частности, закрепление ее на носителях. Наличие микрофлоры в очищенной воде в количестве, большем, чем предусмотрено используемой технологией, свидетельствует о нарушении процессов сцепления с поверхностью носителя. Это может происходить в результате многих отрицательных воздействий, в том числе и гибели биомассы под воздействием токсических веществ.

ПРИЛОЖЕНИЕ 7 Тексты программ выбора набора диагностических признаков

Программа выбора набора диагностических признаков по критерию минимальной стоимости проверок

```
function main_Par_min_cost(S, cost)
    [ B, C ] = distMatAndSub( S );
    vectorOfChecks = [];
    while size(B,1)>=1
        [ rowNumber, colNumber ] = parToInclude( B, Cost );
        vectorOfChecks = [vectorOfChecks colNumber];
        B = dimReduction( B, colNumber);
    end
    disp('Vector Of Checks:')
    disp(vectorOfChecks)
end

function [ B, C ] = distMatAndSub( A )
% function make a distinction matrix B of state matrix A
% and subscription C (key, 2 numbers of compaired rows)
B = [];
C = [];
n_row = size(A,1);
for i = 1:n_row-1
    for j = i+1:n_row
        temp_row = ~(A(i,:)==A(j,:));
        B = [B; temp_row];
        C = [C; i j];
    end
end
end
end

function B = dimReduction( A, colNumber)
% function reduce a dimention of distinction matrix
% by short Yablonsky method
% function performs only one step of reduction and return
% B - reduced matrix
B = [];
for i = 1 : size(A,1)
    if ~A(i,colNumber)
        B = [B; A(i,:)];
    end
end
end
end

function [ rowNumber, colNumber ] = parToInclude( A, Cost )
% function calculate index of col (parametre of model)
% which should be include in reponse
% function performs only one step of reduction
sRow = sum(A,2);
sCol = sum(A,1);
sRowTemp = max(sRow)+1;
sColTemp = 0;
colNumber=0;
rowNumber = -1;
for i = 1:size(A,1)
    if sRowTemp>sRow(i)
        sRowTemp = sRow(i);
        rowNumber = i;
    end
end
end
```

```

[sColTemp,colNumber] = max(A(i,:).*sCol);    % new data
vec_max=[];
for j=1:size(A,2)
    if sCol(j)== sColTemp
        vec_max=[ vec_max j];
    end
end
for j=2:length(vec_max)
    if ((sCol(vec_max(j))==sColTemp)&&(vec_max(j)~=colNumber)&&
(Cost(vec_max(j))<Cost(colNumber)))
        sColTemp = sCol(vec_max(j));
        colNumber = vec_max(j);
    else
        continue;
    end
end
elseif sRowTemp==sRow(i)
    [sColTemp1,colNumber1] = max(A(i,:).*sCol);    % new data
    if (sColTemp1>sColTemp)||...
        ((sColTemp1==sColTemp)&&(colNumber1~=colNumber)&&
(Cost(colNumber1)<Cost(colNumber)))
        sColTemp = sColTemp1;
        colNumber = colNumber1;
        rowNumber = i;
        [sColTemp,colNumber] = max(A(i,:).*sCol);    % new data
        vec_max=[];
        for j=1:size(A,2)
            if sCol(j)== sColTemp
                vec_max=[ vec_max j];
            end
        end
        for j=2:length(vec_max)
            if ((sCol(vec_max(j))==sColTemp)&&(vec_max(j)~=colNumber)&&
(Cost(vec_max(j))<Cost(colNumber)))
                sColTemp = sCol(vec_max(j));
                colNumber = vec_max(j);
            else
                continue;
            end
        end
    else
        continue;
    end
end
end
end

function [ B ] = delRow( A, n )
% function delete row number n out of matrix A

B = [A(1:(n-1),:);A((n+1):size(A,1),:)];

end

```

Программа выбора набора диагностических признаков по критерию максимальной информативности

```

function main_Par_min_inform(S,P)
% Возможные исходы проверок
p=[-1 0 1];
vectorOfChecks = [];
% Количество состояний
n = size(S,1);
% Количество признаков
m = size(S,2);
% Энтропия исходного состояния объекта H
for i=1:n
    I(i)=-P(i)*log2(P(i));
end
H=sum(I);
% Для каждой проверки определяем вероятность исходов, а
% так же информативность проверок
% Результат вероятностей запишем в вектор P_checks,
% в котором номер строки соответствует номеру проверки
% столбцы - вероятностям исходов
% столбец 1 - вероятности исхода p(1) и т.д.
P_checks=zeros(m,length(p));
% Результат информативности I_checks
% Для каждой проверки
for i = 1:m
    % Для каждого значения проверки
    I_checks(i)=0;
    for j =1:length(p)
        P_checks(i,j)=0;
        % Для каждого состояния
        for k =1:n
            if S(k,i)==p(j)
                P_checks(i,j) = P_checks(i,j)+P(k);
            end
        end
        if P_checks(i,j)
            I_checks(i)= I_checks(i)+(-P_checks(i,j)*log2(P_checks(i,j)));
        end
    end
    if isnan(I_checks(i))
        I_checks(i)=0;
    end
end
end
% Для проверки правильности :
for i=1:m
    P_checks(i,length(p)+1)=sum(P_checks(i,:));
end
[m_max,index_max]=max(I_checks);
vectorOfChecks=[vectorOfChecks index_max];
I_I=I_checks(index_max);
while abs(I_I-H)>0.0000001
    n_checks = length(vectorOfChecks)+1;
    combinations=all_combinations(n_checks,p);
    PPP=[];
    % Идем по столбцам
    for i=1:m
        if sum(ismember(vectorOfChecks,i))
            III(i)=0;
            continue
        end
    end
    % создаем временную матрицу

```

```

temp_A= new_matrix(S,[vectorOfChecks i]);
counter=0;
for k = 1:size(combinations,1)
    P_temp=0;
    for j=1:n
        if isequal(combinations(k,:),temp_A(j,:))
            P_temp = P_temp+P(j);
            counter=counter+1;
        end
    end
    PPP(k)=P_temp;
    I_temp(k) = -P_temp*log2(P_temp);
    if isnan(I_temp(k))
        I_temp(k)=0;
    end
end
if abs(sum(PPP)-1)>0.00001
    error('!!!!')
end
III(i)=sum(I_temp);

end
[m_max,index_max]=max(III);
vectorOfChecks=[vectorOfChecks index_max];
I_I=III(index_max);
end
disp('Vector Of Checks:')
disp(vectorOfChecks)

function combinations=all_combinations(n_checks,value_checks)
% функция для заданного количества переменных n_checks и их возможных
% дискретных значений ищет все возможные комбинации
combinations=[];
for j=1:n_checks
    % заполняем первый столбец
    a=1;
    b_0=length(value_checks)^(n_checks-j);
    b=b_0;

    temp=[];
    for k=1:length(value_checks)

        for i=a:b
            temp(i) = value_checks(k);
        end
        a=b+1;
        b=b+b_0;
    end
    temp=temp';
    temp2=[];
    for i=1:length(value_checks)^(j-1)
        temp2 = [temp2; temp];
    end
    combinations=[combinations temp2];
end

function B = dimReduction( A, colNumber)
% function reduce a dimention of distinction matrix
% by short Yablonsky method
% function performs only one step of reduction and return
% rowNumber - index of row with a least number of 1
% colNumber - index of colon with a largest number of 1

```

```

% B - reduced matrix
B = [];
for i = 1 : size(A,1)
    if ~A(i,colNumber)
        B = [B; A(i,:)];
    end
end
end
end

function A = new_matrix(B,col_num)
% Функция из матрицы B выбирает столбцы с номерами, записанными в col_num
% и записывает их по порядку в A

for i = 1:length(col_num)
    A(:,i)=B(:,col_num(i));
end
end

function [ rowNumber, colNumber ] = parToInclude( A, Cost )
% function calculate index of col (pfrfmetre of model)
% which should be include in reponse
% function performs only one step of reduction
sRow = sum(A,2);
sCol = sum(A,1);
sRowTemp = max(sRow)+1;
rowNumber = -1;
for i = 1:size(A,1)
    if sRowTemp>sRow(i)
        sRowTemp = sRow(i);
        [sColTemp,colNumber] = max(A(i,:).*sCol);
        rowNumber = i;
    elseif sRowTemp==sRow(i)
        [sColTemp1,colNumber1] = max(A(i,:).*sCol);% new data
        if (sColTemp1>sColTemp)||...
            ((sColTemp1==sColTemp)&&(colNumber1~=colNumber)&&
            (Cost(colNumber1)<Cost(colNumber)))
            sColTemp = sColTemp1;
            colNumber = colNumber1;
            rowNumber = i;
        else
            continue;
        end
    end
end
end
end
end

```


ПРИЛОЖЕНИЕ 8 Алгоритмы оценивания времени HRT гидравлического пребывания стока на очистке на основе измеряемых параметров процесса

При запуске анаэробного биореактора вносится инокулянт – закваска анаэробных микроорганизмов, которая формирует в последствии биомассу. В течение длительной эксплуатации системы анаэробной очистки, биомасса разрастается, что приводит к уменьшению фактического рабочего объема биореактора и соответственного уменьшения времени выдержки субстрата на очистке. Несмотря на то, что при этом концентрация биомассы увеличивается, ограниченная доступность субстрата из-за влияния межвидовой конкуренции и лишь незначительного увеличения площади контакта биомассы с субстратом, качество очистки падает. Более того, для конструкций биореакторов с закрепленной биомассой наблюдается заиливание и образование застойных зон. Это приводит к необходимости корректировки технологического процесса и настроек системы контроля и управления, а также принятия решения по техническому обслуживанию биореактора.

При мониторинге измерение фактического рабочего объема биореактора и фактического времени HRT гидравлического пребывания стока на очистке затруднено. Оценивание параметра HRT может быть проведено различными методами. Далее предлагаются алгоритмы численно-аналитического оценивания этого параметра, в основу которых положены ОММ и имитационная модель САБО.

Расчет времени гидравлического пребывания стока на очистке HRT_M пребывания стока на очистке с использованием численного решения ОММ

Численное решение ОММ с использованием измеренных значений начальной концентрации загрязнений в стоке S_{in} , конечной концентрации загрязнений в очищенной воде S_{out} , рабочей температуры в биореакторе θ_x и кислотности pH позволяет выполнить оценку HRT_M согласно алгоритму (рисунок П8.1). Разработанный алгоритм реализован в среде MATLAB и был проверен при проведении имитационного эксперимента, подтвердившего корректность расчетов (рисунок П8.2).



Рисунок П8.1 – Алгоритм расчета HRT_M по измеренным параметрам процесса анаэробного брожения

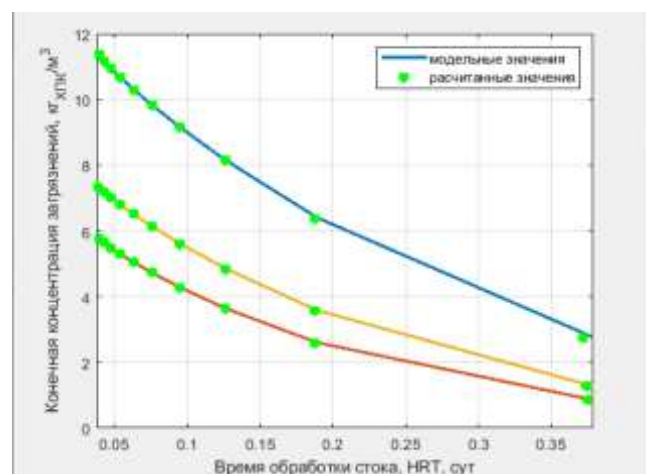


Рисунок П8.2– Результаты проверки алгоритма расчета HRT_M по измеренным параметрам процесса анаэробного брожения при имитационном моделировании (Сплошные линии соответствуют начальной концентрации S_{in} загрязнений 8, 10, 15 кг/м³)

Расчет времени гидравлического пребывания стока на очистке HRT_H с использованием измерений потерь давления в биореакторе

Потери давления в биореакторе определяются конструктивным исполнением аппарата, а также количеством и характеристиками биомассы в нем. Время гидравлического пребывания стока на очистке, обычно определяемое как отношение объема жидкости в биореакторе $V_{БР_полн}$ и расхода жидкости Q_{in} , будет уменьшаться при заиливании биореактора, и увеличиваться при отмирании биомассы, что обусловлено изменением внутреннего объема аппарата. При заиливании биореактора изменяется характеристика потока жидкости, увеличивается число Рейнольдса Re , т.е. увеличивается

степень турбулентности потока. Это приводит к дополнительным потерям давления на трение в аппарате. В диссертационном исследовании предлагается подход, позволяющий на основе измерений потерь давления в биореакторе Δp и расхода сточных вод Q_{in} время пребывания стока на очистке HRT_{Γ} . Предложенный метод реализован для секционного биореактора с плоскостными носителями биомассы в виде программного модуля, алгоритм работы которого представлен на рисунке П8.3. Основные закономерности, положенные в основу работы модуля, приведены ниже.

Потери давления в биореакторе складываются из потерь давления Δp_H на поднятие жидкости и потерь давления $\Delta p_{тр}$ на трение $\Delta p = \Delta p_{тр} + \Delta p_H$.

Потери давления на поднятие жидкости составляют

$$\Delta p_H = n_{секций} \rho g H, \quad (\text{П8.1})$$

где ρ – плотность жидкости, H – высота подъема жидкости, $n_{секций}$ – количество секций в аппарате (для секционной конструкции).

Потери давления на трение

$$\Delta p_{тр} = \tau \frac{P_{см}}{S_{см}} H,$$

где $P_{см}$ – смоченный периметр канала, $S_{см}$ – площадь сечения канала для течения

жидкости, $\tau = \frac{\lambda_{мп} \rho W^2}{8}$ – касательное напряжение на стенке, W – средняя скорость течения

жидкости, $\lambda_{мп}$ – коэффициент гидравлического трения, зависящий от режима течения жидкости,

$$\lambda_{мп} = 0,11 \left(\frac{10}{Re} + 1,16 \frac{\Delta}{d_e} \right)^{0,25}.$$

Число Рейнольдса $Re = \frac{W d_{\Gamma}}{\nu}$, ν – кинематическая вязкость жидкости, $d_{\Gamma} = \frac{4 S_{см}}{P_{см}}$ –

гидравлический диаметр, Δ – шероховатость поверхности.

Для секционного биореактора из $n_{секций}$ с плоскостной загрузкой, состоящей из n листов:

- гидравлический диаметр

$$d_r = \frac{2L_k y}{L_k + y}, \text{ где } L_k - \text{ свободная для протекания жидкости ширина канала между}$$

носителями биомассы, y – длина канала,

- скорость жидкости в канале

$$W = \frac{Q_{in}}{L_k y},$$

- число Рейнольдса

$$Re = \frac{2Q_{in}}{(L_k + y)v},$$

- потери давления на трение в секциях:

$$\Delta p_{\text{тр_секций}} = n_{\text{секций}} (n+1) 0,11 \left(\frac{(L_k + y)v}{5Q_{in}} + 0,58 \frac{\Delta(L_k + y)}{L_k y} \right)^{0,25} \frac{2(L_k + y)}{L_k y} H, \quad (\text{П8.2})$$

- потери давления на трение в перетоках шириной b_{TO} :

$$\Delta p_{\text{тр_переток}} = (n_{\text{секций}} - 1) 0,11 \left(\frac{(b_{TO} + y)v}{5Q_{in}} + 0,58 \frac{\Delta(b_{TO} + y)}{b_{TO} y} \right)^{0,25} \frac{2(b_{TO} + y)}{b_{TO} y} H, \quad (\text{П8.3})$$

Таким образом, суммарные потери давления в биореакторе, согласно П8.1-П8.3 составляют:

$$\Delta p = \Delta p_H + \Delta p_{\text{тр_секций}} + \Delta p_{\text{тр_переток}}. \quad (\text{П8.4})$$

Алгоритм вычисления HRT_{Γ} по результатам измерений потерь давления в биореакторе и расхода сточных вод Q_{in} приведен на рисунке П8.3. Разработанный алгоритм был реализован в среде MATLAB.

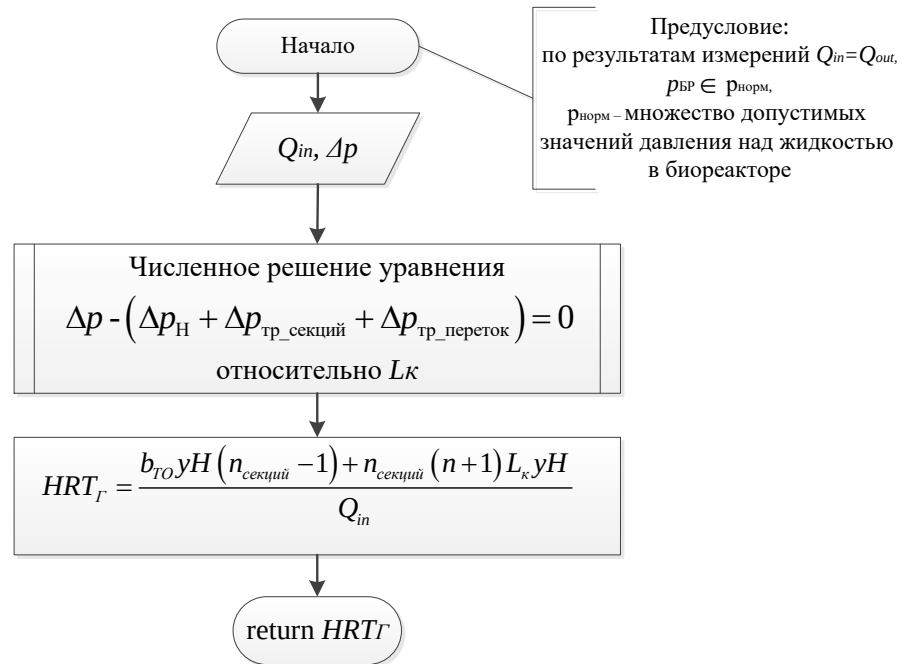


Рисунок П8.3– Алгоритм расчета HRT_{Γ} по измеренным значениям Δp и Q_{in}

Дополнительный эффект работы алгоритма (рисунок П8.3) заключается в выполнении оценки объема биомассы V_B в биореакторе, на основе измерений технических параметров, согласно формуле:

$$V_B = 2n(\delta - L_k) yH n_{секций}.$$

Расчет времени гидравлического пребывания стока на очистке HRT_{II} пребывания стока на очистке с использованием имитационной модели САБО

Объем биомассы в биореакторе зависит от условий ее жизнедеятельности в течение всего срока эксплуатации САБО. Данные о режимах технологического процесса очистки и нештатных ситуациях являются основой для имитации работы САБО, на основе которой предлагается оценивать количество биомассы в биореакторе согласно алгоритму (рисунок П8.4).

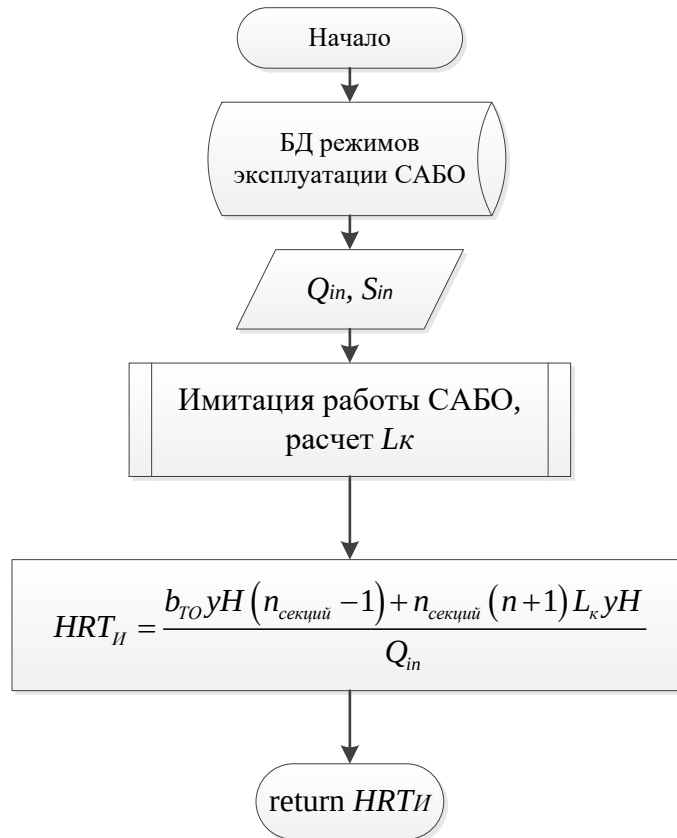


Рисунок П8.4 – Алгоритм расчета HRT_{II} при имитации функционирования САБО

ПРИЛОЖЕНИЕ 9 Алгоритм проектирования анаэробного биореактора с использованием разработанной имитационной модели



Рисунок П9.1 – Алгоритм проектирования анаэробного биореактора

**ПРИЛОЖЕНИЕ 10 Моделирование САБО с секционным биореактором для
очистки сточных вод молокозавода**

Таблица П10.1 – Характеристики сточных вод молокозавода

Параметр	Значение
ХПК, кг/м ³	14
БПК _{полн} , кг/м ³	12
Жиры, кг/м ³	0.1
Хлориды, кг/м ³	0.15
Азот общий, кг/м ³	0.06
Фосфор, кг/м ³	0.08
рН	6.5
Взвешенные вещества, кг/м ³	0.35
Плотность, кг/м ³	1025
Температура, °С	35

Таблица П10.2 – Исходные данные и ограничения для расчета САБО с секционным
биореактором

№	Параметр	Обозначение	Единица измерения	Расчетное соотношение	Предварительный расчет	Уточненный расчет
Исходные данные						
1	Расход сточной воды в биореакторе	Q_{in}	м ³ /сут	Исходное данное	1450	1450
2	Начальная концентрация загрязнений	S_{in}	кгХПК/м ³	Исходное данное	14	14
3	Конечная концентрация загрязнений в очищенной воде	S_{out}	кгХПК/м ³	Исходное данное	2	2
4	Ширина биореактора (размер по оси у)	y	м	Ограничение	5	4
5	Ограничение по длине биореактора	B	м	Ограничение	<25	18,6

Таблица П10.3 – Полученные при проектном расчете основные конструктивные и технологические параметры САБО с гибридным анаэробным биореактором, производящего очистку сточных вод молокозавода

№	Параметр	Обозначение	Единица измерения	Расчетное соотношение	Предварительный расчет	Уточненный расчет
1	Эквивалентная высота биореактора	$H_{\text{экв}}$	м	Рассчитывается в ходе имитационного моделирования	55.3	37.5
2	Рабочая температура	θ	°C	Рассчитывается в ходе имитационного моделирования	35	33-55
3	Скорость восходящего потока жидкости	W_0	м/с	Рассчитывается в ходе имитационного моделирования	0.0015	0.0015
4	Ширина канала между носителями	δ	м	Выбирается на основе имитационного моделирования	0.02	0.02
5	Рабочая ширина канала	L	м	$L = \delta - 2L_F$	0.018	0.018
6	Количество пластин в секции	n	шт.	$n = \frac{Q}{W_0 Ly} - 1$	142	142
7	Длина рабочей зоны секции (размер по оси x)	b	м	$b = \frac{Q\delta}{W_0 Ly} + 2\delta + n\delta_{\text{листа}}$	3.04	3.04
8	Длина теплообменной зоны секции	b_{TO}	м	Рассчитывается на основе теплового расчета	0.5	0.7
9	Количество секций	$n_{\text{секций}}$	шт.	$n_{\text{секций}} = \left\lceil \frac{B}{b + b_{TO}} \right\rceil$	7	5
10	Высота рабочей зоны секции	H	м	$H = \frac{H_{\text{экв}}}{n_{\text{секций}}}$	7.9	7.5
11	Объем одной секции	$V_{\text{секции}}$	м ³	$V_{\text{секции}} = ybH$	120	91.2
12	Рабочий объем одной секции	$V_{\text{секции_раб}}$	м ³	$V_{\text{секции}} = (n+1) \cdot LyH$	101.7	77.22

13	Рабочий объем биореактора (без учета объемов теплообменных зон)	$V_{БР}$	m^3	$V_{БР} = V_{\text{секции}} \cdot n_{\text{секций}}$	711,9	386
14	Полный рабочий объем биореактора (с учетом объема теплообменных зон)	$V_{БР_полн}$	m^3	$V_{БР_полн} = V_{БР} + V_{ТО}$	846,9	491
15	Объем биореактора	V	m^3	$V = B \cdot y \cdot H + V_{\text{илосборник}}$	1078	617
16	Рабочая поверхность биопленки в одной секции	A	m^2	$A = 2H \cdot y \cdot n$	10725	8520
17	Среднее по длине биореактора удельное количество загрязнений, снятых с 1 m^2 биопленки биореактора за 1ч	dM	$кг/(ч \cdot m^2)$	$dM = \frac{\eta S_0 W_0 L}{H_{\text{экв}}} =$ $= \frac{\eta S_0 W_0 L}{H \cdot n_{\text{секций}}}$	0.0014	0.0021
18	Суточная производительность биореактора по снятой ХПК	M	$кг/сут$	$M = 24 A dM n_{\text{секций}}$	2522	2147
19	Суточная производительность биореактора по биогазу	V_G	$m^3/сут$		1130	966
20	Нагрузка на биореактор по снятой ХПК	$M_{\text{нагрузка}}$	$кг/(m^3 \cdot сут)$	$M_{\text{нагрузка}} = \frac{M}{V_{БР}}$	3.5	5.56
21	Нагрузка на ил по снятой ХПК	$M_{\text{нагр.ил}}$	$кгХПК/кгБВБ$	$M_{\text{нагр.ил}} = \frac{24 dM}{X L_F}$	9.9	17.44

22	Гидравлическое время пребывания стока на очистке	HRT	ч	$HRT = \frac{V_{БР}}{Q}$	10.2	6.4
----	--	-------	---	--------------------------	------	-----

Таблица П10. 4 – Таблица состояний секций пятисекционного анаэробного биореактора

1 секция						
		V_G	pH	θ		
	St_{sect_1}	(0.1;2)	(4.5;6.3)	(32;38)		
	St_{sect_2}	(0.1;2)	(4.5;8)	(32;38)		
	St_{sect_3}	(0.1;2)	(3;5)	(15;60)		
	St_{sect_4}	(0;0.1)	(3;8)	(15;60)		
2 секция						
		V_G	CH_4	pH	θ	VFA
	St_{sect_1}	(1;5)	(0.2;0.4)	(5;7)	(32;38)	(0.01;0.20)
	St_{sect_2}	(1;7)	(0.1;0.3)	(4.5;8)	(32;38)	(0.01;0.25)
	St_{sect_3}	(0.5;5)	(0.1;0.3)	(3;5)	(15;60)	(0.02;1)
	St_{sect_4}	(0;0.5)	(0;0.2)	(3;8)	(15;60)	(0.05;4.5)
3 секция						
		V_G	CH_4	pH	θ	VFA
	St_{sect_1}	(4;9)	(0.4;0.7)	(6;7.5)	(50;57)	(0.01;0.2)
	St_{sect_2}	(1;12)	(0.4;0.6)	(4.5;8)	(50;57)	(0.01;0.25)
	St_{sect_3}	(2;9)	(0.2;0.6)	(3;7)	(15;60)	(0.02;1)
	St_{sect_4}	(0;2)	(0;0.2)	(3;5)	(15;60)	(0.05;4)
4 секция						
		V_G	CH_4	pH	θ	VFA
	St_{sect_1}	(6;12)	(0.6;0.85)	(6;7.5)	(50;57)	(0.01;0.15)
	St_{sect_2}	(4;10)	(0.6;0.7)	(4.5;8)	(50;57)	(0.01;0.25)
	St_{sect_3}	(1;9)	(0.4;0.6)	(3;7)	(15;60)	(0.02;1)
	St_{sect_4}	(0;2)	(0;0.4)	(3;5)	(15;60)	(0.05;4)
5 секция						
		V_G	CH_4	pH	θ	
	St_{sect_1}	(6;12)	(0.7;0.99)	(6;7.5)	(50;57)	
	St_{sect_2}	(5;8)	(0.6;0.7)	(6;7.5)	(50;57)	
	St_{sect_3}	(1;6)	(0.4;0.6)	(5;6.5)	(15;60)	
	St_{sect_4}	(0;2)	(0;0.4)	(3;6)	(15;60)	

ПРИЛОЖЕНИЕ 11 Аппаратурно-технологическая схема локальных очистных сооружений молокозавода

Локальные очистные сооружения молокозавода разработаны для очистки сточных вод совместно с молочной сывороткой и рассчитаны на среднюю суточную производительность по сточной воде 1450 м³/сут. Концентрация органических загрязнений после очистки составляет 0.4 кг/м³, что соответствует нормативному значению для сточной воды, сбрасываемой в системы городской канализации в РФ.

Очистные сооружения предполагают стадии: механической очистки, реагентной обработки, глубокой очистки в комбинированной анаэробно-аэробной системе биологической очистки, доочистки на вторичных отстойниках, обработки осадка, очистки отработанных газов, обогащения и когенерации биогаза.

Сточные воды молокозавода самотеком поступают в приемную насосную станцию, состоящую из сборника-накопителя СН2 и 2 насосов Н3 и Н4, каждый из которых рассчитан на максимальный залповый выброс с коэффициентом 1,8 от среднесуточного расхода сточных вод. Далее сточные воды поступают на решетку барабанную РБ5 для отделения крупных механических примесей фракцией более 1мм. Сборник-усреднитель СУ6 обеспечивает накопление и предварительную реагентную обработку стоков. Сборник-усреднитель заполняется не более, чем на 60-70% для возможности принятия залповых выбросов сточных вод. Предварительно обработанные сточные воды поступают в флотатор Ф10 для удаления жиров. С целью удаления эмульгированных жиров в флотатор подается реагент (хлористое железо).

Основным элементом очистных сооружений молокозавода является система биологической очистки, которая предполагает глубокую очистку стока на анаэробном биореакторе БАН14 и доочистку на азротенке АТ29. В результате анаэробного брожения в секционном анаэробном биореакторе БАН14 органические вещества преобразуются в биогаз, состоящий из метана, углекислого газа, сероводорода и других примесей. Секционная конструкция анаэробного биореактора БАН14 позволяет отдельно отводить и накапливать биогаз с различным содержанием метана. В процессе эксплуатации системы средствами автоматизированного контроля измеряется объемная концентрация метана в биогазе. Биогаз с концентрацией метана менее 20% поступает в газгольдер Г15. Обогащение такого биогаза нецелесообразно, поэтому в дальнейшем он утилизируется на установке очистки отходящих газов. Биогаз с концентрацией метана 21%-75%

накапливается в газгольдере Г16, от куда он подается на очистку, предусматривающую осушение биогаза на кожухотрубном горизонтальном теплообменнике ТО39, удаление углекислого газа на хемоабсорбционной станковке УХ40 и удаление сероводорода на колонном насадочной абсорбере УА41. Биогаз из последних секций с концентрацией метана более 76%, накапливается в газгольдере Г17, от куда поступает в когенерационную установку, включающую первичный двигатель для сжигания биогаза ДП43, систему утилизации тепла от дымовых газов и охлаждения двигателя СУТ44, и электрогенератор ЭГ45, подающий электроэнергию в сеть.

В анаэробной биореакторе БАН14 обеспечивается очистка сточных вод до концентрации органических загрязнений 2 кгХПК/м^3 , после чего сток поступает на доочистку в аэробный биореактор (аэротенк) АТ29, где концентрация органических загрязнений доводится до установленного значения $0,4 \text{ кгХПК/м}^3$. В аэробный биореактор непрерывно подается воздух за счет работы вентиляторов В31, В33, В35. Отработанный воздух очищается на биофилтре БФ38 и выбрасывается в атмосферу. Очищенная сточная вода осветляется на вторичном отстойнике ОВ36. Отходы, которые образуются после флотации, отстойника, а также избыточный активный ил из биореакторов, собираются в шламонакопители СБ20 и подаются на обезвоживание. Обезвоженный осадок утилизируется, а вода из фильтрпрессов поступает на очистку в аэротенк АТ29.

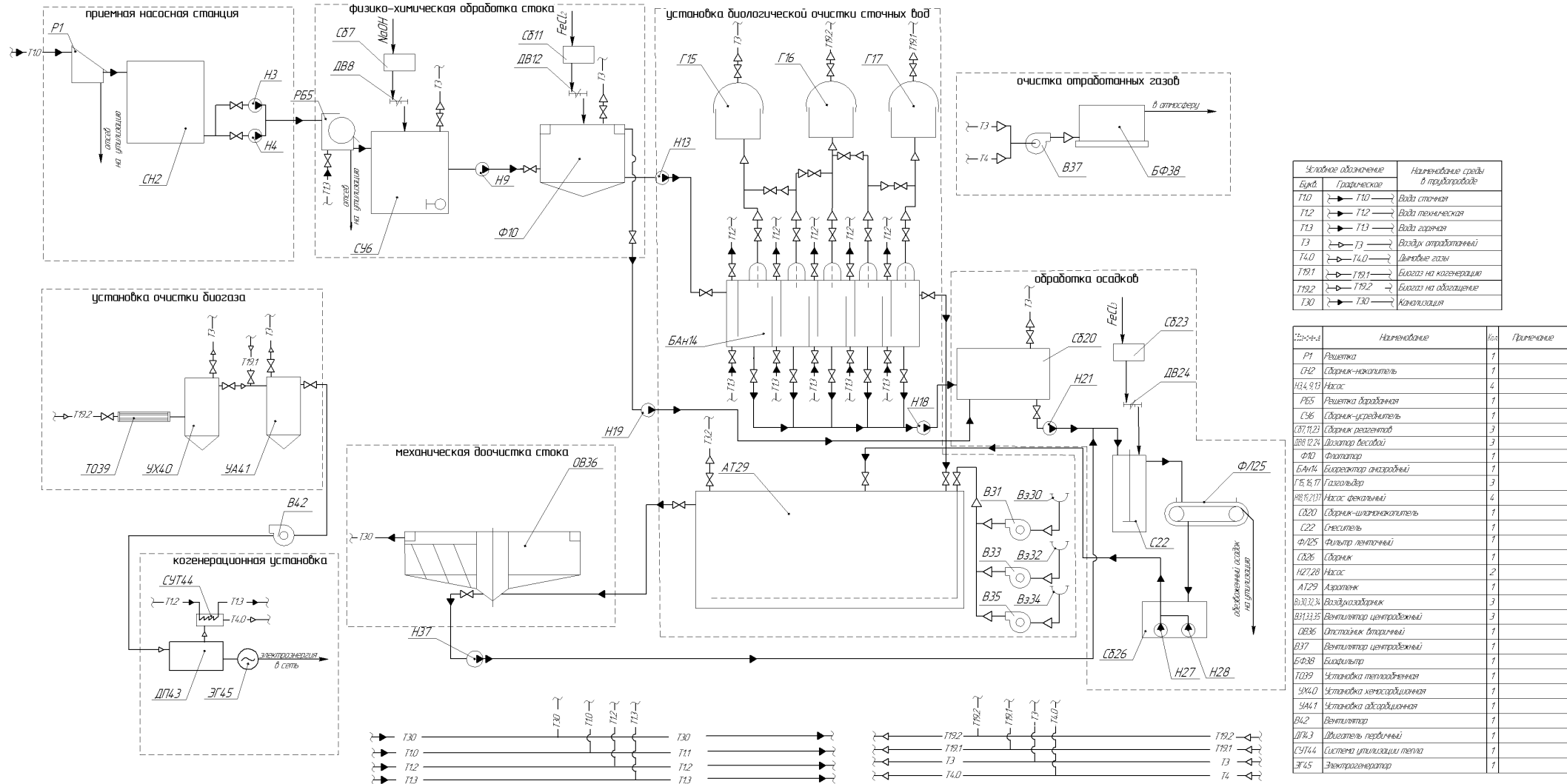


Рисунок П11.1 – Аппаратурно-технологическая схема локальных очистных сооружений молокозавода

ПРИЛОЖЕНИЕ 12 Список публикаций соискателя по теме диссертации

Публикации в журналах из перечня рецензируемых научных изданий, в которых должны быть опубликованы основные научные результаты диссертаций на соискание учёной степени кандидата наук, на соискание учёной степени доктора наук

1. Фоменкова А. А. Анализ работоспособности систем анаэробной биологической очистки сточных вод в процессе эксплуатации // Изв. вузов. Приборостроение. 2022. Т. 65, № 2. С. 140—147. (RSCI на платформе Web of Science)

2. Ключарёв А.А., Фоменкова А.А. Проектирование секционного анаэробного биореактора // Известия Санкт-Петербургского государственного технологического института (технического университета). 2018. № 43 (69). С. 95-100 (РИНЦ)

3. Ключарёв А.А., Фоменкова А.А. Математическая модель анаэробного биореактора с закрепленной биомассой как объекта управления // Информационно управляющие системы. 2019. №2. С.44-51 (Scopus, RSCI на платформе Web of Science)

4. Фоменкова А.А., Ключарёв А.А., Колесникова С.И. Синтез системы управления, мониторинга и оценивания состояния анаэробного биореактора // Информационные и математические технологии в науке и управлении. 2022. №1 (25). С. 21-34. (РИНЦ)

В других изданиях

5. Ружинская Л.И., Фоменкова А.А. Математическое моделирование процессов анаэробного сбраживания органического субстрата. Обзор // Scientific Journal «ScienceRise». – 2014. - №4/2(4) – С.63-69.

6. Ружинская Л.И., Фоменкова А.А. Моделирование процессов переноса в анаэробном биореакторе с иммобилизированной микрофлорой // Scientific Journal «ScienceRise». – 2014. - №4/2(4) – С.52-59.

7. Фоменкова А.А. Математическая модель оптимизации процессов переноса в анаэробном биореакторе с закрепленной биомассой // Оптимізація виробничих процесів:зб. наук. пр. Вип. 15/2014. — Севастополь, 2014. – С.283-288.

8. Фоменкова А.А., Ключарёв А.А. Имитационное моделирование при определении технического состояния систем анаэробной биологической очистки // Десятая всероссийская научно-практическая конференция по имитационному моделированию и его применению в науке и промышленности «Имитационное моделирование. Теория и практика» (ИММОД-2021). Труды конференции (электронное

издание), 20–22 октября 2021 г., Санкт-Петербург: АО «ЦТСС», 2021. – 694 с. – ISBN 978-5-905526-05-3. С. 444-449.

9. Fomenkova A. A., Klucharev A. A., Kolesnikova S. I. Formalization of target invariants and designing an adaptive control system for the model of anaerobic biological wastewater treatment // Published under licence by IOP Publishing Ltd Journal of Physics: Conference Series, Volume 2099, International Conference «Marchuk Scientific Readings 2021 (MSR-2021) 4-8 October 2021. – Novosibirsk, Russian Federation, 2021. – 9 p. (Scopus)

10. Колесникова С.И., Цветницкая С.А., Фоменкова А.А. Метод интегральной адаптации для компенсации возмущений при моделировании системы анаэробной биологической очистки. Современные наукоемкие технологии. № 5 (часть 2) 2022, стр. 197-203.

11. Фоменкова А. А., Ключарёв А. А., Ельцова А. Д. Система контроля технического состояния анаэробного биореактора // Обработка, передача и защита информации в компьютерных системах '22: Вторая международная науч. конф. (СПб., 14-22 апреля 2022г.): сб. докл. – СПб.: ГУАП, 2022. – С. 106-108.

12. Фоменкова А. А. Выбор минимального набора диагностических признаков при анализе технического состояния биомассы в системе биологической очистки сточных вод // Обработка, передача и защита информации в компьютерных системах: Международная науч. конф. (СПб., 14-22 апреля 2021г.): сб. докл. – СПб.: ГУАП, 2021. – С. 82-86.

13. Ключарёв А. А., Фоменкова А. А. Задачи определения технического состояния системы очистки сточных вод // Обработка, передача и защита информации в компьютерных системах: Первая Всерос. науч. конф. (СПб., 14-22 апреля 2020г.): сб. докл. – СПб.: ГУАП, 2020. – С. 70-74.

14. Фоменкова А.А. Обобщенная математическая модель анаэробного биореактора для очистки сточных вод // Научная сессия ГУАП, Сборник докладов. В 3-х частях. Часть II, Технические науки. СПб, 2019. Издательство: Санкт-Петербургский государственный университет аэрокосмического приборостроения (Санкт-Петербург) – С. 347-351.

15. Ключарёв А.А., Фоменкова А.А. Особенности анализа массопереноса в системах с дополнительным потоком массы // НАУЧНАЯ СЕССИЯ ГУАП Сборник докладов. В 3-х частях. Часть II, Технические науки. СПб, 2016. Издательство: Санкт-Петербургский государственный университет аэрокосмического приборостроения (Санкт-Петербург) – С. 201-207.

16. Ключарёв А.А., Фоменкова А.А. Имитационное моделирование процессов массопереноса в анаэробном биореакторе // НАУЧНАЯ СЕССИЯ ГУАП Сборник докладов. В 3-х частях. Часть II, Технические науки. СПб, 2015. Издательство: Санкт-Петербургский государственный университет аэрокосмического приборостроения (Санкт-Петербург) – С. 216-221.

Свидетельства о государственной регистрации программы для ЭВМ

17. Св-во о гос. регистрации программы для ЭВМ №2021613417. Программный модуль для имитационного моделирования системы анаэробной очистки сточных вод. А.А. Фоменкова, А.А. Ключарёв. №2021612722, заявл.09.03.2021.

18. Св-во о гос. регистрации программы для ЭВМ №2021669208. Программный модуль для идентификации видов технического состояния анаэробного биореактора. А.А. Фоменкова. № 2021668776, заявл.25.11.2021.

Патент на полезную модель

19. Пат. UA 93476 U Украины, МПК (2014.01) C02F 11/00. Анаэробный биореактор для очистки сточной воды, Л.И. Ружинская, А.А.Фоменкова: заявитель и патентообладатель: Национальный технический университет Украины «Киевский политехнический институт». № u 2013 14720; заявл. 16.12.13; опубл. 10.10.14, Бюл. № 19. – 3 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ 13 Копии актов о внедрении

УТВЕРЖДАЮ



Проректор по учебно-воспитательной
и научно-исследовательской работе
С.Ю. Голиков

25.05.2021 г.

АКТ

о внедрении результатов диссертационного исследования Фоменковой Анастасии Алексеевны во Владивостокском государственном университете экономики и сервиса

Мы, нижеподписавшиеся представители Владивостокского государственного университета экономики и сервиса:

составили настоящий акт о том, что результаты диссертационного исследования старшего преподавателя ФГАОУ ВО ГУАП Фоменковой Анастасии Алексеевны на соискание ученой степени кандидата технических наук по специальности 05.13.01 – Системный анализ, управление и обработка информации (по отраслям), а именно:

- программа имитационного моделирования системы анаэробной очистки сточных вод;
- алгоритмы диагностирования технического состояния биомассы в анаэробном биореакторе, позволяющие минимизировать число наблюдаемых параметров и обеспечить непрерывный мониторинг функционирования биореактора;

использованы при разработке системы диспетчерского управления очистных сооружений в рамках выполнения проекта по научному направлению «Комплексная переработка минерального, техногенного и растительного сырья с получением функциональных материалов с заданными свойствами» Базовой кафедры экологии и экологических проблем химической технологии ВГУЭС.

Руководитель Центра научных исследований,
проектов и программ

 (М.С. Рахманова)

Директор департамента
научно-исследовательской работы

 (Г.В. Петрук)



АКТ

о внедрении результатов диссертационного исследования Фоменковой Анастасии Алексеевны в
Федеральном Государственном Автономном Образовательном Учреждении Высшего
Образования «Санкт-Петербургский Государственный Университет Аэрокосмического
Приборостроения» (ФГАОУ ВО ГУАП)

Комиссия в составе председателя – заместителя заведующего кафедрой компьютерных технологий и программной инженерии ФГАОУ ВО ГУАП, канд. технических наук, доцента А. А. Ключарёва, членов – профессора кафедры компьютерных технологий и программной инженерии ФГАОУ ВО ГУАП, доктора технических наук, профессора Ю. А. Скобцова, доцента кафедры компьютерных технологий и программной инженерии ФГАОУ ВО ГУАП, кандидата технических наук, А. В. Тумановой, составила настоящий акт о том, что результаты диссертационного исследования аспирантки ФГАОУ ВО ГУАП Фоменковой Анастасии Алексеевны на соискание ученой степени кандидата технических наук, а именно:

- программный модуль для имитационного моделирования системы анаэробной очистки сточных вод;
- алгоритмы мониторинга состояния и программный модуль для оценки состояния анаэробного биореактора;

использованы в лабораторных практикумах при преподавании дисциплин:

- «Компьютерное моделирование» для направлений подготовки бакалавриата 09.03.04 «Программная инженерия» и 02.03.03 «Математическое обеспечение и администрирование информационных систем»;
- «Системный анализ в научных исследованиях» для направлений подготовки магистратуры 09.04.04 «Программная инженерия» и 02.04.03 «Математическое обеспечение и администрирование информационных систем».

Председатель комиссии:

заместитель заведующего кафедрой
компьютерных технологий и программной
инженерии ФГАОУ ВО ГУАП, кандидат
технических наук, доцент

(А. А. Ключарёв)

Члены комиссии:

профессор кафедры компьютерных технологий и
программной инженерии ФГАОУ ВО ГУАП,
доктор технических наук, профессор

(Ю. А. Скобцов)

доцент кафедры компьютерных технологий и
программной инженерии ФГАОУ ВО ГУАП,
кандидат технических наук

(А. В. Туманова)