

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Сибирский
федеральный научный центр агробиотехнологий Российской академии наук
(СФНЦА РАН)

На правах рукописи



КОНДРАТЬЕВ АРКАДИЙ АЛЕКСАНДРОВИЧ

**ОБОСНОВАНИЕ ПАРАМЕТРОВ КОМБИНИРОВАННОГО
СПОСОБА НЕЙТРАЛИЗАЦИИ ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ
ФЕРМЕНТЕРА**

Специальность 4.3.1–Технологии, машины и оборудование для
агропромышленного комплекса

Диссертация на соискание учёной степени кандидата технических наук

Научный руководитель: д-р техн. наук,
старший научный сотрудник
Делягин Валерий Николаевич

Краснообск – 2026

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	5
1 АНАЛИЗ СУЩЕСТВУЮЩИХ ТЕХНОЛОГИЙ НЕЙТРАЛИЗАЦИИ ТОКСИЧНЫХ КОМПОНЕНТОВ ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ ФЕРМЕНТЕРА.....	14
1.1 Региональные предпосылки и актуальность исследования	14
1.2 Источники образования токсичных компонентов при аэробной ферментации органических отходов предприятий АПК	16
1.3 Технологии нейтрализации токсичных газов, образующихся при ферментации отходов жизнедеятельности животных	22
1.3.1 Скрубберная технология абсорбционной нейтрализации отходящих газов ферментера птицефабрик	25
1.3.2 Плазмохимическая технология нейтрализации отходящих газов с использованием низкотемпературной неравновесной плазмы	29
1.4 Сравнительная оценка технологических и эксплуатационных показателей систем нейтрализации	35
1.5 Выводы по главе, цель и задачи исследования	39
2 ОБОСНОВАНИЕ КОМБИНИРОВАННОЙ ТЕХНОЛОГИИ НЕЙТРАЛИЗАЦИИ ТОКСИЧНЫХ КОМПОНЕНТОВ ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ ФЕРМЕНТЕРА.....	41
2.1 Способы повышения эффективности нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера в АПК	41
2.2 Обоснование комбинированного способа нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера.....	42
2.3 Математическая модель процесса нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, учитывающая комплексное физико-химическое воздействие на обрабатываемые среды.....	47
2.4 Выводы по главе	57
3 МЕТОДИКА ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ.....	58
3.1 Средства измерений и метрологическое обеспечение экспериментальных исследований	59

3.2 Методика количественной оценки состава токсичных компонентов в отходящих выбросах ферментера.....	63
3.3 Методика экспериментального определения режимных параметров скрубберной стадии нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов.....	64
3.4 Методика экспериментального определения режимных параметров плазмохимической стадии нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов	68
3.5 Оценка влияния скорости газового потока и температуры пластин генератора на производительность генератора низкотемпературной неравновесной плазмы.....	76
3.6 Методика оценки эффективности комбинированного способа нейтрализации токсичных газов	79
3.7 Выводы по главе	84
4 РЕЗУЛЬТАТЫ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ ПО ОЦЕНКЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ НЕЙТРАЛИЗАЦИИ ТОКСИЧНЫХ КОМПОНЕНТОВ ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ ФЕРМЕНТЕРА	85
4.1 Количественная оценка состава отходящих газов ферментера.....	85
4.2 Исследование рациональных режимов работы водяного скруббера	87
4.3 Исследование рациональных режимов работы плазмохимической установки, влияющих на эффективность нейтрализации токсичных газов .	92
4.4 Определение зависимости генерации озона и оксидов азота от температуры и скорости прокачки плазмообразующего газа.....	100
4.5 Экспериментальное обоснование режимов работы комбинированной установки нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера	105
4.6 Оценка эффективности подавления патогенной микрофлоры при плазмохимической обработке отходящих газов ферментера	112
4.7 Рациональные режимы работы комбинированной установки нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера.....	115

4.8 Выводы по главе	120
5 ОЦЕНКА ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ И ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ОСНОВНЫХ РЕЗУЛЬТАТОВ ИССЛЕДОВАНИЯ	122
5.1 Оценка удельных энергозатрат при реализации комбинированного способа нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера	122
5.2 Техничко - экономическая оценка комбинированного способа нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера	128
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	132
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	135
ПРИЛОЖЕНИЕ А.....	145
ПРИЛОЖЕНИЕ Б.....	146
ПРИЛОЖЕНИЕ В	147
ПРИЛОЖЕНИЕ Г	148
ПРИЛОЖЕНИЕ Д.....	149

ВВЕДЕНИЕ

Современное агропромышленное производство, основанное на биотехнологической переработке органических отходов, сопровождается образованием газообразных выбросов, содержащих токсичные соединения. Особенно острой является проблема нейтрализации отходящих газов, формирующихся в процессе аэробной ферментации. В их составе присутствуют аммиак, сероводород, летучие органические соединения, микроаэрозоли и патогенная микрофлора, оказывающие неблагоприятное воздействие на воздушную среду, санитарно-гигиенические условия производства и экологическую безопасность объекта.

Нейтрализация таких выбросов затруднена вследствие переменного состава, высокой влажности, колебаний температуры и нестабильного расхода газа. Традиционные методы, включая химическую абсорбцию, сорбцию и биофильтрацию, не всегда обеспечивают требуемую глубину нейтрализации либо сопровождаются значительными эксплуатационными затратами. В связи с этим актуальны безреагентные технологии, устойчивые к колебаниям параметров потока и способные одновременно снижать концентрации токсичных компонентов и обеспечивать инактивацию патогенной микрофлоры. Одним из перспективных направлений является применение низкотемпературной неравновесной плазмы, обладающей высоким окислительным потенциалом. В работе аммиак рассматривается как приоритетный токсичный компонент отходящих газов ферментера и основной критерий оценки эффективности нейтрализации, так как по совокупности показателей (концентрации, объёму выбросов и токсичности) является наиболее опасным.

Актуальной научно-технической задачей является разработка и обоснование новых способов, а также выбор рациональных параметров нейтрализации отходящих газов ферментера, обеспечивающих экологически безопасный уровень выбросов при приемлемых энергетических и эксплуатационных затратах. Решение данной задачи ориентировано прежде всего на снижение концентрации аммиака в отходящих газах ферментера.

Степень разработанности проблемы. Вопросы нейтрализации токсичных и дурнопахнущих компонентов отходящих газов агропромышленного производства рассматриваются в ряде отечественных и зарубежных исследований.

В российской науке проблемы нейтрализации газов отражены в работах Н.В. Кундро [23], посвящённых вентиляционным выбросам птицеводческих предприятий, а также С.А. Лопатина и А.В. Смагина [25], разрабатывавших биотехнологические подходы к улавливанию аммиака и летучих органических соединений. Важный вклад внесли П.В. Куренков и А.С. Беляев [24], занимавшиеся переработкой птичьего помёта и влиянием ферментационных процессов на газообразование. Значительное развитие получили исследования в области плазмохимических процессов: работы Ю.С. Акишева [1] и В.А. Одарюка [38] посвящены генерации активных форм плазмы, механизмам деструкции аммиака, сероводорода и летучих органических соединений, а также применению низкотемпературной неравновесной плазмы в экологических технологиях. Существенный вклад в развитие инженерных решений для нейтрализации воздушной среды в АПК внесли Д.А. Тихомиров [55], А.Н. Васильев [8], Л.Ю. Юферев [65], А.Ю. Брюханов [6], а также Н.И. Чепелев [60], исследовавший вопросы очистки воздуха животноводческих помещений и разработки устройств для жидкостной очистки воздуха от примесей.

Проблемами нейтрализации загрязняющих компонентов воздушной среды и очистки газовых выбросов занимались также зарубежные исследователи А. Feilberg [84], D.–W. Kim [92], M. Cambra–López [75], A. Bogaerts [73], U. Kogelschatz [94], изучавшие механизмы образования активных радикалов и озона, а также процессы окислительной деструкции аммиака, сероводорода и органических соединений в составе сложных газовых смесей.

В настоящее время остаются нерешёнными вопросы масштабирования установок, выбора рациональных режимов работы, подавления побочных реакций и обеспечения стабильной эффективности нейтрализации при характерных для ферментационных выбросов условиях – высокой влажности, переменных расходах и колеблющихся концентрациях загрязнителей. Эти обстоятельства определяют

необходимость комплексных исследований, направленных на обоснование режимных параметров плазмохимических технологий в условиях агропромышленного комплекса.

Ферментеры – герметизированные аппараты аэробной переработки органического субстрата с принудительной аэрацией; отходящий газ отличается высокой влажностью, низкой температурой, наличием микроаэрозолей и выраженной нестационарностью расхода и состава (аммиака, сероводорода, летучих органических соединений и др.). Эти особенности осложняют применение методов очистки, поскольку требуют устойчивой работы оборудования при изменяющихся технологических параметрах. Скрубберные методы эффективны для улавливания водорастворимых компонентов и микроаэрозолей, однако обычно требуют реагентного сопровождения (поддержания рН и окислительно-восстановительных условий кислотно-щелочными корректорами и/или добавками), образуют вторичные жидкие отходы и не обеспечивают глубокой деструкции устойчивых органических примесей и инактивации патогенной микрофлоры. Плазмохимическая обработка (НТП) обеспечивает генерацию активных частиц и окислительную нейтрализацию примесей, но в реальных ферментационных выбросах её эффективность может снижаться из-за высокой влажности и конкурентных реакций. Поэтому целесообразно исследовать двухстадийную обработку: скрубберную абсорбцию с последующей плазмохимической деструкцией остаточных примесей, при которой первая стадия снижает нагрузку по аэрозолям и растворимым компонентам и стабилизирует газовую смесь, а вторая обеспечивает глубокую нейтрализацию остаточных загрязнителей и снижение микробной обсеменённости, что позволяет сформулировать гипотезу и определить цель настоящей работы.

Научная гипотеза – применение комбинированного двухстадийного способа обработки отходящих газов ферментера путём скрубберной абсорбции водой с последующей плазмохимической нейтрализацией отходящих газов позволяет обеспечить требуемую степень нейтрализации основных загрязнителей в условиях высокой влажности и нестационарности газового потока.

Цель исследования – обоснование рациональных параметров комбинированного способа нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера птицефабрик, обеспечивающих требуемую экологическую безопасность и эффективность нейтрализации, за счёт сочетания абсорбционного (скрубберного) и плазмохимического воздействия.

Задачи исследования:

1. Провести анализ существующих технологий нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера при аэробной ферментации органических отходов.
2. Обосновать комбинированный способ нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, включающий последовательную абсорбционную и плазмохимическую обработку.
3. Разработать математическую модель процесса нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, учитывающую физико-химические механизмы воздействия.
4. Обосновать рациональные параметры режима нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера с использованием физико-химических методов воздействия.
5. Провести производственные испытания и дать оценку экономической эффективности использования основных результатов исследования.

Объект исследования – технологические процессы нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, образующихся при аэробной ферментации органических отходов птицефабрик.

Предмет исследования – закономерности нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера в зависимости от режима обработки отходящих газов.

Научная новизна работы:

– способ комбинированной нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера;

– математическая модель процесса нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, учитывающая комплексное физико-химическое воздействие на газовую смесь при последовательной абсорбционной и плазмохимической обработке;

– рациональные параметры комбинированного способа нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, обеспечивающие требуемую эффективность нейтрализации и экологическую безопасность газовых выбросов.

Теоретическая значимость исследования заключается в развитии научных представлений о закономерностях нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера при комбинированной обработке, включающей последовательные стадии физической абсорбции и плазмохимического воздействия. Разработана математическая модель процесса, в рамках которой абсорбционная стадия описывается через степень улавливания, зависящую от режимных параметров, в том числе соотношения расходов фаз и входной концентрационной нагрузки, а плазмохимическая стадия — через параметры энергозатрат, включая удельную энергию нейтрализации аммиака, отнесенную к массе удаляемого компонента. Предложенное описание позволяет формализовать механизм совместного действия указанных стадий, установить характер изменения концентрации аммиака по ходу обработки и определить влияние основных факторов на итоговую эффективность комбинированного способа. Полученные зависимости формируют теоретическую основу для анализа лимитирующих стадий процесса и дальнейшего совершенствования методов очистки отходящих газов биотехнологических установок.

Практическая значимость исследования состоит в разработке и научном обосновании конструктивно-режимных решений для комбинированного способа нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, реализующего последовательную схему «физическая абсорбция → плазмохимическая стадия» и обеспечивающего достижение заданной выходной концентрации аммиака в очищенном газе в условиях производственной

эксплуатации. Полученные результаты могут быть использованы при проектировании, модернизации и эксплуатационной оптимизации технологических линий газоочистки объектов агропромышленного комплекса. При этом степень улавливания аммиака обоснована в качестве сопоставимого критерия оценки эффективности отдельных стадий и системы в целом. Установлено, что реализация предложенных режимных рекомендаций обеспечивает повышение эффективности нейтрализации аммиака, снижение удельных энергозатрат, включая удельную энергию, отнесённую к массе удаляемого аммиака, а также повышение устойчивости работы системы за счёт рационального распределения технологической нагрузки между абсорбционной и плазмохимической стадиями. Показана возможность оптимизации плазмохимической стадии по значимым эксплуатационным параметрам, включая скорость потока плазмообразующего газа и температурный режим диэлектрической подложки. Полученные расчётные зависимости и разработанный порядок подбора режимов могут быть использованы проектными, производственными и эксплуатационными организациями при инженерном обосновании, настройке и регламентировании работы систем нейтрализации газовых выбросов.

Материалы и методы исследования включали методы многомерного статистического анализа, имитационного моделирования и натурные исследования физических и химических параметров нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов в условиях реального промышленного объекта ферментационного производства. Экспериментальные исследования проводились с использованием факторного планирования. Обработка экспериментальных данных осуществлялась с использованием пакета Statistica, а также методов описательной и регрессионной статистики. Модель нейтрализации аммиака построена на уравнениях материального баланса с учётом массопереноса и превращений на последовательных ступенях обработки. Её адекватность подтверждена сопоставлением расчётных и экспериментальных данных, полученных в ходе лабораторных исследований и производственной проверки.

Положения, выносимые на защиту:

1. Комбинированный способ нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, основанный на последовательном сочетании абсорбционной обработки и плазмохимического воздействия, обеспечивающий эффективное снижение содержания аммиака как приоритетного загрязнителя.
2. Математическая модель процесса нейтрализации отходящих газов ферментера, учитывающая комплексное физико-химическое воздействие абсорбционной стадии и плазмохимического этапа на состав газовой смеси и позволяющая описывать изменение концентрации аммиака по стадиям обработки.
3. Установленные закономерности и обоснованные рациональные режимные параметры комбинированного процесса нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, обеспечивающие достижение требуемой степени нейтрализации аммиака и выполнение экологических требований к газовым выбросам ферментера.

Новизна применённых в работе технических решений подтверждена патентом Российской Федерации на изобретение № 2809452.

Степень достоверности и обоснованности результатов подтверждается использованием средств измерений и методов контроля, обеспеченных метрологическим сопровождением, воспроизводимостью экспериментальных данных, сопоставлением результатов с расчётами по математической модели и данными литературы, а также согласованностью выводов с физико-химическими представлениями о процессах абсорбции и плазмохимического преобразования газовых примесей. Обоснованность практических рекомендаций подтверждается экспериментальной проверкой режимных параметров и технической реализуемостью предложенного комбинированного способа.

Реализация результатов исследования. Основные результаты диссертационного исследования прошли производственную проверку в ЗАО «Ново-Барышевская птицефабрика», где подтверждена работоспособность предложенных технических и режимных решений в условиях реальной эксплуатации. Разработанные решения внедрены на предприятии ООО «БИК–

ОРГАНИК» и используются при совершенствовании процессов нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов. Материалы диссертационной работы также используются в образовательном процессе ФГБОУ ВО «Сибирский государственный университет инженерии и биотехнологий» при подготовке обучающихся по профильным направлениям.

Апробация результатов исследования осуществлялась путём докладов и обсуждения основных положений диссертационной работы на международных и всероссийских научно–технических и научно–практических конференциях. Результаты работы были представлены на Международной научно–технической конференции «Научно–технический прогресс в сельскохозяйственном производстве» (г. Минск, 19–20 октября 2023 г.; 16–17 октября 2025 г.), на научно–технической конференции «Энергообеспечение АПК» (ФГБНУ ВИМ, 20–21 декабря 2023 г.; 16–17 декабря 2025 г.), на Международной научно–технической конференции «Роль цифровизации в научно–техническом обеспечении АПК Сибири» (р.п. Краснообск, 3–4 октября 2024 г.), на Международной научно–практической конференции «Новые технологии при использовании техники и нефтепродуктов в сельском хозяйстве» (г. Тамбов, 1–2 октября 2025 г.), а также на II Международной научно–практической конференции «Инженерное обеспечение сельского хозяйства: проблемы, достижения, перспективы», посвящённой 75-летию инженерного факультета Алтайского ГАУ (г. Барнаул 29–30 октября 2025 г.). Кроме того, результаты диссертационного исследования были представлены на Международном научно–практическом форуме «Аграрная наука – сельскохозяйственному производству СНГ и BRICS» (р.п. Краснообск, 2026 г.). Обсуждение докладов и экспертная оценка представленных материалов позволили уточнить отдельные положения исследования и подтвердить их актуальность, научную новизну и обоснованность.

Публикации. Результаты диссертационного исследования отражены в 10 печатных работах, в том числе 3 публикации в изданиях, рекомендуемых ВАК РФ, 1 публикация в МБД SCOPUS, получен 1 патент на изобретение РФ.

Структура и объём работы. Диссертация состоит из введения, пяти глав, заключения, списка использованных источников и приложений. Работа изложена на 144 страницах машинописного текста, содержит 29 рисунков, 34 таблицы и 99 наименований использованных источников, в том числе 64 — на русском языке и 35 — на иностранном языке.

Диссертация выполнена в соответствии с планом НИР СФНЦА РАН в рамках государственных тем № 0533-2021-0012 «Обосновать и разработать системы инженерного, технологического и энергетического обеспечения производства сельскохозяйственной продукции и утилизации отходов животноводства, обеспечивающих снижение совокупных затрат, на основе использования новых физических, технико-технологических методов воздействия на биологические объекты и цифровых технологий управления производственными и технологическими процессами в условиях Сибири» и № 0533-2024-0004 «Разработка и обоснование программно-технических и инженерно-технологических решений для обеспечения производства сельскохозяйственной продукции, в том числе продукции животноводства и переработки отходов. В том числе разработка методов контроля и средств измерений физических и физико-химических параметров почв, окружающей среды, сельскохозяйственных и садовых культур».

Автор выражает благодарность научному руководителю Делягину В.Н. за научное руководство и постоянное внимание к работе, сотрудникам лаборатории энергетики и электрификации сельскохозяйственного производства — за помощь в организации и проведении экспериментальных исследований, консультанту Леонову С.В. — за консультационную помощь по технологическим, производственным и микробиологическим аспектам исследования, а также за содействие в проведении экспериментальных исследований.

В настоящее время широко используются традиционные лагунные технологии и компостирование, характеризующиеся длительными сроками переработки (6–24 месяцев) и потенциальным негативным воздействием на окружающую среду. В то же время прослеживается тенденция к использованию более современных и экологически безопасных подходов, таких как ферментеры, позволяющие существенно сократить сроки переработки (14–15 суток) и минимизировать экологические риски. Рассмотрение данных методов позволит обосновать выбор оптимальных решений для условий Новосибирской области и определить перспективные направления дальнейшего развития [26, 36].

На рисунке 1.2 представлены фотографии основных элементов существующих систем нейтрализации отходов животноводства, позволяющие судить о массогабаритных характеристиках систем утилизации отходов.



Рисунок 1.2 – Способы утилизации отходов животноводства: слева – лагуна, справа – ферментер.

Тенденция увеличения объемов переработки отходов с использованием ферментера обусловлена их способностью значительно ускорять аэробную ферментацию отходов животноводства. В отличие от традиционных лагунных методов, ферментеры обеспечивают контролируемые условия для аэробного разложения органических веществ, что приводит к более быстрому и эффективному процессу. В результате уменьшается время переработки с месяцев до нескольких недель, снижается объем вредных выбросов и повышается общая экологическая безопасность [24, 31, 49].

Вместе с тем эксплуатация ферментера сопровождается рядом существенных недостатков, связанных с образованием и выделением газовых выбросов, содержащих токсичные и неприятно пахнущие компоненты, прежде всего аммиак. Накопление и выброс таких соединений приводят к ухудшению санитарно-гигиенических условий, повышенной коррозионной нагрузке на оборудование и рискам несоответствия экологическим нормативам. Дополнительные сложности обусловлены нестабильностью состава газовой фазы и изменчивостью режимов работы ферментера, что затрудняет прогнозирование характеристик выбросов и снижает эффективность традиционных систем газоочистки.

1.2 Источники образования токсичных компонентов при аэробной ферментации органических отходов предприятий АПК

Аэробная ферментация органических отходов предприятий АПК рассматривается как одно из перспективных направлений переработки помёта и подстилочных материалов [24, 26]. Её применение позволяет снижать эпидемиологическую опасность отходов и получать продукт, пригодный для дальнейшего использования в сельском хозяйстве [28]. В то же время эксплуатация ферментационных установок сопровождается выделением газообразных токсичных веществ и микробиологических загрязнителей [6, 32]. Последние ухудшают санитарно-гигиенические условия в производственных помещениях и могут распространяться за пределы предприятий, формируя неблагоприятную экологическую обстановку на прилегающих территориях [49, 75].

В процессе ферментации птичьего помёта в газовую фазу выделяются аммиак, летучие органические соединения, диоксид углерода, а при локальном дефиците кислорода — сероводород и метан [24, 32]. Интенсивность их образования определяется составом исходного сырья, влажностью, температурой, режимами аэрации и активностью микробиологических процессов [6, 28].

Особое внимание уделяется газовой фазе отходящих выбросов ферментера, поскольку она имеет сложный, многокомпонентный и динамически изменяющийся состав [24, 32]. В отличие от промышленных выбросов, где загрязняющие вещества нередко характеризуются сравнительно стабильными концентрациями, в

ферментационных установках состав газовой фазы изменяется в зависимости от влажности и температуры субстрата, степени аэрации, химического состава исходного помёта, а также активности микробиологических процессов [6, 47]. При этом существенную роль играют локальные зоны с дефицитом кислорода, в которых развиваются процессы, характерные для анаэробных условий [46]. В результате формируется гетерогенная газо-аэрозольная смесь, включающая как химические соединения различной природы, так и биологические компоненты [49, 75].

Наиболее значимым загрязнителем, оказывающим влияние как на санитарные условия труда, так и на окружающую среду, является аммиак. Его присутствие в газовой фазе ферментационных выбросов обуславливает раздражающее воздействие на слизистые оболочки дыхательных путей и участие в образовании вторичных аэрозолей, ухудшающих качество атмосферного воздуха [23, 48]. Исходя из этого, параметры процесса нейтрализации токсичных компонентов целесообразно оценивать по главному поллютанту — аммиаку.

Систематизация состава отходящих газов позволяет обоснованно подойти к выбору технологий нейтрализации токсичных компонентов [25, 37]. Недостаточный учёт механизмов образования отдельных примесей снижает эффективность традиционных решений, включая биофильтрацию и скрубберную очистку [10, 11]. Состав отходящих газов ферментера на птицефабрике и источники их образования приведены в таблице 1.1.

Сероводород формируется преимущественно при недостаточной аэрации локальных участков субстрата и развитии восстановительных процессов. Этот газ отличается высокой токсичностью, выраженным неприятным запахом и коррозионной активностью, вследствие чего представляет опасность как для здоровья работников, так и для металлических элементов технологического оборудования [24, 38, 48].

Летучие органические соединения образуются главным образом в результате микробиологического метаболизма углеводов и липидов. В их состав могут входить низшие карбоновые кислоты, кетоны, альдегиды, спирты и другие органические вещества. Низкий порог обонятельного восприятия делает их одним

из основных факторов запахового загрязнения, а отдельные компоненты обладают токсичными и канцерогенными свойствами [31, 89].

Таблица 1.1 – Состав ОГ ферментера и их источники образования

Загрязнитель	Источник образования
Аммиак (NH ₃)	дезаминирование аминокислот; гидролиз мочевины; микробиологическое разложение азотсодержащей органики в помёте/навозе.
Сероводород (H ₂ S)	анаэробные процессы в зонах недостаточной аэрации; восстановление сульфатов/разложение серосодержащих аминокислот (цистеин, метионин)
Закись азота (N ₂ O)	микробиологические процессы нитрификации и денитрификации при колебаниях кислородного режима; неполная денитрификация/неполное окисление азотсодержащих соединений
Углекислый газ (CO ₂)	дыхание аэробной микрофлоры; биохимическое окисление органического вещества (минерализация).
Метан (CH ₄)	анаэробное разложение органики (метаногенез) в локальных застойных/уплотнённых зонах субстрата и при нарушении аэрации.
Летучие органические соединения	продукты микробного метаболизма и неполной биодеструкции органики (низшие карбоновые кислоты – уксусная, масляная, пропионовая; кетоны, альдегиды, спирты и др.).
Биоаэрозоли (бактерии, споры грибов, вирусы, фрагменты клеток)	аэрозолизация при аэрации/перемешивании и перенос частиц субстрата с микрофлорой; разрушение клеточных структур.
Вторичные примеси (эндотоксины, микотоксины)	продукты жизнедеятельности и распада микроорганизмов; компоненты клеточных стенок и метаболиты грибов.

Парниковые газы — углекислый газ, метан и закись азота — также образуются в процессе ферментации, однако их экологическое значение различается. Наибольший интерес с климатической точки зрения представляет закись азота, обладающая значительно более высоким потенциалом глобального потепления по сравнению с углекислым газом. Поэтому выбросы ферментационных установок необходимо учитывать не только в санитарно-гигиеническом, но и в климатическом аспекте [6, 88].

К биоаэрозолям относятся аэрозольные частицы биологического происхождения: бактерии, споры грибов, вирусы и фрагменты клеточных структур. Наибольшую опасность представляют мелкодисперсные фракции, способные проникать в нижние отделы дыхательной системы и переносить токсичные соединения. Повышенный уровень биоаэрозольного загрязнения

рассматривается как один из факторов риска развития и обострения заболеваний органов дыхания у работников агропромышленных объектов [49, 75].

Опасность патогенных микроорганизмов связана с их способностью длительно сохраняться во взвешенном состоянии в воздухе и при осаждении на слизистые оболочки вызывать воспалительные реакции. Риск возрастает при недостаточной эффективности систем удаления загрязнённого воздуха и циркуляции газовой смеси внутри помещений [28, 49].

Присутствие аммиака, сероводорода, летучих органических соединений и биоаэрозолей в воздушной среде не только ухудшает санитарные условия, но и ускоряет коррозию металлических поверхностей, способствует износу систем удаления отходящих газов и повышает эксплуатационные затраты. Это обуславливает необходимость применения комплексных систем нейтрализации, способных одновременно снижать концентрации химических загрязнителей и микробиологическую нагрузку [10, 11, 46].

Формирование указанных примесей напрямую связано с конструкцией ферментера и режимами его работы. Как правило, установка включает корпус с теплоизоляцией, систему аэрации и механическое устройство для перемешивания субстрата, обеспечивающие поддержание требуемых условий биотермической переработки отходов [23, 24]. Отвод газовой фазы осуществляется через верхнюю часть аппарата, что обеспечивает удаление продуктов разложения и их дальнейшее поступление в систему нейтрализации [23, 26].

Ферментация органических отходов развивается поэтапно и включает несколько характерных фаз, каждая из которых сопровождается формированием специфического газового профиля [5, 25, 28].

- Фаза разогрева (0–24 ч). На этом этапе интенсивное дыхание аэробной микрофлоры и разложение азотсодержащих соединений обуславливают преимущественное выделение углекислого газа и аммиака.
- Фаза активного разложения (2–5 суток). Усиленные процессы биodeградации приводят к максимальному образованию летучих органических соединений.

- Фаза стабилизации (5–10 суток). Концентрации летучих органических соединений постепенно снижаются, однако сохраняется высокий уровень аэрозольных примесей, формирующих санитарные риски для производственных помещений.
- Фаза вызревания (свыше 10 суток). Газообразование постепенно угасает, но фиксируются остаточные выбросы аммиака, а также спор плесневых грибов и других микроорганизмов.

Газовая фаза на протяжении всех этапов отличается повышенной влажностью (до 95%), температурой 45–70 °С, переменным расходом воздуха (0,5–5 м³/с) и значительной концентрацией аэрозольных частиц. Подобные параметры существенно осложняют работу традиционных систем нейтрализации (биофильтров и скрубберов), снижая их эффективность до 30–60 % при насыщенной и влажной смеси [24, 7].

Формирование выбросов происходит не только в объёме ферментируемой массы, но и в элементах системы удаления воздуха — шахтах, каналах и вытяжных патрубках. При недостаточной герметичности оборудования и неорганизованном отводе воздуха часть загрязняющих веществ может поступать в производственную среду и окружающее пространство, что усиливает санитарные и экологические риски [24, 46].

Метеорологические условия, включая повышенную влажность воздуха, слабый ветер и температурные инверсии, способны усиливать локальное загрязнение вблизи источника выбросов. В связи с этим оценка воздействия ферментационных установок должна учитывать не только состав газовой фазы, но и условия рассеивания загрязняющих веществ в приземном слое атмосферы [15, 48].

Контакт с загрязнённым воздухом может приводить к ухудшению состояния органов дыхания, раздражению слизистых оболочек и росту профессиональных рисков для персонала, обслуживающего ферментационные установки. Наибольшей опасности подвергаются работники, находящиеся в зоне выгрузки, обслуживания и неорганизованных выбросов [49, 64, 75].

Высокая изменчивость состава газовой фазы и необходимость контроля содержания аммиака, сероводорода, летучих органических соединений и биоаэрозолей определяют целесообразность сопоставления отечественных требований с международной практикой. Сравнительный анализ нормативных подходов позволяет оценить степень жёсткости действующих ограничений и определить направления совершенствования санитарно-экологических требований [12–18, 39, 48].

Таблица 1.2 – Сравнительный анализ нормативов [30, 31, 39, 48, 75, 87] *

Страна / регион	Аммиак	Сероводород	ЛОС	Биоаэрозоли
Россия (СанПиН)	20 / 5	10 / 0,008	0,035	Отдельных норм нет
ЕС	3–5	0,005–0,01	0,01–0,02	Учёт дурнопахнущих веществ
США (EPA)	14	0,07	0,012	Рекомендации (≈ 1000 КОЕ/м ³)
Китай	1,5–3	0,01	0,01–0,02	Нормативов нет

* *Примечание* — данные обобщены по национальным нормативным документам и международным рекомендациям [30, 31, 39, 48, 75, 87].

Сравнение нормативов различных стран и международных рекомендаций показывает существенные расхождения как по предельно допустимым концентрациям отдельных газов, так и по подходам к их регламентированию. Различия касаются перечня контролируемых веществ, уровней допустимых концентраций, а также степени учёта комплексного воздействия загрязняющих компонентов на воздушную среду и санитарно-гигиенические условия. Кроме того, неодинаково учитываются особенности выбросов, характерных для биотехнологических процессов и переработки органических отходов. СанПиН 1.2.3685-21 [48] демонстрирует неполноту регулирования: более жёсткие подходы к сероводороду сочетаются с менее детализированной регламентацией аммиака и отсутствием отдельных нормативов по биоаэрозольному загрязнению. Это создаёт предпосылки к дальнейшему совершенствованию отечественной нормативной базы с учётом международного опыта [30, 31, 39, 87].

Также стоит отметить, что учёт экологического ущерба в ряде зарубежных стран (в основном ЕС) индексируется ежегодно, тем временем в Российской Федерации последняя изменение нормативов последний раз проводилось в 2021 году (приказом Минприроды России от 28 января 2021 года №59)

1.3 Технологии нейтрализации токсичных газов, образующихся при ферментации отходов жизнедеятельности животных

В качестве одного из базовых физико-химических подходов рассматриваются скрубберные установки мокрой абсорбции. Принцип их действия основан на контакте загрязнённого газа с жидкой фазой-абсорбентом, в которой протекают процессы физического поглощения и последующей химической нейтрализации [23, 41].

Конструктивно скруббер представляет собой колонный или горизонтальный аппарат с контактными устройствами (форсунки распыла, насадка, сетчатые элементы), обеспечивающими развитую поверхность межфазного взаимодействия. Как правило, реализуется противоточное движение фаз: загрязнённый газ подаётся снизу или по ходу канала, а орошающий раствор — сверху, что повышает массообменную эффективность. К числу определяющих параметров относятся скорость газа и гидравлическое сопротивление аппарата, дисперсный состав капель, расход и температура абсорбента, а также поддержание требуемого кислотно-щелочного баланса на каждой стадии процесса [37, 41, 77, 93].

Рассмотрены основные типы скрубберов, применяемых для нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов. Классификация выполнена по принципу организации газожидкостного контакта, определяющему эффективность массообмена, пропускную способность и эксплуатационные ограничения [37, 77, 93]. В таблице 1.3 приведено сопоставление барботажных, форсуночных и эжекционных скрубберов по назначению, преимуществам и ограничениям.

Переменный состав газовой смеси, включающей аммиак, сероводород и летучие органические соединения, высокая влажность, неравномерный расход и аэрозольная нагрузка обуславливают предпочтительность форсуночных и вентури/эжекционных систем. Барботажные аппараты рациональны при малых производительностях и сравнительно стабильном потоке. Для удаления аммиака целесообразно применение кислой стадии абсорбции, а для сероводорода — щелочной или окислительной стадии; при этом обязательны каплеуловители, коррозионностойкие материалы и рециркуляция раствора с автоматическим контролем pH [23, 37, 93].

Таблица 1.3 – Классификация и основные характеристики скрубберов по принципу действия

Тип скруббера	Назначение	Преимущества	Ограничения
Барботажный	Глубокая нейтрализация от аммиака, сероводорода при невысокой производительности	Высокий коэффициент массообмена, простота конструкции	Низкая пропускная способность, чувствительность к колебаниям давления
Форсуночный	Удаление аммиака, сероводорода, частично летучих органических соединений при переменных расходах газа	Высокая эффективность при мелкодисперсном распыле, регулирование распыла	Необходимость в устойчивом давлении жидкости, засоряемость форсунок
Эжекционный	Компактные системы с высокой кратковременной нагрузкой	Компактность, отсутствие подвижных частей, высокая интенсивность контакта	Требует точного расчёта гидравлики, склонность к износу сопел и загрязнению

Ферментационные установки характеризуются высокой влажностью, повышенной температурой, запылённостью и присутствием агрессивных компонентов. Отсюда вытекают основные требования к скрубберным аппаратам: применение антикоррозионных материалов, устойчивость к химически активным средам, возможность периодической промывки, стабильная работа при переменных расходах газа и наличие систем автоматического контроля параметров процесса [41, 77].

По мере эксплуатации абсорбционные растворы насыщаются продуктами реакции, что снижает эффективность очистки; образующиеся жидкие отходы требуют последующей нейтрализации и утилизации. Необходимы постоянный контроль расхода реагентов, периодические промывки и ревизии оборудования. Кроме того, мокрая абсорбция ограничено эффективна в отношении биоаэрозолей и части устойчивых летучих органических соединений, чувствительна к колебаниям параметров потока и требует коррозионностойкого исполнения [10, 11, 23].

Таким образом, при всех достоинствах скрубберная нейтрализация остаётся эффективным решением прежде всего для удаления аммиака и сероводорода, однако её применение в условиях нестабильных и комплексно загрязнённых ферментационных выбросов ограничивается образованием стоков и необходимостью постоянного расхода реагентов [23, 41].

Совокупность указанных эксплуатационных ограничений мокрой абсорбции формирует потребность в безреагентных технологиях, устойчивых к высокой влажности и колебаниям состава потока и способных одновременно снижать концентрации аммиака, сероводорода, летучих органических соединений и микробиологическую нагрузку без образования жидких отходов. К числу таких подходов относится низкотемпературная неравновесная плазма, при которой в газовой среде генерируются высокореакционные частицы, обеспечивающие окислительную деструкцию загрязнителей и инактивацию микроорганизмов [2, 73, 84].

Для обработки влажных и аэрозольных ферментационных выбросов наибольшую практическую значимость имеет диэлектрический барьерный разряд. Диэлектрический слой между электродами предотвращает дуговой пробой, стабилизирует микрозаряды и обеспечивает генерацию активных окислителей при низкой тепловой нагрузке. Коронный разряд конструктивно проще, но более чувствителен к высокой влажности и запылённости, тогда как микроволновые и радиочастотные системы характеризуются более высокой капиталоемкостью и чаще применяются в лабораторно-опытных установках [2, 94, 96].

На практике для обработки ферментационных выбросов применяют коаксиальные и плоские конфигурации ДБР с кварцевыми или керамическими барьерами. Ключевыми параметрами являются напряжённость электрического поля, удельный энергозатрат, время пребывания газа и контроль вторичных продуктов, в том числе озона и окислов азота. Для углубления минерализации летучих органических соединений и окисления сернистых соединений перспективно сочетание ДБР с гетерогенными катализаторами, что позволяет уменьшать долю промежуточных продуктов и снижать удельные энергозатраты [67, 79, 84].

При интеграции НТП в технологическую схему целесообразны предварительная аэрозольная подготовка газа, управление точкой росы и сглаживание пиковых расходов, что способствует стабилизации электрического режима и увеличению ресурса электродов. В составе плазмохимического блока важно предусматривать доочистку отходящего газа, в том числе каталитическое

разрушение остаточного озона, а также электрическую и электромагнитную защиту оборудования. В полупромышленных и пилотных установках на животноводческих объектах показана перспективность гибридных схем, сочетающих НТП с катализом, фотокатализом, скрубберной или биофильтрационной стадией, для одновременного контроля запахов, летучих органических соединений и микробиологической нагрузки [73, 79, 95].

1.3.1 Скрубберная технология абсорбционной нейтрализации отходящих газов ферментера птицефабрик

Одним из наиболее отработанных решений для удаления аммиака из газов ферментера является двухступенчатая скрубберная система абсорбции [23, 37]. На первой, кислотной, стадии используют раствор хлороводородной кислоты, при этом аммиак связывается с образованием соли аммония, что обеспечивает устойчивость работы при эксплуатационных колебаниях. Вторая стадия функционирует на щелочном растворе и предназначена для нейтрализации сероводорода с последующей окислительной доводкой [23, 41]. Дополнительно на щелочной стадии возможно частичное улавливание диоксида углерода за счёт карбонатизации. Стадии системы необходимо жёстко развязывать по гидравлике и системе дозирования, исключая контакт гипохлорита с кислотной средой во избежание выделения хлора, а также его взаимодействие с аммиаком во избежание образования хлораминов. В промышленных установках применяют насадочные и форсуночные скрубберы, режим работы которых поддерживается регулированием расхода оросительной жидкости и газового потока [37, 77, 93].

Функциональная схема двухступенчатой скрубберной системы абсорбции, включающей кислотную и щелочную стадии, представлена на рисунке 1.3. Она отражает последовательность технологических операций и взаимосвязь основных элементов установки [23, 41].

Внедрение двухступенчатых скрубберных систем обусловлено не только необходимостью соблюдения требований по уровню выбросов, но и стремлением повысить эксплуатационную надёжность очистных установок в условиях переменных нагрузок [23, 87]. Подобные системы демонстрируют устойчивость

при изменении состава газового потока, что особенно характерно для процессов биологического разложения сырья. Конструктивная схема предусматривает возможность оперативной корректировки рабочих режимов, включая регулирование расхода жидкости, распределение газового потока и контроль параметров рН, что облегчает адаптацию оборудования к различным производственным условиям [37, 41].

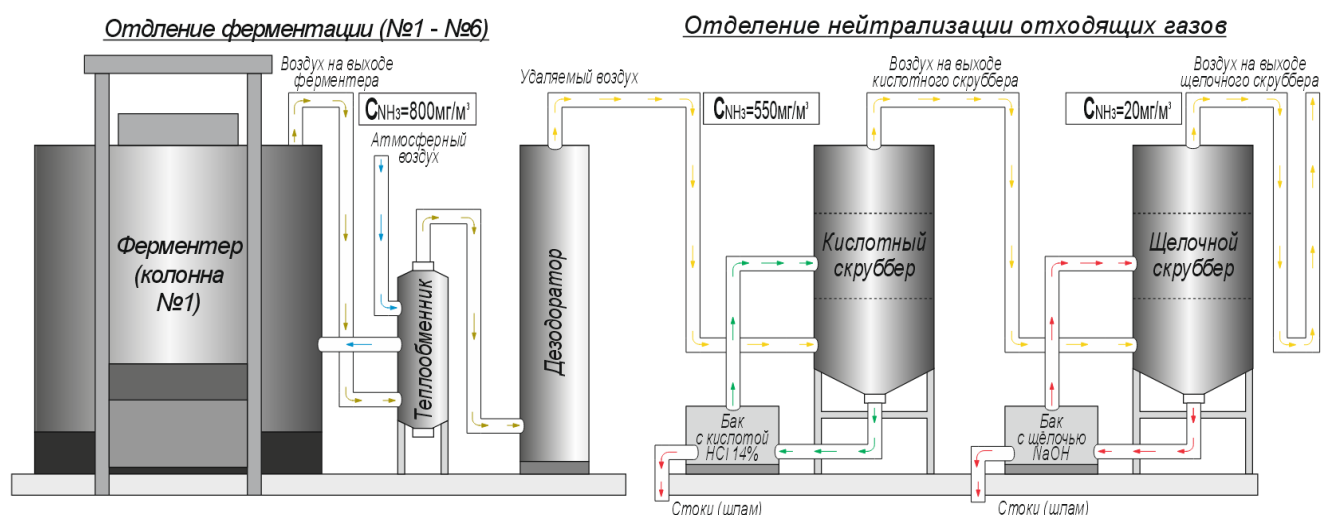


Рисунок 1.3 – Функциональная схема традиционной реагентной технологии

С практической точки зрения обоснование применения двухступенчатой скрубберной системы для нейтрализации аммиака требует расчёта потребности в реагентах. Проведение стехиометрического анализа позволяет определить минимальные дозировки кислоты и щёлочи исходя из концентрации аммиака в потоке; при этом для промышленной эксплуатации обычно принимают коэффициент избытка реагента, обеспечивающий надёжное связывание загрязнителя при колебаниях рН и объёма газа [23, 41].

При расчёте потребности в реагентах используют стехиометрические соотношения реакций нейтрализации аммиака, исходя из его мольного количества в обрабатываемом газе. Для оценки применимости метода выполняют балансовый расчёт, включающий потребность в соляной кислоте и едком натре, а также удельные энергозатраты на их производство [74, 83].

Для уточнения экономических показателей может быть выполнен пересчёт потребности в реагентах двухступенчатой скрубберной системы с учётом распределения нагрузок между стадиями: основная часть аммиака связывается на

кислотной стадии, тогда как щелочная стадия воспринимает остаточный аммиак, сероводород и часть углекислого газа [23, 37, 74]. Итоговые показатели сведены в таблице 1.4.

Таблица 1.4 – Сводная оценка расхода реагентов и энергозатрат для нейтрализации 1 кг аммиака

Параметр	Ед.	Соляная кислота HCl	Едкий натр NaOH	Аммиак NH ₃	Источник
Количество вещества	моль	52,94	23,53	58,82	Стехиометрия
Масса реагента на 1 кг аммиака (запас 30%)	кг	15,2	2	–	M(HCl)=36,5; M(NaOH)=40
Удельные энергозатраты производства	МДж/кг реагента	4	11	–	[74, 83]
Энергозатраты на 1 кг аммиака по реагенту	МДж/кг NH ₃	60,8	22	Σ 82,8	Расчёт
Товарная форма	–	HCl 14 %	NaOH 50 %	–	Рыночные ориентиры РФ
Цена товарного раствора	Р/кг	60	50	–	
Стоимость реагентов на 1 кг аммиака	Р/кг NH ₃	≈ 960	≈ 100	Σ ≈ 1060	Расчёт

С учётом эксплуатационной составляющей в расчёте необходимо учитывать энергопотребление циркуляционных насосов и вентиляторов. По данным технических и отраслевых обзоров скрубберных систем, удельные энергозатраты на прокачку газового потока в насадочных и форсуночных аппаратах, а также на циркуляцию и дозирование жидкости составляют заметную долю общих эксплуатационных расходов, по данным [77, 93] и результатам авторского расчёта. При перерасчёте на нагрузку, соответствующую связыванию 1 кг аммиака, это эквивалентно примерно 2,7–2,8 кВт·ч/кг аммиака, что согласуется с расчётными оценками для реагентных систем газоочистки [23, 41]. При среднем тарифе электроэнергии 7 руб./кВт·ч добавляется около 19,5 руб./кг аммиака.

Совокупные прямые удельные энергозатраты, включающие производство реагентов (≈ 82,8 МДж/кг аммиака) и эксплуатацию системы (≈ 36 МДж/кг аммиака), составляют около 118 МДж/кг аммиака. Таким образом, удельная доля энергопотребления циркуляционного оборудования может достигать 40 % от общих прямых затрат, что подчёркивает значимость энергоэффективных решений при проектировании скрубберных систем [74, 83].

Прямые затраты на реагенты при обработке одного килограмма аммиака составляет 700–1060 руб./кг (исходя из текущего диапазона цен на реагенты). Такой баланс целесообразно использовать при технико-экономическом обосновании выбора параметров дозирования и при сопоставлении с альтернативными технологиями [23, 41].

Скрубберная нейтрализация отходящих газов ферментера обеспечивает высокую степень удаления аммиака, сероводорода и кислотных компонентов при корректном подборе реагентов и режимов. Метод отличается универсальностью и может адаптироваться к изменяющемуся составу и концентрации газового потока, что важно для биопроизводств с нестабильными условиями ферментации и аэрации [23, 37, 92]. Современные установки, как правило, автоматизированы, что повышает стабильность процесса и снижает риск сбоев; надёжность и масштабируемость оборудования расширяют область применения таких систем в АПК [41, 77].

Вместе с тем эксплуатация двухступенчатых скрубберов сопряжена с существенными ограничениями. Основными негативными факторами являются высокая стоимость реагентов и их регулярное потребление, необходимость в системах хранения и дозирования, а также образование концентрированных жидких стоков, требующих последующей утилизации либо дополнительной нейтрализации [74, 83]. Эффективность установки напрямую зависит от стабильности подачи реагентов и точности работы автоматических систем управления, что влечёт дополнительные требования к квалификации обслуживающего персонала [23, 41].

Таким образом, двухступенчатая скрубберная технология фактически стала одним из наиболее распространённых решений для нейтрализации аммиака в выбросах птицефабрик и других биопроизводств, обеспечивая стабильное соблюдение санитарно-экологических требований при изменчивом составе газа. Однако высокая стоимость и постоянный расход реагентов, а также образование концентрированных стоков ограничивают её экономическую эффективность, что стимулирует развитие альтернативных безреагентных и комбинированных схем, включая технологии низкотемпературной плазмы [23, 77, 93].

1.3.2 Плазмохимическая технология нейтрализации отходящих газов с использованием низкотемпературной неравновесной плазмы

Одним из наиболее перспективных направлений дезодорации и нейтрализации газовых выбросов в агропромышленном секторе, в том числе при аэробной ферментации органических отходов птицефабрик, является применение низкотемпературной неравновесной плазмы, генерируемой в диэлектрическом барьерном разряде [2, 91, 94]. Данный метод рассматривается как эффективная безреагентная альтернатива традиционным абсорбционным и термическим технологиям, особенно в случаях, когда требуется одновременно удалять аммиак, сероводород, летучие органические соединения и снижать микробиологическую нагрузку в газовых выбросах [71, 79, 91]. В отличие от химико-абсорбционных систем, плазмохимическая обработка не требует постоянного расхода реагентов и не сопровождается образованием жидких стоков, что делает её особенно привлекательной для автономных агропромышленных объектов с ограниченными возможностями водоотведения [71, 91].

Плазма представляет собой ионизированный газ, содержащий свободные электроны, ионы, нейтральные молекулы и возбужденные частицы. В условиях низкотемпературной неравновесной плазмы температура электронов значительно превышает температуру газа, что позволяет инициировать широкий спектр химических превращений при сравнительно низких термодинамических затратах. Благодаря способности плазмы генерировать высоко реакционноспособные частицы, она широко применяется в экологических технологиях, включая процессы деструкции аммиака, сероводорода и летучих органических соединений [2, 73, 94, 96].

К числу таких частиц относятся атомарный кислород, озон, гидроксильные радикалы, оксиды азота, а также электроны и ионы [2, 73, 91]. Эти компоненты обладают высокой реакционной способностью и вступают в окислительные реакции, разрушая вредные соединения до низкомолекулярных продуктов. Важно подчеркнуть, что озон не является единственным технологически значимым агентом, а образуется как один из вторичных продуктов плазмохимических

реакций. Поэтому эффективность нейтрализации определяется совокупным действием активных форм, формируемых в плазме. Дополнительный бактерицидный эффект связан также с сопутствующим ультрафиолетовым излучением и действием активных кислородсодержащих частиц, способствующих инактивации микроорганизмов [21, 71, 96].

На эффективность генерации активных форм в зоне разряда существенно влияют температура и влажность газа. Повышенная влажность способствует образованию гидроксильных радикалов, ускоряя деструкцию ряда загрязняющих компонентов, но одновременно снижает устойчивость озона. Температурные колебания также изменяют соотношение активных частиц и общую эффективность плазмохимической обработки [73, 91]. В практических условиях поэтому требуется стабилизация параметров газового потока, включая контроль влажности и температуры, что обеспечивает более устойчивое протекание реакций в зоне разряда [71, 79].

Таким образом, низкотемпературная плазма демонстрирует высокий потенциал для нейтрализации широкого спектра вредных компонентов в газовых выбросах, а понимание механизмов генерации активных форм и условий их стабилизации позволяет повысить эффективность применяемой технологии [2, 73, 91].

Механизм действия низкотемпературной плазмы основан на цепных окислительно-восстановительных реакциях, инициируемых радикалами, атомарным кислородом и другими активными частицами. Аммиак и летучие органические соединения подвергаются последовательным превращениям с образованием промежуточных продуктов и последующей конверсией в более простые соединения [67, 68, 91]. Такой механизм позволяет одновременно обезвреживать широкий спектр неорганических и органических примесей, характерных для агропромышленных выбросов [73, 79].

По данным исследований, применение низкотемпературной плазмы обеспечивает высокую степень нейтрализации аммиака, сероводорода и летучих органических соединений, а также выраженный санитарный эффект за счёт инактивации бактерий и вирусов [71, 78, 84]. Это делает метод не только

эффективным средством дезодорации, но и инструментом повышения санитарной безопасности агропромышленных объектов [21, 71].

К основным преимуществам плазмохимической технологии относят:

- исключение затрат на реагенты и образование жидких отходов;
- возможность работы при условии высоких уровнях влажности и запылённости, характерных для агропромышленных выбросов;
- модульный принцип построения и компактность, обеспечивающие интеграцию в действующие системы обработки ОГ;
- быстрый запуск и адаптация к изменению состава газового потока.

Эксплуатация плазмохимических установок требует существенных затрат электроэнергии, а также регулярного контроля параметров разряда и состояния диэлектрических элементов, от которых зависит стабильность генерации активных частиц. При длительной работе возможно снижение эффективности вследствие деградации материалов, что обуславливает необходимость их замены или регенерации. Для повышения надёжности в промышленной практике применяются вспомогательные узлы подготовки газового потока, предотвращающие конденсацию и обеспечивающие устойчивый режим работы установки [71, 79, 94].

Указанные эксплуатационные ограничения обуславливают необходимость выбора такого плазмохимического источника, который обеспечивает высокую воспроизводимость разряда и устойчивую генерацию активных частиц при обработке влажных и нестационарных газовых смесей. В качестве одного из наиболее технологически реализуемых вариантов низкотемпературной неравновесной плазмы для газоочистки рассматривается разряд с диэлектрическим барьером, отличающийся возможностью работы при атмосферном давлении и относительно низких температурах газовой фазы [2, 73, 94].

Диэлектрический барьерный разряд относится к неравновесным процессам, при которых электроны обладают высокой энергией, тогда как температура газа остаётся близкой к окружающей среде. Это обеспечивает возможность окислительной обработки без перегрева газового потока. В плазме формируется широкий спектр активных частиц, участвующих в реакциях диссоциации и

окисления, а сопровождающее ультрафиолетовое излучение усиливает эффект за счёт фотохимического разрушения органических соединений и инактивации микроорганизмов [2, 73, 94, 96].

Промышленная реализация низкотемпературной плазмохимической технологии базируется на модульном принципе построения установок, при котором отдельные плазменные реакторы могут объединяться в единую секцию обработки газа. Такое решение позволяет адаптировать производительность к различным объёмам газового потока и обеспечивает удобство эксплуатации и обслуживания оборудования [71, 79, 94].

Перед внедрением плазмохимических установок в агропромышленный комплекс особое внимание уделяется стабильности работы при высокой влажности газового потока. Для поддержания требуемого режима генерации низкотемпературной плазмы нередко предусматривают систему предварительной подготовки воздуха, позволяющую снизить риск конденсации, повысить устойчивость разряда и предотвратить ускоренную деградацию электрических и диэлектрических компонентов оборудования [71, 79].

Подготовка газа может становиться существенным источником дополнительных энергозатрат, поскольку осуществляется синхронно с работой плазменного реактора. Этот фактор необходимо учитывать при расчётах полной энергоёмкости технологии, так как он заметно влияет на удельные эксплуатационные затраты и общую эффективность метода [71, 94].

При проектировании плазмохимических систем учитывается специфика агропромышленных выбросов, образующихся в процессе ферментации. Такие газовые потоки отличаются повышенной влажностью, значительным содержанием аэрозолей, переменной температурой, а также возможным присутствием коррозионно-активных примесей. В связи с этим конструкция НТП-реактора должна обеспечивать защиту от влаги и запылённости, сохранение работоспособности при повышенных температурах, антикоррозионную стойкость элементов разрядной зоны и возможность модульного масштабирования [24, 71, 73].

Некоторые промышленные модификации плазмохимических установок дополнительно оснащаются вентиляторами, системой предварительной фильтрации и автоматикой контроля давления и расхода воздуха, что обеспечивает стабильность работы даже в условиях запылённых и влажных потоков. Энергоблок, как правило, выносится за пределы зоны повышенной влажности и пылевой нагрузки и оснащается защитой от перенапряжения и перегрева. Конструктивные решения также предусматривают возможность очистки и повторного запуска оборудования, что облегчает эксплуатацию и снижает требования к техническому обслуживанию [41, 71, 79].

Современные подходы к нейтрализации токсичных газов в агропромышленном комплексе ориентированы на технологии, обеспечивающие высокую степень очистки без заметного роста эксплуатационных затрат и без образования вторичных жидких или твёрдых отходов [23, 71]. Среди таких решений особое значение имеет низкотемпературная неравновесная плазма, эффективно разрушающая аммиак, сероводород и летучие органические соединения, а также инактивирующая микроорганизмы в биоаэрозолях [71, 79, 91]. В отличие от абсорбции и термического обезвреживания, плазмохимическая технология использует высокореакционные радикалы и активные формы кислорода и азота, генерируемые непосредственно в газовом потоке, что исключает хранение и дозирование химических реагентов [73, 80].

Ключевым преимуществом метода является многоступенчатый механизм воздействия, включающий как радикальные окислительные реакции, так и инактивацию патогенной микрофлоры, что расширяет область применения технологии в сельском хозяйстве и биологических производствах [21, 71, 96]. Вместе с тем внедрение плазмохимических установок требует тщательной оценки энергетической эффективности, стабильности работы при изменяющихся нагрузках, соответствия санитарно-экологическим требованиям и требованиям промышленной безопасности [71, 94]. Систематизированный обзор преимуществ и ограничений метода приведён в таблице 1.5.

Таблица 1.5 – Преимущества и ограничения плазменных технологий в АПК

Параметр	Характеристика
Безреагентность	Не требуется использование кислот, щелочей и окислителей, отсутствуют вторичные жидкие отходы
Эффективность по загрязнителям	Высокая степень нейтрализации аммиака, сероводорода, летучих органических соединений (до 90%) и инактивации биоаэрозолей (>90%)
Устойчивость к условиям среды	Эффективна при высокой влажности (до 95 %) и температуре (до 70 °С); адаптируется к переменному составу выбросов
Автоматизация и гибкость	Быстрый пуск/останов, работа в импульсных режимах, возможность модульного масштабирования
Компактность и интеграция	Установки легко встраиваются в существующие каналы отведения токсичных газов и технологические линии
Энергопотребление	Умеренное, зависит от конфигурации установки и требуемой степени нейтрализации; ниже, чем у термических методов
Формирование вторичных продуктов	Возможен избыток озона и образование оксидов азота, требующих последующей нейтрализации или разбавления
Электробезопасность	Требуется защита от высоковольтных разрядов (до 20–30 кВ), соблюдение мер электробезопасности
Стоимость компонентов	Высокая цена на диэлектрики, инверторы и системы управления
Нормативные ограничения	Ограниченное нормативное регулирование в РФ, необходимость санитарного обоснования и индивидуальных экспертиз при внедрении

При этом сама плазмохимическая технология остаётся инновационным и перспективным направлением, позволяющим решать сразу комплекс взаимосвязанных задач: удаление аммиака и сероводорода, деструкцию летучих органических соединений и инактивацию патогенной микрофлоры [71, 79, 91]. Такой комплексный характер воздействия особенно важен при обработке отходящих газов ферментера, для которых характерно одновременное присутствие химических загрязнителей и биологических агентов. Существенным преимуществом технологии является её адаптируемость к условиям, типичным для выбросов ферментационных установок, включая высокую влажность, наличие пылевых и аэрозольных частиц, а также изменчивый состав газовой смеси [71, 94].

Энергетические оценки показывают, что нейтрализация 1 кг аммиака в отходящих газах ферментера с использованием диэлектрического барьерного разряда требует значительных затрат электроэнергии. Это связано с

необходимостью обеспечения достаточного энерговклада для генерации активных частиц, инициирующих окислительные и радикальные превращения аммиака в газовой фазе. В зависимости от режима работы, удельного энерговклада и требуемой степени конверсии аммиака энергозатраты могут составлять порядка 300–450 МДж (80–130 кВт·ч/кг аммиака) [67, 68, 91]. При тарифе 7 Р/кВт·ч ориентировочная стоимость обработки составляет 560–910 Р/кг аммиака. Указанные оценки соответствуют режимам, обеспечивающим высокую степень превращения аммиака при допустимом уровне побочных продуктов [67, 73].

В целом плазмохимическая технология является эффективной и экологически безопасной, поскольку не сопровождается образованием жидких стоков и не требует использования химических реагентов в традиционном понимании. Вместе с тем при текущем уровне энергопотребления её экономическая целесообразность в наибольшей степени проявляется в случаях высокой стоимости реагентной очистки, обращения с абсорбционными растворами и утилизации вторичных стоков. Перспективы дальнейшего применения плазмохимической обработки связаны со снижением удельных энергозатрат, совершенствованием режимов работы разряда, оптимизацией конструкции разрядных устройств и комбинированием с другими методами нейтрализации для повышения общей экономической эффективности и расширения промышленного использования [71, 73, 79].

1.4 Сравнительная оценка технологических и эксплуатационных показателей систем нейтрализации

В агропромышленном комплексе для снижения концентрации токсичных газов, прежде всего аммиака, в отходящих газах ферментера применяются различные технологические подходы, различающиеся по механизму действия, уровню технической сложности, эксплуатационным затратам и экологической эффективности. Выбор метода определяется составом газовой смеси, влажностью и температурой потока, наличием аэрозольных примесей, требуемой степенью очистки и технологическими возможностями предприятия [23, 41]. В условиях ферментации органических отходов дополнительную сложность создаёт

нестабильность параметров отходящих газов, вследствие чего не все решения, применяемые в промышленной газоочистке, оказываются одинаково эффективными.

Ряд технологий, используемых для очистки промышленных выбросов, в отношении газов ферментера применяется ограниченно. К ним относятся термическое и каталитическое окисление, адсорбционные схемы, мембранное разделение, установки адсорбции при переменном давлении, а также фотокаталитические и ультрафиолетовые методы. Их применение сдерживается высокой капиталоемкостью, чувствительностью к составу и влажности газа, а также необходимостью предварительной подготовки потока [41, 91].

В результате в практике нейтрализации отходящих газов ферментера наибольшее распространение получили два подхода: реагентная абсорбция в скрубберных системах и плазмохимическая обработка с использованием низкотемпературной неравновесной плазмы. Первый метод эффективен для удаления хорошо растворимых и химически активных компонентов, прежде всего аммиака и сероводорода, второй рассматривается как безреагентная альтернатива, позволяющая одновременно воздействовать на аммиак, серосодержащие соединения, летучие органические вещества и микробиологическую составляющую газовой смеси [23, 91, 94].

Сравнение указанных методов по ключевым критериям — степени нейтрализации, энергозатратам, потребности в реагентах и устойчивости к колебаниям состава газа — представлено в таблице 1.6 и позволяет объективно оценить их применимость в производственных условиях [23, 37, 73, 91, 94].

Анализ представленных данных позволяет сделать вывод, что каждая из рассмотренных технологий обладает специфическим набором преимуществ и ограничений. При этом однозначного лидера по всем критериям не наблюдается: реагентная технология отличается относительной простотой внедрения в действующие системы нейтрализации и высокой степенью технологической отработанности, однако сопровождается существенными затратами на закупку и хранение реагентов, а также образованием стоков, требующих последующей

утилизации [23, 37, 41]. Плазмохимическая технология, напротив, обеспечивает отсутствие постоянного расхода реагентов и жидких отходов, высокую устойчивость к изменению состава и температуры газа, а также эффективную инактивацию микрофлоры, однако требует повышенных энергозатрат на генерацию активных форм кислорода и поддержание стабильного режима разряда [71, 73, 94].

Таблица 1.6 – Сравнительная характеристика технологий нейтрализации токсичных газов

Критерий	Двухступенчатые скрубберы (соляная кислота/едкий натр)	Низкотемпературная плазма (ДБР)
Степень удаления аммиака, %	95–97 (при стабильных условиях)	95–98 (при корректной настройке режимов)
Удельные энергозатраты, МДж/кг аммиака	110-150	300–450
Потребность в реагентах	Да (кислота/щёлочь)	Нет (безреагентно)
Вторичные стоки	Есть (жидкие стоки, соляная кислота)	Нет (возможен выбросы озона и оксидов азота на выходе, требуется контроль)
Устойчивость к колебаниям состава/влажности	Средняя; чувствительны гидравлика и pH	Выше средней; чувствительна электрическая часть, требуется мониторинг
Особые риски / ограничения	Коррозия, утилизация стоков	Электробезопасность, контроль выбросов озона и оксидов азота
Отходы	Жидкие (требуют последующей утилизации)	Не образует жидких отходов
Экологические ограничения	Высокая зависимость от температуры, pH и состава газа	Контроль за остаточными окислителями (озон, оксиды азота)
Промышленная реализация	Применяется в птицеводстве, стабильная технология	Технология внедряется, требует точной настройки параметров
Преимущества	Высокая стабильность при дозировании реагентов	Безреагентность, отсутствие жидких стоков, гибкость
Недостатки	Расход реагентов, образование сточных вод	Высокие энергозатраты, чувствительность к настройкам

Для обеспечения наглядности и сопоставимости результатов комплексной оценки целесообразно использовать радиальную (лепестковую) диаграмму на рисунке 1.4, позволяющую в едином графическом представлении отразить нормированные относительные значения показателей по ключевым критериям эффективности и эксплуатационной целесообразности. Такой подход облегчает выявление сильных и слабых сторон каждой технологии и демонстрирует характер компромисса между степенью очистки, ресурсной ёмкостью и экологическими последствиями.

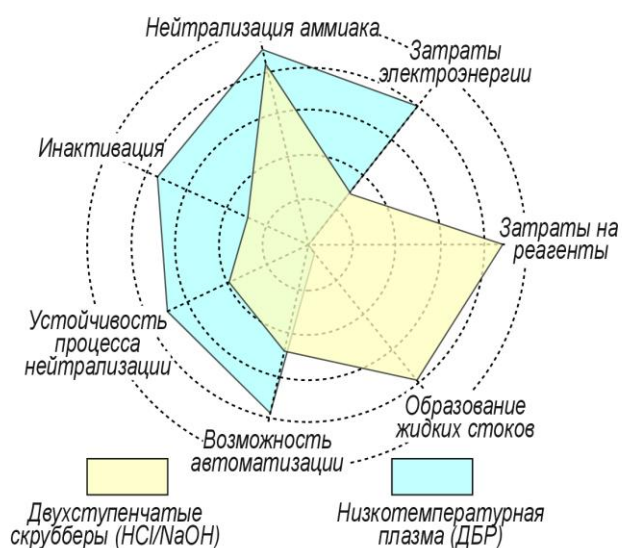


Рисунок 1.4 – Сравнительная характеристика применяемых технологий по ключевым критериям эффективности.

Как видно из графика, реагентная технология демонстрирует высокие показатели по степени удаления аммиака, обеспечивая почти полное извлечение загрязнителя из газовой фазы. Её дополнительным преимуществом являются сравнительно низкие прямые энергозатраты, поскольку основное потребление энергии связано с работой насосов и циркуляционных систем. Однако существенным недостатком остаются высокие расходы на реагенты, необходимость их регулярной дозировки и замены, а также затраты на подготовку и утилизацию жидких отходов [23, 37, 74, 83]. При этом эффективность инактивации патогенной микрофлоры в реагентных системах, как правило, ниже, чем у плазмохимических установок, вследствие преимущественно абсорбционного механизма действия и отсутствия многоступенчатых окислительных процессов [71, 75, 94].

Плазмохимическая технология обеспечивает более сбалансированные эксплуатационные показатели: она устойчива к колебаниям состава загрязнителей, не образует жидких стоков и способна эффективно инактивировать широкий спектр микроорганизмов благодаря действию озона, оксидов азота, гидроксильных радикалов и ультрафиолетового излучения [20, 71, 73, 94]. Несмотря на более высокие энергозатраты, отсутствие расхода реагентов и связанных с ними эксплуатационных затрат делает её привлекательной для комбинированных схем, в которых плазмохимическая стадия дополняет реагентную очистку, обеспечивая доочистку и повышение биологической безопасности газового потока [21, 71, 91].

1.5 Выводы по главе, цель и задачи исследования

Проведённый аналитический обзор показал, что проблема нейтрализации токсичных и дурнопахнущих газов, образующихся при аэробной ферментации органических отходов на птицефабриках, сохраняет актуальность и требует научного и инженерного обоснования. Основными загрязняющими компонентами отходящих газов являются аммиак, сероводород, летучие органические соединения, а также аэрозольные частицы и микробиологические компоненты.

Среди токсичных веществ, присутствующих в отходящих газах ферментера, аммиак является наиболее показательным маркерным компонентом, отражающим общее состояние газовой среды. Это обусловлено его высокой летучестью, биологической агрессивностью и устойчивой связью с уровнем органического загрязнения. Аммиак не только обладает выраженным резким запахом, но и участвует в образовании вторичных загрязнителей, в частности аммонийных аэрозолей, ухудшающих санитарно-гигиеническую обстановку в зонах размещения птицефабрик.

Выбор аммиака в качестве основного целевого компонента для оценки эффективности нейтрализации отходящих газов является обоснованным и с методологической точки зрения. Он позволяет количественно оценивать степень нейтрализации, сопоставлять различные технологии и режимы работы установок, а также использовать его в качестве базы для расчёта удельных энергозатрат и оценки масштабируемости решений. Таким образом, аммиак выступает ключевым индикатором загрязнения, а особенности его поведения при различных способах нейтрализации положены в основу целей и задач исследования.

Анализ традиционных методов нейтрализации отходящих газов, включая реагентную абсорбцию в скрубберах и технологии на основе низкотемпературной плазмы, показал, что их изолированное применение связано с рядом технологических и эксплуатационных ограничений. Скрубберные системы требуют постоянного расхода химических реагентов, сопровождаются образованием вторичных стоков и недостаточно адаптированы к нестабильным газовым потокам, характерным для ферментационных установок, тогда как плазмохимическая нейтрализация, обладая высоким потенциалом деструкции

загрязнителей и инактивации микрофлоры, характеризуется повышенными энергетическими затратами при высоких концентрациях примесей и чувствительностью к эксплуатационным параметрам.

Повышенные концентрации аммиака в газовых выбросах, образующихся при ферментации отходов птицеводства, обуславливают необходимость разработки более эффективных и адаптивных решений в области нейтрализации. В этих условиях перспективным направлением является комбинированный подход, сочетающий физико-химические механизмы и возможности плазменной активации, что позволяет повысить эффективность улавливания аммиака, стабилизировать процесс очистки ОГ и снизить суммарные издержки процесса.

Цель исследования – обоснование рациональных параметров комбинированного способа нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера птицефабрик, обеспечивающих требуемую экологическую безопасность и эффективность нейтрализации, за счёт сочетания абсорбционного (скрубберного) и плазмохимического воздействия.

Задачи исследования:

1. Провести анализ существующих технологий нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера при аэробной ферментации органических отходов.
2. Обосновать комбинированный способ нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, включающий последовательную абсорбционную и плазмохимическую обработку.
3. Разработать математическую модель процесса нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, учитывающую физико-химические механизмы воздействия.
4. Обосновать рациональные параметры режима нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера с использованием физико-химических методов воздействия.
5. Провести производственные испытания и дать оценку экономической эффективности использования основных результатов исследования.

2 ОБОСНОВАНИЕ КОМБИНИРОВАННОЙ ТЕХНОЛОГИИ НЕЙТРАЛИЗАЦИИ ТОКСИЧНЫХ КОМПОНЕНТОВ ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ ФЕРМЕНТЕРА

2.1 Способы повышения эффективности нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера в АПК

Нейтрализация ОГ, образующихся в результате переработки органических отходов птицефабрик, остаётся одним из основных направлений для обеспечения экологической безопасности агропромышленных комплексов. Исследования, проведённые в рамках настоящей работы, опираются на гипотезу об эффективности совмещения скрубберной и плазмохимической технологии нейтрализации отходов (комбинированную схему нейтрализации), включающую:

- безреагентную водную абсорбцию токсичных компонентов ОГ (в первую очередь аммиака, в скруббере);
- последующую плазмохимическую обработку ОГ (остаточного газа), обеспечивающую нейтрализацию не прореагировавших токсичных соединений и инактивацию микрофлоры.

Такое сочетание позволяет распределить нагрузку между двумя этапами, снизить расход энергии и повысить устойчивость системы к изменению параметров потока.

Предварительный анализ показывает, что эффективность метода зависит от:

- удельной экспозиции (энергия на единицу массы загрязнителя);
- температурного режима генерации активных форм;
- конструктивных параметров генератора;
- продолжительности взаимодействия компонентов;
- расхода воды в скруббере и площади контакта фаз.

Принципиально важной задачей в рамках проведённого исследования является формирование теоретической модели процесса нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов, учитывающей совокупность ключевых параметров, влияющих на эффективность нейтрализации. При её разработке особое внимание необходимо уделить, взаимосвязи эксплуатационных режимов, геометрии

элементов конструкции и физико-химических процессов нейтрализации токсичных компонентов. Это позволило заложить основу для построения математического описания, включающего определение зависимостей между параметрами, их параметризацию и оценку чувствительности системы к изменению условий работы. Разработанная модель стала отправной точкой для проведения расчётов и последующего экспериментального подтверждения технологии.

2.2 Обоснование комбинированного способа нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера

Для нейтрализации токсичных газов, образующихся при аэробной ферментации органических отходов, предполагается применять каскадную комбинированную технологию, сочетающую физико-химическую абсорбцию (в водяном скруббере) и окислительно-восстановительные процессы в низкотемпературной неравновесной плазме. Система включает ферментер, двухступенчатые скрубберы, инерционный газосепаратор, плазмохимический реактор, осадительную и стерилизационную камеры.

Первая стадия нейтрализации основана на абсорбции аммиака водной фазой. При контакте газового потока с жидкостью в мокром скруббере аммиака переходит в раствор, что сопровождается равновесными реакциями:



На первичной стадии аммиак растворяется в воде (при 20 °С растворимость ~34 г/л), далее происходит образование ионов аммония (NH_4^+) [23, 41]. Процесс сопровождается сдвигом рН в щелочную область, что стабилизирует улавливание дополнительных молекул аммиака. Эффективность абсорбции возрастает при снижении температуры и увеличении площади контакта фаз.

Температура и гидродинамика потоков оказывают решающее влияние: повышение температуры уменьшает растворимость аммиака, а турбулентность усиливает массообмен за счёт конвекции и диффузии. Для повышения степени

извлечения могут использоваться слабощелочные растворы, однако нами предложено применять воду без добавления реагентов.

Эффективность первой стадии – мокрого скруббера – определяется гидродинамическими условиями, температурным режимом и равновесными характеристиками системы аммиак – вода. В результате достигается первичное удаление до 50–60 % аммиака, что формирует основу для последующей дополнительной нейтрализации в плазмохимическом реакторе.

Снижение концентрации аммиака на первой стадии уменьшает парциальное давление аммиака, однако остаточные количества требуют высокоэффективного метода доокисления. Для этого предполагается использовать низкотемпературную неравновесную плазму, генерирующую активные формы кислорода и соединения азота – озон (O_3), атомарный кислород ($O\bullet$), оксиды азота (NO_x), гидроксильные радикалы ($OH\bullet$), а также ультрафиолетовое излучение. Эти компоненты вовлекаются в совокупные окислительно-восстановительные процессы, обеспечивая деструкцию аммиака, сероводорода, летучих органических соединений и инактивацию микроорганизмов.

Удельные энергозатраты на промышленную генерацию озона обычно составляют порядка 15 кВт·ч на 1 кг озона, что принимается в расчётах как ориентир. Однако в условиях низкотемпературной плазмы образование озона сопровождается синхронным формированием атомарного кислорода и радикалов, что повышает эффективность утилизации активных форм и снижает их удельный расход. Таким образом, энергетическая эффективность плазмохимической стадии определяется не только количеством генерируемого озона, но и совокупностью реакций, в которых участвуют все продукты разряда.

Следовательно, переход от абсорбционной стадии к плазмохимическому воздействию может не только дополняет степень удаления аммиака, но и обеспечивает разрушение труднорастворимых органических примесей, что позволяет достичь комплексной нейтрализации токсичных компонентов в отходящих газах при одновременном снижении реагентной нагрузки на систему.

Наряду с химическими и плазменными процессами, важную роль играют параметры гидравлической и термической подготовки газового потока. Для обеспечения эффективной передачи массы между газовой и жидкой фазами в скрубберах необходимо поддерживать расход воды в диапазоне 4–7 м³/кг аммиака в зависимости от температуры, кислотности и удельной нагрузки. Этот параметр нормируется по массовой концентрации загрязнителя и определяет стабильность работы абсорбционной стадии.

Температурный режим также оказывает ключевое влияние на эффективность: при повышении температуры растворимость аммиака в воде снижается, что требует организации теплообмена или испарительного охлаждения. В условиях высокой влажности конструкция установки должна предусматривать защиту от конденсации и диэлектрических пробоев в плазмохимическом реакторе.

Сочетание физико-химической абсорбции и плазмохимического окисления позволит реализовать поэтапное, селективное удаление различных групп веществ. Первичный скруббер эффективно удаляет растворимые загрязнители (аммиак, сероводород), снижая нагрузку на последующие стадии. Газосепаратор выполняет функцию осушения и стабилизации потока, предотвращая диэлектрические сбои в плазменной камере. В плазмохимическом реакторе происходит генерация активных форм кислорода, соединений азота и УФ-излучения, способствующих глубокой деструкции аммиака и органических соединений, а также инактивации биологических загрязнителей. Финальные стадии – стерилизация, осаждение и кислотная абсорбция – обеспечивают удаление вторичных продуктов, включая аммиачную селитру, двуокись азота и остаточный аммиак, обеспечивая степень нейтрализации в соответствии с нормативными значениями. Система проектируется как замкнутая и энергоэффективная.

Описание предлагаемого способа представлено на рисунке 2.1, где ферментация — 1 и первичный захват загрязнённого воздуха — 2. Газовоздушная смесь, содержащая аммиак, пары влаги, летучие органические соединения (С_nH_m) и продукты микробиологического разложения органических отходов, поступает из ферментера (1) через центробежный вентилятор в первичный скруббер мокрой

нейтрализации (2), в котором происходит преимущественное удаление аммиака и сероводорода за счёт их абсорбции жидкой фазой. При этом циркуляция жидкости в замкнутом контуре способствует не только интенсификации массообмена, но и удержанию пылевых и аэрозольных частиц, что снижает нагрузку на последующие стадии обработки. Таким образом, на первой стадии реализуется предварительная подготовка газового потока, обеспечивающая выравнивание его состава по основным растворимым компонентам.

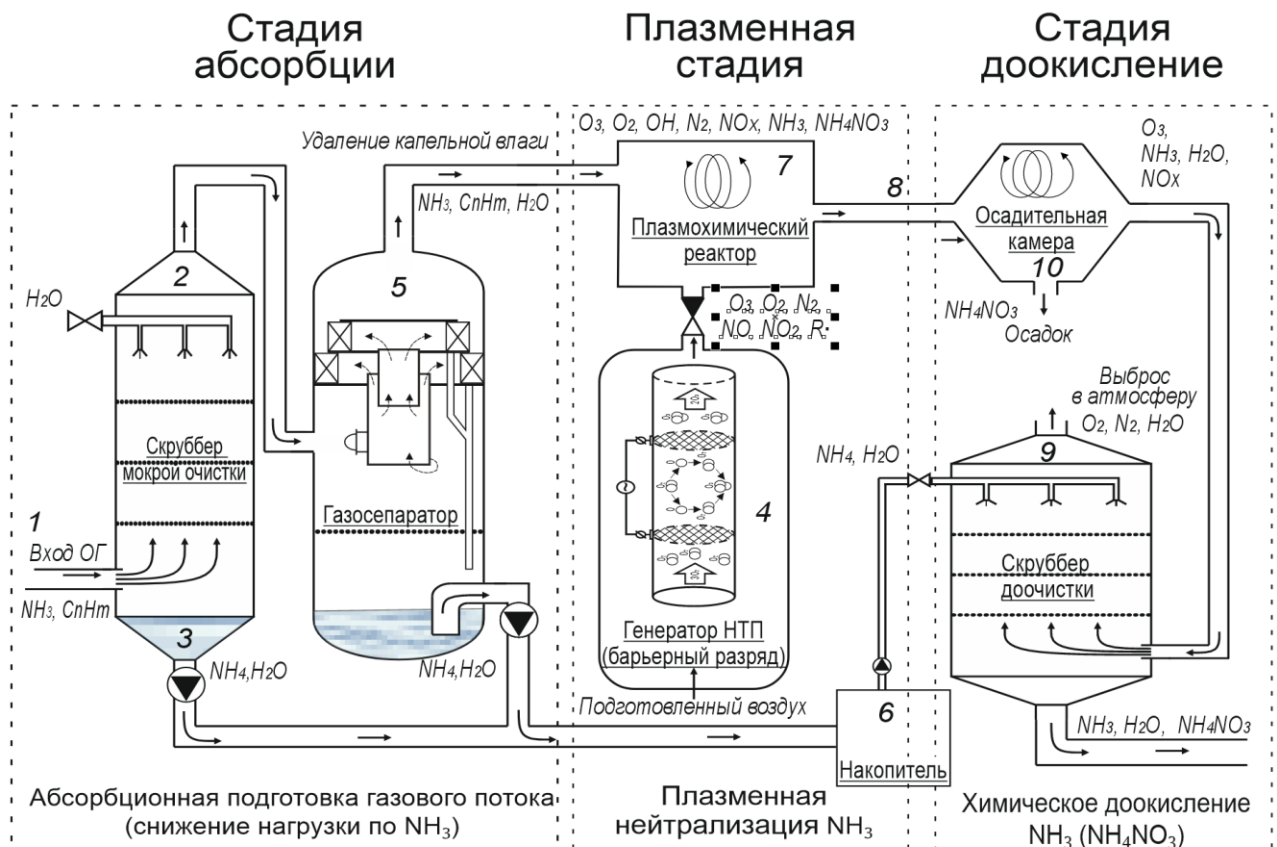


Рисунок 2.1 – Функциональный комбинированный каскадный способ нейтрализации токсичных газов

На втором этапе происходит удаление влаги и аэрозольных частиц в газосепаратор – 5, что предотвращает диэлектрические пробои в плазмохимическом реакторе. Дополнительно в инерционном сепараторе под действием гравитации осаждаются механические примеси, а в смешивательной камере выравниваются температура и состав потока, что обеспечивает равномерность последующей обработки.

Далее, перед подачей в плазмохимический реактор – 7, поток предварительно насыщается озоном, генерируемым в отдельном блоке – 4, что повышает

окислительный потенциал газовой смеси и интенсифицирует последующую деструкцию загрязняющих компонентов. В реакторе формируются активные формы кислорода и азота (озон, атомарный кислород, оксиды азота), гидроксильные радикалы, а также УФ-излучение, обеспечивающие деструкцию аммиака, сероводорода и летучих органических соединений, а также инактивацию микрофлоры. Рабочие параметры процесса: напряжение 20–30 кВ, частота 5–30 кГц, плазмообразующий газ – атмосферный воздух.

После плазмохимического разряда поток поступает в стерилизационную камеру – 8, где происходит дожигание остаточных органических веществ и дополнительная инактивация патогенной микрофлоры. В осадительной камере – 10 осуществляется распад остаточного озона и осаждение вторичных аэрозолей, образующихся в ходе плазмохимических превращений. Далее поток направляется в скруббер доочистки – 9, где улавливаются оксиды азота и продукты взаимодействия аммиака с кислотами, закрепляемые в виде солей аммиачной селитры.

Нейтрализованный газовый поток выбрасывается в атмосферу через выводной трубопровод. Каскадная структура с согласованными стадиями — абсорбция, сепарация, плазмохимическая обработка и финальная абсорбция — обеспечивает комплексное удаление газообразных и аэрозольных загрязнителей при устойчивости системы к изменению состава и расхода исходного потока.

Эта логика построения системы формирует основу для математического моделирования процессов нейтрализации. Последовательность стадий обработки может рассматриваться как совокупность взаимосвязанных процессов массообмена, химического превращения и фазового разделения, протекающих в единой технологической цепи. Такой подход позволяет обосновать выбор основных параметров модели и перейти к количественному описанию эффективности комбинированного способа.

2.3 Математическая модель процесса нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, учитывающая комплексное физико-химическое воздействие на обрабатываемые среды

Построение модели требует формализации комплекса факторов: физико-химических свойств среды, условий генерации активных форм и особенностей их взаимодействия с загрязнителями.

Модель должна учитывать:

- массообменные процессы между газовой и жидкой фазами на стадии абсорбции;
- генерацию и взаимодействие активных химических соединений в зоне низкотемпературного разряда;
- кинетику и окислительно-восстановительных реакций, протекающих в газовой фазе;
- влияние температурно-влажностных и гидродинамических характеристик потока.

Модель строится как последовательное соединение стадий технологической схемы: скрубберная абсорбция → плазмохимическая нейтрализация → доокисление аммиака и финальная абсорбция. Каждая из стадий описывается совокупностью переменных и параметров, которые в совокупности формируют интегральный показатель эффективности нейтрализации.

Поскольку химическое связывание аммиака в водной фазе протекает значительно быстрее характерного времени газо-жидкостного контакта, лимитирующей стадией процесса абсорбции в скруббере является массоперенос аммиака из газовой фазы в жидкость. В этих условиях скорость извлечения определяется интенсивностью контакта фаз, гидродинамическим режимом и соотношением удельного расхода абсорбента. Увеличение удельного расхода воды приводит к росту извлечения, однако по мере приближения к предельной достижимой эффективности наблюдается насыщение, обусловленное конечной площадью межфазного контакта, ограничениями диффузии и временем пребывания.

Для описания указанного поведения примем аппроксимацию кинетики извлечения по параметру L/G (удельный расход абсорбента) в виде уравнения релаксационного типа:

$$\frac{d\eta_{\text{абс}}}{d(L/G)} = \alpha(A - \eta_{\text{абс}}) \quad (2.2)$$

где $\eta_{\text{абс}}$ – эффективность абсорбции в скруббере, о.е.;

A – предельная (максимально достижимая) эффективность при данном конструктивно-режимном состоянии аппарата;

α – параметр интенсивности массопереноса.

Интегрирование при начальном условии $\eta_{\text{абс}} = 0$ при $L/G=0$ приводит к зависимости:

$$\eta_{\text{абс}}(C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}, L/G) = A(1 - e^{-\alpha \cdot (L/G)}) \quad (2.3)$$

где $\eta_{\text{абс}}$ – степень нейтрализации токсичных компонентов ОГ, о.е.;

$C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$ – начальная концентрация аммиака, мг/м³;

L/G – отношение расхода жидкости в скруббере к расходу воздуха, л/м³;

A , α – экспериментально определяемые коэффициенты.

Параметры A и α определяются по экспериментальным данным и, в общем случае, зависят от температуры и рН рабочей жидкости, а также от гидродинамического режима (например, $A=A(T, \text{pH}, C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}})$, $\alpha=\alpha(T, \text{pH}, C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}})$).

Для следующей стадии требуется низкотемпературная неравновесная плазма (НТП), которая создаётся в системе с диэлектрическим барьерным разрядом, где в условиях высоковольтного разряда при температуре газа 20–80 °С происходит возбуждение молекул кислорода. В зоне воздействия плазмы запускаются реакции:

Диссоциация кислорода под действием электронов:



Рекомбинация атомарного кислорода с молекулярным:



Генерация указанных форм происходит с различной эффективностью в зависимости от температуры, что связано с конкуренцией между реакцией образования и реакциями распада (рекомбинации, деструкции). Наибольшую

термочувствительность демонстрирует озон, который дестабилизируется при температуре выше 60 °С.

Одним из побочных, но существенных продуктов, формирующихся в диэлектрическом барьерном разряде при взаимодействии плазмы с атмосферным воздухом, являются оксиды азота – прежде всего монооксид (NO) и диоксид (NO₂). Эти соединения формируются в зоне разряда при достаточно высоких температурах или в присутствии высокоэнергетичных активных форм (атомарный кислород, электроны, азотные радикалы).

Основные механизмы генерации оксидов азота включают:



Температура оказывает существенное влияние на эффективность образования оксиды азота. При температурах выше 50 °С возрастает вероятность диссоциации молекулярного азота и вовлечения его в реакции с активными формами кислорода. Оптимальный температурный диапазон генерации оксидов азота находится в интервале 60–90 °С, после чего активируются процессы термического распада:



Сами по себе оксиды азота могут также принимать участие в цепях окисления аммиака (например, в водной фазе после абсорбции), образуя слабые кислоты – азотистую (HNO₂) и азотную (HNO₃). Эти соединения способствуют подкислению среды, что важно при комплексной оценке кислотно-щелочного баланса комбинированной системы нейтрализации.

Температура играет двойственную роль в процессах генерации и устойчивости активных форм кислорода в плазмохимических системах. Для озона повышение температуры оказывает негативное влияние: при температуре выше 60 °С значительно ускоряется его термический распад по реакции $O_3 \rightarrow O_2 + O$. Это приводит к снижению его концентрации в рабочем объёме и ограничивает накопление озона как одного из ключевых окислителей.

Сложность описания плазмохимических процессов требует учёта температурной зависимости как генерации, так и распада активных форм кислорода и химических соединений азота. Для корректной оценки вкладов различных реакционных путей необходимо установить кинетические параметры элементарных реакций, чувствительных к температуре. В таблице 2.1 приведены ключевые реакции, определяющие состав активной среды в диапазоне 20–80 °С.

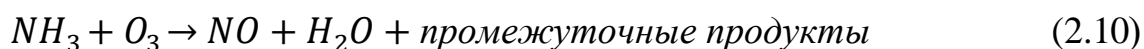
Таблица 2.1 – Температурно-зависимые элементарные реакции образования и распада активных форм кислорода в плазменной среде

№	Реакция	A, м ³ /(моль·с)	Ea, кДж/моль	ΔT, °С	Примечание
1	$O + O_2 + M \rightarrow O_3 + M$	$1,8 \times 10^9$	16	20–60	Образование озона
2	$O_3 \rightarrow O_2 + O$	$2,0 \times 10^{10}$	96	>60	Термический распад
3	$O + H_2O \rightarrow 2OH$	$4,6 \times 10^8$	23	40–80	Образование OH·
4	$H_2O + e^- \rightarrow OH + H$	$3,3 \times 10^9$	14	30–80	Электронное возбуждение
5	$O + O \rightarrow O_2$	$6,2 \times 10^9$	12	>80	Рекомбинация
6	$N_2 + O \rightarrow 2NO$	$6,4 \times 10^9$	87	50–90	Образование NO
7	$NO + O \rightarrow NO_2$	$3,2 \times 10^9$	38	50–90	Образование NO ₂
8	$NO_2 \rightarrow NO + O$	$1,1 \times 10^9$	75	>90	Термический распад NO ₂
9	$N + O_2 \rightarrow NO + O$	$5,6 \times 10^9$	66	60–95	Азотный радикал

Сформированные на основе теоретических и экспериментальных данных зависимости являются важной частью общего уравнительного комплекса, описывающего плазмохимическую нейтрализацию аммиака, и обеспечивают основу для выбора рациональных параметров работы установки.

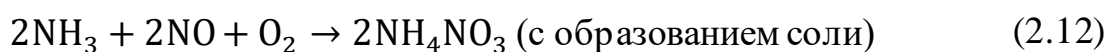
Одним из ключевых этапов построения модели процесса плазмохимической нейтрализации токсичных газов, содержащих аммиак, является формализация кинетики протекающих реакций. Аммиак участвует как в физико-химических процессах абсорбции, так и в гетерогенных и радикальных (это - реакции с участием химически активных частиц (свободных радикалов), имеющих неспаренные электроны (OH·, O·, N· и др.) реакциях с активными компонентами низкотемпературной плазмы – озоном, оксидами азота и активными радикалами.

Реализуются гетерогенные реакции аммиака с активными компонентами плазмы, из которых первоочередное значение имеет взаимодействие с озоном. Типичная реакция:



Эта реакция является экзотермической и играет важную роль в инициации разрушения молекулы аммиака. При наличии водяного пара эффективность возрастает за счёт стабилизации промежуточных продуктов.

В условиях присутствия оксидов азота реализуются следующие реакции:



Реакция с оксидами азота имеет сравнительно низкую энергию активации (28 кДж/моль) и эффективна при температурах от 30 до 90 °С. Вторая реакция (с оксидами азота и кислородом) протекает с образованием аммонийной селитры и может играть вспомогательную роль в системе. Обе реакции описываются через константы k_2, k_3 (формула 2.9), зависящие от температуры. При температуре ниже 60 °С реакция замедляется, что делает её чувствительной к охлаждению при длительной экспозиции в скруббере. Вторая реакция – образование аммонийной соли – является побочной, но значимой в условиях избытка оксидов азота и кислорода.

Наиболее реакционноспособные стадии включают реакции с активными радикалами, такими как атомарный кислород и гидроксильные группы. Основные реакции:



Эти реакции имеют минимальную энергию активации (10–14 кДж/моль) и чрезвычайно высокие предэкспоненциальные множители ($\sim 10^9 - 10^{10}$). Они запускают цепные процессы окисления, однако требуют высокой кратности воздухообмена и поддержания влажности выше 40 %. Константы обозначаются как k_4, k_5 .

Подобные взаимодействия имеют очень низкую энергию активации, но крайне короткое время жизни активных форм. Это требует учёта мгновенной

кинетики с пересчётом по долям секунды, особенно при моделировании в проточных системах. Энергетический вклад этих реакций важен для баланса энергии, так как они инициируют цепные процессы, но практически не меняют общую энтальпию системы.

Объединяя вышеперечисленные реакции, можно сформулировать обобщённое дифференциальное уравнение первого порядка для концентрации аммиака в потоке (для конкретных условий и установки):

$$\frac{\Delta[NH_3]}{\Delta t} = -(k_1[O_3] + k_2[NO_2] + k_3[NO] + k_4[O \cdot] + k_5[OH \cdot]) \cdot [NH_3] \quad (2.15)$$

где $[A_i]$ – концентрации активных форм ($O \cdot$, $OH \cdot$, O_3 , NO_x);

k_i – константы скоростей взаимодействия аммиака с указанными компонентами.

Введём эффективную константу скорости – β , учитывающую суммарный вклад активных компонентов плазменной среды:

$$\beta = k_1[O_3] + k_2[NO_2] + k_3[NO] + k_4[O \cdot] + k_5[OH \cdot] \quad (2.16)$$

где β – параметр, учитывающий скорость протекания в условиях рассматриваемой ПХУ.

Тогда кинетическое уравнение нейтрализации аммиака принимает вид реакции первого порядка:

$$\frac{d[NH_3]}{dt} = -\beta[NH_3] \quad (2.17)$$

В предположении квазистационарности активных частиц и неизменности температурного режима на интервале воздействия параметр β можно считать постоянным. Разделяя переменные и интегрируя при начальном условии $C_{NH_3}^{нач}$, получаем:

$$C_{NH_3}(t) = C_{NH_3}^{нач} \exp(-\beta t) \quad (2.18)$$

Степень превращения (доля удалённого аммиака) определяется выражением

$$\eta_{пл}(t) = \frac{C_{NH_3}^{нач} - C_{NH_3}(t)}{C_{NH_3}^{нач}} = 1 - \exp(-\beta t) \quad (2.19)$$

Для учёта ограничений предельной достижимости процесса вводится коэффициент $B \leq 1$, и наблюдаемая эффективность плазменной стадии записывается как

$$\eta_{\text{пл}}(t) = B(1 - e^{-\beta \cdot t}) \quad (2.20)$$

где $\eta_{\text{пл}}$ – доля аммиака, удалённая на плазменной стадии, о.е.;

t – время реакции, с;

B – максимальная эффективность нейтрализации на плазменной стадии, о.е.

При этом температурная зависимость $\beta(T)$ задаётся уравнением Аррениуса:

$$\beta(T) = A \cdot \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) \quad (2.21)$$

где A – предэкспоненциальный множитель, м³/(моль·с);

E_a – энергия активации, Дж/моль;

R – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·К);

T – температура плазмообразующего газа, К.

Таким образом, реакции с участием аммиака представляют собой совокупность конкурентных, температурно-зависимых процессов. Они включают абсорбцию в жидкой фазе, окисление озоном и оксидами азота, а также взаимодействие с радикалами в газовой и водной средах. Каждое направление протекает с собственной скоростью и имеет характерные кинетические параметры, что требует их отдельного анализа. Существенное значение имеет влияние температуры и состава газового потока на распределение вкладов реакционных каналов. Даже небольшие изменения этих параметров способны смещать баланс между окислительными и абсорбционными процессами.

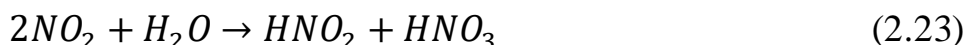
В транспортном канале имеет место дополнительная стадия доокисления аммиака за счёт взаимодействия с активными формами кислорода и оксидами азота, генерируемыми при электрических разрядах. Характерной особенностью данной стадии является постепенное «насыщение» системы: по мере накопления активных компонентов последующее увеличение интенсивности воздействия приводит к уменьшающемуся приросту степени доокисления (эффект убывающей

отдачи, обусловленный конечностью межфазного контакта, ограничениями по переносу и частичной рекомбинацией активных частиц).

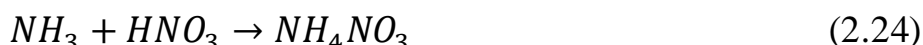
Реакция аммиака с остаточным диоксидом азота:



Реакция диоксида азота с водой:



Реакция аммиака с азотной кислотой:



Эти процессы завершают превращение остаточных компонентов в нейтральные формы (вода, N_2 , соли аммония), стабилизируя газовый состав. Основным критерий эффективности – достижение остаточной концентрации аммиака $<5 \text{ мг/м}^3$.

Для формализации данного эффекта введём безразмерный параметр накопления (интегральной дозы) активных компонентов $\gamma(t)$, определяемый как

$$\gamma(t) = \int_0^t q(\tau) d(t) \quad (2.25)$$

где, $q(\tau)$ – нормированная интенсивность генерации (или поступления) активных окислителей в транспортном канале, пропорциональная режимным параметрам разряда.

Предположим далее, что приращение степени доокисления $\eta_{ок}$ пропорционально приращению γ , однако скорость нарастания $\eta_{ок}$ уменьшается по мере роста γ . В простейшем приближении это описывается соотношением:

$$\frac{d\eta_{ок}}{d\gamma} = \frac{C}{1 + \gamma} \quad (2.26)$$

где C – эмпирический коэффициент, характеризующий суммарную «реакционную восприимчивость» системы к накоплению активных окислителей (при выбранной нормировке γ величина C безразмерна).

Интегрирование данного уравнения при естественном начальном условии отсутствия доокисления при отсутствии накопления активных компонентов, приводит к выражению:

$$\eta_{\text{ок}}(t) = C \ln(1 + \gamma(t)) \quad (2.27)$$

Полученная зависимость отражает логарифмический характер роста степени доокисления с увеличением интегральной дозы воздействия: на начальном участке при малых γ наблюдается быстрый прирост $\eta_{\text{ок}}$ тогда как при больших γ рост замедляется, что соответствует физическому смыслу насыщения системы активными компонентами.

Поскольку процессы удаления аммиака реализуются последовательно на трёх стадиях — абсорбции ($1 - \eta_{\text{абс}}$), плазмохимической нейтрализации ($1 - \eta_{\text{пл}}$) и доокисления ($1 - \eta_{\text{ок}}$), суммарная эффективность должна учитывать каскадный характер протекающих превращений и последовательное уменьшение количества удаляемого компонента на каждой последующей стадии. Эффективность каждой стадии η_i будем понимать как долю аммиака, удаляемую на данной стадии относительно количества, поступающего непосредственно на неё, а не относительно исходной концентрации во входном потоке.

Тогда доля аммиака, сохраняющаяся после абсорбционной стадии, составляет $(1 - \eta_{\text{абс}})$. На плазмохимическую стадию поступает именно этот остаток, и после неё сохраняется $(1 - \eta_{\text{пл}})$ от поступившего количества. Аналогично, после стадии доокисления остаётся $(1 - \eta_{\text{ок}})$ от потока, поступившего на третью стадию обработки. Следовательно, каждая последующая стадия воздействует не на исходное содержание аммиака, а только на его остаточную часть, не удалённую на предыдущем этапе. При допущении независимости стадий, отсутствии обратного образования аммиака и пренебрежимо малом влиянии вторичных процессов на восстановление удалённого компонента суммарная доля не удалённого аммиака равна произведению остаточных долей. В этом случае комбинированная эффективность удаления аммиака определяется как единица минус указанная остаточная доля:

$$\eta_{\text{комб}} = 1 - (1 - \eta_{\text{абс}})(1 - \eta_{\text{пл}})(1 - \eta_{\text{ок}}) \quad (2.28)$$

Таким образом, реакции с участием аммиака следует рассматривать как совокупность конкурентных и температурно-зависимых процессов, включающих абсорбцию в жидкой фазе, окисление озоном и оксидами азота, а также

взаимодействие с радикалами в газовой и водной средах. При этом вклад каждого из указанных направлений определяется не только химической природой реагирующих компонентов, но и условиями проведения процесса, включая температуру, влажность, время контакта фаз и интенсивность генерации активных частиц. Каждое направление характеризуется собственной кинетикой и набором параметров, поэтому для корректного описания процесса требуется раздельное моделирование вкладов отдельных механизмов. Изменения температуры, состава газового потока и режима генерации активных форм приводят к перераспределению долей реакционных каналов и, как следствие, к изменению итоговой эффективности удаления аммиака.

Разработанная математическая модель связывает физико-химические характеристики среды и режимные параметры установки со скоростью целевых превращений, что позволяет оценивать вклад отдельных механизмов, обосновывать требования к мощности, экспозиции, температурному режиму и времени обработки, а также минимизировать удельные энергозатраты и образование побочных продуктов. Кроме того, модель создаёт основу для расчётного сопоставления различных режимов работы установки и выбора наиболее рациональных параметров комбинированной нейтрализации.

Таблица 2.2 задаёт единую структуру расчёта, необходимую для сопоставления вкладов отдельных стадий и последующей оценки суммарной эффективности удаления аммиака при последовательной реализации процесса.

Таблица 2.2 Математическая модель комбинированного процесса нейтрализации по стадиям воздействия

№	Стадия процесса	Уравнение, описывающее стадию	удаление NH_3
1	Скрубберная абсорбция	$\eta_{\text{скр}}(C_{NH_3}^{\text{нач}}, L/G) = A(1 - e^{-\alpha \cdot (L/G)})$,	~50 %
2	Плазмохимическая нейтрализация	$\eta_{\text{пл}}(t) = B(1 - e^{-\beta \cdot t})$	~40%
3	Нейтрализация в осадительной камере	$\eta_{\text{ок}}(t) = C \cdot \ln(1 + \gamma t)$	~10%
ИТОГО		$\eta_{\text{комб}} = 1 - (1 - \eta_{\text{абс}})(1 - \eta_{\text{пл}})(1 - \eta_{\text{ок}})$	≈99 %

2.4 Выводы по главе

В результате проведённых теоретических исследований обоснован комбинированный способ нейтрализации токсичных газов, образующихся при аэробной ферментации органических отходов птицефабрики. Предложенный способ базируется на принципе поэтапной обработки газового потока, включающей первичную стадию безреагентную абсорбцию токсичных газов в водной среде и последующую их деструкцию в условиях низкотемпературной неравновесной плазмы. Такой подход обеспечивает комплексное удаление основных компонентов ОГ ферментера – аммиака и сероводорода – за счёт сочетания физических и химических механизмов, действующих на разных стадиях.

На основе анализа физико-химических закономерностей взаимодействия загрязняющих веществ с активными формами кислорода и соединений азота, установлены ключевые механизмы протекания окислительных и радикальных реакций, а также определены критически важные параметры процесса. К ним относятся температура и влажность газа, кислотно-щелочной баланс жидкой фазы, скорость газового потока, геометрические характеристики реактора. Предполагается, что регулирование этих факторов позволяет существенно повышать степень нейтрализации и снижать образование побочных соединений.

Сформирована математическая модель, описывающая кинетику и массообменные процессы, протекающие в комбинированной системе. При построении модели учтены зависимости скорости реакции от концентраций реагентов и температуры (по уравнению Аррениуса), влияние времени экспозиции активных форм, а также характеристики плазмообразующей среды. Модель позволяет не только количественно оценивать эффективность нейтрализации по каждому загрязнителю, но и прогнозировать энергозатраты на различных стадиях, проводить параметрическую оптимизацию режимов работы установки, а также оценивать устойчивость процесса к колебаниям состава исходного газового потока.

3 МЕТОДИКА ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ

В соответствии с поставленной целью была разработана методика исследований, включающая следующие направления:

- определение состава исходных отходящих газов (ОГ) ферментера и их количественная оценка по основным токсичным компонентам, прежде всего по аммиаку, включая отбор проб, приведение результатов к единым условиям и оценку воспроизводимости измерений;

- разработка плана экспериментальных исследований с обоснованием варьируемых факторов и диапазонов их изменения;

- проектирование и изготовление установок для исследования различных стадий и режимов нейтрализации аммиака;

- исследование режимов работы абсорбционной (скрубберной) стадии и определение её эксплуатационных характеристик: выходной концентрации аммиака, степени улавливания η , устойчивости при варьировании расхода орошения и параметров газового потока, а также диапазонов режимов, обеспечивающих требуемый уровень нейтрализации;

- исследование влияния параметров плазмохимической стадии на эффективность нейтрализации аммиака, включая экспозицию, расход плазмообразующего газа и температурные режимы генератора диэлектрического барьерного разряда, а также влияния скорости основного газового потока и температуры пластины генератора на производительность источника низкотемпературной неравновесной плазмы;

- статистическая обработка результатов экспериментальных исследований, включая оценку воспроизводимости данных, выявление значимых факторов и установление расчётных зависимостей

- оценка эффективности комбинированного способа нейтрализации по показателям отдельных стадий и системы в целом, включая сравнение режимов по выходной концентрации аммиака и удельным энергозатратам;

- производственная проверка комбинированного способа нейтрализации аммиака в условиях, приближенных к реальной эксплуатации.

3.1 Средства измерений и метрологическое обеспечение экспериментальных исследований

Оценка эффективности работы комбинированной системы нейтрализации ОГ ферментера предполагала измерение физических и химических параметров среды, включая концентрации аммиака, озона, оксидов азота, температуру, влажность и скорость воздушного потока.

Для измерений применялись аттестованные приборы (Приложение В), зарегистрированные в Государственном реестре средств измерений РФ. Контроль содержания аммиака осуществлялся с использованием электрохимических сенсоров непрерывного действия, установленных на входе и выходе из скрубберов. Дополнительная верификация данных выполнялась с помощью модульного газоанализатора с функцией оценки остаточных загрязнителей, включая оксиды азота и озон.

Измерение озона проводилось фотометрическим методом, а параметры влажности, температуры и скорости потока — с использованием термоанемометров. Температура стенок и трубопроводов регистрировалась бесконтактными пирометрами, что обеспечивало точный контроль без нарушения герметичности системы. Электрические параметры фиксировались цифровыми мультиметрами, подключёнными к системе сбора данных.

Взаимное расположение элементов и траектории движения газовых и жидкостных потоков в комбинированной системе нейтрализации представлены на технологической схеме, приведённой на рисунке 3.1.

Для обеспечения надёжной и безопасной работы технологической линии нейтрализации ОГ предусмотрена многоуровневая система автоматизированного контроля, реализованная через восемь ключевых точек наблюдения, обозначенных буквами А–Н на рисунке 3.1. Каждая из этих контрольных позиций расположена на критически важных участках схемы и оснащена датчиками, регистрирующими параметры газовой смеси и характеристики циркулирующей жидкой фазы.

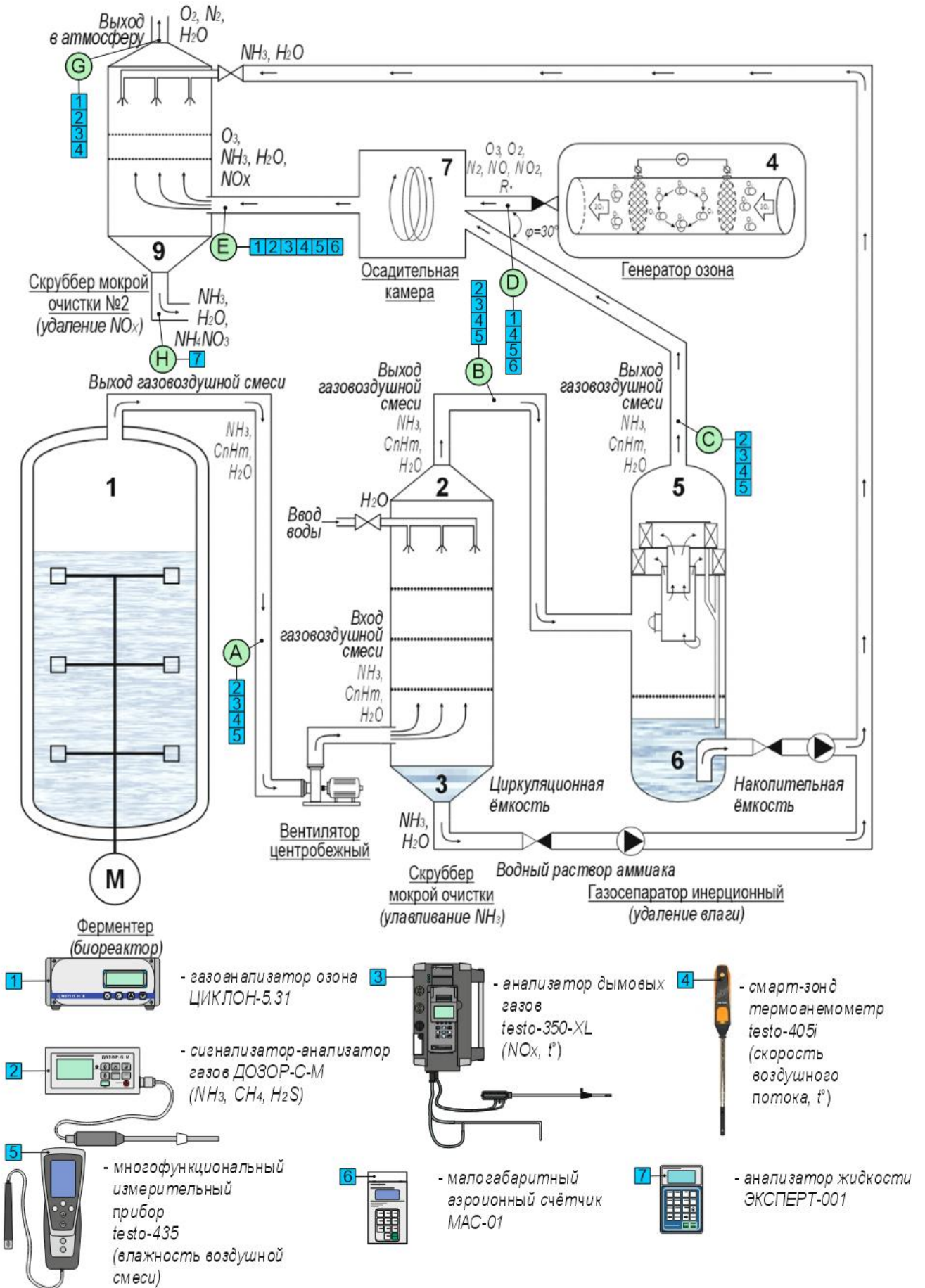


Рисунок 3.1 – Схема размещения средств контроля и точек отбора проб в установке №4

Перечень контролируемых параметров и размещение точек измерений представлены в таблице 3.1 На участке А, сразу после выхода газов из ферментера, осуществляется первичная диагностика состава выбросов, включая измерение концентраций аммиака, метана, сероводорода, температуры и влажности. Эти данные позволяют оценить степень варьируемой исходной газовой среды и скорректировать работу первой стадии нейтрализации.

Таблица 3.1 – Параметры контроля и размещение точек мониторинга в технологической схеме нейтрализации ОГ ферментера (по рис 3.1)

Обозначение	Точка контроля	Контролируемые параметры
А	После выхода из ферментера и до скруббера №1	Аммиак, метана, сероводород, температура, влажность
В	После скруббера №1	Аммиак, температура, скорость потока
С	Перед подачей в плазмохимический реактор	Температура, остаточная влажность, аммиак
Д	После плазмохимического реактора	Озон, оксиды азота, аммиака, температура
Е	На входе стерилизационной камеры	Озон, кислород, влажность, температура
Ф	После осадительной камеры	Остаточный аммиак, азотная кислота взвешенные вещества
Г	Перед выбросом в атмосферу (контроль выброса)	Озон, азот, остаточный аммиак, оксиды азота
Н	Циркуляционная жидкость в скруббере	рН, концентрация аммония, температура

После прохождения скруббера №1, в точке В, фиксируются температура газа, остаточное содержание аммиака, а также параметры скорости воздушного потока, что позволяет оценить эффективность абсорбционного этапа. Перед подачей в плазмохимический реактор, в зоне С, осуществляется контроль остаточной влажности, температуры и содержания аммиака – критически важных показателей, определяющих эффективность плазменного воздействия и предотвращение электрических сбоев.

На выходе из плазмохимического реактора, в точке Д, проводится анализ концентраций озона, оксидов азота и остаточного аммиака, что позволяет оперативно оценить полноту окислительных процессов и своевременно выявлять отклонения в их протекании. В дальнейшем, на участке Е, размещённом после стерилизационной камеры, контролируются уровни озона, кислорода, влажности и

температуры, обеспечивая не только оценку санитарной надёжности обработки, но и возможность корректировки режима для сохранения оптимальной дезинфекционной активности. После осадительной камеры, в позиции F, осуществляется регистрация остаточного аммиака, азотной кислоты и содержания твёрдых частиц – факторов, указывающих на полноту финальной нейтрализации, стабильность работы фильтрующих элементов и необходимость регенерации либо замены абсорбента. На конечном этапе, в точке G, непосредственно перед выбросом в атмосферу, система анализирует содержание кислорода, азота, остаточного аммиака и оксидов азота, подтверждая соответствие уровня загрязнителей допустимым санитарным нормам и предотвращая превышение нормативов при колебаниях нагрузки. Дополнительно, в точке H, производятся измерения кислотности, температуры и концентрации аммоний-ионов в циркуляционной жидкости скрубберной системы, поскольку насыщенность раствора, баланс ионного состава и уровень pH существенно влияют на поглощающую способность, скорость химических реакций и срок службы реагентной среды.

Использование счётчика МАС-1 позволило осуществлять оперативный контроль ионизационного состояния газовой фазы в зоне плазмохимического воздействия и оценивать воспроизводимость режимов генерации активных частиц. Полученные данные применялись для качественной и количественной характеристики степени ионизации среды и использовались при анализе влияния плазмохимического воздействия на процессы нейтрализации аммиака.

Проведение измерений сопровождалось калибровкой приборов, фиксацией времени и условий каждого эксперимента, повторной съёмкой показаний, а также последующей статистической обработкой данных. Среднеквадратичные отклонения не превышали 7–10%, что соответствовало требованиям ГОСТ Р ИСО 5725–2–1002 и позволяло использовать полученные значения для расчётных моделей и оценки эффективности системы [18].

3.2 Методика количественной оценки состава токсичных компонентов в отходящих выбросах ферментера

Экспериментальная оценка состава ОГ проводилась в производственных условиях на Ново-Барышевской птицефабрике. Определялись концентрации основных токсичных компонентов ОГ – метана, аммиака, углекислого газа и сероводорода. Контрольные точки замеров были выбраны на основании анализа конфигурации системы нейтрализации токсичных газов:

Точки замеров 1–6 на рисунке 3.2 соответствуют выходным воздуховодам от отдельных ферментера, до смешения с внешними потоками воздуха. Что позволило фиксировать максимальные концентрации токсичных газов в выбросах каждого отдельного ферментера, обеспечивая корректную оценку эмиссии.

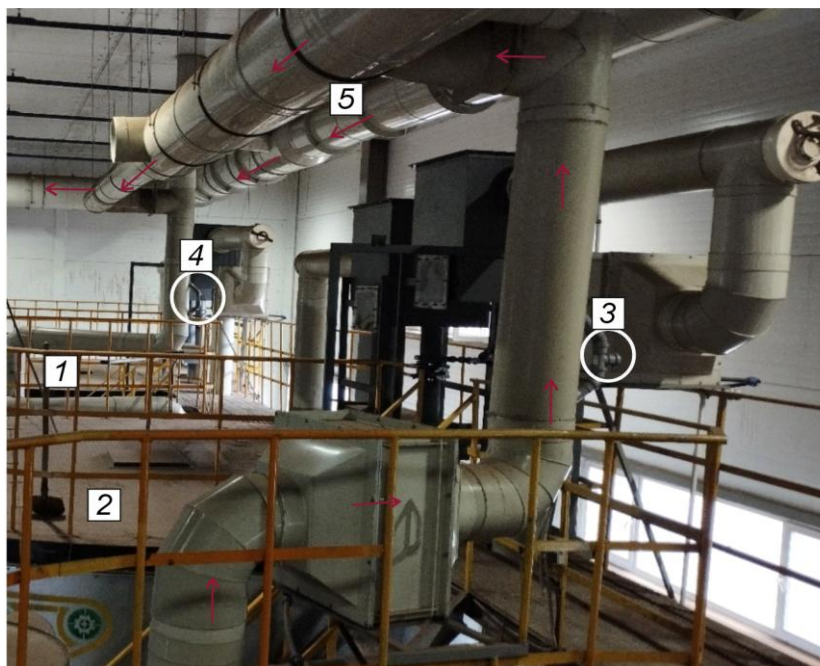


Рисунок 3.2 – Расположение точек отбора проб на выходе из ферментера 1,2 – ферментеры, 3,4 – точки отбора проб, 5 – система транспортировки ОГ

Для анализа состава воздушного потока, направляемого на нейтрализацию, в качестве основной была выбрана контрольная точка 1, расположенная в верхней зоне вытяжного воздуховода одного из ферментера.

Контрольная точка № 7 на рисунке 3.3 располагалась непосредственно перед подачей газов в скрубберную установку. На обратной стороне воздуховода предусмотрено технологическое отверстие с отборной трубкой диаметром 50 мм, через которое осуществлялось подключение газоанализатора.



Рисунок 3.3 – Ввод ОГ в скрубберный зал 1 – скруббер, 2 – система транспортировки ОГ, 3 – контрольная точка №7

Измерения концентраций аммиака и сероводорода проводились с использованием портативных газоанализаторов «Дозор-СМ» и «Хоббит-Т». Пробы фиксировались в утренние и дневные часы по схеме тройного повторения в течение нескольких суток. Одновременно регистрировались температура и влажность воздуха с помощью цифровых термогигрометров. Приборы калибровались перед каждым циклом измерений.

Отбор проб и фиксация результатов осуществлялись в соответствии с требованиями ГОСТ 17.2.4.02-81 [13], ГОСТ 12.1.005-88 [12].

3.3 Методика экспериментального определения режимных параметров скрубберной стадии нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов

Одной из ключевых задач экспериментальной программы являлась количественная оценка эффективности абсорбции аммиака на первой стадии нейтрализации с использованием водяного скруббера. Данный аппарат рассматривался в качестве базового элемента комбинированной системы нейтрализации выбросов, поэтому его исследование было направлено на определение закономерностей влияния основных параметров процесса – начальной

концентрации аммиака $C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$, расхода промывочной жидкости L и её температуры T_L – на глубину нейтрализации и удельные эксплуатационные затраты.

Принципиальная схема (установка №1) экспериментальной установки показана на рисунок 3.4 и включает две абсорбционные колонны, соединённые последовательно. В верхней части каждой колонны расположены форсуночные узлы распыления воды, обеспечивающие равномерное орошение насадок. Промывочная жидкость циркулирует по замкнутым контурам с использованием индивидуальных резервуаров и насосов для каждой колонны.

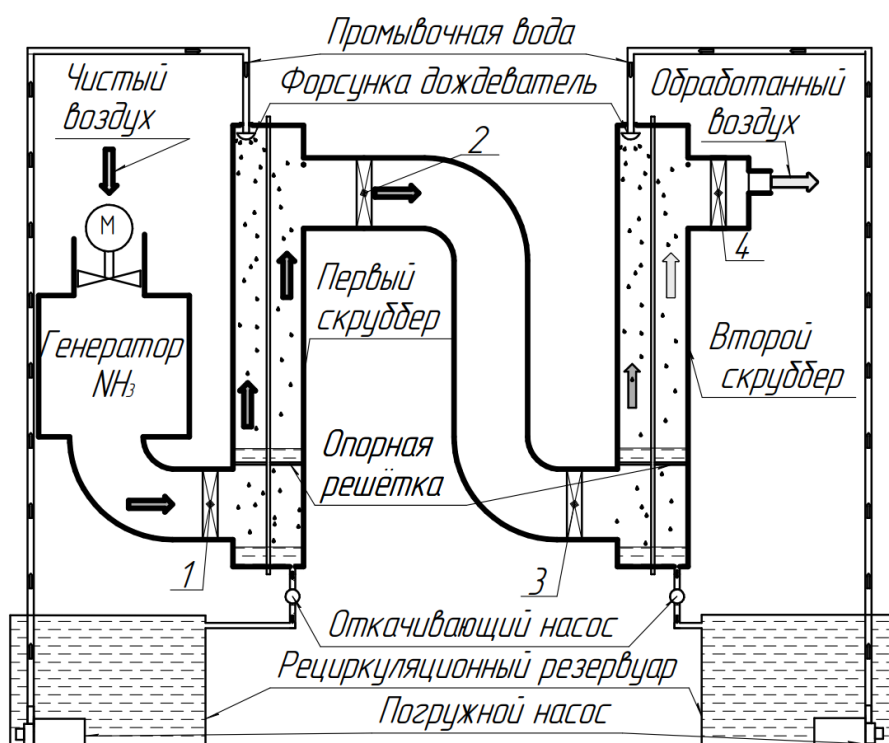


Рисунок 3.4 – Функциональная схема экспериментальной установки № 1, абсорбционная стадия (скруббер) с точками отбора 1-4

Газ подаётся вентилятором на вход системы, проходит через смесительный модуль с подачей аммиака и далее через первый скруббер, поступает во второй, на выходе которого фиксируется итоговая степень нейтрализации.

Общий вид установки №1 представлен на фото 3.5 На снимке видны две абсорбционные колонны в общей раме, отдельные резервуары рециркуляционной воды, насосные узлы, а также входной вентилятор и смесительный модуль подачи аммиака. Точки отбора проб (1–4) расположены на прямолинейных участках до и после каждой колонны, что обеспечивает корректность измерений



Рисунок 3.5 – Экспериментальная установка №1: 1–генератор аммиака, 2-5– точки отбора проб, 6– циркуляционный резервуар, 7– ввод НТП, 8– откачивающая помпа, 9– форсунки дождевателя, 10, 11– скрубберы

Сформирован набор экспериментальных режимов, нацеленный на исследование эффективности абсорбции аммиака в водном струйном абсорбере. Варьируются три фактора: исходная концентрация аммиака, расход абсорбента (воды), температура жидкости.

Оценка достаточного числа экспериментов проводится итеративно. Первоначальные режимы анализируются с помощью дисперсионного анализа. По итогам первичной обработки оцениваются величина остаточной дисперсии и значимость факторов, после чего корректируется необходимое число опытов. Процедура повторяется, пока статистическая точность не будет достигнута.

Все экспериментальные режимы, их уровни и обозначения представлены в таблице «Матрица эксперимента по определению эффективности абсорбции».

Эффективность абсорбции рассчитывалась как отношение разности концентраций аммиака на входе и выходе скруббера к входной концентрации:

$$\eta_{\text{скруб}}(\text{NH}_3) = \frac{C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}} - C_{\text{NH}_3}^{\text{кон}}}{C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}} \cdot 100\%, \quad (3.1)$$

где $C_{\text{вход}}$; $C_{\text{выход}}$ – массовые концентрации аммиака в точках 1 и 4 соответственно. Данный показатель характеризует глубину нейтрализации газа, то есть долю удалённого загрязнителя относительно исходного содержания, мг/м³.

Таблица 3.2 – Матрица эксперимента по определению эффективности абсорбции в водяном скруббере

Режим	Начальная концентрация аммиака $C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$ мг/м ³	Расход воды в скруббере L м ³ /ч	Температура воды T_L °С
A	680	1,6	25
B	680	1,6	15
C	680	0,8	15
D	680	0,8	25
E	680	0,4	25
F	680	0,4	25
G	320	0,8	25
H	320	1,6	25
I	320	0,8	15
J	320	1,6	15
K	320	0,4	15
L	320	0,4	15

Для перехода от относительной характеристики к абсолютным значениям использовался расчёт массового расхода удалённого аммиака:

$$m_{\text{NH}_3, \text{удал}} = Q_g \cdot \frac{(C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}} - C_{\text{выход}})}{10^6} \quad (\text{кг/час}) \quad (3.2)$$

где Q_g – объёмный расход газа, м³/ч.

Важнейшей эксплуатационной характеристикой является удельный расход воды:

$$L_{\text{уд}} = \frac{\dot{L}}{m_{\text{NH}_3, \text{удал}}} \quad (\text{л/кг NH}_3), \quad (3.3)$$

где \dot{L} – расход промывной жидкости, м³/час (характеризует удельный расход воды на абсорбцию единицы массы аммиака).

3.4 Методика экспериментального определения режимных параметров плазмохимической стадии нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов

Экспериментальные исследования по определению влияния времени экспозиции на степени нейтрализации аммиака проводились на специализированной лабораторной установке, моделирующей процесс транспортировки и нейтрализации ОГ в условиях, приближённых к промышленным. Выходом по этапу – установление закономерностей изменения концентраций аммиака ($C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$), озона ($C_{\text{O}_3}^{\text{нач}}$) и оксидов азота при варьировании длительности контакта загрязнённого потока с активными формами кислорода и соединений азота, образующимися в низкотемпературной неравновесной плазме (НТП).

Функциональная схема установки на рисунке 3.6 включала ряд взаимосвязанных блоков:

- узел подачи воздуха, обеспечивающий постоянный расход и возможность регулирования скорости потока;
- генератор аммиака, формирующий модельную газовую смесь с заданной концентрацией аммиака;
- плазмохимический реактор, в котором формируется озono-воздушный поток с активными формами кислорода и соединений азота;
- смесительный блок, где происходит первичное взаимодействие аммиака с активными окислителями;
- реакционный канал (осадительная камера) длиной 30 м, разделённый на четыре контрольных участка (через каждые 10 м), что позволяло варьировать экспозицию в пределах 0–30 секунд;
- система пробоотбора, обеспечивающая забор газа в контрольных точках,

Работа установки осуществлялась следующим образом. Исходный воздушный поток направлялся в генератор аммиака, где происходило насыщение и формирование модельной смеси. Одновременно во втором контуре в блоке НТП

генерировался озон, а также свободные радикалы, которые далее вводились в смеситель. На выходе из смесителя формировался газовый поток, содержащий аммиак и озono-воздушную смесь и, далее, поступал в реакционный канал. По мере продвижения вдоль канала происходило взаимодействие аммиака с активными формами кислорода, что приводило к постепенному снижению его концентрации и образованию вторичных продуктов реакции монооксид и двуокиси азота.

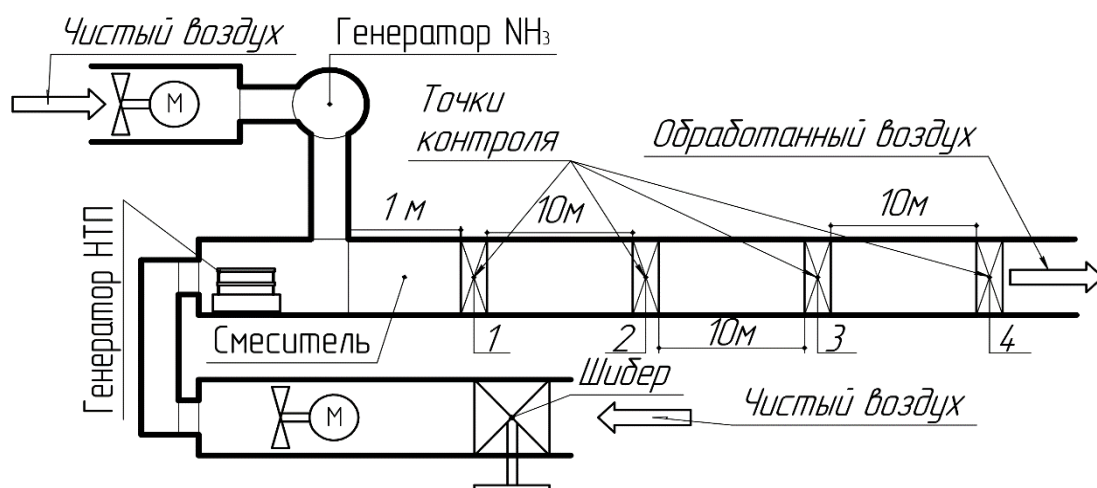


Рисунок 3.6 – Функциональная схема установки №2 для исследования влияния длительности экспозиции на нейтрализацию аммиака

Контрольные точки отбора проб были расположены в четырёх сечениях:

- точка 1 – непосредственно после смесителя (нулевая экспозиция);
- точка 2 – на расстоянии 10 м (экспозиция ~10 с);
- точка 3 – на расстоянии 20 м (экспозиция ~20 с);
- точка 4 – на расстоянии 30 м (экспозиция ~30 с).

Для оценки практической воспроизводимости условий, характерных для систем газоотведения агропромышленных объектов, был собрана установка №2 внешний вид которого представлен на рисунке 3.7. Конструктивную основу установки составлял линейный транспортный канал из полимерной трубы диаметром 110 мм, обеспечивающий химическую инертность, низкую сорбцию и герметичность соединений. Перемещение потока обеспечивалось осевым вентилятором с возможностью регулирования скорости в диапазоне 0,8–1,5 м/с, что давало возможность варьировать экспозицию газа в пределах, характерных для промышленных газоходов.

Подача аммиака осуществлялась из герметичной ёмкости с водным раствором гидроксида аммония, где испарение аммиака стабилизировалось компрессором и регулируемым воздушным потоком. Для генерации озона применялся блок низкотемпературной плазмы, создающий озono-воздушную смесь с контролируемой концентрацией озона.

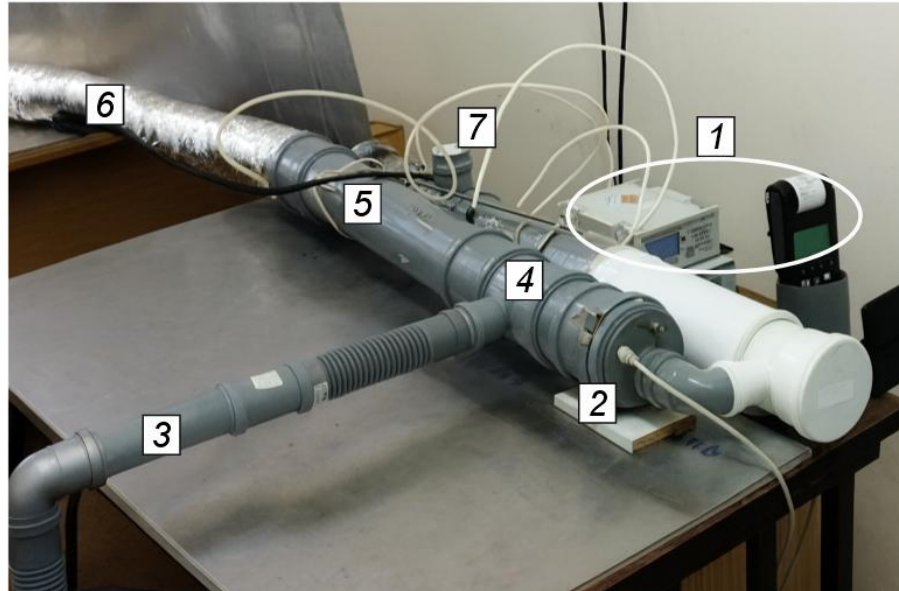


Рисунок 3.7 – Экспериментальная установка №2 для исследования влияния длительности экспозиции на нейтрализацию аммиака 1 – измерительные приборы, 2 – генератор НТП, 3 – патрубков подачи аммиака, 4 – смеситель, 5 – первая точка пробоотбора, 6 – транспортный канал, 7 – точка съёма параметров плазмообразующего газа

Измерения концентраций аммиака, озона и оксидов азота проводились в каждой точке отбора с использованием электрохимических и фотометрических сенсоров. Пробы фиксировались по схеме тройного повторения в разные временные интервалы, при одновременной регистрации температуры и влажности воздуха. Калибровка приборов выполнялась перед каждым циклом.

Эффективность нейтрализации аммиака оценивалась по интегральному показателю:

$$\eta_{NH_3} = \frac{C_{NH_3}^{нач} - C_t}{C_{NH_3}^{нач}} \quad (3.4)$$

где η_{NH_3} – доля удалённого аммиака, о.е.;

$C_{NH_3}^{нач}$ – начальная концентрация аммиака после смесителя, мг/м³;

C_t – остаточная концентрация в точке отбора при экспозиции t , мг/м³.

Сформирован набор из 8 режимов, где варьируются начальная концентрация аммиака, расход газа и начальная концентрация озона. Предварительная калибровка каналов и контроль анализатором оксидов азота обеспечивают точность.

Достаточность числа экспериментов оценивается через сопоставление рассчитанных показателей эффективности, таких как степень нейтрализации и эффективность процесса, с варьируемыми параметрами. Количество повторов корректируется на основе статистической значимости, пока не будет обеспечена необходимая точность.

Полученный интегральный показатель η_{NH_3} описывает долю удалённого аммиака относительно исходной загрузки и тем самым инвариантен к умеренным колебаниям объёмного расхода Q_g . В дальнейшем величина η рассматривается как функция экспозиции t и фиксируется в контрольных сечениях (см. рисунок 3.6). Для повышения репрезентативности значения рассчитываются как средние по трём повторам с предварительной калибровкой каналов измерения аммиака и озона, регистрацией температуры и влажности.

Таким образом, методика, основанная на варьировании независимых параметров), $(C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}; Q_g; C_{\text{O}_3}^{\text{нач}})$ и сопоставлении их с расчётными показателями $(x_m; \eta)$, позволяет формализовать оценку плазмохимической стадии нейтрализации аммиака. Подробная матрица режимов, включая все уровни факторов, приведена в таблице 3.3.

Таблица 3.3 – Матрица эксперимента по оценке влияния экспозиции на нейтрализацию аммиака

Режим	Начальная концентрация аммиака, $C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$	Расход обрабатываемого газа, Q_g	Начальная концентрация озона
	мг/м ³	м ³ /ч	мг/м ³
A	420	30	50
B	420	30	360
C	420	10	50
D	420	10	360
E	100	30	50
F	100	30	360
G	100	10	50
H	100	10	360

Массовые расходы аммиака на входе и выходе из реактора, а также его скорость удаления определяются как:

$$m_{NH_3}^{\text{вход}} = Q_g \frac{C_{NH_3}^{\text{нач}}}{10^6}, \quad m_{NH_3}^{\text{выход}} = Q_g \frac{C_{NH_3}^{\text{кон}}}{10^6}, \quad (3.5)$$

$$\Delta m_{NH_3} = m_{NH_3}^{\text{вход}} - m_{NH_3}^{\text{выход}} \quad (3.6)$$

где $C_{NH_3}^{\text{нач}}$, $C_{NH_3}^{\text{кон}}$ – концентрации аммиака на входе/выходе системы нейтрализации аммиака, мг/м³;

$m_{NH_3}^{\text{вход}}$, $m_{NH_3}^{\text{выход}}$ – массовый расход аммиака на входе/выходе системы нейтрализации аммиака, кг/ч;

Δm_{NH_3} – скорость удаления аммиака системой, кг/ч.

Массовый расход доставленного в реактор озона корректно определять по концентрации на входе в камеру (после тракта подачи), чтобы учесть возможную деструкцию/потери в подводящем канале:

$$m_{O_3} = Q_g \frac{[O_3]_{\text{вход}}}{10^6}. \quad (3.7)$$

где m_{O_3} – массовый расход озона, поданного в реактор (по измерению на входе в камеру после тракта подачи), кг/ч.

$[O_3]_{\text{вход}}$ – концентрации озона на входе системы нейтрализации, мг/м³

Для сопоставления режимов при разных нагрузках вводится безразмерная «массовая доза» – отношение поданного озона к входной нагрузке аммиака, а также используется интегральная эффективность по концентрациям:

$$x_m = \frac{m_{O_3}}{m_{NH_3}^{\text{вход}}}, \quad \eta_{\text{пл}} = \frac{C_{NH_3}^{\text{нач}} - C_{NH_3}^{\text{кон}}}{C_{NH_3}^{\text{нач}}} \in [0,1]. \quad (3.8)$$

где x_m – массовая доза (отношение поданного озона к входной нагрузке аммиака), кг озона /кг аммиака;

η – интегральная эффективность удаления аммиака, о.е..

Чтобы явно учитывать влияние исходной концентрации аммиака на требуемый расход озона, вводится условный коэффициент нагрузки. Физически рост понижает «эффективную дозу» радикалов за счёт конкурирующего

потребления окислителя и ограничений массообмена; при фиксированной генерации озона это проявляется как возрастание «требуемой дозы» на единицу удаляемого аммиака.

Для дальнейшего анализа зависимость интегральной эффективности η от «массовой дозы» x_m аппроксимируется насыщаемой дозоответной моделью Хилла [85]. В модели Хилла нагрузочный эффект учитывается не введением отдельного параметра, а через переход к эффективной дозе $x_m^{\text{эфф}}$, уменьшающейся при росте входной нагрузки по аммиаку. Такой приём соответствует физическому смыслу: при увеличении $m_{NH_3}^{\text{вход}}$ возрастает конкурентное потребление окислителя и роль массообменных ограничений, вследствие чего одинаковая поданная дозировка x_m даёт меньший «эффективный» результат.

Введём нагрузочную функцию масштаба:

$$\Lambda \left(m_{NH_3}^{\text{вход}} \right) = \left(\frac{m_{NH_3}^{\text{вход}}}{m_{\text{оп}}} \right)^{\beta}, \beta \geq 0, \quad (3.9)$$

где Λ – введённая нагрузочная функция масштаба (коэффициент поправки на входную нагрузку), то есть безразмерный множитель, который пересчитывает «номинальную» дозу x_m в эффективную дозу $x_m^{\text{эфф}}$ в модели Хилла.

- если $m_{NH_3}^{\text{вход}} = m_{\text{оп}}$ то $\Lambda = 1$ – поправка отсутствует;
- если $m_{NH_3}^{\text{вход}} > m_{\text{оп}}$, то $\Lambda > 1$ – при большей нагрузке требуется большая «номинальная» дозировка x_m чтобы получить ту же эффективность;
- если $m_{NH_3}^{\text{вход}} < m_{\text{оп}}$, то $\Lambda < 1$ – требуемая дозировка уменьшается.

$m_{\text{оп}}$ – опорный (референтный) массовый расход аммиака на входе, кг/ч используемый только для безразмерной нормировки

и определим эффективную дозу как

$$x_m^{\text{эфф}} = \frac{x_m}{\Lambda \left(m_{NH_3}^{\text{вход}} \right)} = x_m \left(\frac{m_{NH_3}^{\text{вход}}}{m_{\text{оп}}} \right)^{-\beta}, \beta \geq 0, \quad (3.10)$$

Тогда модель эффективности записывается в форме Хилл/ E_{max} по эффективной дозе:

$$\eta(x_m, m_{NH_3}^{вход}) = \eta_{max} \frac{(x_m^{эфф})^n}{1 + (x_m^{эфф})^n} = \eta_{max} \frac{\left[x_m \left(\frac{m_{NH_3}^{вход}}{m_{оп}} \right)^{-\beta} \right]^n}{1 + \left[x_m \left(\frac{m_{NH_3}^{вход}}{m_{оп}} \right)^{-\beta} \right]^n} \quad (3.11)$$

Запись (3.11) обладает корректными пределами: $\eta \rightarrow 0$ при $x_m \rightarrow 0$ и $\eta \rightarrow \eta_{max} \leq 1$ при $x_m \rightarrow \infty$. Параметр n задаёт крутизну перехода, а показатель β характеризует снижение «эффективной дозы» при росте входной нагрузки $m_{NH_3}^{вход}$.

Для инженерных расчётов используется «обратная задача» – определение дозы x_m , обеспечивающей заданную целевую эффективность $\eta^* \in (0, \eta_{max})$ (3.12) получаем:

$$x_m^{треб} = \Lambda \left(m_{NH_3}^{вход} \right) \left(\frac{\eta^*}{\eta_{max} - \eta^*} \right)^{1/n} = \left(\frac{m_{NH_3}^{вход}}{m_{оп}} \right)^{-\beta} \left(\frac{\eta^*}{\eta_{max} - \eta^*} \right)^{1/n} \quad (3.12)$$

где $x_m^{треб}$ – доза озона, обеспечивающая заданную целевую эффективность нейтрализации, кг/ч.

Тогда требуемая производительность по озону и проектная оценка удельного расхода выражаются через ранее введённые величины (3.5)–(3.12):

$$m_{O_3}^{треб} = x_m^{треб} m_{NH_3}^{вход}, \quad (3.13)$$

где $m_{O_3}^{треб}$ – необходимый массовый расход озона, для обеспечения целевой эффективности нейтрализации, кг/ч.

Идентификация параметров η_{max} , n , β выполняется по экспериментальным данным методом нелинейной регрессии с минимизацией среднеквадратичной ошибки.

Таким образом, после определения необходимого массового расхода озона для достижения целевой эффективности, мы можем перейти к оценке энергозатрат. Энергетические затраты на плазменную генерацию озона определяются исходя из требуемой производительности: чем выше массовый расход озона, тем больше электрическая мощность, необходимая для его выработки. Соответственно,

энергозатраты генератора озона могут быть оценены через удельную энергию, затрачиваемую на единицу с генерируемого озона.

$$P_{O_3} = m_{O_3}^{\text{треб}} \cdot \varepsilon_{O_3} \quad (3.14)$$

где P_{O_3} – электрическая мощность, необходимая для генерации требуемого количества озона, кВт·ч.

ε_{O_3} – удельные энергозатрат, кВт·ч/кг O_3

Таким образом, переход от массового расхода озона к энергозатратам позволяет оценить необходимые энергетические ресурсы для обеспечения заданной эффективности нейтрализации.

Для учёта удельных энергозатрат важно связать желаемую эффективность нейтрализации с исходной концентрацией аммиака. Процесс нейтрализации в плазмохимической установке зависит от того, какую долю исходного аммиака требуется удалить. Эта заданная целевая эффективность напрямую определяет необходимую дозу озона по модели Хилла.

Таким образом, мы получаем зависимость

$$\varepsilon_{NH_3} = \frac{\varepsilon_{O_3} \cdot x_m^{\text{треб}}}{\eta} \quad (3.15)$$

где ε_{NH_3} – удельные энергозатраты на нейтрализацию одного килограмма аммиака, кВт·ч/кг.

Представленные зависимости (3.5)–(3.15) образуют единую расчётную схему, связывающую входную нагрузку по аммиаку, требуемую дозу озона, достигаемую эффективность нейтрализации и соответствующие энергозатраты. Введение эффективной дозы и нагрузочной функции позволяет учитывать влияние изменения массового расхода аммиака на результат обработки и тем самым корректно описывать работу установки при различных режимах. Это позволяет использовать модель не только для аппроксимации экспериментальных данных, но и для инженерной оценки рациональных параметров процесса, обеспечивающих заданную степень удаления аммиака при минимально возможном удельном энергопотреблении.

3.5 Оценка влияния скорости газового потока и температуры пластин генератора на производительность генератора низкотемпературной неравновесной плазмы

Одним из ключевых факторов, определяющих эффективность работы плазмохимической установки по нейтрализации аммиака в отходящих газах ферментационных блоков, является режим подачи воздуха через разрядный промежуток генератора активных форм кислорода. Плазмообразующий газ в данном случае выполняет двойную функцию: он является транспортной средой для смеси и одновременно источником кислорода, необходимого для образования озона и оксидов азота. Вследствие этого скорость прокачки воздуха оказывает комплексное влияние как на кинетику протекающих реакций, так и на энергетические и экологические показатели установки.

Для оценки влияния данных факторов была проведена серия лабораторных экспериментов, направленных на установление эмпирической зависимости параметров генерации озона и оксидов азота от скорости воздушного потока. Испытания выполнялись на модульном стенде с диэлектрическим барьерным разрядом, работающем в условиях атмосферного давления, на рисунке 3.8 изображена принципиальная схема, а на рисунке 3.9 фото установки №3. Генератор включал в себя высоковольтный трансформатор и систему пассивного охлаждения. Подача воздуха осуществлялась через осевой вентилятор с электронным регулятором оборотов, что обеспечивало плавную настройку расхода от 24 до 153 м³/ч, соответствующую диапазону скоростей от 0,8 до 5,0 м/с в активной зоне.

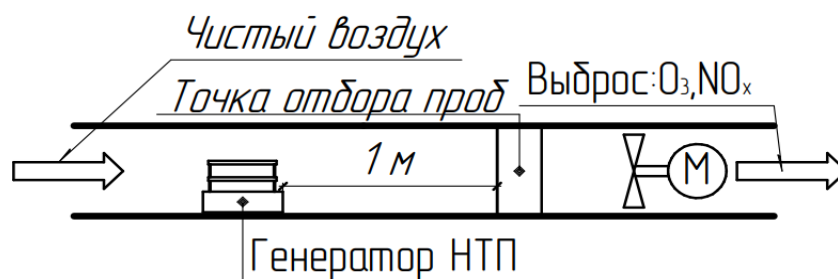


Рисунок 3.8 – Принципиальная схема лабораторной установки №3 для оценки влияния скорости воздушного потока

Испытания проводились в двух режимах: «непрогретый» (30–60 секунд после запуска) и «прогретый» (после 1200 секунд непрерывной работы).

В ходе каждого эксперимента регистрировались следующие параметры:

- скорость воздушного потока, м/с;
- объёмный расход воздуха, м³/ч;
- температура корпуса генератора, °С;
- концентрации озона и оксидов азота, мг/м³;
- массовая производительность по каждому компоненту, г/ч;
- индекс селективности генерации озона:

Применение регулируемого вентилятора обеспечило воспроизводимое задание широкого диапазона скоростей, что позволило определить граничные режимы функционирования генератора и условия его устойчивой работы. Дополнительный учёт температурных состояний («непрогретый» и «прогретый» режимы) обеспечил получение расширенной характеристики установки, учитывающей реальный эксплуатационный цикл и динамику её нагрева при длительной работе.

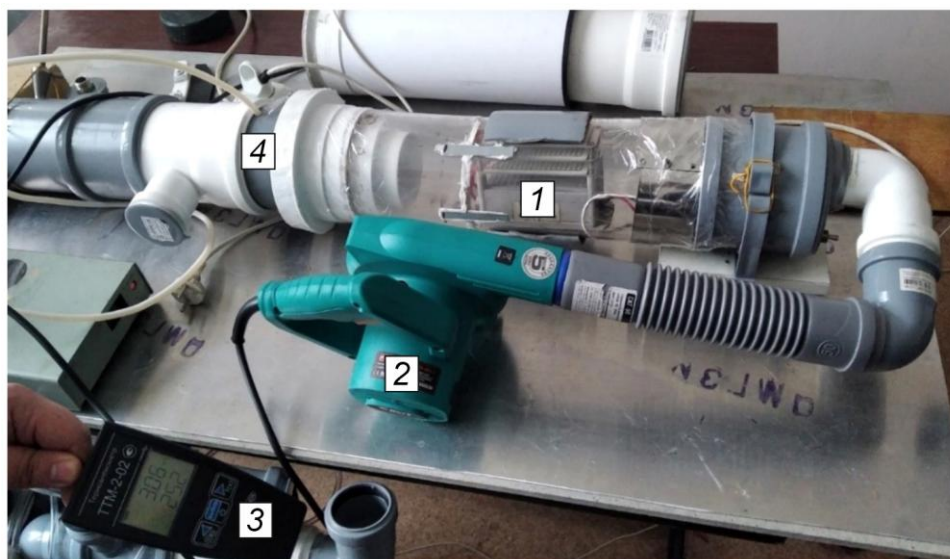


Рисунок 3.9 – Экспериментальная установка №3 для испытания генератора в различных режимах скорости воздушного потока: 1 – генератор НТП, 2 – регулируемый побудитель расхода, 3 – термоанемометр, 4 – точка пробоотбора

Для проведения сравнительных испытаний была собрана линейная проточная установка, реализованная в продольно-горизонтальной ориентации с принудительной подачей воздуха и отводом обработанного потока через систему контроля параметров. Расстояние между входным отверстием и зоной размещения

генератора низкотемпературной плазмы (НТП) составляло 1 метр, что исключало локальное влияние тепловых потоков на чувствительные зоны измерения.

На участке перед генератором формировался ламинарный поток с устойчивым температурным фоном. В корпусе камеры было предусмотрено прозрачное окно, через которое тепловизионное оборудование позволяло фиксировать распределение температуры поверхности диэлектрических пластин. Такая компоновка обеспечивала не только визуальный, но и количественный контроль нагрева при различных конфигурациях теплоотвода.

Основные компоненты установки:

- излучатель плазмохимического генератора (НТП) с возможностью замены конфигурации теплоотвода;
- осевой вентилятор, обеспечивающий стабильную скорость потока (1 м/с);
- система пробоотбора на выходе установки для анализа содержания концентраций озона и оксидов азота;
- комплекс датчиков: термопары, пирометр, тепловизор для контроля температурных характеристик.

В ходе экспериментов применялись четыре конструктивные модификации излучателя (Приложение Б):

Таблица 3.4 Конструктивные модификации пластинчатого генератора НТП

Базовая конфигурация	Излучатель без теплоотвода. Пластина установлена в стандартном корпусе, охлаждение естественное, минимальный теплообмен с окружающей средой.
Алюминиевая пластина	Диэлектрическая пластина с алюминиевым теплоотводом (пластиной). Повышенная теплопроводность металла обеспечивает более эффективное пассивное охлаждение.
Радиатор	Алюминиевого радиатора с развитой ребристой поверхностью. Увеличенная площадь теплоотдачи снижает уровень локального перегрева.
Радиатор с кулером	Модификация с дополнительным вентилятором, обеспечивающим направленный воздушный поток и интенсификацию охлаждения.

Таким образом, каждая из рассмотренных конфигураций теплоотвода задаёт собственный температурный режим работы излучателя и, как следствие, влияет на интенсивность генерации озона и сопутствующих соединений. Для обеспечения корректного сопоставления результатов и исключения влияния побочных факторов

был разработан единый план эксперимента, основанный на матричной схеме. Его структура позволила систематизировать получаемые данные, зафиксировать контрольные параметры и представить результаты в расчётной форме, удобной для анализа.

Во всех опытах дополнительно фиксируются $T_{\text{пласт}}$ и электрическая мощность P генератора НТП для расчёта удельных показателей.

Для интерпретации полученных данных использовались расчётные показатели, позволяющие сопоставлять эффективность различных конфигураций охлаждения. Массовая производительность по озону определялась выражением

$$G(O_3) = \frac{C_{O_3} \cdot Q}{1000} \quad (3.16)$$

где C_{O_3} – концентрация озона, мг/м³;

Q – объёмный расход воздуха, м³/ч.

Аналогично рассчитывалась массовая производительность по оксидам азота:

$$G(NO_x) = \frac{C_{NO_x} \cdot Q}{1000} \quad (3.17)$$

Селективность генерации определялась по соотношению

$$S = \frac{G(O_3)}{G(O_3) + G(NO_x)} \quad (3.18)$$

Эффективность плазмохимических генераторов определяется не только общим выходом целевых компонентов, но и селективностью протекания процессов. Перегрев диэлектрических элементов вызывает рост концентрации побочных соединений – преимущественно окись азота и двуокись азота, которые конкурируют с озоном и снижают его долю в общем выходе активных форм кислорода. Это приводит к снижению эффективности окисления аммиака.

3.6 Методика оценки эффективности комбинированного способа нейтрализации токсичных газов

Комбинированный способ нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов реализовывался в виде двух последовательно включённых стадий: абсорбционной и плазмохимической.

Газовый поток с исходной концентрацией аммиака поступал на абсорбционную стадию, где в качестве абсорбента использовалась оборотная вода из накопительной ёмкости. Буферные накопительные объёмы между стадиями не предусматривались: после скрубберов газ направлялся в смесительную часть и далее в плазмохимический реактор. Это позволяло исключить задержки и сохранить параметры влажности и температуры, сформированные на стадии абсорбции.

Последовательность включения оборудования и проведения измерений регламентировалась для исключения влияния переходных процессов и инерционности приборов. Сначала фиксировалась исходная концентрация аммиака, затем последовательно включались абсорбционная и плазмохимическая стадии, после чего регистрировались показатели в точках С1–С4. Детализированная схема приведена в таблице 3.5.

Таблица 3.5 – Последовательность проведения эксперимента в комбинированном режиме

Шаг	Действие	Цель/контроль	Точка контроля	Примечание
1	Подача модельного газа с аммиака	Фиксация исходной $C_{\text{вход}}$	С1 (вход)	До включения стадий
2	Включение скруббера (1-го, при необходимости 2-го)	Запуск абсорбции, стабилизация	С2 (после скруббера)	Выдержка 30–50 с
3	Замеры после абсорбции	Определение $\eta_{\text{скр}}$	С1 → С2	Учёт инерционности анализаторов (5–7 мин)
4	Включение плазмоблока	Настройка расхода плазм. газа и доли кислорода	С3 (после плазмы)	Выдержка 30–50 с
5	Замеры после плазмы	Определение $\eta_{\text{пл}}$	С3	Последовательный отбор
6	Замеры на выходе из осадительной камеры	Интегральная эффективность $\eta_{\text{общ}}$	С4 (выход)	Ключевая диагностическая точка
7	Повтор серий (×3)	Усреднение, контроль воспроизводимости	С1–С4	Все режимы повторяются трижды
8	Контрольные прогоны	Разделение вкладов стадий	С1–С4	«Только скруббер» / «Только плазма»

Для корректной оценки эффективности комбинированного способа была разработана опытная установка, воспроизводящая полный цикл движения газового потока – от источника выброса до выходного тракта. Поток от ферментера проходил теплообменную секцию и дезодоратор, затем направлялся в каскад скрубберов с оборотной водой и далее в плазмохимический реактор. Такая

последовательность обеспечивала разгрузку абсорбционной стадией и доокисление остаточных примесей в плазме. Для наглядности на схеме рисунок 3.10 показаны направления потоков и расположение контрольных точек С1–С4, используемых при анализе вклада каждой стадии.

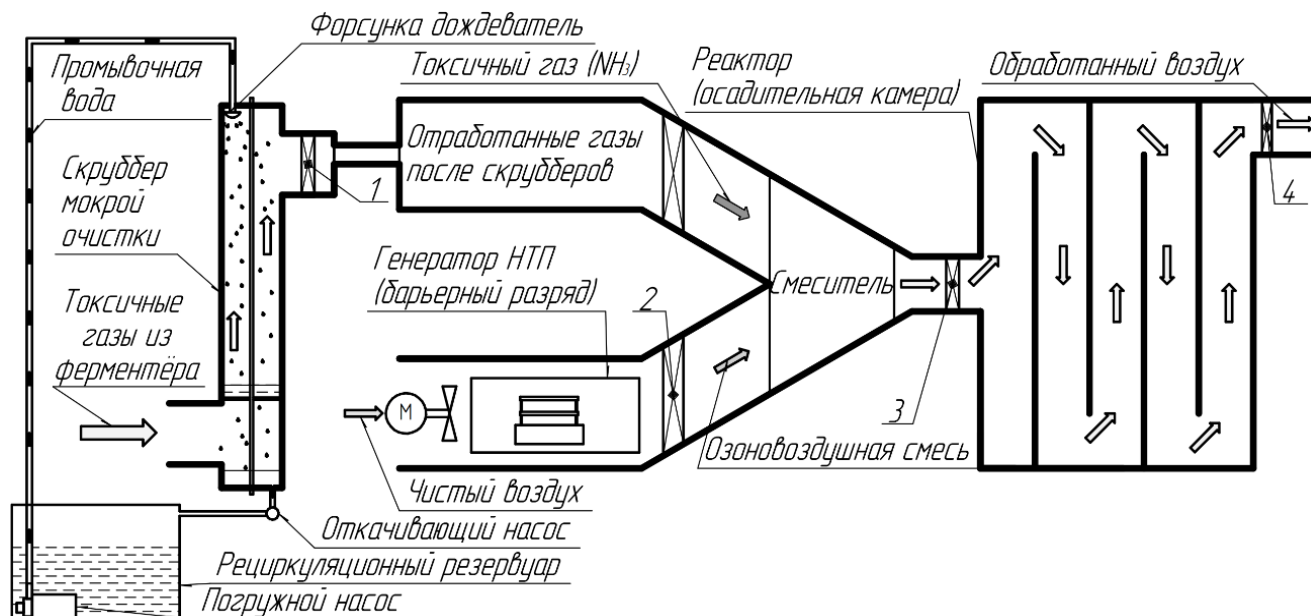


Рисунок 3.10 – Функциональная схема комбинированной установки №4 по нейтрализации аммиака: 1–4 – точки отбора

Общий вид опытной установки по нейтрализации аммиака рисунок 3.11 иллюстрирует её фактическое исполнение: здесь представлены скрубберные ёмкости с циркуляцией жидкости, узлы отбора проб, плазмохимический модуль и система измерительных приборов. Компоновка отражает реальные условия проведения экспериментов и подтверждает возможность гибкой настройки режимов работы.

Для проверки математической модели на соответствие реальному процессу запланировано проведение восьми дополнительных экспериментальных режимов, в которых будут варьироваться те же ключевые параметры, что и при разработке модели. После получения экспериментальных данных они будут нанесены на графики и сопоставлены с рассчитанными значениями модели. Отклонения фактических точек от модельной поверхности будут количественно оценены. На основании этой оценки будет сделан вывод о применимости модели: если отклонения окажутся незначительными, модель будет признана достаточно точной.

Для оценки эффективности комбинированной схемы использовались показатели частной ($\eta_{\text{скр}}, \eta_{\text{пл}}$) и общей нейтрализации ($\eta_{\text{общ}}$), а также удельные энергозатраты $E_{\text{уд}}$.

Эффективность комбинированного способа характеризовалась частными и интегральными коэффициентами нейтрализации.

$$\eta_{\text{скр}} = \frac{C_1 - C_2}{C_1} \cdot 100\%, \quad \eta_{\text{пл}} = \frac{C_2 - C_3}{C_2} \cdot 100\%, \quad \eta_{\text{общ}} = \frac{C_1 - C_4}{C_1} \cdot 100\% \quad (3.29)$$

где C_1 – концентрация аммиака на входе в систему, мг/м³;

C_2 – концентрация аммиака после абсорбционной стадии, мг/м³;

C_3 – концентрация аммиака после плазмохимического реактора, мг/м³;

C_4 – концентрация аммиака на выходе из установки, мг/м³;

$\eta_{\text{скр}}$ – эффективность нейтрализации аммиака на скрубберной стадии, %;

$\eta_{\text{пл}}$ – эффективность нейтрализации аммиака на плазменной стадии, %;

$\eta_{\text{общ}}$ – эффективность нейтрализации комбинированным способом, %;

Для выделения синергетического эффекта использовался расчётный показатель:

$$\eta_{\text{общ}} = 1 - (1 - \eta_{\text{скр}})(1 - \eta_{\text{пл}}) \quad (3.30)$$

Если выполнялось условие $\eta_{\text{общ}} > \eta_{\text{расч}}$, фиксировался положительный синергизм стадий.

Энергетическая эффективность определялась по удельным затратам:

$$E_{\text{уд}} = \frac{W_{\text{плазма}} + W_{\text{вент}} + W_{\text{насос}}}{m_{\text{NH}_3}^{\text{нейтр}}}, \quad \left[\frac{\text{Дж}}{\text{кг аммиака}} \right] \quad (3.31)$$

где $W_{\text{плазма}}, W_{\text{вент}}, W_{\text{насос}}$ – интегральные затраты энергии на интервал режима;

$$m_{\text{NH}_3}^{\text{нейтр}}(t) = m_{\text{NH}_3}^{\text{вход}} \cdot \eta_{\text{общ}} \cdot \Delta t \quad (3.32)$$

– параметры энергопотребления берутся по показаниям силовых цепей вентиляторов/насосов и плазмоблока; временной интервал Δt согласуется с длительностью серии.

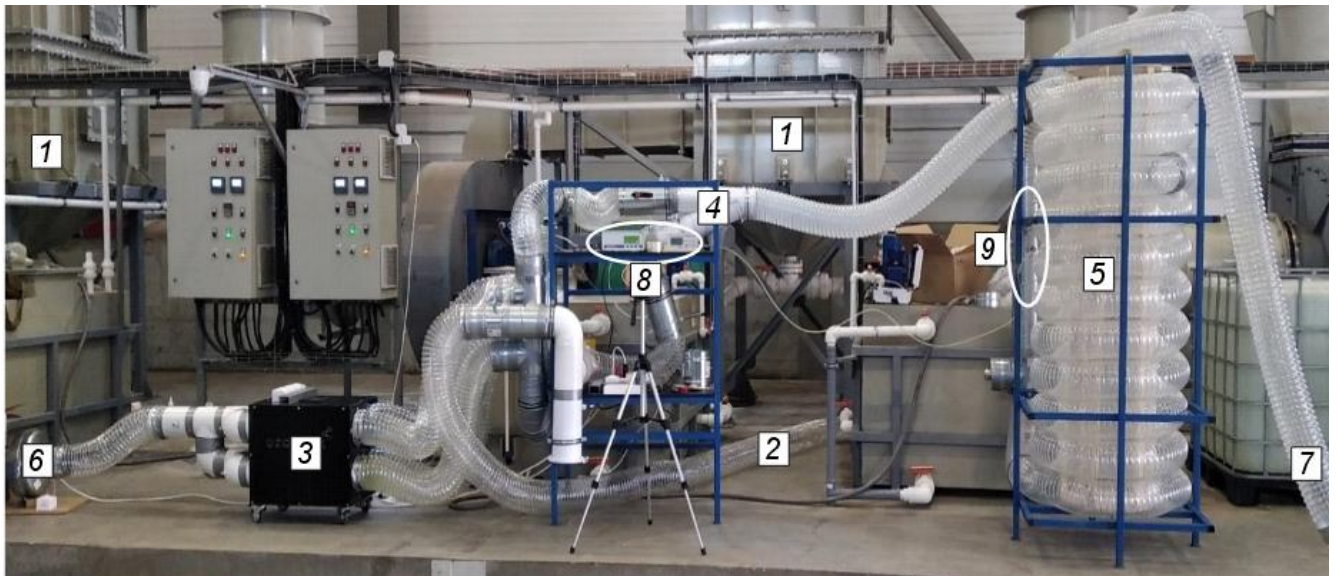


Рисунок 3.11 – Установка №4 по нейтрализации аммиака, Ново-барышевская п/ф:
 1 – водяные скрубберы, 2 – подача ОГ после скрубберов, 3 – генератор НТП, 4 – смеситель, 5 – осадительная камера (транспортный канал), 6 – забор воздуха для генератора НТП, 7 – выброс обработанного воздуха, 8 – приборы для контроля состава обрабатываемого воздуха, 9 – точка отбора проб (№4) перед выбросом обработанного воздуха

Таблица 3.6 – Матрица эксперимента по оценки комбинированного способа

Режим	Расход воды в скруббере L	Производительность генератора озона G_{pl}	Расход газа в системе Q_g	Начальная концентрация аммиака
	л/ч	гр/час	м ³ /ч	мг/м ³
A	0,8	10	36	720
B	0,8	10	50	680
C	0,8	32	36	410
D	0,8	32	50	320
E	1,6	10	36	720
F	1,6	10	50	320
G	1,6	32	36	410
H	1,6	32	50	680

Таким образом, комбинированная схема нейтрализации газов обеспечивает согласованное функционирование двух последовательно включённых стадий, что позволяет достигать требуемой глубины нейтрализации аммиака и сопутствующих примесей при оптимальном уровне энергопотребления. На абсорбционной стадии снимается основная массовая нагрузка и стабилизируются параметры потока по влажности и температуре, что создаёт условия для эффективного протекания последующей плазмохимической обработки. На второй стадии обеспечивается

доведение остаточных концентраций до нормативных значений при минимальных удельных энергетических затратах.

Комплексный подход к оценке эффективности, включающий показатели степени нейтрализации ($\eta_{\text{скр}}$, $\eta_{\text{пл}}$, $\eta_{\text{общ}}$) и удельные энергозатраты ($E_{\text{уд}}$), позволяет характеризовать систему как с технологической, так и с энергетической точки зрения. Это формирует основу для обоснования её промышленного применения, масштабирования и адаптации к различным условиям эксплуатации газоочистных установок.

3.7 Выводы по главе

Разработана методика экспериментальных исследований, направленных на оценку эффективности комбинированного способа нейтрализации аммиака. Программа экспериментов предусматривала контроль параметров процесса и обеспечение сопоставимости расчётных и экспериментальных данных.

1. Сформирован комплекс средств контроля и измерений для определения концентраций аммиака и сопутствующих примесей в модельных газовых потоках.

2. Выделены основные факторы, подлежащие учёту при исследовании эффективности нейтрализации, и определены принципы их варьирования.

3. Определены методические подходы к интегральной оценке эффективности абсорбционной и плазмохимической стадий.

4. Установлены критерии сопоставления экспериментальных и расчётных данных для оценки эффективности и энергетической целесообразности технологии.

Представленный методический подход служит основой для проведения экспериментальных исследований комбинированных систем нейтрализации.

4 РЕЗУЛЬТАТЫ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ ПО ОЦЕНКЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ НЕЙТРАЛИЗАЦИИ ТОКСИЧНЫХ КОМПОНЕНТОВ ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ ФЕРМЕНТЕРА

4.1 Количественная оценка состава отходящих газов ферментера

Основные количественные характеристики состава газовой среды, выделяющейся в процессе аэробной ферментации органических отходов, получены по результатам натурных замеров на действующем промышленном объекте – Ново-Барышевской птицефабрике (Новосибирская область). Отбор и регистрация параметров выполнялись в ряде характерных точек газоходов и вытяжных каналов (включая участки после теплообменника и перед/после узла дезодорации) с применением многокомпонентных газоаналитических комплексов, обеспечивающих одновременное определение концентраций целевых примесей (аммиака, сероводорода, метана) и параметров газовой среды. Параллельно фиксировались эксплуатационные условия процесса (температура газового потока порядка 30 °С, атмосферное давление, признаки повышенной влажности и конденсации), что позволило корректно интерпретировать вклад водяного пара и оценить термодинамические ограничения на его содержание в газовой фазе.

Сопоставление данных, полученных в разных точках и при различных стадиях загрузки ферментера, обеспечило статистически устойчивую оценку диапазонов концентраций и характерных уровней загрязнителей. Полученные результаты использованы для параметризации модели нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера, задания исходных и граничных условий (включая расход газового потока) и обоснования рабочих режимов, представленных в следующих разделах диссертационной работы.

Анализ показал, что ОГ представляют собой сложную многокомпонентную смесь, сформированную при продувке ферментера атмосферным воздухом и протекании биохимических реакций аэробного распада. По объёмной доле в составе ОГ доминируют компоненты воздуха: азот (~73%) и кислород (~20%), тогда как доля углекислого газа составляет порядка 4%, что отражает интенсивность минерализации органического субстрата. Содержание водяного

пара в газовой фазе оценивается на уровне $\sim 3\%$; при этом при $T \approx 30^\circ\text{C}$ и $p \approx 1$ атм, предельная доля паров воды при насыщении составляет около $4,2\%$ об. Наблюдаемое стекание воды по стенкам воздуховода указывает на наличие зон локального насыщения и конденсации (двухфазное состояние потока) вследствие охлаждения газовой смеси на поверхностях канала, рисунок 4.1.

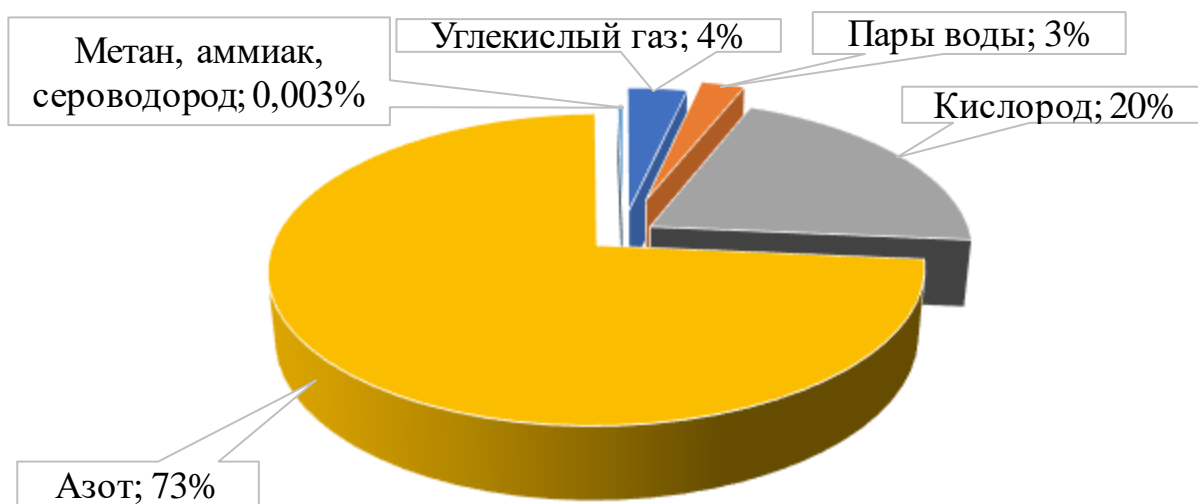


Рисунок 4.1 – Структура ОГ ферментера по компонентам

Суммарная объёмная доля контролируемых примесей метана + аммиака + сероводорода составляет порядка $0,003\%$, однако по санитарно-гигиеническим критериям определяющим загрязнителем является аммиак: по данным натурных замеров его содержание составляет $463\text{--}926\text{ мг/м}^3$ (в среднем около 700 мг/м^3), что соответствует превышению ПДК воздуха рабочей зоны (20 мг/м^3) в $23\text{--}46$ раз. Концентрация сероводорода находится на уровне $15\text{--}29\text{ мг/м}^3$ (в среднем около 22 мг/м^3) и превышает ПДК рабочей зоны (10 мг/м^3) в $1,5\text{--}2,9$ раза (при применении норматива для смеси сероводорода с углеводородами $\text{C}_1\text{--}\text{C}_5$ – в $5,0\text{--}9,7$ раза). Метан фиксировался в диапазоне $2678\text{--}2992\text{ мг/м}^3$ (до $\sim 3000\text{ мг/м}^3$) и не превышал ПДК для воздуха рабочей зоны (7000 мг/м^3).

Приведённые значения соответствуют замерам в рабочий период эксплуатации ферментера таблица 4.1 при различных стадиях загрузки, что обеспечивает оценку усреднённой нагрузки на систему нейтрализации ОГ. Шесть Ферментирующих агрегатов на предприятии функционируют с временным сдвигом, вследствие чего формируется относительно стабильный по составу и

объёму газовый поток. Прочие загрязнители, включая летучие органические соединения, подлежат уточнению по данным газоаналитического контроля.

Таблица 4.1. Концентрации токсичных компонентов в ОГ ферментера

Компонент	Ферментеры						Отделение дезодорации
	1	2	3	4	5	6	
№, точек контроля							7
Аммиак, мг/м ³	926	582	490	695	688	785	463
Сероводород, мг/м ³	29	22	15	18	22	25	17
Метан, мг/м ³	2927	2678	2789	2992	2832	2700	2959

Температура газовой смеси, измеренная на выходе из ферментера, колебалась в пределах 45–70 °С, при относительной влажности 90–95 %. Подобные физико-химические характеристики создают значительные трудности для функционирования традиционных скрубберных систем, основанных на химической нейтрализации: ухудшается массоперенос, снижается устойчивость абсорбционного режима, возрастает расход реагентов. Всё это обуславливает актуальность поиска альтернативных методов обработки газов, устойчивых к изменению температуры и влажности.

4.2 Исследование рациональных режимов работы водяного скруббера

Анализ экспериментальных данных позволил выявить характер влияния трёх основных независимых параметров – начальной концентрации аммиака, расхода циркулирующей жидкости и её температуры – на эффективность улавливания аммиака в водяном скруббере. В качестве ключевых показателей эффективности рассматривались остаточная концентрация аммиака на выходе, абсолютное и относительное снижение концентрации, а также удельный расход жидкости на единицу удалённого загрязнителя. Контролируемые параметры (время контакта, давление и скорость воздушного потока) во всех сериях опытов стабилизировались.

В рамках экспериментов была получена матрица эксперимента, отражающая влияние начальной концентрации аммиака, расхода промывочной жидкости и её

температуры на эффективность абсорбции. Результаты сведены в таблицу 4.2, которая служит базой для дальнейшего анализа выявленных закономерностей.

Таблица 4.2 – Параметры режимов работы скруббера (абсорбент вода) и условия проведения эксперимента

Параметр	Ед. изм.	Режим											
		A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L
Концентрация аммиака на входе в скруббер	мг/м ³	680	680	680	680	680	680	320	320	320	320	320	320
Расход воды в скруббере	м ³ /ч	1,6	1,6	0,8	0,8	0,4	0,4	1,6	1,6	0,8	0,8	0,4	0,4
Температура воды	°С	25	15	15	25	25	15	15	25	25	15	15	25
Остаточная концентрация аммиака на выходе	мг/м ³	316	304	367	383	462	476	83	91	102	95	160	173
Абсолютное снижение концентрации аммиака	мг/м ³	364	376	313	297	218	204	237	229	218	225	160	147
Снижение аммиака	%	54	55	46	44	32	30	74	72	68	70	50	46
Масса абсорбированного аммиака	г/ч	26,2	27,1	11,3	10,7	6,5	6,1	17,1	16,5	7,8	8,1	4,8	4,4
Расход воды на 1 кг аммиака	м ³ /кг	2,7	2,7	3,2	3,4	3,6	3,9	4,2	4,4	4,6	4,4	5,1	5,4

Анализ представленных результатов показывает, что определяющим фактором является начальная концентрация аммиака. При высоких значениях (680 мг/м³) эффективность нейтрализации оставалась ограниченной даже при повышенном расходе жидкости и сниженной температуре – не более 55 %. В условиях низкого расхода жидкости (0,4 м³/ч) наблюдалось дальнейшее падение эффективности до минимальных значений, что отражает дефицит жидкой фазы.

При пониженной концентрации аммиака эффективность возрастала. При минимальном расходе жидкости фиксировались значения на уровне 68–70 %, а при увеличении подачи воды до 72 м³/ч достигался максимум в 74 % (режим G). Таким образом, оптимальное сочетание факторов связано с умеренной концентрацией аммиака и достаточным объёмом промывочной жидкости.

Значимым фактором является температура промывочной воды (абсорбента). Сравнение режимов с одинаковым расходом жидкости и концентрацией аммиака, при температуре 15 °С и 25 °С, выявило снижение эффективности на 5–10 % при её повышении. Это объясняется ухудшением растворимости аммиака и снижением коэффициентов массообмена в водной фазе. Для наглядной иллюстрации данного эффекта результаты представлены в виде гистограммы рисунок 4.2.

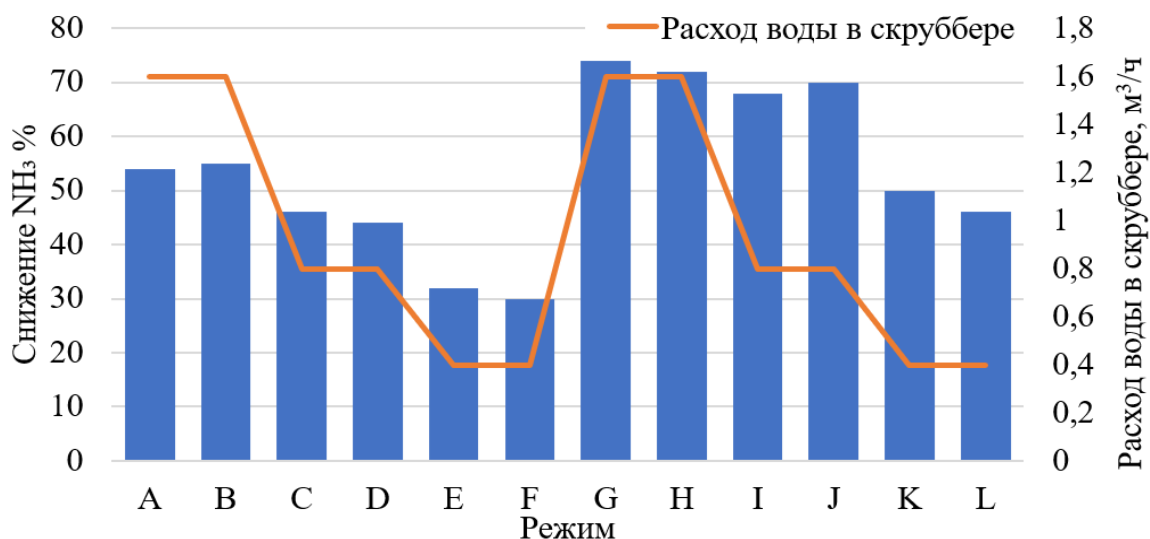


Рисунок 4.2 – Сравнительная эффективность удаления аммиака по режимам А–L

Гистограмма показывает взаимное влияние температуры и расхода жидкости: при одинаковой исходной концентрации. Так, при температуре 15 °С эффективность достигала максимальных значений, тогда как при 25 °С наблюдалось её систематическое снижение.

Для интерпретации экспериментальных данных на первом этапе выполнена оценка с использованием множественной регрессии таблица 4.3, позволяющая количественно оценить вклад технологических факторов и проверить их статистическую значимость.

По важности факторов (по β) наиболее значимым является концентрация аммиака на входе ($\beta = -0,690$; $p = 0,000335$) и расход воды ($\beta = +0,643$; $p = 0,000532$): первый фактор статистически значимо снижает % удаления, второй – статистически значимо повышает. Температура воды практически не влияет и незначима ($\beta = -0,052$; $p = 0,664$). Модель в целом статистически значимая: $R =$

0,945, $R^2 = 0,893$ (скорр. 0,853), $F(3,8) = 22,264$, $p < 0,00031$. Средняя ошибка прогноза порядка 5,75 п.п.

Таблица 4.3 – Результаты множественной регрессии – влияния технологических параметров на процент снижения аммиака в скруббере

Итоги регрессии для зависимой переменной: $\eta_{\text{скр}}$ $R = ,94500719$ $R^2 = ,89303858$ Скоррект. $R^2 = ,85292805$ $F(3,8) = 22,264$ $p < ,00031$ Станд. ошибка оценки: 5,7547						
N=12	β	ст. ош. β	b	ст. ош. β	t (8)	p- знач
Св.член			66,67130	8,824330	7,5554	0,00007
Концентрация аммиака на входе в скруббер	-0,690241	0,115629	-0,05509	0,009229	- 5,9694	0,0003
Расход воды в скруббере	0,643336	0,115629	18,52679	3,329898	5,5637	0,0005
Температура воды	-0,052203	0,115629	-0,15000	0,332249	- 0,4514	0,6636

В отличие от линейной регрессии, ориентированной на оценку вкладов факторов, итоговое выражение (4.1) представляет собой функциональную (экспоненциальную) модель массообменного типа, отражающую характер насыщения абсорбционного процесса; параметры уравнения получены по экспериментальным данным методом аппроксимации, поэтому структура уравнения не обязана совпадать со структурой линейной регрессионной модели из таблицы 4.3

$$\eta_{\text{скр}}(C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}, L/G) = [91,6 - 0,051C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}] \left(1 - e^{-[166 - 0,1C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}] \cdot 0,1(L/G)}\right) \quad (4.1)$$

где $C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$ – начальная концентрация аммиака до обработки, мг/м³.

Зависимость $\eta_{\text{скр}}(C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}, L/G)$ корректно описывает общий характер изменения интегральной эффективности нейтрализации аммиака в диапазоне исследованных режимов и показывает эффект насыщения при росте отношения промывочной воды к расходу ОГ. Вместе с тем сопоставление расчётных и экспериментальных значений показывает, что часть остаточных расхождений обусловлена факторами, не входящими непосредственно в гидродинамический параметр – удельный расход абсорбента, а именно изменением физико-химических условий абсорбции. В реальной системе растворимость аммиака и интенсивность массообмена зависят от температуры жидкости, а равновесие системы аммиак/аммоний – от кислотности

среды; поэтому для повышения прогностической способности модели целесообразно ввести дополнительные безразмерные поправочные коэффициенты, учитывающие влияние температуры T и pH . Далее вводятся функции $\Theta(T)$ и $\Phi(pH)$, которые модифицируют базовую эффективность и позволяют описать наблюдаемые отклонения в рамках единой модели.

Полученная модель описывает тенденцию насыщения: при увеличении отношения L/G эффективность абсорбции возрастает и асимптотически стремится к предельному значению, которое определяется конструктивными особенностями аппарата и физико-химическими свойствами системы «вода–аммиак». Величина предельной эффективности задаётся первым множителем $\eta_{\max}(C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}) = 91,6 - 0,051C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$ т.е. убывает с ростом входной концентрации аммиака, что отражает ограниченность поглотительной способности и рост «нагрузки» на абсорбент. По результатам верхней группы экспериментальных режимов при $L/G \approx 2,4$ достигались значения $0,70-0,74$, поэтому согласованная оценка $\eta_{\max} \approx 0,74$ принимается как уровень плато для рассматриваемых условий. Скорость выхода на плато определяется экспоненциальным множителем и параметром насыщения $k(C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}) = 166 - 0,1C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$ при увеличении расхода абсорбента вклад $\exp(k, L/G)$ быстро уменьшается, и уже при $L/G \gtrsim 2$ дальнейшее увеличение расхода жидкости приводит лишь к умеренному приросту эффективности.

Базовой температурой в поправочном множителе $\Theta(T)$ принято значение 15°C , соответствующее минимальной температуре в опытах, при которой эффективность была наибольшей. Зависимость (4.5) с коэффициентом $\beta = 0,012^\circ\text{C}^{-1}$ адекватно описывает снижение растворимости аммиака и коэффициентов массообмена при нагреве воды. Для поправки по pH за основу взято значение $pH = 7,0$ характерное для чистой воды до начала процессов абсорбции. Функция $\Phi(pH)$, построенная по уравнению Хендерсона–Хассельбаха с учётом равновесия системы аммиак/аммоний, показывает, что с ростом pH доля свободного аммиака увеличивается, а эффективность снижается: при $pH = 8$ снижается примерно до $0,85$, при $pH = 9$ – до $0,65$.

$$\theta(T) = \max(0, 1 - \beta(T - 15)), \quad \beta = 0,012 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (4.5)$$

$$\Phi(pH) = \frac{1 + 10^{(7-pK_a)}}{1 + 10^{(pH-pK_a)}}, \quad pK_a = 9,25 \Phi(pH) \quad (4.6)$$

Таким образом, предложенная модель учитывает не только гидродинамический фактор (отношение расходов фаз), но и термодинамические и химические параметры среды, что обеспечивает её согласованность с результатами экспериментов и известными литературными данными. В дальнейшем аппроксимация была использована для сопоставления с результатами экспериментов рисунок 4.3, а также для сравнения с результатами других авторов, что позволило подтвердить адекватность предложенного подхода.

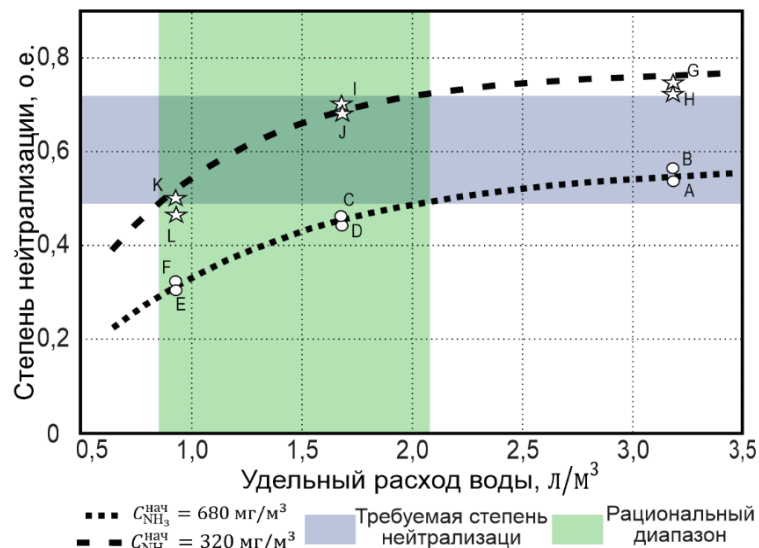


Рисунок 4.3 – Зависимость эффективности улавливания аммиака в скруббере от отношения удельного расхода абсорбента

4.3 Исследование рациональных режимов работы плазмохимической установки, влияющих на эффективность нейтрализации токсичных газов

В эксперименте изучалась эффективность нейтрализации аммиака при различном времени взаимодействия газовой смеси с активными компонентами, генерируемыми в зоне НТП. Массовый расход аммиака на входе в установку составлял 2,5 г/ч, начальная концентрация – 93 мг/м³. Измерения производились на различных расстояниях от генератора НТП, что позволяло оценить величину экспозиции как отношение длины реакционного канала к скорости прокачки.

Представленные результаты таблица 4.4 демонстрируют динамику изменения концентраций аммиака, озона и оксидов азота в зависимости от времени экспозиции. Анализ показывает, что концентрация аммиака снижается от 2,55 до 0,28 г/ч, при этом устойчивый диапазон рабочих значений фиксируется после 10-й секунды (0,28–0,64 г/ч). Концентрация озона изменяется от 2,20 до 0,51 г/ч, стабилизируясь в интервале 0,5–1,1 г/ч. Содержание оксидов азота варьирует от 1,32 до 0,13 г/ч, формируя рабочий интервал 0,13–0,38 г/ч. Ключевой показатель эффективности возрастает от 0,47 до 0,89, при этом интервал 0,75–0,89 соответствует зоне устойчивой работы плазмохимической установки. Таким образом, доверительные интервалы подтверждают надёжность режима экспозиции в пределах 10–33 секунд, обеспечивая максимальное снижение концентрации аммиака и достижение высокой эффективности нейтрализации.

Таблица 4.4 – Результаты экспериментов по определению зависимости нейтрализации аммиака от экспозиции взаимодействия в ПХУ

Время экспозиции	Массовый расход аммиака	Массовый расход озона	Массовый расход оксидов азота	Нейтрализация аммиака
с	гр/ч	гр/ч	гр/ч	о.е.
0,00	2,55	2,20	1,32	
0,8	1,35	1,99	0,89	0,47
1,1	1,18	1,71	0,84	0,54
6,9	0,83	1,45	0,53	0,67
10,0	0,64	1,27	0,38	0,75
15,4	0,58	1,07	0,32	0,77
22,2	0,44	0,91	0,26	0,83
23,1	0,36	0,83	0,23	0,86
33,3	0,28	0,51	0,13	0,89

Эмпирическая зависимость интегральной эффективности нейтрализации аммиака от времени экспозиции носит выраженный нелинейный характер. В начальный период обработки, в пределах 1–2 с, достигается до 50 % общей эффективности, что обусловлено высокой концентрацией активных частиц в реакционной зоне. При дальнейшем увеличении времени экспозиции наблюдается постепенное насыщение процесса и переход к области остаточного протекания реакции. Последующий рост эффективности сохраняется, однако его

интенсивность снижается, что связано с вкладом более медленных химических превращений и диффузией остаточных радикальных частиц.

Для адекватного описания данной зависимости была использована смешанная модель, включающая экспоненциальную и логарифмическую компоненты:

$$\eta_{\text{пл}}(C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}, t) = a \cdot (1 - e^{-bt}) + c \cdot \ln(1 + \gamma t) \quad (4.7)$$

где t – время экспозиции, с;

a, b, c – экспериментально определяемые коэффициенты, характеризующие эффективность нейтрализации аммиака;

α, β, γ – экспериментально определяемые коэффициенты, характеризующие тенденции изменения степени эффективности нейтрализации аммиака.

Таблица 4.5 Результаты множественной регрессии – влияния технологических параметров на процент снижения аммиака в ПХУ

Итоги регрессии для зависимой переменной: $\eta_{\text{пл}}$ R= ,99996651 R2= ,99993302 Скоррект. R2= ,99976555 F(5,2)=5971,1 p<,00017 Станд. ошибка оценки: ,00232						
N=8	β	ст. ош. β	b	ст. ош. β	t (8)	p- знач
Св.член			1,046619	0,028223	37,0832	0,000726
Время в системе нейтрализации	0,01329	0,031406	0,000175	0,000413	0,4230	0,713425
Массовый расход аммиака	-1,10247	0,087549	-0,432799	0,034369	-12,5926	0,006247
Массовый расход озона	0,00855	0,070367	0,002662	0,021917	0,1214	0,914446
$\ln(t)$	-0,10398	0,049786	-0,011187	0,005356	-2,0886	0,171965
e^t	-0,00791	0,011932	-0,000000	0,000000	-0,6630	0,575531

График на рисунке 4.4 иллюстрирует эффективности работы плазмохимической установки при нейтрализации аммиака из ОГ ферментера в зависимости от времени экспозиции. Кривая – 1 соответствует суммарной функции $\eta(t)$, объединяющей две ключевые составляющие: экспоненциальную и логарифмическую.

Эта функция описывает общий интегральный коэффициент эффективности установки как результат комбинированного воздействия активных форм, генерируемых в плазменном разряде, и процессов, протекающих в осадительной

(реакторной) камере. Результаты экспериментов демонстрируют высокую степень соответствия модели и данных экспериментов.

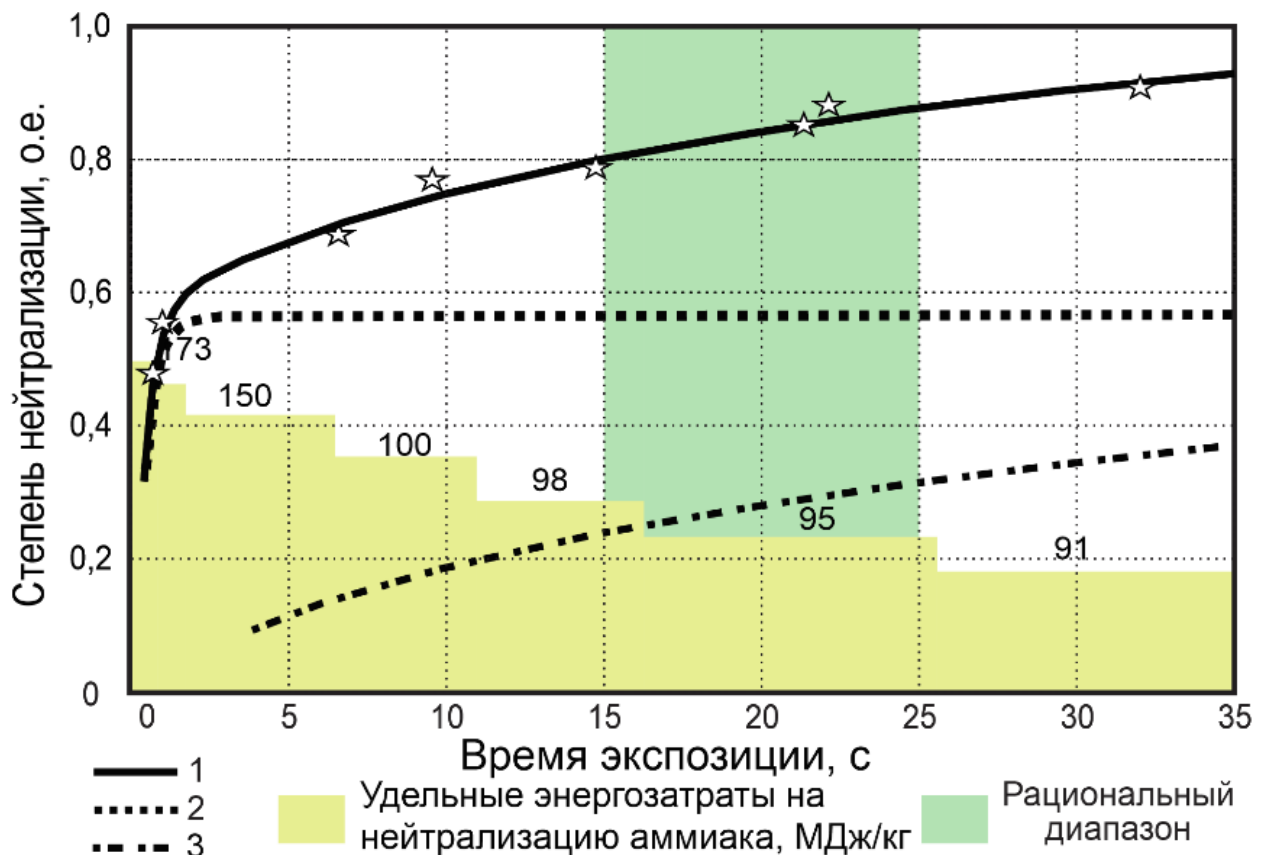


Рисунок 4.4 – Зависимость степени нейтрализации от времени экспозиции: 1 – суммарная математическая модель плазмохимической стадии, 2 – модель быстрой плазменной стадии, 3 – модель стадии доокисления в транспортном канале

Кривая – 2 представляет экспоненциальную часть (плазменная стадия)

$$\eta_{\text{пл}}(t) = 0,548 \cdot (1 - e^{-2,203t}) \quad (4.2)$$

характеризующую быстродействующую фазу нейтрализации аммиака в зоне плазменного разряда, области максимальной энергии короткоживущих окислителей. Она демонстрирует, что основная доля удаления аммиака достигается за время 0-5 с, после чего эффективность плазменной стадии стабилизируется.

Кривая – 3 отображает логарифмическую часть (стадия доокисления)

$$\eta_{\text{ок}}(t) = 0,191 \cdot \ln(1 + 0,157t) \quad (4.3)$$

которая соответствует постепенному доокислению аммиака и его продуктов в осадительной камере (транспортном канале). При времени взаимодействия более 5 с преобладают химические реакции с остаточными окислителями (озона, оксидами азота), а также вторичные процессы взаимодействия с влажной средой.

Данный механизм обеспечивает дополнительное снижение концентрации аммиака при длительной экспозиции и формирует химическую инерционную компоненту эффективности.

Анализ результатов показывает, что предложенная модель зависимости интегрального коэффициента эффективности от времени экспозиции отражает реальную динамику нейтрализации и может быть использована для оптимизации режима работы установки.

Проведённый анализ позволяет заключить, что при увеличении объёмного расхода аммиака через зону плазменного воздействия, несмотря на сокращение времени обработки, достигается повышение интегральной эффективности утилизации аммиака. Это связано с тем, что при фиксированной мощности установки количество активных форм (O_3 , $O\cdot$, $OH\cdot$) стабилизируется, и их вовлечение в реакции с аммиаком становится более полным в условиях высокой концентрации. Это позволяет рекомендовать расчёт геометрических параметров осадительной камеры (транспортного канала).

В процессе экспериментальных исследований основное внимание было уделено двум ключевым технологическим параметрам, оказывающим определяющее влияние на эффективность нейтрализации аммиака: отношению концентраций озона к аммиаку на входе в реакционную камеру (озон/ аммиак) и абсолютному значению начальной концентрации аммиака в газовой смеси. Дополнительно учитывались варьируемые режимы подачи плазмообразующего газа, а также экспозиция – время пребывания потока в зоне плазмохимического воздействия. Результаты экспериментов с измерением начальной концентрации озона и аммиака, приведены в таблице 4.6.

При низких значениях $C_{NH_3}^{нач}$ (30–50 мг/м³) достигается практически полная нейтрализация аммиака: интегральный коэффициент эффективности составляет 0,97–1, а отношение озона к аммиаку находится в диапазоне 1,5–3,9. Доверительный интервал (ДИ) для степени нейтрализации в этом диапазоне составляет [96%–100%],

Таблица 4.6 – Результаты экспериментов по определению зависимости нейтрализации аммиака от начальных концентраций озона и аммиака

$C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$, мг/м ³ (до обработки)	$C_{\text{NH}_3}^{\text{кон}}$ мг/м ³ (после обработки)	η , отн. ед.	η , %	$C_{\text{O}_3}^{\text{нач}}$, мг/м ³	O_3/NH_3
46	0	1,00	100	178	3,87
43	0	1,00	100	149	3,47
50	10	0,80	80	100	2,00
34	0	1,00	100	56	1,65
35	1	0,97	96,9	55	1,57
51	15	0,71	70,6	100	1,96
64	21	0,67	67,2	99	1,55
93	34	0,63	63,4	90	0,97
420	215	0,49	49,0	360	0,86
236	164	0,31	31,0	180	0,76
320	170	0,47	47,0	240	0,75

При средних концентрациях $C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$ (50–100 мг/м³) наблюдается снижение эффективности до 0,63–0,8 (95% ДИ: [67%–80%]). При этом отношение озона к аммиаку сокращается почти вдвое (0,97–2,0), что указывает на рост потребности в активных формах кислорода и постепенное смещение баланса реакций в сторону образования вторичных продуктов.

В области высоких концентраций $C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$ (200–420 мг/м³) эффективность резко падает – до 0,31–0,49% (95% доверительный интервал: [31%–49%]). Соотношение озона к аммиаку в этих условиях достигает минимальных значений (0,75–0,86), что указывает на дефицит окислителей.

Результаты экспериментов подтверждает, что использование ПХУ ограничено диапазоном концентраций аммиака до 100 мг/м³, обеспечивая высокий и стабильный уровень нейтрализации. При концентрациях выше 200 мг/м³ эффективность заметно снижается, что требует либо дополнительной стадии абсорбции, либо повышения дозы озона и энергии разряда.

Для количественной оценки влияния исходных концентраций аммиака и озона на эффективность удаления был выполнен многомерный статистический анализ таблица 4.7, включающий линейные и квадратичные члены по аммиаку, и отношению озона к аммиаку. Регрессионная модель в целом статистически значима ($R = 0,9969$; $R^2 = 0,9939$; $F(6,4) = 107,97$; $p < 0,00022$), что подтверждает наличие выраженной зависимости η от рассматриваемых факторов. При этом

существенный вклад дают именно нелинейные (квадратичные) компоненты: значимы (аммиак)² и (отношению озон к аммиаку)² ($p = 0,0242$), что указывает на характер насыщения/оптимума по составу смеси и согласуется с кинетикой окислительных процессов.

Таблица 4.7 Результаты множественной регрессии – влияния исходных концентраций аммиака и озона на процент снижения аммиак в ПХУ

Итоги регрессии для зависимой переменной: η R=,99692692 R2=,99386328 Скоррект. R2=,98465819 F(6,4)=107,97 $p < ,00022$ Станд. ошибка оценки: ,03026						
N=11	β	ст. ош. β	b	ст. ош. β	t (11)	p- знач
Св.член			1,603581	0,249500	6,42717	0,00301
Аммиак до обработки	-4,35861			0,003443	-2,28924	0,08393
Озон	-0,63792			0,003278	-0,52255	0,62891
Озон/ аммиак	-1,44554	0,975056	-0,336387	1,903952	-0,007881	0,21234
(Аммиак до обработки) ²	6,34044	1,683215	0,000027	1,220791	-0,001713	0,01966
(Озон) ²	-2,03702	1,208890	-0,000013	0,000008	-1,68503	0,16726
(Озон/ аммиак) ²	2,30252	0,651861	0,116009	0,032843	3,53222	0,02418

Далее, с целью получения компактной инженерной зависимости, удобной для расчётов и интерпретации, выполнена аппроксимация экспериментальных данных по интегральному параметру x_m , характеризующему соотношение начальных концентраций озона и аммиака. Учитывая выявленную нелинейность и наличие предельного уровня эффективности, в качестве аппроксимирующей функции выбрана логистическая зависимость (по модели Хилла) (4.4), обеспечивающая корректное описание насыщения η при росте x_m .

Для количественного описания зависимости эффективности удаления аммиака от отношения начальных концентраций озона к аммиаку применена логистическая функция (модель Хилла), полученная путём аппроксимации экспериментальных данных методом наименьших квадратов. Вид функции, следующий:

$$\eta(x_m) = \frac{(x_m^{\text{эфф}})^{2,5}}{0,85^{2,5} + (x_m^{\text{эфф}})^{2,5}} \quad (4.4)$$

где $\eta(x_m)$ – эффективность нейтрализации аммиака, %;

$x_t^{\text{эфф}} = \frac{[O_3]}{[NH_3]}$ – отношение начальных концентраций озона к аммиаку, о.е..

Зависимость хорошо аппроксимирует экспериментальные значения в исследованном диапазоне, отражая насыщаемый характер кинетики процесса: при $x < 2$ эффективность возрастает резко, при $x > 3$ наблюдается плато, что указывает на насыщение системы активными агентами и предельный уровень преобразования.

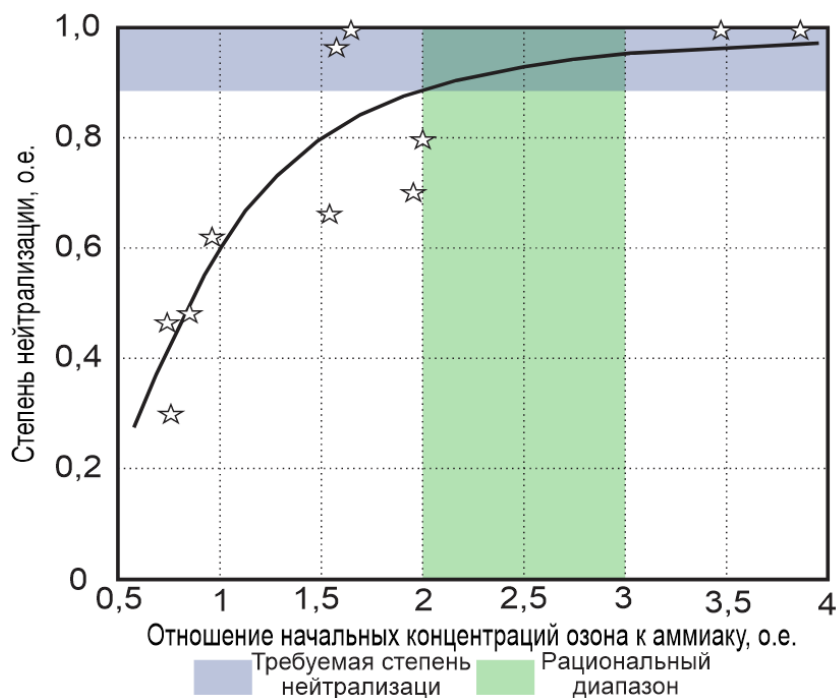


Рисунок 4.5 – Зависимости степени нейтрализации аммиака от отношения озона к аммиаку

Коэффициент детерминации R^2 к зависимости 4.4 (R^2):

$$R^2 = 1 - \frac{\sum_{i=1}^n (y_i - \hat{y}_i)^2}{\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})^2} \approx 0,78 \quad (4.8)$$

Оценка выполнена не по данным специально поставленного отдельного эксперимента в фиксированных условиях, а по совокупности экспериментальных результатов, полученных при различных режимах работы установки.

На основании проведенного анализа экспериментальных данных, а также сопоставления полученных зависимостей с теоретическими представлениями о механизмах нейтрализации аммиака в плазмохимической среде, можно сформулировать обобщённые выводы, отражающие как закономерности процесса, так и применимость полученных моделей.

Сформулированы следующие положения, по результатам анализа.

- Эффективность нейтрализации аммиака в плазмохимической установке зависит от длительности экспозиции: до 5 с основную роль играют свободные радикалы, в интервале 5–30 с — реакции аммиака с окислителями в осадительной камере (транспортный канал). Увеличение длины транспортного канала повышает коэффициент нейтрализации без дополнительных энергозатрат.
- Получена математическая модель, описывающая плазмохимическую стадию (с учётом осадительной камеры)
- Эффективность нейтрализации аммиака в плазмохимической установке существенно зависит от отношения начальных концентраций озона и аммиака.
- Проведённый анализ результатов экспериментов с использованием модели Хилла, позволил определить рациональное отношения концентраций озона к аммиаку (2-3) в газовой смеси, подаваемой в смесительный узел ПХУ.
- Полученные модели могут быть использованы для оптимизации режимов работы установки при различных составах газовой смеси.

4.4 Определение зависимости генерации озона и оксидов азота от температуры и скорости прокачки плазмообразующего газа

Одним из ключевых параметров, определяющих эффективность работы плазмохимического генератора, является скорость подачи воздуха через разрядный промежуток. В ходе серии экспериментов исследована зависимость массовой производительности озонатора от скорости воздушного потока в диапазоне 0,8–5,0 м/с. Измерения концентраций озона и оксидов азота проводились с использованием стандартной измерительной аппаратуры на начальных этапах работы генератора (30–60 с) и после стабилизации температуры генерирующих пластин (1200 с) (Приложение Б). Соответствующие зависимости производительности генератора

по озону и оксидам азота, а также индекса селективности от скорости воздушного потока для холодной и прогретой пластины представлены на рисунке 4.6.

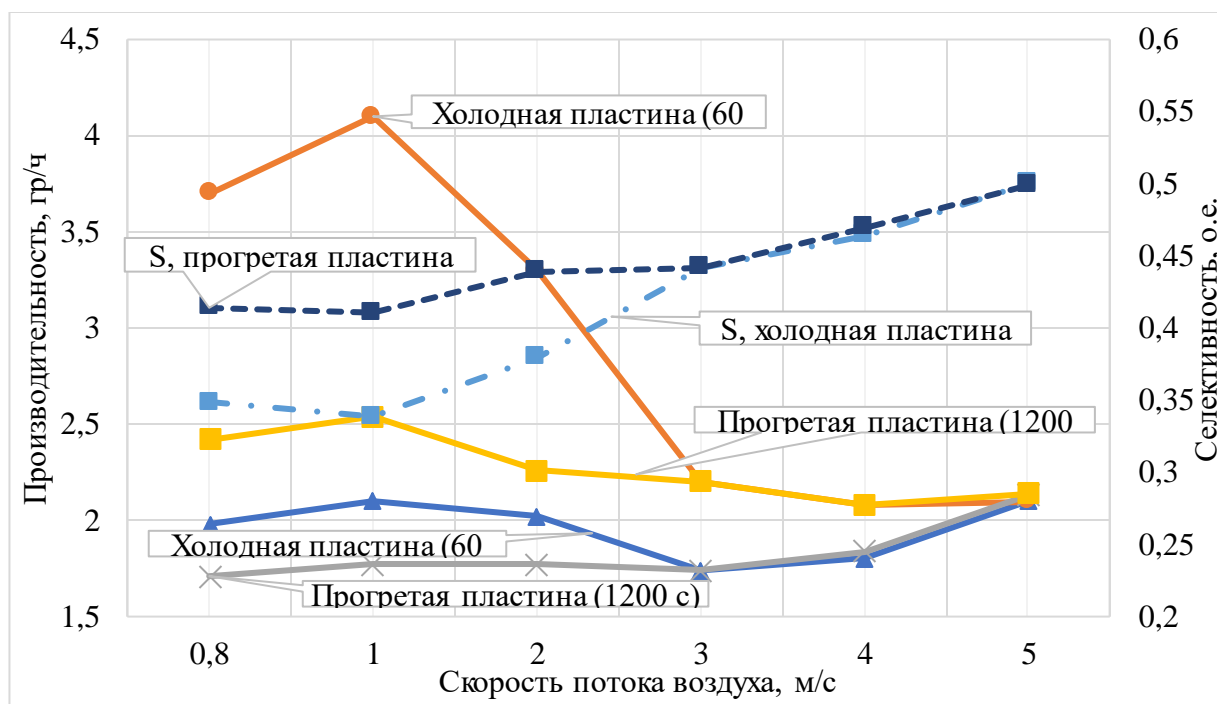


Рисунок 4.6 – Зависимость производительности генератора НТП по озону и оксидам азота и селективности S от скорости воздушного потока при холодной и прогретой пластине.

Как следует из рисунка 4.6, с увеличением скорости воздушного потока концентрация озона снижается, что обусловлено сокращением времени контакта газа с активной зоной разряда и одновременным ростом температуры, ускоряющим термический распад озона. При этом отношение оксидов азота к озону изменяется сравнительно слабо и остаётся в диапазоне 0,52–0,66. После выхода генератора на установившийся тепловой режим (1200 с) фиксируется более высокое относительное содержание оксидов азота, что указывает на влияние прогрева пластин на селективность образования озона и соединений азота. В целом наиболее предпочтительный диапазон скоростей потока соответствует области 1,0–2,0 м/с, при которой достигается наилучшее сочетание производительности по озону и приемлемого уровня образования побочных продуктов.

Для количественной оценки соотношения между образованием озона и оксидов азота использован индекс селективности, рассчитываемый по выражению (4.9). Его изменение в зависимости от скорости воздушного потока также приведено на рисунке 4.6. Установлено, что прогрев генератора сопровождается снижением селективности, что ограничивает эффективность плазмохимической стадии при длительной эксплуатации без специальных мер теплоотвода.

$$S = \frac{O_3}{O_3 + NO_x} \quad (4.9)$$

Дополнительный анализ показал, что критическое значение для стабильной генерации активных компонентов имеет температурный режим излучателя. При температуре пластин выше 100 °С наблюдаются ускоренная термодеструкция озона и смещение реакций в сторону образования оксидов азота. Следы локального перегрева и продуктов разряда на электродной решётке плазмохимического реактора после длительной эксплуатации представлены на рисунке 4.7, что подтверждает необходимость контроля теплового состояния генератора.

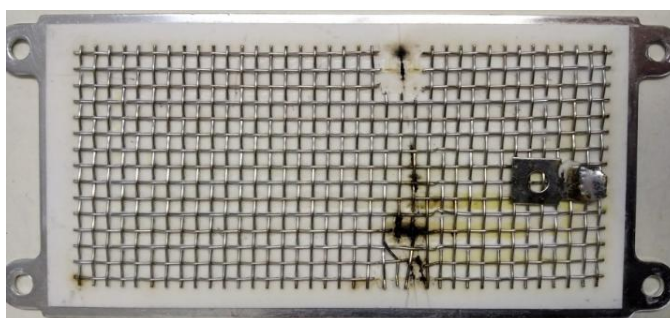


Рисунок 4.7 – Электродная решётка плазмохимического реактора после длительной эксплуатации (следы локального перегрева и продуктов разряда)

Сравнительная характеристика температурных режимов и концентраций активных компонентов для различных конфигураций охлаждения приведена в таблице 4.8. Представленные данные показывают, что применение теплоотводящих элементов существенно влияет на температурное состояние пластины, а следовательно, и на эффективность генерации озона, и на селективность процесса. По мере снижения температуры излучателя уменьшается термодеструкция озона, что сопровождается ростом его максимальной концентрации и индекса селективности.

При отсутствии охлаждения температура пластины достигала 147 °С, максимальная концентрация озона составляла 22 мг/м³, а индекс селективности — 0,56. Использование алюминиевой пластины снижало температуру до 94 °С и повышало индекс селективности до 0,62. Применение радиатора без обдува обеспечивало дальнейшее снижение температуры до 74 °С при увеличении индекса селективности до 0,67. Наиболее рациональные показатели среди воздушных схем охлаждения получены при использовании радиатора с активным обдувом: температура пластины снижалась до 56 °С, максимальная концентрация озона возрастала до 32 мг/м³, а индекс селективности достигал 0,72.

Наибольшие значения зафиксированы при водяном охлаждении: температура пластины составила 22 °С, максимальная концентрация озона достигала 234 мг/м³, а индекс селективности — 0,91. Таким образом, данные таблицы 4.8 подтверждают определяющее влияние температурного режима излучателя на выход озона и образование побочных продуктов плазмохимического процесса.

Таблица 4.8 – Сравнительная характеристика температурных режимов и концентраций активных компонентов

Конфигурация	Т пластины (°С)	озон макс (мг/м ³)	оксиды азота макс (мг/м ³)	Индекс селективности
Без охлаждения	147	22	6	0,56
С алюминиевой пластиной	94	25	12	0,62
Радиатор без обдува	74	17	7	0,67
Радиатор с обдувом	56	32	8	0,72
Водяное охлаждение	22	234	21	0,91

После анализа предельных и интегральных показателей для различных схем теплоотвода целесообразно рассмотреть динамику изменения концентрации озона во времени. Такая форма представления позволяет оценить не только максимальный уровень генерации, но и устойчивость работы излучателя в течение рабочего цикла, а также наглядно сопоставить влияние различных вариантов охлаждения на характер изменения выходной концентрации озона рисунок 4.8.

Обобщённая зависимость индекса селективности от температуры излучателя представлена на рисунке 4.9. Видно, что с повышением температуры пластины селективность генератора монотонно снижается. Наиболее эффективной в

исследованном диапазоне признана конфигурация с радиатором и активным воздушным охлаждением, обеспечивающая высокий выход озона при достаточной селективности и технологической реализуемости, что позволяет рассматривать её в качестве базовой для последующего масштабирования. Аппроксимация экспериментальных данных показала, что наилучшее описание зависимости обеспечивает логарифмическая модель с коэффициентом детерминации $R^2 = 0,95$

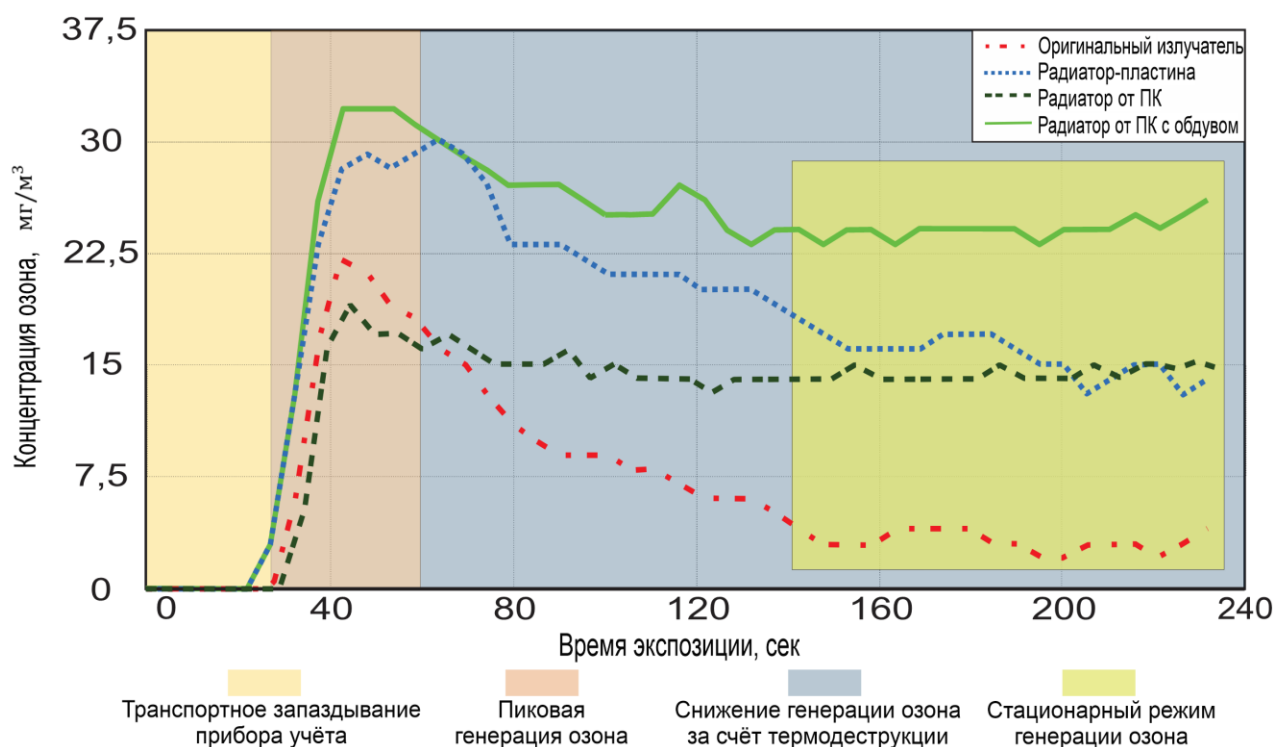


Рисунок 4.8 – Динамика концентрации озона в различных конфигурациях системы охлаждения

Применение подобной конфигурации целесообразно рассматривать в качестве базовой для последующего масштабирования технологии.

$$S = -0,1668 \cdot \ln(T) + 1,39 \quad (4.10)$$

При снижении температуры пластины с $147\text{ }^{\circ}\text{C}$ до $56\text{ }^{\circ}\text{C}$ индекс селективности возрастает с $0,56$ до $0,72$, что подтверждает эффективность применения радиатора с обдувом для интенсификации генерации озона. В области $T \approx 10,2\text{ }^{\circ}\text{C}$ индекс селективности приближается к значению $S \approx 1$, что принято в качестве ориентира при дальнейшем моделировании и выборе параметров генератора НТП.

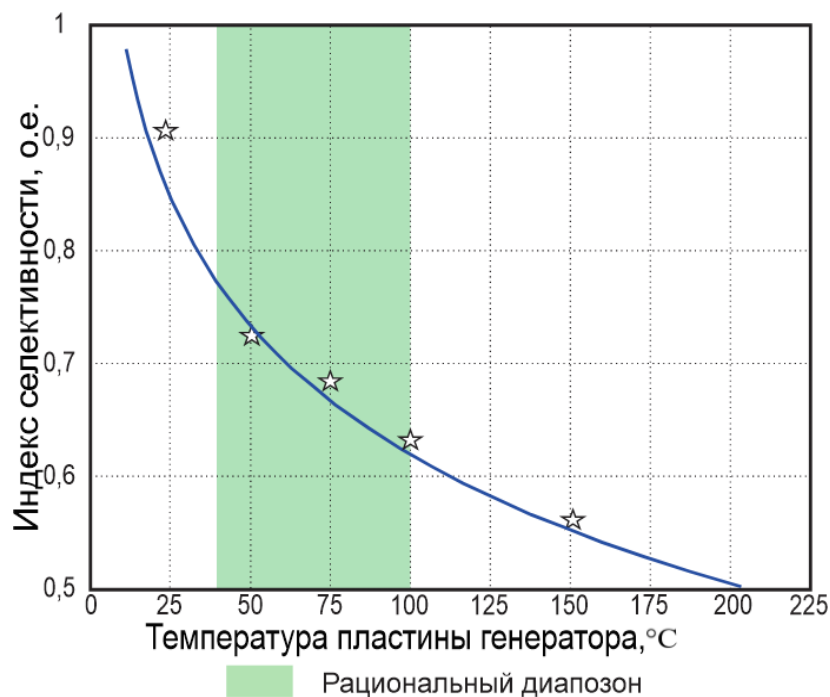


Рисунок 4.9 – Зависимость индекса селективности от температуры излучателя

В целом полученные результаты целесообразно использовать при проектировании плазмохимических установок и выборе параметров охлаждения излучателей, ориентируясь на температурный диапазон 10–60 °C как наиболее предпочтительный с точки зрения высокой селективности генерации озона и устойчивости работы системы. При превышении данного диапазона возрастает вероятность перегрева излучателя, снижения выхода озона и ускоренного старения конструкционных и диэлектрических элементов, что может приводить к ухудшению электрических характеристик и разрушению узлов генератора. Вместе с тем при чрезмерном снижении температуры необходимо учитывать риск конденсации влаги на рабочих поверхностях, способной нарушать стабильность разряда и снижать эксплуатационную надёжность установки.

4.5 Экспериментальное обоснование режимов работы комбинированной установки нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера

Рассмотрена комбинированная схема, включающая три последовательные стадии: водяной скруббер, плазмохимическую нейтрализацию и доокисление в осадительной камере. Задачей данного раздела является анализ экспериментальных данных, описывающей комбинированный процесс

нейтрализации токсичных компонентов ОГ, а также сопоставление полученной модели с результатами наблюдений.

Исследования проводились в установке №1, состоящей из скруббера проточного типа, плазмохимического модуля с барьерным разрядом и последующей осадительной камеры. Газовый поток поддерживался на уровне 30 м³/ч, что соответствует условиям, характерным для малых ферментационных камер. Температура воздуха в помещении составляла около 22 °С при относительной влажности 40–60 %.

В качестве абсорбирующей жидкости использовалась вода без добавления реагентов. Температура варьировалась в диапазоне 15–25 °С, что позволило оценить влияние теплового фактора на растворимость аммиака. Расход воды в скруббере изменялся от 0,4 до 1,6 м³/ч, формируя удельное отношение расхода абсорбента к обрабатываемому объёму газа в пределах 13–50 л/м³ ОГ.

Измерения концентраций аммиака выполнялись в четырёх точках, результаты представлены в таблице 4.9:

Таблица – 4.9 Результаты экспериментов по верификации зависимости нейтрализации аммиака от режимов работы комбинированной установки

Режим	L	G	Q_g	$C1$	$C2$	$C3$	$C4$	$\eta_{скр}$	$\eta_{пл}$	$\eta_{общ}$	$E_{уд}$
	м ³ /ч	г/ч	м ³ /ч	мг/м ³	мг/м ³	мг/м ³	мг/м ³	%	%	%	$\frac{кДж}{кгNH_3}$
А	0,8	10	36	720	440	260	200	38,9	40,9	72,2	99
В	0,8	10	50	680	360	240	198	47,1	33,3	70,9	77
С	0,8	32	36	410	204	137	102	50,2	32,8	75,1	245
Д	0,8	32	50	320	140	69	32	56,3	50,7	90,0	189
Е	1,6	10	36	720	368	235	207	48,9	36,1	71,3	103
Ф	1,6	10	50	320	130	89	75	59,4	31,5	76,6	156
Г	1,6	32	36	410	207	120	95	49,5	42,0	76,8	244
Н	1,6	32	50	680	330	105	79	51,5	68,2	88,4	92
І	0,4	10	36	720	512	303	233	28,9	40,9	67,6	120
Ј	0,4	10	50	680	428	285	235	37,1	33,3	65,4	130
К	0,4	32	36	410	245	165	123	40,2	32,8	70,0	260
Л	0,4	32	50	320	172	85	39	46,3	50,7	87,8	190

1. $C1$ – до обработки (входная концентрация);
2. $C2$ – после скруббера (время экспозиции около 2 с);

3. С3 – после плазмохимического модуля (дополнительные ~2 с воздействия);
4. С4 – на выходе из осадительной камеры (экспозиция порядка 25 с).

Регистрация остаточных концентраций позволила сформировать матрицу режимов, в которую включены также показатели абсолютного и относительного снижения аммиака, масса абсорбированного загрязнителя и удельный расход воды на единицу удалённого вещества.

Для сопоставления результатов с теоретическими представлениями была составлена сводная система уравнений таблица 4.10, описывающая эффективность каждой стадии комбинированной установки. Параметры и коэффициенты в данных уравнениях определены на основании ранее выполненных экспериментальных исследований и аппроксимационных моделей, полученных для скрубберной и плазмохимической частей.

Таблица 4.10 – Сводная система уравнений, описывающая эффективность стадий комбинированного способа нейтрализации аммиака

№	Стадия процесса	Уравнение, описывающее стадию
1	Скрубберная абсорбция	$\eta_{\text{скр}}(C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}, L/G) = [91,6 - 0,051C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}] \left(1 - e^{-[166 - 0,1C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}] \cdot (L/G)}\right)$
2	Плазменная нейтрализация	$\eta_{\text{NH}_3}(t) = 0,548 \cdot (1 - e^{-2,203t})$
3	Доокисление в осадительной камере	$\eta_{\text{NH}_3}(t) = 0,191 \cdot \ln(1 + 0,157t)$
ИТОГО:		$\eta_{\text{комб}} = 1 - (1 - \eta_{\text{абс}})(1 - \eta_{\text{пл}})(1 - \eta_{\text{ок}})$

Особое значение имеет учёт последовательности протекания стадий: абсорбционной (водяной скруббер) обеспечивается первичное снижение концентрации аммиака, плазмохимическая стадия усиливает процесс за счёт генерации активных форм окислителей, а осадительная камера (транспортный канал) позволяет завершить реакции и зафиксировать остаточную эффективность.

Для количественной оценки адекватности полученных регрессионных зависимостей и достоверности выявленных закономерностей был проведён статистический анализ экспериментальных данных. В рамках анализа определены коэффициенты множественной корреляции и детерминации, скорректированные

значения R^2 , критерии Фишера и соответствующие уровни значимости, а также рассчитаны стандартные ошибки оценки для каждого из рассматриваемых показателей. Совокупность указанных статистических характеристик позволяет оценить качество аппроксимации, устойчивость моделей и степень влияния варьируемых факторов на параметры нейтрализации. Результаты статистической обработки представлены в таблице 4.11.

Таблица 4.11 – Оценка статистических характеристик параметров производственных режимов

Статистические показатели	C2	C3	C4	$\eta_{скр}$	$\eta_{пл}$	$\eta_{общ}$	$E_{уд}$
Множественная R	0,98	0,98	0,97	0,93	0,86	0,91	0,98
Множественный R^2	0,97	0,97	0,94	0,86	0,74	0,84	0,97
Скоррект R^2	0,95	0,95	0,90	0,79	0,59	0,74	0,96
F (4,7)	56,60	49,61	26,65	11,1386	4,98	8,9	66,67
$p \cdot 10^{-3}$	0,02	0,03	0,25	3,71	32,2	7,06	0,01
Стандартная ошибка оценки	мг/м ³	мг/м ³	мг/м ³	%	%	%	$\frac{\text{кДж}}{\text{кгNH}_3}$
	27,9	19,7	23,43	3,97	6,94	4,26	13,1

Представленные в таблице статистические показатели подтверждают удовлетворительную адекватность построенных регрессионных моделей. Коэффициенты множественной корреляции R лежат в диапазоне 0,86–0,98, что указывает на сильную связь откликов с варьируемыми факторами. Значения R^2 (0,74–0,97) свидетельствуют, что основная доля вариации данных объясняется моделями, а скорректированные R^2 (0,59–0,96) остаются достаточно высокими, что указывает на устойчивость зависимостей при учёте числа факторов и объёма выборки. Наиболее качественная аппроксимация получена для моделей C2–C4 и $E_{уд}$.

По критерию Фишера F (4;7) все уравнения статистически значимы ($p < 0,05$), причём для C2, C3 и $E_{уд}$ уровни значимости особенно высоки ($p \sim 10^{-5}$ – 10^{-4}). Стандартные ошибки оценки имеют приемлемый уровень: порядка 20–30 мг/м³ для концентраций, 4–7 % для показателей эффективности и около 13 кДж/кг аммиака для $E_{уд}$, что позволяет использовать модели для анализа и прогнозирования режимов работы комбинированной установки нейтрализации.

Далее целесообразно подробнее рассмотреть интегральный показатель общей эффективности нейтрализации $\eta_{общ}$, поскольку он отражает суммарный

результат работы комбинированной схемы и позволяет оценить влияние производственных факторов на конечный эффект. Результаты регрессионного анализа зависимости $\eta_{\text{общ}}$ представлены в таблице 4.12.

Таблица 4.12 – Результаты регрессии зависимости общей эффективности от производственных факторов

Итоги регрессии для зависимой переменной: $\eta_{\text{общ}}$ $R=,91416359$ $R^2=,83569507$ Скоррект. $R^2=,74180654$ $F(4,7)=8,9009$ $p<,00706$ Станд. ошибка оценки: 4,2576						
N=12	β	ст. ош. β	в	ст. ош. β	t (11)	p- знач
Св. член			33,4687585	12,132341	2,7586397	0,02815111
L	0,152463	0,156122	2,45163	2,51047	0,976563	0,361319
G	0,606628	0,197306	0,44241	0,14389	3,074559	0,017952
Q_g	0,602006	0,166205	0,69970	0,19318	3,622063	0,008487
CI	0,067678	0,207008	0,00317	0,00971	0,326931	0,753279

По данным таблицы 4.11 модель для $\eta_{\text{общ}}$ является статистически значимой и достаточно адекватной: $R=0,914$, $R^2=0,836$, скорректированный $R^2=0,742$ при $N=12$; по критерию Фишера $F(4;7)=8,90$ и $p<0,00706$. Стандартная ошибка оценки составляет 4,26%, что указывает на приемлемую точность аппроксимации.

На рисунке 4.10 представлена расчётная зависимость эффективности улавливания аммиака водой от расхода отходящих газов и расхода абсорбента (воды) при начальной концентрации аммиака $C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}=600$ мг/м³. Поверхность отражает изменение степени улавливания в координатах $L - Q_g$ (фактически – при изменении отношения L/Q_g)

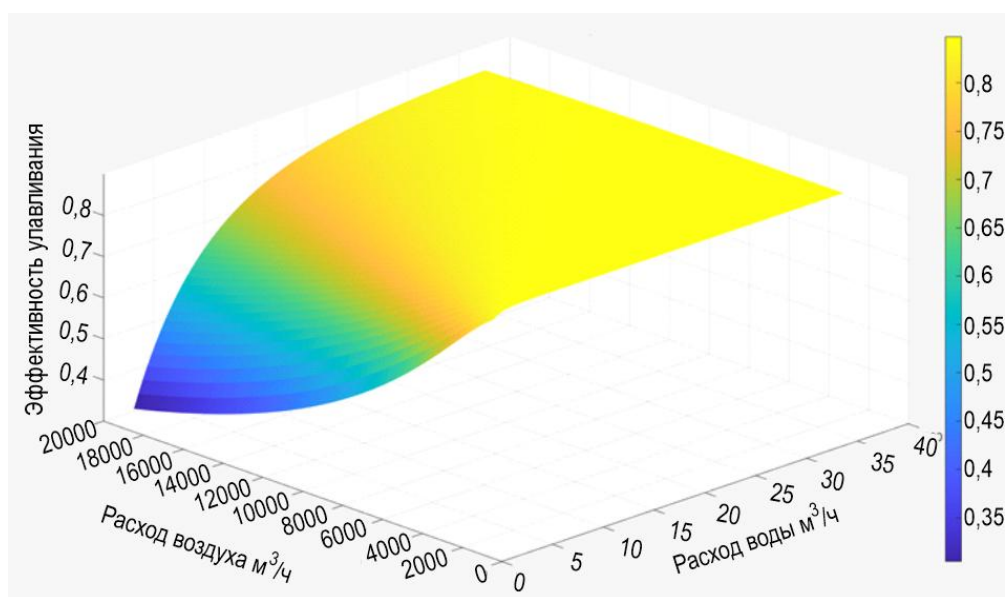


Рисунок 4.10 – Зависимость эффективности улавливания аммиака водным скруббером от расходов газовой фазы и абсорбента ($C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}=600$ мг/м³)

Из представленной поверхности следует, что при фиксированной начальной концентрации аммиака $C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}} = 600 \text{ мг/м}^3$ эффективность улавливания возрастает с увеличением расхода воды L и снижается при росте расхода отходящих газов. Для типового режима $Q_g \approx 15000 \text{ м}^3/\text{ч}$ рациональным диапазоном является $L \approx 12\text{--}18 \text{ м}^3/\text{ч}$, при котором достигается высокая степень улавливания при минимально оправданном водопотреблении; повышение L выше $\sim 20 \text{ м}^3/\text{ч}$ приводит лишь к незначительному приросту эффективности (область насыщения)

Для оценки согласованности предложенной аппроксимационной модели была построена трёхмерная поверхность комбинированной эффективности нейтрализации аммиака, учитывающая как скрубберную, так и плазмохимическую стадию. Представленная расчётная поверхность позволяет наглядно проследить динамику нейтрализации аммиака во времени и при различных значениях гидродинамического параметра удельного расхода абсорбента рисунок 4.11. Форма поверхности подтверждает аддитивный характер вклада стадий: после первичного снижения концентрации на этапе абсорбции дальнейший рост эффективности определяется экспоненциальной кинетикой плазмохимического преобразования и последующим доокислением в осадительной камере.

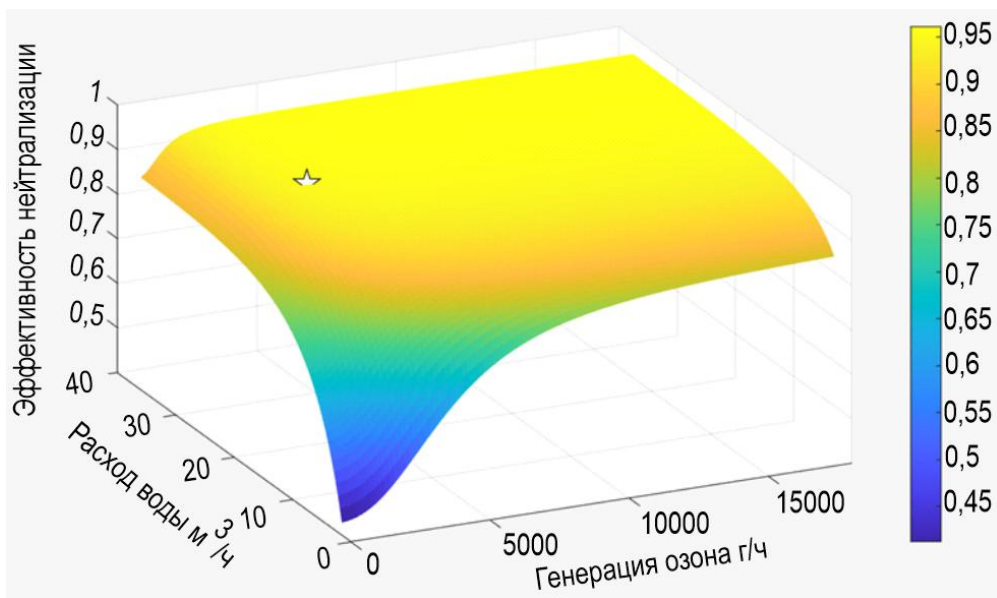


Рисунок 4.11 – Зависимость суммарной эффективности нейтрализации аммиака от расхода абсорбента (воды) генерации озона

Суммарная эффективность возрастает при увеличении расхода воды и генерации озона и выходит на область насыщения; практически рациональные

параметры соответствуют зоне плато: $L \approx 400\text{--}600 \text{ м}^3/\text{ч}$ и $GO3 \approx 6000\text{--}12000 \text{ г/ч}$, где эффективность нейтрализации близка к максимальным значениям, а дальнейшее увеличение расходов даёт ограниченный прирост.

На рисунке 4.12 представлена интегральная кинетическая диаграмма нейтрализации аммиака в комбинированном процессе, где во времени выделены последовательно реализуемые стадии: скрубберная абсорбция, плазмохимическая обработка и последующее доокисление в транспортном канале/осадительной камере. График иллюстрирует рост степени нейтрализации η по мере увеличения времени экспозиции и демонстрирует согласование общей динамики с принятой математической моделью.

Таким образом, построенные модели подтверждают аддитивный характер влияния трёх стадий комбинированного процесса: скруббер фиксирует стартовую точку, плазма обеспечивает быстрый рост эффективности, а осадительная камера доводит систему до устойчивого плато. Сравнение рассчитанных и экспериментальных данных показало высокую степень совпадения и позволило количественно оценить точность аппроксимации рисунок 4.12.

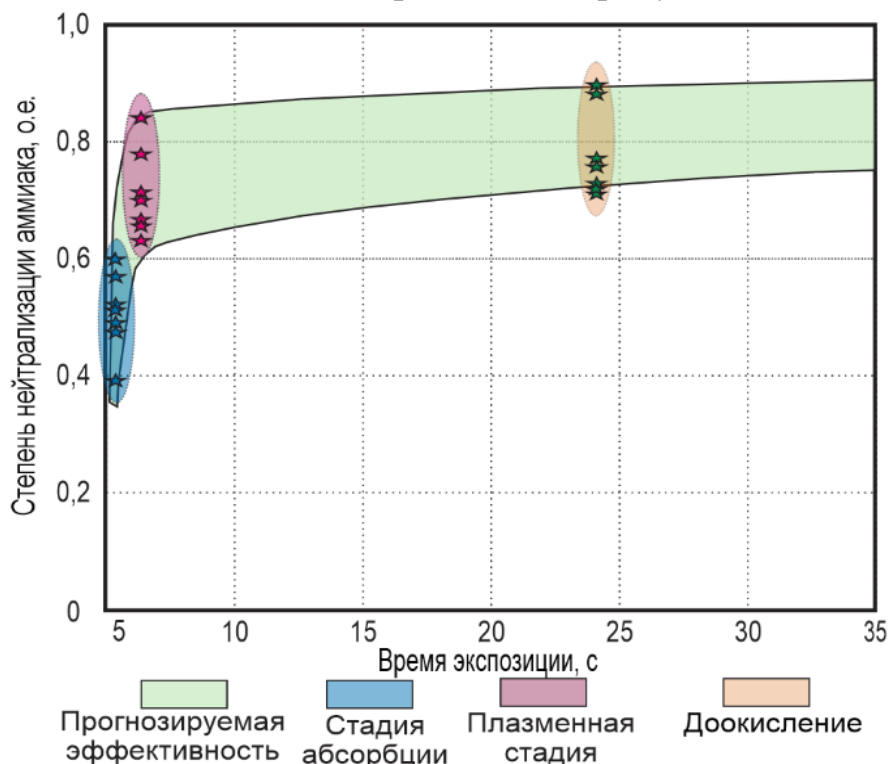


Рисунок 4.12 – Проекция эффективности нейтрализации аммиака на плоскость координат (время экспозиции, степень нейтрализации), с нанесением экспериментальных точек С1–С4.

Проведённые исследования подтвердили целесообразность использования комбинированного подхода к нейтрализации аммиака в отходящих газах ферментера и показали его преимущества по сравнению с отдельным применением отдельных стадий обработки. Установлено, что последовательное сочетание скрубберной абсорбции, плазмохимической обработки и последующего доокисления обеспечивает повышение суммарной эффективности удаления аммиака и устойчивости процесса при изменении основных режимных параметров. Полученные результаты также позволили определить направления дальнейшей оптимизации системы, связанные с увеличением мощности генерации плазмы, совершенствованием конструкции осадительной камеры и последующим масштабированием разработанного способа.

4.6 Оценка эффективности подавления патогенной микрофлоры при плазмохимической обработке отходящих газов ферментера

Санитарно-микробиологическая эффективность является обязательным дополнением к оценке нейтрализации отходящих газов ферментера, поскольку помимо химической токсичности (аммиак, сероводород) вентиляционный выброс может содержать биоаэрозоль – микроорганизмы и их фрагменты, формирующие санитарные риски при переносе воздушным потоком. Для объектов АПК это особенно актуально из-за высокой органической нагрузки и условий, способствующих аэролизации микрофлоры при перемешивании субстрата и движении воздуха в каналах. Поэтому критерий эффективности инактивации патогенной микрофлоры целесообразно рассматривать расширенно: как достижение требуемых выходных показателей микробной обсеменённости.

В качестве физико-химического агента инактивации в настоящей работе рассматриваются активные формы кислорода и соединений азота, обладающие выраженным антимикробным действием в газовой фазе за счёт окислительного повреждения клеточных структур. Практически значимым параметром является «доза» воздействия, определяемая произведением концентрации на время экспозиции (С·Т-подход). При этом результат существенно зависит от относительной влажности и температуры, а также от свойств носителя и состояния

микроорганизмов, которые могут изменять доступность окислителя и кинетику инактивации.

Следует отметить, что озон является токсичным веществом, поэтому его применение в целях инактивации допустимо только при проведении процесса в изолированном объёме/канале с исключением присутствия персонала и при обязательной стадии удаления (деструкции) остаточного O_3 до безопасных уровней.

Для количественной оценки санитарного эффекта выполнена серия лабораторных опытов по инактивации бактериальной нагрузки на тест-объекте (культура *B. subtilis*, нанесение на чашку Петри). Варьировались два ключевых управляющих фактора – концентрация озона в газовой фазе и время экспозиции, после чего определялась общая микробная численность (ОМЧ) до и после обработки с расчётом кратности снижения и процента инактивации. Результаты представлены в таблице 4.13.

Таблица 4.13 – Процент инактивации бактерий *Bacillus subtilis* в зависимости от концентрации озона и времени экспозиции*

№ поз.	Концентрация озона	Время экспозиции	Кол.-во бактерий до обработки (ОМЧ)	Кол.-во бактерий после обработки (ОМЧ)	Кратность	Процент инактивации бактерий
	мг/м ³	мин.	КОЕ/гр	КОЕ/гр x 10 ⁵		
1	285	1,0	3,56 x 10 ⁵ В.с на 3/4 чашки	1,43	2,49	60
2		1,5		1,61	2,27	55
3		3,0		0,63	5,65	82
4		3,0		0,51	6,98	86
5	570	0,5	3,56 x 10 ⁵ В.с на 3/4 чашки	0,51	6,98	86
6		1,0		0,49	7,27	85
7		1,5		0,37	9,62	90
8		3,0		0,27	13,19	92

*Эксперименты проводились совместно с ИЭВС и ДВ (лицензия №54.НС.08.001.Л000004.01.10 от 21.01.2010 на осуществление деятельности в области исследования возбудителей инфекционных заболеваний человека и животных)

Эксперименты по инактивации озоном в газовой фазе обычно выполняют в герметичной камере с обеспечением перемешивания/циркуляции, где контролируют концентрацию O_3 , время экспозиции, температуру и относительную влажность. Параметр влажности является одним из определяющих: в литературе

отмечается заметное влияние RH на кинетику инактивации, поскольку влажность изменяет состояние клеток/спор и скорость окислительных процессов на биологическом объекте.

Биологический контроль проводят по носителям/поверхностям либо по чашкам Петри с последующей инкубацией и подсчётом КОЕ; аналогичная логика (экспонирование открытых чашек и последующий подсчёт колоний) широко применяется в санитарно-микробиологическом контроле воздуха. Для сопоставления режимов применяют Показатель $C_T = C_{O_3} \cdot t$, характеризующий дозу окислителя, однако равные значения СТ могут давать различный результат из-за адсорбции/разложения озона на поверхностях и неоднородности поля концентраций.

Полученные данные демонстрируют закономерный рост эффективности инактивации при увеличении времени экспозиции и/или концентрации озона. При концентрации 285 мг/м^3 увеличение времени воздействия с 1,0 до 3,0 мин приводит к снижению ОМЧ после обработки с $1,43 \cdot 10^5$ до $0,51\text{--}0,63 \cdot 10^5$ КОЕ/г, что соответствует росту кратности подавления с 2,27–2,49 до 5,65–6,98, а доли инактивации – с 55–60% до 82–86%. Таким образом, при фиксированной концентрации озона ключевым фактором становится экспозиция, обеспечивающая достижение требуемого уровня инактивации.

Переход к повышенной концентрации 570 мг/м^3 позволяет получить сопоставимый санитарный эффект при меньшем времени: уже при 0,5–1,0 мин достигается 85–86% инактивации (кратность 6,98–7,27), что соответствует результатам режима $285 \text{ мг/м}^3 \times 3 \text{ мин}$. При увеличении времени до 1,5–3,0 мин достигается более глубокая инактивация – до 90–92% (кратность 9,62–13,19), что подтверждает целесообразность комбинирования факторов «концентрация–время» для управления санитарным эффектом.

Следует учитывать, что зависимость не является строго линейной: даже при близких значениях показателя СТ итоговая доля инактивации может отличаться вследствие влияния температуры и влажности, особенностей нанесения культуры и массообмена в камере (неоднородность концентрации озона, поглощение озона

стенками/материалами). Это соответствует литературным данным о существенной роли микроклиматических параметров и поверхностных эффектов в процессах инактивации озоном.

В целом результаты подтверждают возможность достижения $\geq 90\%$ инактивации бактериальной нагрузки при концентрации озона порядка 570 мг/м^3 и экспозиции 1,5–3 мин, что обосновывает включение озон-(плазмо)химической стадии в комбинированную систему нейтрализации как инструмента обеспечения санитарного эффекта.

4.7 Рациональные режимы работы комбинированной установки нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера

Рациональный режим работы комбинированной установки нейтрализации должен обеспечивать достижение целевой остаточной концентрации аммиака на выходе при ограничении расхода озона и абсорбента, а также при исключении нерационального дозирования окислителя относительно текущей концентрационной нагрузки на входе плазменной стадии. В этой связи задача выбора уставок относится к многокритериальным: наряду с жёстким ограничением по выходной концентрации аммиака учитываются предпочтения по экологической результативности процесса, рациональности дозирования озона и ресурсоёмкости режима.

В рассматриваемой постановке в качестве управляемых параметров приняты расход абсорбента (воды) L и производительность по озону G_{O_3} . Расход газовой фазы Q_g , входная концентрация аммиака $C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$ и время доокисления $t_{\text{ок}}$ в расчётах принимались фиксированными. Выбор рационального режима осуществлялся на основе нечёткой системы вывода, формирующей интегральный критерий предпочтительности $K_{\text{выб}}$ в зависимости от совокупности технологических показателей.

Для однозначной постановки задачи исходные величины разделены на управляемые, фиксированные и целевые показатели. Их перечень приведён в таблице 4.14. В рамках расчётной модели суммарная эффективность комбинированной нейтрализации определялась по соотношению входной и

выходной концентраций аммиака и использовалась в качестве одного из основных входов нечёткой системы вывода. В лингвистической форме переменная $\eta_{комб}$ интерпретировалась терминами low, mid и high, соответствующими недостаточной, удовлетворительной и высокой степени нейтрализации.

Для явного учёта нормативного требования по предельно допустимой остаточной концентрации аммиака введён показатель нарушения ограничения $S_{огр}$. Он характеризует относительную степень превышения целевого значения $C_{NH_3}^{цел}$ и изменяется в диапазоне от 0 до 1. При $S_{огр} = 0$ ограничение выполняется, а при росте $S_{огр}$ возрастает степень недопустимости режима. В лингвистической форме этому показателю соответствуют термины ok, warn и bad.

Таблица 4.14– Перечень параметров задачи выбора рациональных параметров процесса нейтрализации аммиака

Параметр	Характеристики параметров	Обозначение	Ед. изм.
Расход абсорбента (воды)	Управляемый параметр	L	м ³ /ч
Производительность по озону	Управляемый параметр	G_{O_3}	г/ч
Время нахождения в осадительной камере	Управляемый параметр	$t_{ок}$	с
Расход газовой фазы	Контролируемые параметр (в расчёте 15000 м ³ /ч)	Q_g	м ³ /ч
Входная концентрация аммиака	Контролируемые параметр (в расчёте 600 мг/м ³)	$C_{NH_3}^{нач}$	мг/м ³
Целевая остаточная концентрация аммиака	Жёсткое ограничение	$C_{NH_3}^{цел}$	мг/м ³
Требуемая эффективность	Норматив/требование	$\eta_{цел}$	доли (0–1)
Концентрация аммиака (выброс в атмосферу)	Контрольный показатель	$C_{NH_3}^{кон}$	мг/м ³
Эффективность нейтрализации	Основной критерий оценки технологии	$\eta_{Комб}$	доли (0–1)
Массовое отношение озона к аммиаку на входе в плазмохимическом реакторе	Критерий массового соответствия	x_m	–
Удельные энергозатраты на нейтрализацию аммиака	Критерий энергетической эффективности процесса нейтрализации (ПХУ)	$E_{уд}$	кДж/кг
Удельные затраты на абсорбцию аммиака (скруббер)	Критерий ресурсоёмкости стадии абсорбции (скруббер)	$W_{уд}$	руб/кг
Интегральная оценка режима нейтрализации (FIS)	Оценка целевой функция выбора уставок (абсорбция плазменная нейтрализация, доокисление в транспортном канале)	$K_{выб}$	–

Параметр x_m характеризует дозовое отношение озона к аммиаку на входе плазменной стадии и используется для контроля корректности дозирования окислителя. По результатам анализа экспериментальных данных рациональная область параметра x_m принята в диапазоне приблизительно 2,2–4,5. Значения ниже этого диапазона рассматриваются как дефицит дозы, а существенно более высокие — как избыточное дозирование.

Для учёта ресурсоёмкости режима использованы два дополнительных входа нечёткой модели: удельные энергозатраты на генерацию озона $E_{уд}$ и удельные затраты на воду $W_{уд}$. Такой подход позволяет отказаться от использования агрегированного условного ресурсного показателя и перейти к более содержательной технологической интерпретации рациональности режима.

На основе введённых показателей, а также управляемых параметров режима и критериев ресурсной и дозовой рациональности сформирована база логических правил нечёткой системы вывода, представленная в таблице 4.15.

Таблица 4.15 – Логические правила нечёткой логики для оценки предпочтительности режима

№	$\eta_{Комб}$	$S_{огран}$	$K_{рес}$	x_m	$t_{ок}$	$K_{выб}$	Интерпретация
1	–	bad	–	–	–	low	Превышение $C_{NH_3}^{цел}$ делает режим недопустимым
2	low	–	–	–	–	low	Низкая суммарная эффективность исключает режим
3	high	ok	optimal	low	low	high	Целевой рациональный режим
4	high	ok	optimal	mid	low	mid	Высокая эффективность, но повышенные энергозатраты
5	high	ok	optimal	low	mid	mid	Высокая эффективность, но повышенный расход воды
6	high	ok	deficit	–	–	low	Недостаточная доза озона снижает устойчивость режима
7	high	ok	excess	low	low	mid	Избыточная доза допустима, но нерациональна
8	high	ok	optimal	high	high	low	Ресурсно-нецелесообразный режим
9	high	warn	optimal	low	low	mid	Пограничное выполнение ограничения снижает предпочтительность
10	mid	ok	optimal	low	low	mid	Допустимый, но не лучший режим

Таким образом, правила № 1–2 выполняют роль жёстких фильтрующих ограничений: при нарушении целевой концентрации аммиака на выходе либо при недостаточной суммарной эффективности режим получает низкую степень

предпочтительности. Правила № 3–5 описывают область рациональных режимов, где достигается высокий уровень экологической результативности при умеренных ресурсных затратах. Правила № 6–7 отражают влияние дозового отношения x_m : дефицит дозы рассматривается как более неблагоприятный фактор, чем умеренный избыток. Правила № 8–10 обеспечивают ранжирование допустимых режимов по их ресурсоёмкости и степени близости к целевым условиям процесса.

На рисунке 4.13 представлена поверхность интегрального критерия рациональности $K_{\text{выб}}$ в зависимости от относительных значений генерации озона и расхода воды. Данный график отражает не только экологическую результативность процесса, но и выполнение жёсткого ограничения по выходной концентрации аммиака, рациональность дозирования озона и ресурсоёмкость режима.

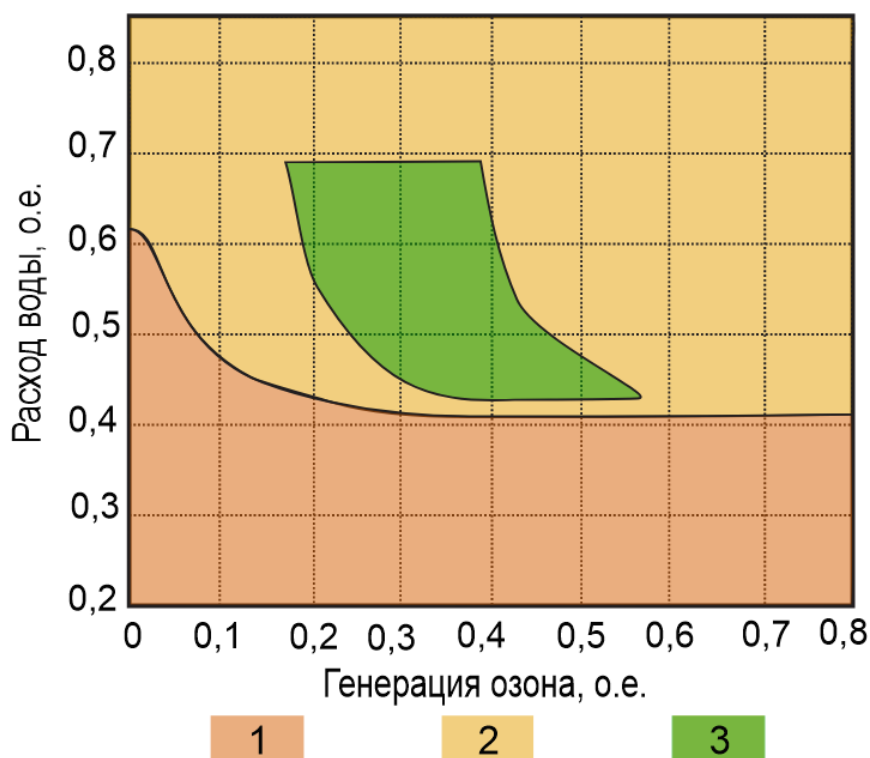


Рисунок 4.13 – Проекция области рациональных параметров нейтрализации аммиака в координатах «генерация по озона – расход воды»: 1 – недостаточная степень нейтрализации аммиака; 2 – высокие затраты на нейтрализацию аммиака; 3 – область рациональных параметров

По результатам расчётного анализа установлено, что поверхность $K_{\text{выб}}$ имеет не точечный, а площадной максимум, что позволяет выделить область предпочтительных режимов работы установки. Рациональная область располагается преимущественно в диапазоне относительных значений генерации

озона порядка 0,2–0,5 и расхода воды порядка 0,4–0,7. В пересчёте на физические величины это соответствует производительности по озону порядка 4–12 кг/ч и расходу воды порядка 12–24 м³/ч.

Наличие именно области, а не одиночной экстремальной точки, имеет важное практическое значение, поскольку позволяет учитывать технологическую вариабельность режима при сохранении высокой эффективности нейтрализации и выполнении экологических требований. В пределах указанной области достигается высокий уровень интегральной предпочтительности, соответствующий сочетанию нормативной допустимости, рационального дозирования озона и приемлемой ресурсоёмкости процесса.

Таблица 4.16 – Результаты выбора рациональных режимов и расчётные показатели работы комбинированной системы нейтрализации аммиака при объёме ОГ $Q_g = 15000$ м³/ч

Группа показателей	Параметр	Обозначение	Значение	Ед. изм.
Исходные условия	Входная концентрация аммиака	$C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}}$	540–660	мг/м ³
	Требуемая суммарная эффективность	$\eta_{\text{цел}}$	0,97	доли
	Целевая остаточная концентрация	$C_{\text{NH}_3}^{\text{цел}}$	18–20	мг/м ³
Уставки режима	Расход абсорбента (вода)	L^*	12–24	м ³ /ч
	Удельный расход абсорбента	L/Q_g	12–18	л/ м ³
	Производительность по озону	$G_{\text{O}_3}^*$	4–12	кг/ч
	Время пребывания (доокисление)	$t_{\text{ок}}$	21–26	с
Концентрации по стадиям	После абсорбции	C_2	170–210	мг/м ³
	После плазмы	C_3	25–35	мг/м ³
	На выходе установки	C_4	16–20	мг/м ³
Эффективность	Абсорбция	$\eta_{\text{абс}}$	0,61–0,75	доли
	Плазма	$\eta_{\text{пл}}$	0,75–0,92	доли
	Доокисление	$\eta_{\text{ок}}$	0,04–0,05	доли
	Суммарная эффективность	$\eta_{\text{Комб}}$	0,87–0,99	доли
Критерии FIS	Дозовое отношение	x_m	2,8–3,1	о.е.
	Интегральная предпочтительность	$K_{\text{выб}}$	0,495–0,605	–

Полученные результаты показывают, что рациональный режим работы комбинированной установки формируется в области умеренных значений производительности по озону и расхода абсорбента, а не на предельных значениях управляющих параметров. Это подтверждает целесообразность использования нечётко-логической схемы выбора уставок, в которой наряду с достижением

нормативной остаточной концентрации учитываются энергетическая и водная ресурсоёмкость процесса, а также корректность дозирования окислителя.

При этом найденная рациональная область по расходу воды хорошо согласуется с технологическими данными предприятия, согласно которым предпочтительный диапазон составляет порядка 10–15 м³/ч, а расчётная репрезентативная точка 16,5 м³/ч находится в непосредственной близости к указанной области. Это позволяет рассматривать предложенную модель как адекватную основу для выбора и последующей корректировки уставок комбинированной нейтрализации аммиака в промышленных условиях.

4.8 Выводы по главе

Получены результаты натурных и экспериментальных исследований, направленных на обоснование рациональных режимов нейтрализации токсичных компонентов ОГ ферментера, прежде всего аммиака, и верификацию расчётных зависимостей для инженерного применения.

По данным натурных замеров на промышленном объекте установлено, что газовый поток ферментера является многокомпонентной смесью с высокой влажностью 80-90 % и температурой 45–70 °С; концентрация аммиака изменяется в диапазоне 490–926 мг/м³ (среднее порядка 700 мг/м³).

Определено влияние режимов работы водяного скруббера на улавливание аммиака: при росте удельного расхода абсорбента эффективность нейтрализации аммиака возрастает и выходит на плато при 12–18, л/м³. Повышение температуры воды с 15 до 25 °С) приводит к снижению эффективности нейтрализации аммиака на 5–10%. Установленная зависимость эффективности нейтрализации аммиака в скруббера от удельного расхода воды и начальной концентрации аммиака.

Для ПХУ установлена двухстадийность процесса: быстрый рост эффективности нейтрализации на начальных временах экспозиции (0-5, сек) и последующая стабилизация роста (5–30, с). Предложена составная модель (экспоненциальная + логарифмическая составляющие), описывающая вклад

плазменной обработки и доокисления; адекватность подтверждена статистическими критериями (R^2 порядка 0,97 для зависимостей по времени).

Показано, что эффективность плазмохимической нейтрализации существенно зависит от массового соотношения озона к аммиаку и выходит на плато при величине более 2–3. Аппроксимация зависимости эффективности нейтрализации аммиака $\eta(x_m)$ от массового соотношения озона к аммиаку удовлетворительно описывается логистической функцией (по модели Хилла).

Исследовано влияние скорости прокачки и теплового режима генератора НТП на генерацию озона и оксидов азота. Показано, что снижение температуры пластин генератора (за счёт теплоотвода и обдува) повышает стабильность и селективность генерации озона; максимальная селективность достигалась при конфигурации с радиатором и активным охлаждением.

Подтверждена эффективность комбинированной схемы «скруббер – плазма – доокисление» и возможность её описания системой уравнений, объединяющей частные модели стадий нейтрализации аммиака. Реализована процедура выбора Режимов работы комбинированной установки. Для расчётного сценария: расход ОГ 15 000 м³/час, начальной концентрации аммиака $C_{\text{NH}_3}^{\text{нач}} = 600 \text{ мг/м}^3$ получены: обеспечивающие интегральный коэффициент нейтрализации аммиака $\eta_{\text{комб}} = 0,97$ и конечной концентрацией аммиака $C_{\text{NH}_3}^{\text{кон}} = 16 - 18 \text{ мг/м}^3$, при удельном расходе воды $L^* = 12 - 18 \text{ м}^3/\text{ч}$ и производительности генератора НТП (по озону) $G_{\text{O}_3}^* = 4 - 12 \text{ кг/ч}$, с временем нахождения в транспортном канале, $t_{\text{ок}} = 21 - 26 \text{ с}$.

5 ОЦЕНКА ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ И ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ОСНОВНЫХ РЕЗУЛЬТАТОВ ИССЛЕДОВАНИЯ

5.1 Оценка удельных энергозатрат при реализации комбинированного способа нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера

Энергетическая составляющая процесса нейтрализации ОГ является определяющим фактором при выборе технологии. Хотя степень нейтрализации аммиака при использовании скрубберных, плазмохимических и комбинированных методов находится на сопоставимом уровне и обеспечивает выполнение санитарных нормативов, именно различия в величине удельных энергозатрат определяют их промышленную применимость и экономическую целесообразность.

Для корректной оценки эффективности методов нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов необходимо учитывать как химические, так и биологические показатели состава удаляемых газов. На практике скрубберная технология эксплуатируется в переменных режимных условиях: при температуре газового потока 25–40 °С, относительной влажности 90–95%, а также при изменяющемся составе отходящих газов в зависимости от стадии работы (загрузки) ферментера. Такая вариабельность входных параметров приводит к необходимости поддержания повышенного (резервного) дозирования реагентов для сохранения требуемой степени нейтрализации, что непосредственно отражается на их расходе и, как следствие, на величине удельных энергозатрат. Эффективность нейтрализации аммиака, расход реагентов и потребляемая мощность скрубберной линии фиксировалась для функционирующего отделения дезодорации.

На основании технологической схемы, рассмотренной в разделе 2.2, процесс нейтрализации токсичных компонентов ОГ условно делится на два этапа:

1. Первичная абсорбционная стадия, реализуемая с помощью водяных скрубберов;
2. Вторичная стадия, основанная на воздействии низкотемпературной неравновесной плазмы (НТП).

Как установлено, при пропускании загрязнённого воздуха через водные скрубберы возможно предварительное удаление до 50 % аммиака, что снижает нагрузку на последующую стадию обработки и повышает общую эффективность комбинированного процесса. Для оценки требуемых параметров ПХУ необходимо – определить условия, при которых сочетание водной абсорбции и плазмохимической нейтрализации (НТП + озон) обеспечит заданную степень нейтрализации ОГ. В качестве целевого показателя используется удельная энергия удаления аммиака ε – суммарные затраты энергии на удаление единицы массы аммиака из газового потока (МДж/кг аммиака). Рассматриваются режимы в допустимом окне температур 35–65 °С и относительной влажности 30–80 %, при ограничении образования оксидов азота.

Для оценки энергетической эффективности реагентной технологии были зафиксированы исходные параметры работы двухступенчатой скрубберной системы. В таблице 5.1 приведены основные характеристики воздушного потока отработанных газов, включая геометрические размеры воздуховода, объём подаваемой воздушной смеси и концентрацию аммиака на входе и выходе установки. Эти данные определяют базовую нагрузку системы и служат исходной точкой для дальнейших расчётов удельных энергозатрат.

Сопоставление расчётных и эксплуатационных энергозатрат выявляет расхождение: для реагентной стадии теоретическая оценка составляет около 118 МДж/кг аммиака, тогда как по данным эксплуатации фактическое значение достигает 133 МДж/кг аммиака. Разница, вероятно, обусловлена дополнительными потерями на вспомогательное оборудование (перекачка, циркуляция, дозирование), гидравлическими сопротивлениями и отклонениями режимов от оптимальных при переменном составе и расходе газовой смеси.

Корректное сравнение технологий требует равного потребительского эффекта, то есть учёта не только снижения аммиака, но и сопоставимой инактивации патогенной микрофлоры. Для этого необходимо обеспечить требуемую окислительную способность (в частности, концентрацию озона) и

время контакта; при приведении условий к данному критерию удельные энергозатраты составляют 184,1 МДж/кг аммиака.

Таблица 5.1 – Энергетическая оценка скрубберной системы нейтрализации аммиака

№	Показатель	Обозн.	Ед измер.	Знач.
1	Объём ОГ воздушной смеси за час	WNH_3	м ³	15 000
2	Концентрация аммиака на входе в скруббер	$C_{NH_3}^{нач}$	мг/м ³	500–600
3	Масса аммиака на входе системы, сгенерированная за Δt аммиака	mNH_3	кг	7-9
4	Годовой объём нейтразуемого аммиака	MNH_3	т	51
5	Концентрация аммиака на выходе из скрубберов	$C_{NH_3}^{кон}$	мг/м ³	20–30
6	Энергозатраты на работу скрубберов (циркуляция) на 1 кг аммиака	$W_{скр}$	МДж/кг аммиака	35,8
7	Масса HCl для уничтожения 1 кг аммиака (теоретическая)	$mHCl$	кг	9–10
8	Масса HCl для уничтожения 1 кг аммиака (по данным службы эксплуатации)	$mHCl$	кг	15,40
9	Масса NaOH сопряжённая 1 кг аммиака (теоретическая)	$mNaOH$	кг	5–7
10	Масса NaOH использованная (по данным службы эксплуатации)	$mNaOH$	кг	8
11	Энергозатраты на HCl на 1 кг аммиака	$W_{уд, реакт}^{HCl}$	МДж/кг аммиака	29,4
12	Энергозатраты на NaOH на нейтрализацию 1 кг аммиака	$W_{уд, реакт}^{NaOH}$	МДж/кг аммиака	67,4
13	Энергозатраты на реактивы на нейтрализацию 1 кг аммиака (теоретические)	$W_{уд, реакт}^{теор}$	МДж/кг аммиака	96,8
14	Энергозатраты на реактивы на нейтрализацию 1 кг аммиака (по данным службы эксплуатации)	$W_{уд, реакт}^{факт}$	МДж/кг аммиака	133
15	Энергозатраты на инактивацию соотнесённые с 1 кг аммиака (теоретические)	$W_{уд}$	МДж/кг аммиака	51,1
16	Удельные энергозатраты на нейтрализацию 1 кг аммиака	$W_{уд, теор}$	МДж/кг аммиака	132,78
17	Удельные энергозатраты на нейтрализацию 1 кг аммиака при условии плазменной стерилизации	$W_{уд, теор}$	МДж/кг аммиака	184,1

Энергетические показатели (энергоёмкость, удельные энергозатраты) рассчитаны в соответствии с ГОСТ Р 51750-2001 [14].

В реальных условиях эксплуатации расход реагентов на нейтрализацию аммиака значительно превышает стехиометрические расчёты. Это связано с необходимостью поддерживать их избыточную концентрацию для обеспечения устойчивого протекания реакций при колебаниях входных концентраций аммиака

и наличии сопутствующих газовых примесей. Такая стратегия позволяет удерживать требуемую эффективность нейтрализации, но одновременно ведёт к существенному росту удельных энергозатрат. В итоге фактические показатели оказываются почти в два раза выше расчётных значений.

Указанные ограничения традиционной реагентной технологии подчёркивают её высокую зависимость от расхода химических веществ и обуславливают необходимость поиска альтернативных решений. В качестве безреагентного варианта рассмотрена плазмохимическая технология нейтрализации аммиака за счёт генерации активных форм кислорода (в первую очередь озона), которая позволяет исключить потребление кислот и щёлочи, однако сопровождается существенным ростом затрат на электрическую энергию. Характерные параметры и расчётные показатели плазмохимической схемы приведены в таблице 5.2 и используются для последующего анализа её энергетической эффективности. Далее рассматривается комбинированная схема, в которой основное улавливание аммиака осуществляется в водном скруббере, а остаточная часть удаляется на плазмохимической стадии, что позволяет снизить требуемую производительность по озону и суммарные удельные энергозатраты в таблице 5.3.

Анализ энергетического баланса показывает, что удельная энергоёмкость плазмохимической нейтрализации аммиака формируется преимущественно стадией генерации озона: на неё приходится порядка 75% суммарных затрат, тогда как предварительный подогрев газового потока составляет около 23%, а циркуляция составляет около 2%. Следовательно, потенциал снижения энергопотребления в первую очередь связан не с газодинамикой тракта, а с повышением энергетической эффективности НТП-озонатора (г/кВт·ч) и уменьшением потерь озона на побочные реакции, а также оптимизацией дозирования x_m и массообмена в контактной зоне, поскольку избыточная подача озона практически линейно конвертируется в рост энергозатрат при ограниченном приросте степени нейтрализации. Существенный вклад подогрева указывает на целесообразность тепловой интеграции (рекуперации на теплообменнике, использования вторичных тепловых ресурсов) и минимизации требуемого

температурного «подъёма» без ухудшения кинетики и селективности процесса. В пересчёте на годовую нагрузку (5000 ч) рассчитанный уровень удельных затрат соответствует порядку 6,5 ГВт·ч/год, что требует учёта энергообеспечения как ключевого фактора технико-экономической реализуемости технологии.

Таблица 5.2 – Энергетическая оценка плазмохимической технологии нейтрализации аммиака

№	Показатель	Обозн.	Ед измер.	Знач.
1	Объём подаваемых отходящих газов	WNH_3	м ³ /ч	15 000
2	Концентрация аммиака на входе в скруббер	$C_{NH_3}^{нач}$	мг/м ³	600
3	Масса аммиака, генерируемая на входе системы, за час	mNH_3	кг	7-9
4	Масса аммиака на входе системы, сгенерированная за год (5000 часов эксплуатации)	MNH_3	т	51
5	Концентрация аммиака на выходе из системы нейтрализации	$C_{NH_3}^{кон}$	мг/м ³	20
7	Дозовое отношение	x_m	о.е.	3,5
8	Требуемая производительность по озону	$G_{O_3}^*$	кг/ч	23,04
11	Энергозатраты на циркуляцию отходящих газов	$W_{уд}^{циркул}$	МДж/кг аммиака	10
	Энергозатраты предварительный подогрев отходящих газов	$W_{уд}^{нагрев}$	МДж/кг аммиака	105
12	Энергозатраты на генерацию O_3 (НТП- генератор)	$W_{уд}^{НТП}$	МДж/кг аммиака	345,6
13	Удельные энергозатраты на нейтрализацию 1 кг при условии плазменной стерилизации	$W_{уд}^{теор}$	МДж/кг аммиака	460,6

Анализ энергетических показателей комбинированной технологии таблица 5.3 демонстрирует принципиальное изменение структуры затрат по сравнению с чисто плазмохимической схемой: за счёт включения абсорбционного звена и доокисления достигается требуемая степень нейтрализации при существенно меньшей дозе окислителя, что напрямую снижает нагрузку на НТП-генератор.

В результате суммарная удельная энергоёмкость уменьшается до $W_{уд}^{теор} = 158,4$ МДж/кг, причём вклад генерации озона составляет около 71%, а затраты на циркуляцию газового потока и абсорбента – порядка 29%; таким образом, «энергетический центр тяжести» смещается от источника окислителя к гидравлическим потерям и организации интенсивного массообмена в скруббере. Это означает, что дальнейшая оптимизация комбинированной технологии должна

быть ориентирована на снижение энергозатрат циркуляции (подбор насадок с малым сопротивлением, оптимизация расхода орошающей воды и режима распыла, снижение потерь напора, повышение эффективности насосов/вентиляторов), при одновременном сохранении времени пребывания, достаточного для завершения стадий доокисления. В целом комбинация абсорбции и плазмохимического доокисления обеспечивает высокую суммарную эффективность ($\eta_{\text{Комб}} \approx 97\%$) при существенно более благоприятном энергетическом профиле, что повышает технико-экономическую реализуемость технологии для непрерывной промышленной эксплуатации.

Таблица 5.3 – Энергетические показатели комбинированной технологии нейтрализации аммиака

№	Показатель	Обозн.	Ед измер.	Знач.
1	Объём подаваемых отходящих газов	WNH_3	м ³ /ч	15 000
2	Концентрация аммиака на входе в скруббер	$C_{NH_3}^{\text{нач}}$	мг/м ³	600
3	Масса аммиака, генерируемая на входе системы, за час	mNH_3	кг	7-9
4	Масса аммиака на входе системы, сгенерированная за год (5000 часов эксплуатации)	MNH_3	т	51
5	Концентрация аммиака на выходе из системы нейтрализации	$C_{NH_3}^{\text{кон}}$	мг/м ³	20
6	Расход абсорбента (воды)	L^*	м ³ /ч	12–24
7	Дозовое отношение	x_m	о.е.	2,8–3,1
8	Требуемая производительность по озону	$G_{O_3}^*$	кг/ч	4–12
9	Время пребывания (доокисление)	$t_{\text{ок}}$	с	21–26
10	Суммарная эффективность	$\eta_{\text{Комб}}$	%	87–99
11	Энергозатраты на циркуляцию обрабатываемых отходящих газов и воды в скруббере на 1 кг аммиака	$W_{\text{скр}}$	МДж/кг аммиака	45,3
12	Энергозатраты на генерацию O_3 (НТП- генератор)	$W_{\text{уд}}^{\text{НТП}}$	МДж/кг аммиака	113,1
13	Удельные энергозатраты на нейтрализацию 1 кг при условии плазменной стерилизации	$W_{\text{уд}}^{\text{теор}}$	МДж/кг аммиака	158,4

Установлено, что при сопоставимой целевой степени нейтрализации по аммиаку и необходимости обеспечения санитарного эффекта различия между технологиями определяются прежде всего структурой и уровнем удельных энергозатрат. Реагентная скрубберная схема характеризуется приемлемой

электрической составляющей, однако её энергетический профиль в значительной степени формируется расходом химических реагентов, который в эксплуатации существенно превышает стехиометрические оценки из-за колебаний входной нагрузки и наличия сопутствующих примесей, что приводит к росту приведённых затрат и снижает предсказуемость экономических показателей. Чисто плазмохимическая нейтрализация обеспечивает требуемый эффект без потребления реагентов, однако демонстрирует наиболее высокую энергоёмкость, обусловленную доминирующим вкладом генерации озона и необходимостью подогрева потока, что ограничивает её промышленную применимость при непрерывной работе. Наиболее сбалансированным вариантом является комбинированная технология, в которой основное улавливание аммиака переносится в абсорбционный контур, а плазмохимическая стадия используется как доочистка и стерилизация; это позволяет существенно снизить требуемую производительность по озону и обеспечить высокий уровень удаления при заметно меньших удельных энергозатратах по сравнению с плазмохимическим вариантом. Следовательно, с позиции энергоэффективности и устойчивости к изменению состава ОГ комбинированная схема является предпочтительной основой для дальнейшей оптимизации, которая должна быть направлена на снижение гидравлических потерь и повышение эффективности массообмена в скруббере при минимально необходимом дозировании озона.

5.2 Технико-экономическая оценка комбинированного способа нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера

Экономическая оценка является необходимым этапом обоснования практической применимости технологии нейтрализации отходящих газов ферментера. Если выполненный ранее энергетический анализ показал, что комбинированная схема может функционировать в диапазоне энергозатрат, сопоставимых с альтернативными решениями, то при технико-экономическом сравнении определяющее значение приобретает структура совокупных эксплуатационных расходов. Для скрубберной реагентной технологии основная доля затрат связана с приобретением и использованием химических реагентов,

прежде всего растворов соляной кислоты и едкого натра, тогда как затраты на электроэнергию имеют вспомогательный характер. Для плазмохимической технологии, напротив, ключевой статьёй расходов является потребление электроэнергии, обусловленное генерацией активных компонентов. Комбинированный способ занимает промежуточное положение, обеспечивая снижение энергопотребления по сравнению с чисто плазмохимической схемой и исключая постоянное применение реагентов.

Стоимостная оценка вреда атмосферному воздуху выполнена в соответствии с действующими нормативно-методическими документами Минприроды России, а расчёт обязательных платежей за негативное воздействие на окружающую среду — по действующим правилам исчисления платы за выбросы загрязняющих веществ. При сравнении рассматриваемых технологических вариантов учитывались основные эксплуатационные статьи затрат, а также изменения обязательных экологических платежей, обусловленные различием в массе остаточных выбросов.

Сравнительная оценка затрат при использовании скрубберной, скрубберной с инактивацией, плазмохимической и комбинированной технологий нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера приведена в таблице 5.4.

Таблица 5.4 – Сравнительная оценка затрат на нейтрализацию токсичных компонентов отходящих газов при скрубберной, плазмохимической и комбинированной технологиях, тыс. руб/год

Статья затрат	Скрубберная	Скрубберная с инактивацией	Плазмохимическая	Комбинированная
Реагенты	35 700–54 060	29 809–36 433	0	0
Электроэнергия	3 213–3 927	7 775–9 503	37 145–45 399	18 637–22 779
Выплаты за водоотведение	675–825	675–825	0	675–825
Амортизация	2 250–2 750	4 500–5 500	6 975–8 525	5 963–7 288
Заработная плата	1 170–1 430	1 170–1 430	1 170–1 430	1 170–1 430
Экологический сбор	59–73	16–20	23–28	5–6
Ежегодные издержки,	44 239–64 497	50 907–72 647	43 835–53 576	26 449–32 327
Стоимость нейтрализации кг аммиака	867–1 250	1 000–1 420	860–1 050	520–635

После представления сводных расчётных данных можно отметить, что комбинированная технология характеризуется наименьшим уровнем ежегодных издержек среди рассмотренных вариантов. Годовые эксплуатационные затраты для комбинированной схемы составляют 26 449–32 327 тыс. руб./год, тогда как для скрубберной технологии они находятся в диапазоне 44 239–64 497 тыс. руб./год, для скрубберной технологии с инактивацией — 50 907–72 647 тыс. руб./год, а для плазмохимической — 43 835–53 576 тыс. руб./год. Минимизация совокупных расходов в данном случае достигается за счёт исключения постоянного потребления химических реагентов и снижения энергетической нагрузки по сравнению с чисто плазмохимической схемой.

Аналогичная закономерность наблюдается и при сопоставлении удельной стоимости нейтрализации 1 кг аммиака. Для комбинированной технологии данный показатель составляет 520–635 руб./кг, тогда как для скрубберной технологии он равен 867–1250 руб./кг, для скрубберной технологии с инактивацией — 1000–1 420 руб./кг, а для плазмохимической — 860–1050 руб./кг. Это свидетельствует о более высокой экономической эффективности комбинированного способа при обеспечении требуемого уровня нейтрализации аммиака.

С экономической точки зрения скрубберная технология характеризуется высокой зависимостью от расхода химических реагентов и затрат на водоотведение, тогда как плазмохимическая — значительным потреблением электроэнергии. В комбинированной схеме основная масса аммиака удаляется на абсорбционной стадии, а плазмохимическая используется для доочистки, что позволяет сократить суммарные эксплуатационные расходы и повысить устойчивость работы системы.

Расчётные данные показывают, что комбинированная технология характеризуется наименьшим экологическим ущербом среди сопоставляемых вариантов. Его величина составляет 39–47 тыс. руб./год, тогда как для плазмохимической технологии она равна 322–394 тыс. руб./год, для скрубберной технологии с инактивацией — 1071–1309 тыс. руб./год, а для скрубберной технологии — 1177–1439 тыс. руб./год. При оценке по тарифам ЕС указанная

тенденция сохраняется: для комбинированной технологии расчётный показатель составляет 1490–1822 тыс. руб./год, для плазмохимической — 4920–6014 тыс. руб./год, для скрубберной технологии с инактивацией — 18070–22086 тыс. руб./год, а для скрубберной технологии — 25347–30979 тыс. руб./год. Это подтверждает, что комбинированный способ является наиболее предпочтительным не только по прямым затратам, но и по величине предотвращаемого экологического ущерба.

Таким образом, результаты технико-экономической оценки показывают, что комбинированный способ нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов ферментера является наиболее предпочтительным среди рассмотренных вариантов. Его применение обеспечивает снижение годовых эксплуатационных издержек и удельной стоимости нейтрализации аммиака при сохранении требуемой эффективности очистки, что позволяет рекомендовать данную технологию для практического использования и дальнейшей инженерной оптимизации.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В диссертационной работе решена актуальная научно–техническая задача, заключающаяся в разработке и экспериментально-теоретическом обосновании комбинированного способа нейтрализации аммиака в отходящих газах ферментера. Предложенный подход основан на последовательном сочетании абсорбционной стадии и плазмохимического воздействия, что позволяет реализовать многоступенчатую нейтрализацию газового потока с учётом как физико–химических, так и санитарно-микробиологических требований. В рамках работы сформированы принципы выбора и согласования режимов функционирования отдельных стадий, обеспечивающие их взаимное дополнение и повышение суммарной результативности процесса.

Полученные результаты направлены на увеличение степени удаления аммиака и одновременное снижение экологической нагрузки, обусловленной выбросами загрязняющих веществ в атмосферу. Комбинированная схема позволяет снизить расход реагентов и объёмы образующихся жидких отходов за счёт перераспределения функций между стадиями нейтрализации, а также обеспечить дообработку газового потока и инактивацию патогенной микрофлоры на плазмохимическом этапе. Практическая значимость работы заключается в возможности использования предложенного способа при проектировании и модернизации систем нейтрализации отходящих газов ферментера, ориентированных на повышение экологической безопасности и ресурсной эффективности агропромышленных объектов.

Получены следующие научные и практические результаты:

1. Аммиак является приоритетным токсичным компонентом отходящих газов ферментера, по концентрации которого целесообразно оценивать эффективность исследуемых способов нейтрализации. Анализ существующих технологий нейтрализации газовых выбросов ферментера показал, что традиционная двухступенчатая реагентная скрубберная схема обладает приемлемой эффективностью, однако характеризуется высокими эксплуатационными издержками. Основная доля затрат связана с потреблением

соляной кислоты и едкого натра. Перспективным направлением является плазмохимический способ нейтрализации, позволяющий снизить экологический ущерб и зависимость от химических реагентов.

2. Обоснован способ нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов, включающий: комбинацию водяной абсорбции и дополнительной плазмохимической обработки, позволяющий перераспределить нагрузку между стадиями: в водяном скруббере улавливается до 50–70 % аммиака, а оставшаяся часть эффективно нейтрализуется активными формами кислорода и оксидами азота. Данный способ обеспечивает достижение требуемой степени нейтрализации при снижении затрат примерно в два раза по сравнению с скрубберной схемой при сопоставимом технологическом эффекте

3. Разработана математическая модель комбинированного процесса нейтрализации аммиака, учитывающая последовательное протекание стадий водной абсорбции, плазмохимической деструкции и доокисления в осадительной камере (транспортный канал). Верификация разработанной модели показала, удовлетворительную сходимость: коэффициент детерминации $R^2 \approx 0,85–0,9$, средняя ошибка приближения составляла 10–15 %.

4. Определены рациональные параметры работы комбинированной установки. Для абсорбционной стадии рациональными являются температура жидкости не более 15–30 °С, удельный расход абсорбента (воды/ ОГ) 0,7–2 л/м³. Для плазмохимической стадии установлены: скорость плазмообразующего газа 0,8–1,0 м/с и поддержание температуры диэлектрической пластины не более 100 °С, что обеспечивает устойчивую генерацию. При соотношении озона к аммиаку $\geq 2,5$ достигается подавление до 90–99 % остаточного аммиака.

5. Установлены рациональные режимные параметры работы систем нейтрализации ОГ ферментера. Для условий предприятия (производительность ферментера 15 т/сут, расход отходящих газов 15 260 м³/ч) при концентрации аммиака в ОГ 500–600 мг/м³ обеспечивается снижение концентрации аммиака до нормируемых значений при генерации ферментерами 7–9 кг аммиака /ч. Расход абсорбента (вода) составил 12–18 м³/ч, требуемая производительность

плазмохимической установки по озону 4–12 кг/ч и время пребывания на стадии доокисления (в транспортном канале) 21–26 с. Интегральный коэффициент эффективности нейтрализации аммиака для указанных условий составляет 0,97.

6. Определены энергетические и технико-экономические показатели процесса нейтрализации токсичных компонентов отходящих газов и обоснована целесообразность предложенного варианта: для комбинированной схемы удельные энергозатраты составляют 156–160 МДж/кг. Прямые эксплуатационные затраты составляют 520–635 Р/кг аммиака (для сравнения: скрубберная технология— 867–1250 Р/кг аммиака, плазмохимическая технология — 860–1050 Р/кг аммиака). Оценка экологического ущерба показала, что применение предложенного способа позволит существенно снизить нагрузку на биосферу.

Скрубберная (реагентная) технология на современном этапе характеризуется высокой степенью инженерной отработанности: основные конструктивные схемы, расчётные методики и режимы массопереноса детально изучены, а потенциал повышения эффективности в пределах традиционной абсорбции в значительной степени исчерпывается физическими ограничениями газожидкостного контакта и необходимостью поддержания заданных параметров абсорбента. Поэтому дальнейшее улучшение таких систем, как правило, достигается преимущественно за счёт усложнения аппаратного оформления и увеличения реагентных и водных нагрузок, что ограничивает резерв роста технико-экономических показателей. В отличие от этого, плазмохимическая стадия относится к классу развивающихся технологий и обладает заметным потенциалом совершенствования: оптимизация источников разряда, энерговыклада, геометрии реакционной зоны и управления составом активных частиц позволяет ожидать повышения селективности и глубины преобразования аммиака при снижении удельных затрат, что формирует перспективы дальнейшего развития комбинированных схем нейтрализации.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Акишев Ю. С., Дятко Н. А., Кочетов И. В., Петряков А. В., Shao T., Zhang Ch., Zhang Sh. Влияние магнитного поля на кинетические характеристики электронов в газовых смесях, содержащих молекулы азота, углекислого газа и воды // Физика плазмы. 2025. Т. 51, № 8. С. 869–881.
2. Акишев Ю. С., Губанова И. А., Карандашов С. И., Костенко А. С., Кудрявцев А. А., Кудрявцев Ю. А., Ремизов А. Б., Труфанов Н. А., Федосеев А. В. Низкотемпературная плазма при атмосферном давлении и её возможности // Успехи физических наук. 2019. Т. 189, № 6. С. 557–592. DOI: 10.3367/UFN.2018.07.038388.
3. Андреев Л. Н., Кузьмин А. В. Система автоматизации параметров воздушной среды в помещениях животноводства // Техника и оборудование для села. 2021. № 7. С. 28–33.
4. Барзанова Е. Н. Обоснование влияния экологических факторов производственного помещения: дис. ... канд. техн. наук. Краснодар, 2025. 185 с.
5. Бахов Ж. К., Плотников Д. В. Принципы формирования интегрированных схем анаэробной переработки отходов животноводства // Наукоедение. 2018. Электрон. публикация. URL: <https://cyberleninka.ru/article/n/printsipy-formirovaniya-integrirovannyh-shem-anaerobnoy-pererabotki-othodov-zhivotnovodstva>
6. Брюханов А. Ю., Романовская А. А., Шалавина Е. В., Васильев Е. В., Вертянкина В. Ю. Влияние технологий переработки навоза и помёта на выбросы парниковых газов // Инженерные технологии и системы. 2024. Т. 34, № 4. С. 563–583. DOI: 10.15507/2658-4123.034.202404.563-583.
7. Буяров А. В., Тюмин А. Ю. Животноводство и птицеводство России: экологические вызовы и решения // Вестник Воронежского ГАУ. 2022. № 1. С. 108–123.
8. Васильев А. Н., Будников Д. А. Факторный анализ процесса сушки зерна с использованием электроактивированного воздуха // Агроинженерия (Вестник ФГОУ ВПО МГАУ). 2012. № 2. С. 58–60. URL: <http://elib.timacad.ru/dl/full/vmgau-18-2012-02.pdf>

9. Всемирный банк. Руководство по охране окружающей среды, здоровья и труда. Производство азотных удобрений. Вашингтон: Группа Всемирного банка, 2007. 30 с.
10. Герасимов Г. И., Голубев В. В. Биофильтрация воздуха животноводческих помещений: конструкторско-технологические решения // Техника и оборудование для села. 2019. № 3. С. 18–22.
11. Голубев В. В., Брусникин С. Ю. Оценка эффективности биофильтров при очистке воздуха свиноводческих помещений // Сельскохозяйственные машины и технологии. 2019. Т. 13, № 6. С. 44–50.
12. ГОСТ 12.1.005–88. Система стандартов безопасности труда. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны.
13. ГОСТ 17.2.4.02–81. Охрана природы. Атмосфера. Общие требования к методам определения загрязняющих веществ.
14. ГОСТ Р 51750–2001. Энергосбережение. Методика определения энергоёмкости при производстве продукции и оказании услуг в технологических энергетических системах.
15. ГОСТ Р 56165–2014. Качество атмосферного воздуха. Метод установления допустимых выбросов.
16. ГОСТ Р 58579–2019. Учет промышленных выбросов в атмосферу. Термины и определения.
17. ГОСТ Р 59061–2020. Охрана окружающей среды. Загрязнение атмосферного воздуха. Термины и определения.
18. ГОСТ Р ИСО 5725-2–2002. Точность (правильность и прецизионность) методов и результатов измерений. Часть 2. Основной метод определения повторяемости и воспроизводимости стандартного метода измерений
19. Делягин В. Н., Леонов С. В., Некрасов М. Ю., Кондратьев А. А., Иванов Н. М. Способ нейтрализации токсичных газов из воздуха, удаляемого из животноводческого помещения: пат. RU 2809452 С1 Рос. Федерация. № 2023104708; заявл. 28.02.2023; опубл. 11.12.2023.

20. Делягин В. Н., Леонов С. В., Некрасов М. Ю., Кондратьев А. А., Карзанов А. Н. Использование низкотемпературной плазмы для обеззараживания открытых поверхностей производственных помещений // Сибирский вестник сельскохозяйственной науки. 2023. Т. 53, № 11. С. 121–129.
21. Делягин В. Н., Некрасов М. Ю., Леонов С. В., Карзанов А. Н., Кондратьев А. А., Делягина Н. И. Оценка эффективности подавления аммиака в воздушных средах производственных помещений с использованием барьерного разряда // Электротехнологии и электрооборудование в АПК. 2024. Т. 71, № 1(54). С. 49–56. DOI: 10.22314/2658-4859-2024-71-1-49-56. EDN: ZMIULS.
22. Илюшов Н. Я., Кондратьев А. А. Влияние способа барботирования на дезинфекцию воды озоном // Вестник Кыргызского национального аграрного университета им. К. И. Скрябина. 2024. Т. 22, № S6. С. 392–396.
23. Кундро Н. В. Очистка вентиляционных выбросов от паров и газов. М.: Академия, 2014. 352 с.
24. Куренков П. В., Беляев А. С. Анаэробное сбраживание птичьего помёта в фермерских хозяйствах: технологические аспекты // Вестник аграрной науки. 2021. № 4. С. 77–85.
25. Лопатин С. А., Смагин А. В. Биоочистка вентиляционных выбросов предприятий АПК // АгроЭкоИнфо. 2022. № 4. Ст. 512.
26. Лысенко В. П., Тюрин В. Г. Переработка отходов птицеводческих хозяйств: учебное пособие. М.: ВНИИГеосистем, 2016. 428 с.
27. Ляпков А. А., Ионова Е. А. Техника защиты окружающей среды: учебное пособие. Томск: Изд-во ТПУ, 2009. 317 с.
28. Мануйленко А. Н., Вендин С. В. Конструкция электрического озонатора воздуха для животноводческих помещений // Агроинженерия. 2021. № 3(103). С. 42–48.
29. Методические рекомендации по оценке эффективности инвестиционных проектов (вторая редакция, исправленная и дополненная): утв. Минэкономки РФ, Минфином РФ, Госстроем РФ 21.06.1999 № ВК 477.

30. Министерство экологии и окружающей среды Китайской Народной Республики. Emission Standard for Odor Pollutants (GB 14554-93). Beijing: Ministry of Ecology and Environment of the People's Republic of China.
31. Министерство окружающей среды Японии. Offensive Odor Control Law. Tokyo: Ministry of the Environment, Japan.
32. Миронов В. В. Экобиотехнологии переработки органических отходов // Вестник ВНИИМЖ. 2018. № 1(29). С. 60–68.
33. Мишуров Н. П. Инновационные технологии подготовки птичьего помёта к использованию // Вестник ВНИИМЖ. 2018. № 4(32). С. 106–114.
34. Мыскин В. А., Чумаков М. А., Кустов А. П., Чумиков М. Г. Универсальная безотходная технология и средства переработки птичьего помёта в органическое удобрение и добавку в корм животным // Вестник ВНИИМЖ. 2018. № 3(31). С. 61–65.
35. Назарова А. В., Смагин А. В. Проблема устранения неприятных запахов в сельском хозяйстве и современные решения // Экология производства. 2020. № 5. С. 34–41.
36. Некрасов М. Ю., Делягин В. Н., Кондратьев А. А., Леонов С. В. Использование низкотемпературной плазмы в процессах инактивации подстилочного материала // Сибирский вестник сельскохозяйственной науки. 2025. Т. 55, № 10(323). С. 109–118. URL: <https://sibvest.elpub.ru/jour/article/view/2342>
37. Носков А. С., Пай З. П. Низконапорный скруббер Вентури: конструкция, гидравлическое сопротивление, эффективность поглощения газов // Вестник СПбГТИ(ТУ). 2008. № 4(36). С. 73–77.
38. Одарюк В. А. Плазмохимические технологии очистки промышленных газовых выбросов // Химическая промышленность сегодня. 2014. № 7. С. 22–30.
39. Occupational Safety and Health Administration. 29 CFR 1910.1000 Air Contaminants. Washington, DC: U.S. Department of Labor. [Управление по безопасности и гигиене труда. 29 CFR 1910.1000 "Загрязнители воздуха". Вашингтон, округ Колумбия: Министерство труда США.]

40. Овсянникова Е. А., Сторчевой В. Ф., Кабдин Н. Е., Занфирова Л. В. Определение основных параметров и режимов работы комбинированного облучателя-озонатора воздуха в животноводческих помещениях // Агротехника и энергообеспечение. 2021. № 4(33). С. 22–29.
41. Пикалов Е. С. Процессы и аппараты защиты окружающей среды: учебное пособие. Владимир: Изд-во ВлГУ, 2016. 91 с. ISBN 978-5-9984-0684-3.
42. Попов В. Н., Корнеева О. С., Искусных О. Ю., Искусных А. Ю. Инновационные способы переработки биоотходов птицеводства // Вестник ВГУИТ. 2020. Т. 82, № 1. С. 194–200. DOI: 10.20914/2310-1202-2020-1-194-200.
43. Постановление Правительства Российской Федерации от 20.09.2025 № 1455 «О внесении изменений в постановление Правительства Российской Федерации от 31 мая 2023 г. № 881».
44. Потапенко А. Н. Основы математического моделирования двухзонных электрофильтров и некоторые особенности их применения в энергоэффективных вентиляционных системах // Вестник Воронежского государственного технического университета. 2006. Т. 2, № 8. С. 124–127.
45. Потапенко А. Н., Колтунов Л. И. Электростатические устройства для процессов фильтрации и особенности их математического моделирования // Вестник Воронежского государственного технического университета. 2007. Т. 3, № 9. С. 79–83.
46. Рахимов И. Ф. Очистка воздуха животноводческих помещений с использованием электрофильтров // Механизация и электрификация сельского хозяйства. 2010. № 4. С. 12–15.
47. Рахимов И. Ф., Татаров Л. Г. Моделирование процесса обеспыливания воздуха животноводческого помещения // Вестник Ульяновской государственной сельскохозяйственной академии. 2012. № 4(20). С. 116–121.
48. СанПиН 1.2.3685-21. Гигиенические нормативы и требования к обеспечению безопасности и (или) безвредности для человека факторов среды обитания.

49. Сергеева И. В., Евдокимова Т. А. Органическое удобрение из птичьего помёта: технология компостирования и экологическая безопасность // Международный сельскохозяйственный журнал. 2023. № 3. С. 108–115.
50. Сидоров С. В., Кузнецов А. А. Газоочистка в птицеводческих помещениях: опыт внедрения мокрых электрофильтров // Техника и оборудование для села. 2020. № 10. С. 11–15.
51. Сторчевой В. Ф., Кабдин Н. Е., Компаниец А. Е. Исследование параметров и режимов работы озонатора-ионизатора для молочных ферм // Агроинженерия. 2020. № 3(97). С. 50–54.
52. Сторчевой В. Ф., Сучугов С. В., Компаниец А. Е. Создание озонно-ионной воздушной среды в закрытых помещениях для содержания животных и птицы // Вестник МГАУ им. В. П. Горячкина. 2019. № 3(91). С. 35–39.
53. Сторчевой В. Ф., Федин А. В., Чернов Р. Ю., Зиновьев А. М. Электротехнология озонирования и ионизации воздушной среды в животноводческих помещениях // Вестник ФГОУ ВПО МГАУ. 2008. № 3. С. 46–49.
54. Тарасов С. И. Метангенерация бесподстилочного навоза, помётов. Эффлюент: свойства, эффективность применения // Вестник ВНИИМЖ. 2018. № 4(32). С. 139–149.
55. Тихомиров Д. А., Тихомиров А. В. Promising directions in the creation and implementation of decentralized energy systems in rural facilities // Агротехника и энергообеспечение. 2018. № 1(18). С. 58–67. URL: <https://kompleksu.ru/wp-content/uploads/2018/04/Журнал-Агротехника-и-энергообеспечение-Орел-ГАУ-18.pdf>
56. Указ Президента Российской Федерации от 19.04.2017 № 176 «О Стратегии экологической безопасности Российской Федерации на период до 2025 года».
57. Федеральный закон от 04.05.1999 № 96-ФЗ «Об охране атмосферного воздуха».
58. Федеральный закон от 13.06.2023 № 255-ФЗ «О внесении изменений в Федеральный закон “Об охране атмосферного воздуха”».

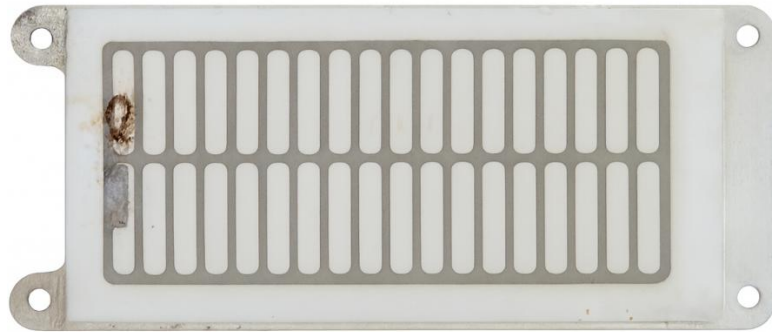
59. Федоров А. Т., Войтюк В. А., Кондратьева О. В. Эффективные практики обращения с навозом в хозяйствах РФ // Эффективное животноводство. 2019. № 5. С. 56–57.
60. Чепелев Н. И. Теоретические аспекты осаждения пыли электрофильтрами в птицеводческих помещениях // Вестник КрасГАУ. 2018. № 5(140). С. 186–191.
61. Чепелев Н. И., Едимичев Д. А., Маслова Т. В. Устройство для жидкостной очистки воздуха от примесей: патент на полезную модель RU 232756 U1, Рос. Федерация. № 2025101562; заявл. 27.01.2025; опубл. 19.03.2025.
62. Чепелев Н. И., Маслова Т. В. Улучшение условий труда операторов технологического оборудования по производству комбикормов // Наука и образование: опыт, проблемы, перспективы развития : материалы международной научно–практической конференции, посвященной 70-летию ФГБОУ ВО Красноярский ГАУ. Красноярск, 2022. С. 134–136.
63. Черданцев В., Тунгусков Е. Экономические и экологические проблемы при переработке птичьего помёта // Международный сельскохозяйственный журнал. 2019. № 3. С. 27–33.
64. Юркин В. В., Пейль А. К. Обеззараживание воздуха животноводческих помещений с помощью электрофильтров // АгроЭкоИнфо. 2023. № 6(60). Ст. 634. DOI: 10.51419/202136634. URL: https://agroecoinfo.ru/STATYI/2023/6/st_634.pdf
65. Юферев Л. Ю., Селезнева Н. А. Testing a Combined Electrical Installation for Dust Separation and Air Disinfection in a Poultry House // Вестник Мичуринского государственного аграрного университета. 2022. № 3. С. 45–50. DOI: 10.25630/PAV.2022.44.37.009. URL: <http://elib.timacad.ru/dl/full/vmgau-07-2022-3.pdf>
66. Akter S., Cortus E. L. H₂S concentrations and odor annoyance downwind from livestock // Atmosphere. 2020. Vol. 11, No. 3. Art. 249. DOI: 10.3390/atmos11030249.
67. Andersen J. A., et al. Ammonia decomposition in a DBD: experiments and kinetic modelling // Catalysis Today. 2023. Vol. 427. P. 89–98. DOI: 10.1016/j.cattod.2022.09.002.

68. Andersen J. A., et al. Plasma-catalytic ammonia decomposition using a packed-bed DBD reactor // *International Journal of Hydrogen Energy*. 2022. Vol. 47, No. 77. P. 32743–32754. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2022.03.160.
69. Aneja V. P., Schlesinger W. H., Erisman J. W. Farming pollution // *Nature Geoscience*. 2008. Vol. 1. P. 409–411. DOI: 10.1038/ngeo236.
70. Asadzadeh-Khaneghah S., et al. Photocatalytic materials on recycled supports // *Journal of Environmental Chemical Engineering*. 2022. Vol. 10, No. 6. Art. 108134. DOI: 10.1016/j.jece.2022.108134.
71. Asilevi P. J., et al. Indoor air purification by non-thermal plasma // *Scientific Reports*. 2021. Vol. 11. Art. 22830. DOI: 10.1038/s41598-021-02276-1.
72. Blanes-Vidal V., et al. Short-term exposure to airborne pollutants from animal houses and odor annoyance among neighboring residents // *Journal of Environmental Quality*. 2009. Vol. 38, No. 2. P. 581–589. DOI: 10.2134/jeq2008.0145.
73. Bogaerts A., et al. Advances in dielectric barrier discharges for catalysis // *Journal of Physics D: Applied Physics*. 2020. Vol. 53, No. 44. Art. 443001. DOI: 10.1088/1361-6463/abae1f.
74. Borregaard ASA. Environmental Product Declaration: Hydrochloric Acid (HCl). NEPD-3015-1686. Oslo: EPD Norge, 2021.
75. Cambra-López M., Aarnink A. J. A., Zhao Y., Calvet S., Torres A. Air cleaning technologies for removing particulate matter and bioaerosols from livestock production: a review // *Biosystems Engineering*. 2010. Vol. 104, No. 1. P. 1–17. DOI: 10.1016/j.biosystemseng.2009.09.003.
76. Casey K. D., et al. Air quality and emissions from livestock and poultry production/waste management systems // *Animal Agriculture and the Environment: National Center for Manure and Animal Waste Management White Papers*. St. Joseph, MI: ASABE, 2006. P. 1–40. DOI: 10.13031/2013.20235.
77. CECO Environmental. Wet Scrubbers Guide. Dallas: CECO Environmental, 2021. 32p.
78. Ceriani E., et al. Air non-thermal plasma for antibiotic-contaminated water treatment // *Frontiers in Environmental Chemistry*. 2024. Vol. 5. Art. 1416702. DOI: 10.3389/fenvc.2024.1416702.

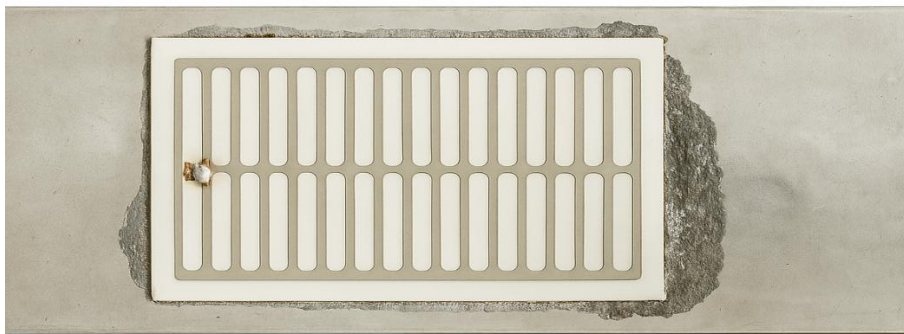
79. Chepelev N. I., Cherkasova N. G. Mathematical justification of the mechanism of dust deposition by electrofilters for improving working conditions of poultry farm workers // IOP Conference Series: Materials Science and Engineering. 2020. Vol. 919. Art. 052046.
80. Chen H., Yuan D., Wu A. Review of low-temperature plasma nitrogen fixation // Waste Disposal & Sustainable Energy. 2021. Vol. 3. P. 201–217. DOI: 10.1007/s42768-021-00074-z.
81. Cherkasova N. G., Chepelev N. I. Improving the technology of dust deposition from the air of livestock premises using an electrostatic precipitator // IOP Conference Series: Earth and Environmental Science. 2021. Vol. 666. Art. 022006. DOI: 10.1088/1755-1315/666/2/022006.
82. Delyagin V. N., Ivanov N. M., Karzanov A. N., Bocharov V. N., Kondrat'ev A. A. Use of low-temperature plasma for stabilizing a combustion process under the utilization of waste products with high moisture content // IOP Conference Series: Materials Science and Engineering. 2020. Vol. 919. Art. 012054. DOI: 10.1088/1757-899X/919/1/012054.
83. Euro Chlor. Eco-profile of Chlor-Alkali Products. Brussels: Euro Chlor, 2022.
84. Feilberg A., et al. DBD plasma-photocatalysis for odor removal // Chemical Engineering Journal. 2022. Vol. 435. Art. 134986. DOI: 10.1016/j.cej.2022.134986.
85. Gadagkar S. R., Call G. B. Computational tools for fitting the Hill equation to dose-response curves // Journal of Pharmacological and Toxicological Methods. 2015. Vol. 71. P. 68–76. DOI: 10.1016/j.vascn.2014.08.006.
86. International Agency for Research on Cancer. Agents Classified by the IARC Monographs. Volumes 1–129. Lyon: IARC, 2020.
87. International Finance Corporation. Environmental, Health, and Safety Guidelines for Poultry Production. Washington, DC: IFC, 2007. 16 p. URL: <https://www.ifc.org/content/dam/ifc/doc/2000/ehs-guidelines-for-poultry-production.pdf>
88. IPCC. Climate Change 1995: The Science of Climate Change. Cambridge: Cambridge University Press, 1996.

89. Jiang Y., et al. Volatile organic compounds in chicken manure composting // *Frontiers in Ecology and Evolution*. 2023. Vol. 11. Art. 1192132. DOI: 10.3389/fevo.2023.1192132.
90. Judée F., et al. Plasma-activation of tap water using DBD for agronomy. arXiv:1802.06886, 2018.
91. Khacef A., Cormier J.-M., Pouvesle J.-M. Non-thermal plasma assisted catalysis for VOCs and NO_x removal: a review // *Journal of Physics D: Applied Physics*. 2020. Vol. 53, No. 16. Art. 163001. DOI: 10.1088/1361-6463/ab6a12.
92. Kim D.-W., Ahn H.-J., Jeong S.-H., Choi J.-Y., Oh Y.-K. Removal of gaseous ammonia, hydrogen sulfide, and methanethiol using a biofilter // *Journal of Hazardous Materials*. 2007. Vol. 144, Issues 1–2. P. 129–134. DOI: 10.1016/j.jhazmat.2006.09.075.
93. Kimre Inc. *Venturi Scrubber Design Guide*. Miami: Kimre Inc., 2020. 28 p.
94. Kogelschatz U. Dielectric-barrier discharges: their history, discharge physics, and industrial applications // *Plasma Chemistry and Plasma Processing*. 2003. Vol. 23, No. 1. P. 1–46. DOI: 10.1023/A:1022470901385.
95. Konkol L., Dębowski M., Zieliński M., Kazimierowicz J., Rusanowska P., Bordiean A., Kucuker M. A., Vaverková M. D. Biofiltration of gas emissions from livestock buildings: a review // *Process Safety and Environmental Protection*. 2022. Vol. 158. P. 1–22. DOI: 10.1016/j.psep.2021.12.014.
96. Laroussi M., Kong M. G., Morfill G., Stolz W. *Nonthermal Plasma for Biomedical Applications*. New York: Springer, 2012. 486 p. ISBN 978-94-007-2851-5.
97. Lee B. J., et al. PFCs reduction in plasma scrubbers // *Atmosphere*. 2023. Vol. 14, No. 8. Art. 1220. DOI: 10.3390/atmos14081220.
98. Lee S.-R., Kim G. Assessing ammonia emissions and source contributions to PM_{2.5} from a manure composting facility // *Applied Sciences*. 2024. Vol. 14, No. 23. Art. 11467. DOI: 10.3390/app142311467.
99. Lin Z., et al. Kinetic modeling of Ar addition to N₂–H₂ plasma for NH₃ synthesis. arXiv:2310.03307, 2023.

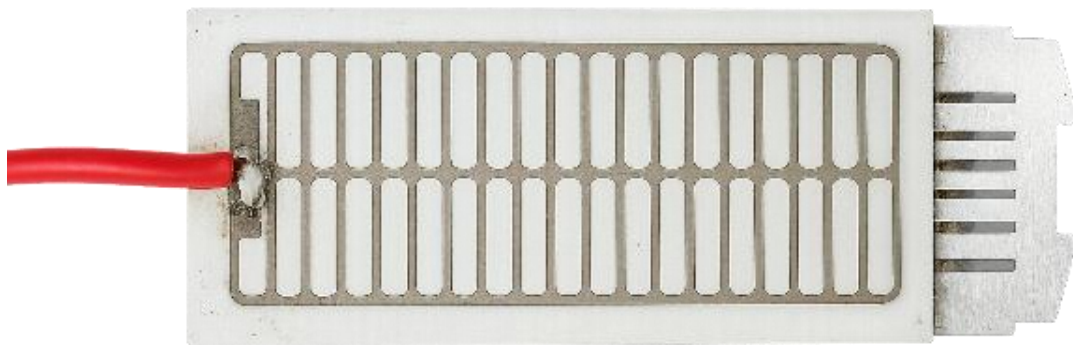
ПРИЛОЖЕНИЕ А
(справочное)



Излучатель без теплоотвода (базовый вариант)



Излучатель с алюминиевой пластиной



Излучатель с радиатором



Излучатель с радиатором и кулером

ПРИЛОЖЕНИЕ Б

(справочное)

Концентрации озона и NO_x при различных скоростях воздушного потока (30–60 с)

№	V	NO _x		O ₃	NO _x / O ₃
	VF-S11 TSHIBA	Testo 350-XL		Циклон-5	
	м/с	Ppm	мг/м ³	мг/м ³	о. е.
1	0,8	42	81	154	0,527
2	1	37	71	135	0,530
3	2	17	33	55	0,597
4	3	10	19	30	0,633
5	4	8	15	24	0,625
6	5	6	12	18	0,666

Концентрации озона и NO_x при различных скоростях воздушного потока (1200 с)

№	V	NO _x		O ₃	NO _x / O ₃
	VF-S11 TSHIBA	Testo 350-XL		Циклон-5	
	м/с	Ppm	мг/м ³	мг/м ³	о. е.
1	0,8	36	70	99	0,703
2	1	30	58	83	0,698
3	2	15	29	37	0,783
4	3	10	19	24	0,805
5	4	8	15	17	0,909
6	5	7	14	14	0,966

Генерация озона и NO_x при различных скоростях воздушного потока (30–60 с)

№	Скорость потока воздуха, м/с	Объёмный расход воздуха, м ³ /час	NO _x , г/час	O ₃ , г/час
1	0,8	24,48	1,98	3,7
2	1,0	30,6	2,1	4,1
3	2,0	61,2	2,02	3,3
4	3,0	91,8	1,74	2,2
5	4,0	122,4	1,8	2,08
6	5,0	153	2,1	2,1

Генерация озона и NO_x при различных скоростях воздушного потока (1200 с)

№	Скорость потока воздуха, м/с	Объёмный расход воздуха, м ³ /час	NO _x , г/час	O ₃ , г/час
1	0,8	24,48	1,71	2,42
2	1,0	30,6	1,77	2,54
3	2,0	61,2	1,77	2,26
4	3,0	91,8	1,74	2,2
5	4,0	122,4	1,84	2,08
6	5,0	153	2,13	2,14

ПРИЛОЖЕНИЕ В

(справочное)

Основные параметры и метрологические характеристики применяемых приборов

№	Название прибора	Назначение измерений	Диапазон измерений прибора	Чувствительность / Погрешность	Требуемый диапазон на установке
1	ДОЗОР-С-М	Контроль концентрации аммиака	0–1000 мг/м ³	±2 мг/м ³	10–800 мг/м ³
2	ЦИКЛОН-5.31	Газоанализ озона (O ₃)	0–5 г/м ³	±0.01 г/м ³	0.1–2.5 г/м ³
3	TESTO 350 XL	Измерение NO, NO ₂ , CO, O ₂ и др.	NO: 0–3000 ppm; NO ₂ : 0–500 ppm	±5 ppm	NO _x : 10–500 ppm
4	Testo 435-2	Температура, влажность, скорость потока воздуха	T: –20...+60 °C; RH: 0–100 %; V: 0–20 м/с	±0.5 °C / ±2 % RH / ±0.2 м/с	T: 20–50 °C; RH: 30–80 %; V: 0.5–6 м/с
5	Testo 405 (смарт-зонд)	Скорость воздушного потока	0–10 м/с	±0.1 м/с	0.5–5 м/с
6	Testo 845	Бесконтактное измерение температуры поверхности	–35...+950 °C	±0.75 % от показаний	30–80 °C
7	ИК-метр «МК-метр»	Измерение плотности ИК-излучения	до 500 Вт/м ²	±10 %	50–300 Вт/м ²
8	АКТАКОМ АМ-1152	Мультиметр: ток, напряжение, сопротивление и др.	в пределах стандартных режимов	±0.5–1 %	Измерения тока, напряжения питания
9	МАС-01	Счётчик аэроионов	10–2·10 ⁶ ион/см ³	±10 %	10 ³ –10 ⁵ ион/см ³

ПРИЛОЖЕНИЕ Г
(справочное)

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



ПАТЕНТ

НА ИЗОБРЕТЕНИЕ

№ 2809452

**Способ нейтрализации токсичных газов из воздуха,
удаляемого из животноводческого помещения**

Патентообладатель: **ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ
БЮДЖЕТНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ НАУКИ СИБИРСКИЙ
ФЕДЕРАЛЬНЫЙ НАУЧНЫЙ ЦЕНТР АГРОБИОТЕХНОЛОГИЙ
РОССИЙСКОЙ АКАДЕМИИ НАУК (СФНЦА РАН) (RU)**

Авторы: **Делягин Валерий Николаевич (RU), Леонов Сергей
Владимирович (RU), Некрасов Михаил Юрьевич (RU), Кондратьев
Аркадий Александрович (RU), Иванов Николай Михайлович (RU)**

Заявка № **2023104708**

Приоритет изобретения **28 февраля 2023 г.**

Дата государственной регистрации
в Государственном реестре изобретений

Российской Федерации **11 декабря 2023 г.**

Срок действия исключительного права

на изобретение истекает **28 февраля 2043 г.**

Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности


Ю.С. Зубов



ПРИЛОЖЕНИЕ Д (обязательное)

УТВЕРЖДАЮ
Директор ЗАО Птицефабрика
«Ново-Барышевская»

М.О. Подойма
«3» Декабря 2025 г.

УТВЕРЖДАЮ
Директор Сибирского федерального
центра агробιοтехнологий
Российской академии наук

К.С. Голохваст
«20» Февраля 2026 г.

АКТ

о проведении производственной проверки

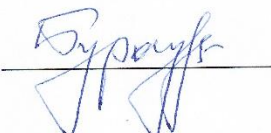
Данным актом подтверждается, что результаты научной разработки, прошли производственную проверку в условиях действующего объекта – ЗАО Птицефабрика «Ново-Барышевская».

Производственная проверка осуществлялась в 2024 г. на объекте переработки биологических отходов с оценкой параметров вентиляционных выбросов и функционирования систем газоочистки. Работы выполнялись в условиях действующей вентиляционной системы объекта без внесения существенных изменений в её штатную конфигурацию и режимы эксплуатации. В рамках проверки рассматривались подходы к снижению содержания аммиака в вентиляционных выбросах ферментёра с использованием сочетания абсорбционных и плазменных методов воздействия на газовую среду. Оценка проводилась на основе сопоставления различных режимов работы систем очистки, включая стандартные и комбинированные варианты, а также с применением действующих методик контроля показателей выбросов.

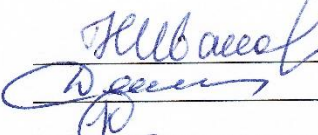

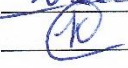
Полученные результаты в целом указывают на возможность снижения концентрации аммиака в вентиляционных выбросах ферментёра при использовании рассматриваемых подходов. Используемые методы воздействия продемонстрировали работоспособность в условиях объекта, а принятые технические решения могут рассматриваться как потенциально применимые с учётом эксплуатационных особенностей объектов.

В целом результаты производственной проверки могут быть квалифицированы как подтверждающие целесообразность дальнейшей проработки использованных технических решений в рамках последующих этапов опытной эксплуатации.

Представители ЗАО Птицефабрика
«Ново-Барышевская»:


В.А. Бурау

Представители СФНЦА РАН:


Н.М. Иванов

В.Н. Делягин

А.А. Кондратьев

УТВЕРЖДАЮ
Управляющий – ИП
ООО «Бик-Органик»



УТВЕРЖДАЮ
Директор Сибирского федерального центра
агробиотехнологий
Российской академии наук



АКТ

внедрения результатов исследования

Данным актом подтверждается, что результаты диссертационного исследования по теме «Обоснование параметров комбинированного способа нейтрализации отходящих газов ферментера» прошли производственную проверку и внедрены действующее предприятие по переработке рыбной муки на участке газоочистки (скрубберный зал).

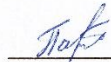
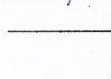
Производственная проверка осуществлялась в производственных условиях с оценкой параметров вентиляционных выбросов и эффективности функционирования системы газоочистки. Работы выполнялись без существенного изменения штатной конфигурации вентиляционной системы и режимов её эксплуатации. В рамках проверки рассматривался комбинированный способ нейтрализации аммиака и триметиламинов в вентиляционных выбросах, включающий последовательное применение абсорбционной и плазмохимической обработки газовой среды. Оценка проводилась на основе сопоставления различных режимов работы, включая абсорбционную очистку (скрубберная обработка водой и кислотным раствором), плазмохимическое воздействие с использованием диэлектрического барьерного разряда, а также их комбинированное применение.

Полученные результаты свидетельствуют о возможности эффективного снижения концентрации аммиака и триметиламинов, при использовании комбинированного подхода. Установлено, что применение плазмохимической стадии способствует разрушению остаточных концентраций загрязняющих веществ, обеспечивая повышение степени очистки газовой среды. Отмечена работоспособность предложенного метода в условиях повышенной влажности газового потока (до 90 %).


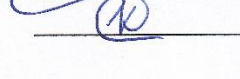
В ходе производственных испытаний также установлено, что комбинированный способ позволяет снизить эксплуатационные затраты по сравнению с традиционными методами кислотной абсорбционной очистки. Полученные данные подтверждают работоспособность применяемой измерительной системы и устойчивость технологического процесса в реальных условиях эксплуатации.

Внедрение результатов исследования позволило снизить прямые эксплуатационные затраты на нейтрализацию аммиака на 10%, а также исключить использование реактивов (соляная кислота, едкий натр). Рекомендуется продолжение опытной эксплуатации с целью уточнения рациональных режимных параметров, включая расход абсорбента, производительность генерации озона и время обработки газовой среды.

Представители ООО «БИК-ОРГАНИК»


Пономарев Д.Г.

Петров А.А.

Представители СФНЦА РАН:


В.Н. Деягин

А.А. Кондратьев

УТВЕРЖДАЮ:

Проректор по научной работе
ФГБОУ ВО Сибирский
государственный университет
инженерии и биотехнологий
Жучаев Константин Васильевич



«20» Января 2026 г.

АКТ

**о внедрении в образовательный процесс ФГБОУ ВО Сибирский государственный
университет инженерии и биотехнологий
результатов исследования**

Результаты диссертационного исследования на соискание учёной степени кандидата технических наук Кондратьева Аркадия Александровича по теме «Обоснование параметров комбинированного способа нейтрализации отходящих газов ферментёра» внедрены в учебный процесс для студентов Инженерного института, обучающихся по направлению подготовки 35.03.06 «Агроинженерия», при чтении лекций и проведении лабораторно-практических занятий по дисциплинам: «Энергосберегающие электротехнологии и энергоаудит» и «Электротехнические системы и электрооборудование в АПК».

Применение результатов диссертационного исследования в образовательном процессе способствует повышению качества подготовки обучающихся, формированию у них современных представлений о методах и технических средствах обеспечения экологической безопасности, а также расширению учебно-методической базы по направлению подготовки 35.03.06 «Агроинженерия».

Настоящий акт составлен на основании рабочих программ и учебно-методических пособий для лабораторно-практических занятий по направлению подготовки 35.03.06 «Агроинженерия» профиль «Электрооборудование и электротехнологии».

ИО директора ИИ
ФГБОУ ВО Сибирский государственный
университет инженерии и биотехнологий

к.т.н. доцент



А.А. Мезенов