Исследовательский центр проблем энергетики
Федерального государственного учреждения науки
Казанского научного центра Российской академии наук

На правах рукописи

Трахунова Ирина Александровна

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ АНАЭРОБНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ОРГАНИЧЕСКИХ ОТХОДОВ В МЕТАНТЕНКЕ С ГИДРАВЛИЧЕСКИМ ПЕРЕМЕШИВАНИЕМ НА ОСНОВЕ ЧИСЛЕННОГО ЭКСПЕРИМЕНТА

Специальность 05.20.01 – Технологии и средства механизации сельского хозяйства

диссертация на соискание ученой степени кандидата
технических наук

Научный руководитель:
доктор технических наук
Вачагина Е.К.

Казань - 2014

ОГЛАВЛЕНИЕ

стр.

ВВЕДЕНИЕ…….. 4

ГЛАВА 1. Анализ состояния вопроса……..... 9

1.1. Классификация технологий метанового брожения……..… 9

1.2. Способы интенсификации процессов анаэробного сбраживания……. 15

1.3. Перемешивание как способ интенсификации анаэробных процессов в метантенке……... 20

1.4. Математическое моделирование процесса метанового брожения…… 25

1.5. Реологические свойства навоза, получаемого на свиноводческих комплексах ……..…….. 28

Выводы…….. 32

ГЛАВА 2. Моделирование процесса гидравлического перемешивания органического субстрата в метантенке……... 34

2.1. Модернизация системы гидравлического перемешивания органического субстрата в метантенке……... 34

2.2. Математическая модель процесса гидравлического перемешивания органического субстрата в метантенке биогазовой установки…… 36

2.3. Обоснование достоверности модели и метода решения…… 40

2.4. Экспериментальное определение коэффициента динамической вязкости субстрата…… 45

2.4.1. Описание проведения эксперимента……. 47

2.4.2. Обработка экспериментальных данных…… 47

2.4.3. Результаты экспериментальных исследований…… 49

Выводы…….. 54

ГЛАВА 3. Результаты численных исследований гидравлического перемешивания органического субстрата в метантенке……... 56

3.1. Результаты численных исследований процессов гидравлического перемешивания в метантенке……... 58
3.2. Критерий оценки качества перемешивания в метантенке……. 65
3.2.1. Математическая формулировка…… 66
3.2.2. Влияние геометрических параметров метантенка на качество перемешивания…….. 71
Выводы……... 73

ГЛАВА 4. Анализ энергетической эффективности технологии метанового брожения биоотходов ……..…… 75
4.1. Описание технологии производства биогаза……... 75
4.2. Тепловой анализ технологических схем производства биогаза…… 76
4.3. Эксергетический метод термодинамического анализа технологической схемы производства биогаза…….. 86
4.4. Расчет основных технико-экономических показателей……. 93
Выводы……... 95

ЗАКЛЮЧЕНИЕ…….. 96

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК…… 98

ПРИЛОЖЕНИЕ А…….. 115

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность работы. Количество органических отходов разных отраслей народного хозяйства РФ составляет более 390 млн. т в год, из которых отходы сельскохозяйственного производства составляют 250 млн. т. В большинстве стран мира биогазовые технологии стали стандартом переработки биоотходов с целью получения дополнительных сырьевых и энергетических ресурсов.

Главной причиной ограниченного применения биогазовых технологий в России являются большие энергозатраты на технологические нужды оборудования, при этом следует отметить, что основные энергетические потери возникают в метантенке. Интенсификация процесса метанового брожения может осуществляться микробиологическими или конструктивно-технологическими методами. Перемешивание является ключевым способом повышения эффективности работы биогазовой установки. Согласно ГОСТ Р 53790-2010, оптимальное перемешивание субстрата в метантенке увеличивает выход биогаза на 50 %. Результаты экспериментальных исследований промышленных аппаратов метанового брожения показали, что недостаточное перемешивание снижает эффективный объем метантенка на 70 % и является основной причиной отказа оборудования.

Применение системы гидравлического перемешивания позволяет поддерживать наиболее благоприятные гидродинамические и температурные условия для жизнедеятельности метаногенного сообщества бактерий на протяжении всего технологического процесса.

В связи с этим, возникает задача разработки системы гидравлического перемешивания, ориентированной на совершенствование технологического процесса с позиций энерго- и ресурсосбережения.

В литературе крайне мало математических моделей процессов гидродинамики и массопереноса в метантенках, что объясняется малой изученностью физических аспектов процессов производства биогаза и сложностью моделирования. Кроме того, оценка качества процесса

перемешивания на основании этих моделей затруднена. Из этого вытекает необходимость разработки математической модели процессов гидродинамики и массопереноса в метантенках с системой гидравлического перемешивания.

Целью работы является повышение эффективности анаэробной переработки органических отходов в метантенке путем совершенствования системы гидравлического перемешивания, на основании математического моделирования и исследования процессов гидродинамики и массопереноса.

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

1. Разработать математическую модель процесса гидравлического перемешивания органического субстрата для обоснования контролируемых и регулируемых параметров в метантенке биогазовой установки (БГУ) и провести численное исследование процесса гидравлического перемешивания в реакторе биогазовой установки.

2. Провести экспериментальные исследования и определить зависимости коэффициента динамической вязкости свиного навоза от температуры, концентрации и скорости сдвига.

3. Разработать модернизированный способ гидравлического перемешивания в метантенке биогазовой установки, обеспечивающий эффективность технологического процесса.

4. Разработать и обосновать показатель качества перемешивания органического субстрата в метантенке, позволяющего прогнозировать выход биогаза.

5. Провести численный эксперимент для определения эффективных контролируемых и регулируемых параметров модернизированной системы гидравлического перемешивания в метантенке БГУ.

6. Провести тепловой и термодинамический анализ технологий метанового брожения с типовой и модернизированной системой гидравлического перемешивания.

Научная новизна выполненных исследований состоит в том, что:

1. Предложена математическая модель процесса гидравлического перемешивания органического субстрата в метантенке БГУ на основе уравнений Навье-Стокса и массопереноса с соответствующими краевыми условиями, позволяющая обосновать контролируемые и регулируемые параметры метантенка БГУ.

2. Предложен и обоснован модернизированный способ гидравлического перемешивания органического субстрата в метантенке БГУ, новизна которого подтверждена патентом (патент № 115350).

3. Получены экспериментальные данные зависимости коэффициента динамической вязкости свиного навоза от температуры, концентрации и скорости сдвига, позволяющие численно определять контролируемые и регулируемые параметры метантенка БГУ.

4. Предложен и обоснован показатель качества перемешивания органического субстрата в метантенке БГУ, позволяющий прогнозировать выход биогаза.

5. Получены эффективные контролируемые и регулируемые параметры модернизированной системы гидравлического перемешивания в метантенке БГУ.

6. Получены результаты теплового и термодинамического анализа технологии метанового брожения с типовой и модернизированной системой гидравлического перемешивания.

Практическая значимость работы состоит в том, что:

1. Предложена математическая модель, позволяющая решать задачи модернизации биогазовых установок с гидравлическим перемешиванием. Использование данной модели позволяет определять эффективные конструктивные и режимные параметры метантенка: геометрические характеристики аппарата, вид перемешивания (струйное, циркуляционные трубы), внутренние конструктивные особенности (наличие перегородок).

2. Получены основные эксплуатационные характеристики модернизированной системы гидравлического перемешивания в метантенке, которые позволяют определить время, эффективность и интенсивность процесса

перемешивания для метантенков с различными геометрическими параметрами и гидродинамическими режимами;

3. Полученные экспериментальные данные по вязкости органического субстрата могут быть использованы при проектировании устройств для хранения, транспортировки и переработки свиного навоза;

4. Предложена установка анаэробной переработки органических отходов (патент № 115350, дата 27 апреля 2012г.).

Основные результаты, выносимые на защиту:

1. Математическая модель процесса гидравлического перемешивания органического субстрата в метантенке БГУ на основе уравнений Навье-Стокса и массопереноса с соответствующими краевыми условиями, позволяющая обосновать контролируемые и регулируемые параметры метантенка БГУ.

2. Показатель качества перемешивания органического субстрата в метантенке БГУ, позволяющий прогнозировать выход биогаза.

3. Модернизированный способ гидравлического перемешивания органического субстрата в метантенке БГУ, обеспечивающий эффективное перемешивание и более глубокое протекание процесса анаэробного сбраживания, новизна которого подтверждена патентом (патент № 115350).

4. Результаты численных исследований процесса гидравлического перемешивания в метантенке, позволяющие определять эффективные контролируемые и регулируемые параметры модернизированной системы гидравлического перемешивания в метантенке БГУ.

Личное участие. Результаты численных и экспериментальных исследований, их анализ и интерпретация, представленные в диссертации, получены при личном участии автора под руководством д.т.н. Вачагиной Е.К.

Реализация результатов исследования. Работа выполнена в рамках ФЦП «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009 – 2013 годы (госконтракты №14.740.11.0518, №П560, №8196, №14.B37.21.0299); гранта Президента РФ для государственной поддержки молодых российских ученых и средств для государственной поддержки ведущих научных школ Российской

Федерации (МК-2323.2009.8).

Апробация работы. Основные положения работы изложены на следующих научно-практических конференциях: XVI международной научно-технической конференции студентов и аспирантов "Радиоэлектроника, электроника и энергетика" (Москва, 2011 г.); XVIII Школе-семинаре молодых ученых и специалистов под руководством академика А.И. Леонтьева «Проблемы газодинамики и тепломассообмена в новых энергетических технологиях» (Звенигород, Московская область, 2011г.); Всероссийском конкурсе научно-исследовательских работ студентов, аспирантов и молодых ученых «ЭВРИКА 2011» (Новочеркасск, 2011г.); XII Международной школе-конференции молодых ученых «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики» (Новосибирск, 2012г.); Всероссийской конференции молодых учёных «Новые нетрадиционные и возобновляемые источники энергии» (Новосибирск, 2013г.), 9-я Международная научно-техническая конференция «Энергообеспечение и энергосбережение в сельском хозяйстве» (Москва, 2014 г.).

Публикации. По материалам диссертации опубликована 20 печатных работ, в том числе 8 статей в научных журналах, входящих в перечень ВАК и 1 патент на полезную модель РФ.

Структура и объем диссертации. Диссертация состоит из введения, четырех глав, заключения и списка литературы. Объем работы составляет 122 страниц, 32 рисунка, 27 таблиц и 1 приложение. Список литературы включает 157 наименований.

ГЛАВА 1
АНАЛИЗ СОСТОЯНИЯ ВОПРОСА

1.1. Классификация технологий метанового брожения

Аппаратурное оформление технологии метанового брожения определяется температурным режимом, влажностью сбраживаемого субстрата, объемом перерабатываемого сырья и экономической целесообразностью.

Классификация существующих технологий производства биогаза представлена на рис. 1 [1].

1. По температурному режиму технологии метанового брожения разделяются на: технологии с психрофильным температурным режимом (0÷25°С); технологии с мезофильным температурным режимом (25÷40°С); технологии с термофильным температурным режимом (40÷60°С) [1-6].

2. По влажности субстрата технологии метанового брожения можно разделить на: твердофазную метангенерацию; ферментацию жидких органических отходов; ферментацию «супержидких» органических отходов.

К первой группе технологий относится технология *твердофазной метангенерации*, научные основы которой разработаны в 80-х гг. XX века в Институте биохимии им. А.Н. Баха АН СССР совместно с Академией коммунального хозяйства. Данная технология использовалась при обработке стоков свиноферм с предварительным разделением жидкой и твердой фаз исходного субстрата (колхоз «Большевик» Крымской обл., свиноводческий комплекс на 12 тыс. голов - проект ВИЭСХ; птицефабрика «Центральная» Владимирской обл., опытно-промышленная биогазовая установка ВНИИКОМЖ) [7-9].

Вторая группа технологий - *ферментация жидких органических отходов*, влажность которых составляет 85÷98%, это наиболее распространенная технология метанового брожения [10]. В Казанском аграрном институте была разработана и изготовлена опытная лабораторно – производственная установка

для утилизации и рационального использования жидких помётных масс, образующихся на птицефабрике [11].

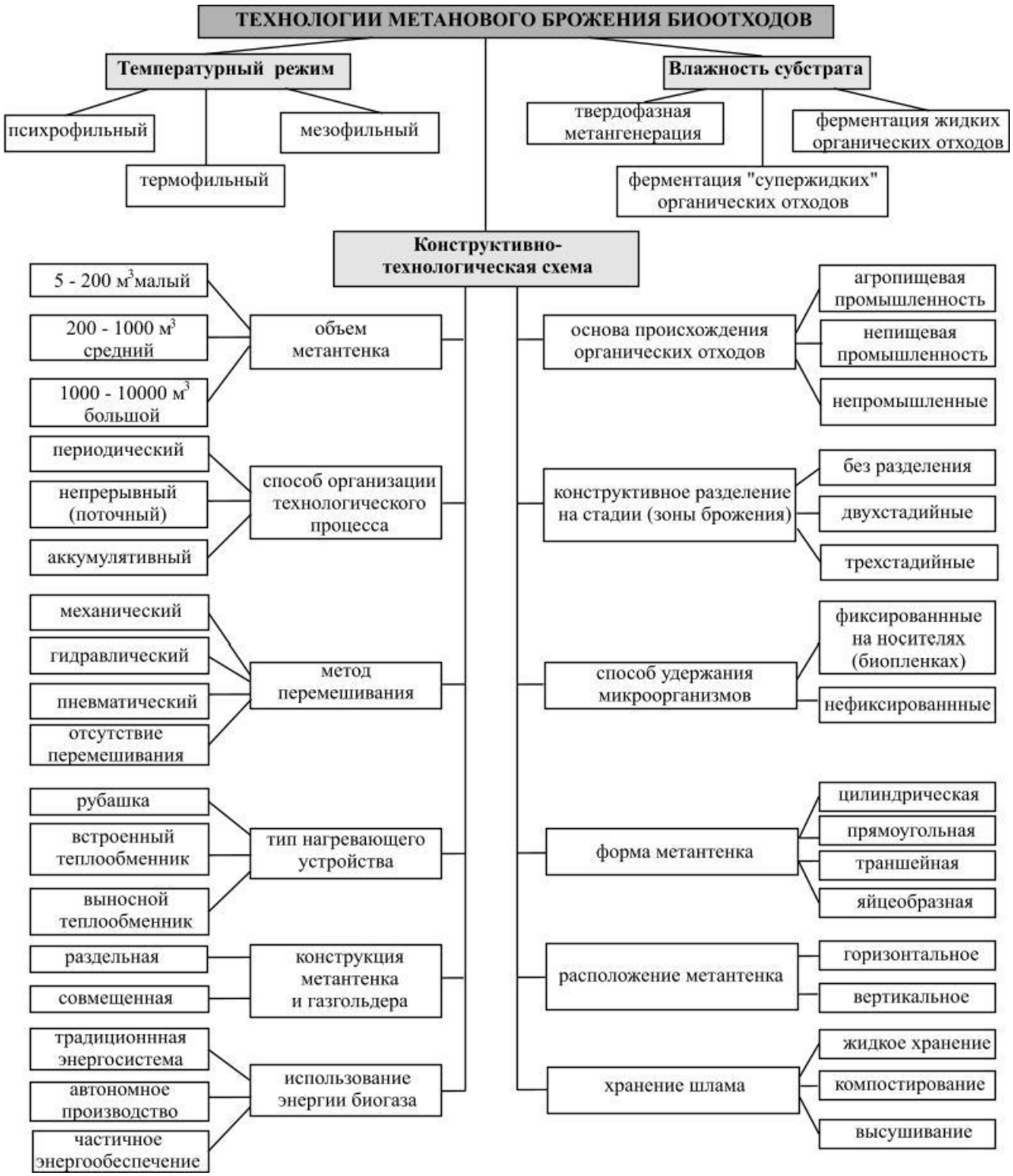


Рис. 1.1. Классификация биогазовых технологий

Третья группа технологий - *ферментация «супержидких» органических отходов* (перерабатывающей промышленности - молочной, сахарной, бумажной,

кожевенной, консервной, текстильной и т.д.), влажность которых составляет 98÷99%. Впервые такая технология была использована в СССР при создании производства кормового препарата витамина B_{12} с одновременным получением биогаза (15000 $м^3$/сут.) при переработке жидких стоков (до 3000 $м^3$/сут.) на 2 ацетонобутиловых заводах в 1960-1969 гг. [7].

3. По происхождению биомассы можно выделить три типа биогазовых технологий: агропищевой промышленности, непищевой промышленности, непромышленные [12-12].

4. Конструктивные особенности метантенка позволяют классифицировать технологии метанового брожения по следующему ряду признаков, таких как: объем метантенка; способ организации технологического процесса (гидродинамический режим); метод перемешивания; система поддержания температурного режима; конструкция метантенка и газгольдера; разделение на стадии (зоны брожения); способ удержания микроорганизмов [1, 15-17]

4.1. По объему метантенка технологии метанового брожения можно разделить на следующие типы:

а) малой мощности (5 – 20 $м^3$, фермерские хозяйства). Данный типоразмерный ряд предлагают следующие компании: «Фактор Лтд», «Трансфин», ООО «Компания ЛМВ Ветроэнергетика», АО «Стройтехника», НВФ «Центр Альтернативной Энергетики» [18,19].

б) средней мощности (20 – 1000 $м^3$, животноводческие комплексы). ООО «СпецЭнергоСнаб» предлагает потребителям типоразмерный ряд биогазовых установок с метантенками вместимостью до 400 $м^3$ и суточным выходом биогаза 20 – 1600 $м^3$ [18]. В ВИЭСХ разработаны биогазовые установки: БГУ-150 (г. Ирбите, Свердловская обл.), БГУ-500 (г. Нижнегорск, Крым, п.Пышма, Свердловская обл.) [18].

в) большой мощности (1000 – 10000 $м^3$, например, промышленные заводы) [16, 20].

4.2. По гидродинамическому режиму технологии метанового брожения подразделяются на [1-4, 16-17, 20-21]: биогазовые установки (БГУ) с проточной

системой анаэробного сбраживания; биоэнергетические установки (БЭУ) с цикличной системой анаэробного сбраживания; БЭУ с аккумулятивной системой анаэробного сбраживания.

4.3. По способу перемешивания в метантенке БГУ подразделяются на установки, в которых перемешивание может осуществляться с помощью механических приспособлений, гидравлическими средствами (рециркуляция под действием насоса), под напором пневматической системы (частичная рециркуляция биогаза) [4-5, 20].

Механические мешалки эффективны при переработке тяжелых субстратов с содержанием сухого вещества (СВ) до 20% [4]. При применении механического способа используют рамные, винтовые, лопастные и другие мешалки. Большая часть перемешивающих устройств представляет собой горизонтально или вертикально установленный вал, на котором закреплены лопасти или другие элементы с винтовой поверхностью, обеспечивающие перемещение массы [1, 4, 16, 18, 20, 22].

Гидравлические перемешивающие системы. Гидравлическое перемешивание – перемешивание, при котором осуществляется перекачивание сырья из одной зоны аппарата в другую [23]. Использование гидравлических систем перемешивания ограничивается легкотекучими субстратами.

Пневматическое перемешивание. Существуют способы пневматического перемешивания, когда часть выработанного биогаза откачивается из реактора, сжимается компрессором и нагнетается в аппарат. Газ может нагнетаться через дно, боковую стенку или купол. Сидыганов Ю.Н., Шамшуров Д.Н., Костромин Д.Н. провели ряд работ над тем, чтобы повысить качество перемешивания, нагнетая в жидкий субстрат биогаз [24-25]. Ермоловым Н.А. было предложено использовать для перемешивания извлеченный из биогаза диоксид углерода [27].

4.4. Для обеспечения более высокого производства биогаза и биоудобрений, а также лучшего обеззараживания сырья используются два метода подогрева: прямой подогрев в форме пара или смешивающейся с сырьем горячей воды и непрямой подогрев через теплообменник. Теплообменники могут быть как

встроенные, так и выносные, а также в виде рубашки на метантенке. Наиболее распространенной системой подогрева сырья является внешняя система подогрева с водонагревательным котлом, работающим на биогазе, электричестве или твердом топливе. В качестве нагревательных элементов применяют теплообменники в виде змеевиков, секций радиаторов, параллельно сваренных труб, где теплоносителем служит горячая вода с температурой около 60ºС.

В ходе работы биогазовых установок на Курьяновских очистных сооружениях (МГУП «Мосводоканал») используются теплообменники типа «труба в трубе» [28]. Широкое распространение получили спиральные теплообменники фирмы «Альфа-Лаваль» (Швеция) [18].

4.5. Конструкции биореактора и газгольдера, применяемые в различных биогазовых технологиях, могут быть как раздельные, так и совмещенные [1, 3, 14].

4.6. По конструктивному разделению на стадии (зоны брожения) различают следующие биогазовые технологии: без разделения на стадии, двухстадийные и трехстадийные.

Двухфазная анаэробная переработка органических субстратов, при которой первая анаэробная фаза предназначена для получения питательной среды для метаногенных микроорганизмов второй анаэробной фазы описана в [18, 29]. Технология «трехстадийной метангенерации» была положена в основу созданной в 1998г. ЗАО Центр «ЭкоРос» опытно-промышленной установки по переработке отходов фермы крупного рогатого скота (КРС) в целях интенсификации процесса [18].

4.7. Типы биореакторов, применяемых в различных технологиях анаэробного сбраживания, могут быть разделены на две большие группы:

а) с нефиксированными микроорганизмами (реакторы полного перемешивания, контактные реакторы, реакторы восходящего потока с активным слоем ила) [16, 30].

б) с микроорганизмами, фиксированными на носителях (биопленках). К этой группе относятся реакторы с анаэробными фильтрами, с движущимися

биодисками, с рециркуляцией активного ила, имеющие инертные носители маленького размера (доли миллиметра), которые граничат с контактными реакторами, и реакторы со взвешенным или кипящим слоем активного ила, фиксированного на инертных носителях.

4.8. По использованию энергии биогаза технологии анаэробного сбраживания могут быть направлены:

а) на полную передачу биогаза в традиционную энергосистему (ТЭЦ, котельная). Потребности биогазовой установки в энергии обеспечиваются традиционной энергосистемой;

б) на автономное производство с аварийным резервированием (БИОЭН-1) [8, 31];

в) на частичное энергообеспечение [17].

5. По хранению шлама биогазовые технологии разделяются на технологии с жидким хранением шлама; технологии с высушиванием шлама; технологии с компостированием шлама [3].

В настоящее время в мире функционирует несколько тысяч крупных промышленных установок для переработки органических отходов в биогаз. В России технологии метанового брожения не получили широкого распространения, за исключением нескольких опытно-промышленных установок, разработанных в соответствии с государственными программами. Реализация биогазовых технологий находится на уровне научно-технических разработок, малых опытных серий и демонстрационных производственных центров. Общее число биогазовых установок в странах СНГ не превышает в настоящее время нескольких сотен.

В России применение технологий метанового брожения биоотходов ограничено вследствие больших энергетических затрат на технологические нужды оборудования, следует отметить, что основные энергетические затраты возникают в метантенке, который является основным аппаратом в технологической схеме.

Значительные резервы повышения энергетической эффективности

биогазовых технологий скрыты в применении различного рода методов интенсификации процесса анаэробного сбраживания.

1.2. Способы интенсификации процессов анаэробного сбраживания

В настоящее время существует две группы методов интенсификации процессов метанового сбраживания: группа микробиологических методов и группа конструктивно-технологических методов.

1. Микробиологические методы интенсификации процесса анаэробного сбраживания

Микробиологические методы интенсификации процесса метанового брожения представлены следующими направлениями: коферментация, получение новых штаммов микроорганизмов, использование стимулирующих добавок, иммобилизация.

1.1. Коферментация

Растительный субстрат дает значительно больший выход биогаза по сравнению с отходами животного происхождения, что объясняется более высоким содержанием различных факторов роста (таких как, аминокислоты и редуцирующие сахара).

В связи с этим одним из современных направлений повышения выхода биогаза является коферментация, т.е. совместное сбраживание отходов растительного и животного происхождения. При этом выход биогаза определяется экспериментально и является индивидуальным для различных хозяйств. Проблемами коферментации занимаются следующие ученые Amon T., Boxberger J., Hopfner K. и др. [32-33].

В 2011 г. Курской области построена биогазовая станция, рассчитанная на переработку 105 т/сутки стоков свинокомплекса и 105 т/сутки кукурузного силоса. Проект реализуется российской строительной компанией «Группа Стандарт» [18].

В Прохоровском районе Белгородской области заканчивается строительство биогазовой станции, перерабатывающей свиноводческие стоки, кукурузный силос и отходы мясопереработки. Проект реализуется свиноводческим холдингом «Агро-Белогорье» [18].

1.2. Новые штаммы микроорганизмов

Перспективным является получение новых штаммов микроорганизмов, обладающих повышенной способностью к метанообразованию. Фирмой «Matsushita Electric Industrial Co» (Япония) получена массовая культура бактерии *Methanobacterium kadomensis St.23*, которая завершает процесс сбраживания не за 15–20 дней, а за 8 суток [3].

1.3. Добавки, стимулирующие процессы окисления

В исходную массу добавляются органические катализаторы, которые изменяют соотношение углерода и азота (оптимальное соотношение C/N=20/1-30/1) с целью интенсификации процесса анаэробного сбраживания. Также используются различные факторы роста, ферменты, энзимы [34, 35]. Преимущества использования стимулирующих добавок представлены в работах Ковалева В. В., Унгуряну Д. В., Bobeica V., Duca Gh., Воловой Т.Г., Миндубаева А.З., Минзановой С.Т. [3, 36-40].

1.4. Иммобилизация микроорганизмов на носителе

Одним из наиболее эффективных микробиологических способов увеличения окислительной мощности традиционных биоэнергетических установок является применение адгезионной и адсорбционной иммобилизации биомассы на поверхности инертных твердых материалов. Исследованиями иммобилизации микроорганизмов на гелях, мембранах, волокнах, решетках занимаются такие ученые как Henze M., Harremoes P., Liao B.Q., Kraemer J.T., Bagley D.M [41-42].

2. Конструктивно - технологические методы интенсификации процесса анаэробного сбраживания

Значительные резервы интенсификации процессов получения биогаза скрыты в применении различного рода конструктивно - технологических методов

интенсификации процесса анаэробного сбраживания.

2.1. Температура.

Оптимальный температурный режим различен для каждого вида сырья, но на основании эмпирических данных установок ОФ «Флюид», работающих в Кыргызстане на смешанном навозе крупнорогатого скота, свиней и птиц, оптимальным диапазоном температур для мезофильного температурного режима является 34÷37°С, а для термофильного 52÷54°С. Психофильный температурный режим соблюдается в установках без подогрева, в которых отсутствует контроль температуры. Наиболее интенсивное выделение биогаза в психофильном режиме происходит при температуре 23°С [4].

К преимуществам термофильного процесса сбраживания относятся: повышенная скорость разложения сырья и, следовательно, более высокий выход биогаза, а также практически полное уничтожение болезнетворных бактерий, содержащихся в сырье.

Недостатками термофильного разложения являются: большое количество энергии, требуемое на подогрев сырья в реакторе, чувствительность процесса сбраживания к минимальным изменениям температуры и несколько более низкое качество получаемых удобрений.

При мезофильном режиме сбраживания сохраняется высокий аминокислотный состав биоудобрений, но обеззараживание сырья не такое полное, как при термофильном режиме.

В настоящее время проводятся экспериментальные исследования индукционного нагрева навоза в метантенке [6, 43-46].

2.2. Перемешивание

Для эффективной работы биогазовой установки и поддерживания стабильности процесса сбраживания сырья внутри метантенка необходимо перемешивание. Главными целями перемешивания являются: высвобождение произведенного биогаза; перемешивание свежего субстрата и популяции бактерий (прививка); предотвращение формирования корки и осадка; предотвращение участков разной температуры внутри реактора; обеспечение равномерного

распределения популяции бактерий; предотвращение формирования пустот и скоплений, уменьшающих эффективную площадь реактора.

2.3. Разделение процесса анаэробного сбраживания на стадии

Процесс производства биогаза может быть основан на разделении природного биологического процесса метаногенерации на 3 стадии: гидролиз, кислотообразование, образование метана, либо на две стадии – гидролиза и кислотообразования (совместно с метанообразованием). Процесс может быть реализован в соединенных последовательно реакторах, либо в одном реакторе, разделенном на зоны перегородками [31, 46]. В целом, применение такой биосистемы позволяет интенсифицировать процесс в 2 – 3 раза [3].

2.4. Подготовка сырья

На эффективность работы БГУ большое влияние оказывает предварительная подготовка исходного субстрата. Чем меньше размеры частиц органических компонентов исходного сырья, тем больше их удельная поверхность и соответственно интенсивнее происходят процессы сбраживания.

В настоящее время для придания биомассе однородной и гомогенной консистенции используются ультразвуковые и гидродинамические кавитационные деструкторы.

Результатами предварительной обработки биологического сырья являются высокая степень измельчения и гомогенизации сырья; уменьшение периода сбраживания биомассы и, как следствие, возможность строительства БГУ меньших размеров, что приводит к значительной экономии капитальных затрат; высвобождение природных энзимов, являющихся биологическими катализаторами процесса сбраживания биомассы; стабилизация биологических процессов, что приводит к увеличению содержания метана в биогазе до 70-75% [47 - 48].

К основным производителям деструкторов можно отнести следующие организации: НПП «Экоэнергомаш», ООО "Завод Укрбудмаш", АНО «Центр энергосбережения РБ».

Таким образом, в рамках современной концепции повышения

эффективности производства биогаза из органических отходов актуально улучшение производственных технологических параметров биохимических процессов и оборудования, поиск, разработка и внедрение наилучших доступных технических решений.

Интенсификация процесса получения биогаза за счет конструктивно-технологических решений позволяет повысить количество и качество вырабатываемого биогаза, обеспечивая благоприятные условия для жизнедеятельности микроорганизмов.

При выборе конструктивно-технологического способа совершенствования оборудования БГУ, способствующего повышению выхода биогаза и экономической выгоды, необходимо учесть следующие факторы:

- влияние температуры на процесс является наиболее изученным методом интенсификации сбраживания. Установлено, что для стран с холодными климатическими условиями наиболее предпочтительным является мезофильный режим;
- разделение процесса анаэробного сбраживания на стадии очень сложно реализовать с конструктивной точки зрения, так как для этого требуется значительное усложнение конструкции самого метантенка, либо применение дополнительных аппаратов, что ведет к увеличению и без того высоких капитальных затрат;
- подготовка сырья является дополнительным способом улучшения метаногенеза, однако в большинстве технологий присутствует механическое измельчение субстрата, которое по эффективности незначительно уступает ультразвуковому и кавитационному;
- наиболее простым и эффективным методом интенсификации процесса получения биогаза является перемешивание.

1.3. Перемешивание как способ интенсификации анаэробных процессов в метантенке

Анаэробное сбраживание органических соединений в промышленных условиях является сложным технологическим процессом. Из опыта эксплуатации биоэнергетических установок в Германии известно, что наиболее частой причиной снижения выхода биогаза является поломка или неэффективная работа перемешивающих устройств.

Действительно, для нормального протекания метаногенеза необходимы оптимальные условия в аппарате: требуемая температура, отсутствие кислорода, достаточная концентрация питательных веществ, допустимый диапазон значений pH, отсутствие или низкая концентрация токсичных веществ. Детальное рассмотрение влияния данных условий на процесс метаногенеза представлено в работах Гофмана, Паркина и Оуэна [20]. Достижение указанных условий напрямую связано с перемешиванием в метантенке. Таким образом, перемешивание является ключевым фактором эффективной работы метантенка.

При выборе подходящего способа и метода перемешивания нужно учитывать, что процесс сбраживания представляет собой симбиоз между различными штаммами бактерий, то есть бактерии одного вида могут питать другой вид. Когда сообщество разбивается, процесс ферментации будет непродуктивным до того, как образуется новое сообщество бактерий, таким образом, слишком частое или продолжительное и интенсивное перемешивание вредно. Рекомендуется медленно перемешивать сырье через каждые 4 – 6 часов.

Исследования влияния перемешивающих устройств на процесс брожения представлены в работах [49 - 54].

К недостаткам мешалок с погружными двигателями и удлиненными валами можно отнести: высокую энергоемкость; значительный износ оборудования; сложность ремонта; снижение эффективности работы из-за возможности заиливания и наличия волокнистых материалов; недостаточное разрушение плавающей корки при определенных условиях; наличие движущихся частей

перемешивающего устройства снижает надежность последнего в работе; ненадежность герметизации аппарата из-за наличия узла уплотнения вала мешалки и, как следствие, повышенная взрывоопасность. Как правило, механическое устройство работает периодически и с высокими оборотами, что приводит к разрушению целостности метаногенного сообщества.

Главная проблема пневматических систем заключается в проникновении сырья в газовую систему. Перемешивание путем пропускания биогаза через толщу сырья дает хорошие результаты только в том случае, если сбраживаемая масса сильно разжижена и не образует корки на свободной поверхности. Высока вероятность ингибирования процесса анаэробного сбраживания продуктами метаногенеза, а также изменения pH среды, содержащимся в биогазе CO_2.

Указанных недостатков лишена система гидравлического перемешивания. К очевидным преимуществам данного способа перемешивания относятся: эффективная работа при наличии волокнистых материалов в органическом субстрате; возможность непосредственного воздействия на осадок; возможность контроля пенообразования; низкое потребление электроэнергии; простота технического обслуживания.

В таблице 1.1 представлены экспериментальные данные о влиянии способа перемешивания на качество и выход биогаза [55].

Таблица 1.1. Выход биогаза при различных способах перемешивания

Способ перемешивания	**Выход биогаза (л/л/сут)**	**Выход метана (л/г СВ)**
Отсутствие перемешивания	0,92	0,19
Механическое перемешивание	1,14	0,23
Пневматическое перемешивание	1,07	0,21
Гидравлическое перемешивание	1,20	0,24

Таким образом, помимо эксплуатационных преимуществ гидравлическое перемешивание обеспечивает больший выход биогаза с большим содержанием метана.

Гидравлическое перемешивание может осуществляться путем естественной и принудительной циркуляции органического субстрата.

Естественная циркуляция органического субстрата при гидравлическом перемешивании.

Простейшим способом оформления гидравлического перемешивания является использование внутри метантенка различных перегородок, образующих сообщающиеся между собой камеры [56].

Процесс перемешивания органического субстрата в метантенке может осуществляется за счет разницы в давлениях в емкости и циркуляционном трубопроводе, создаваемой выделяющимся при брожении биогазом, что позволяет полностью отказаться от внешних энергозатрат, идущих на процесс перемешивания [57]. Давление выделяющегося газа служит источником энергии для системы перемешивания и в двухполостных метантенках. Примерами установок с таким типом гидравлического перемешивания являются установки БЭУ-10 и БЭУ-20, разработанные и введенными в эксплуатацию омским предприятием ООО «Сиприс» (БЭУ-10 на фермерском хозяйстве «Сибирь», БЭУ-20 на крестьянском хозяйстве «Опыт») [18]. В запатентованной биогазовой установки фирмы "VSP-Anlagen" для перемешивания также используется давление образовавшегося биогаза [18]. При этом реактор представляет собой бетонную или стальную емкость с двумя оболочками с постоянной гравитационной циркуляцией среды.

Принудительная циркуляция органического субстрата при гидравлическом перемешивании.

Циркуляционное перемешивание с помощью насосов применяют, как правило, при смешении жидкостей в аппаратах большого объема.

Перемешивание гидравлическим способом путем рециркуляции субстрата осуществляется в метантенках завода водообработки города Су-Фолз (Южная Дакота, США) [58].

Простейшая схема циркуляционного перемешивания показана на рис.1.2.

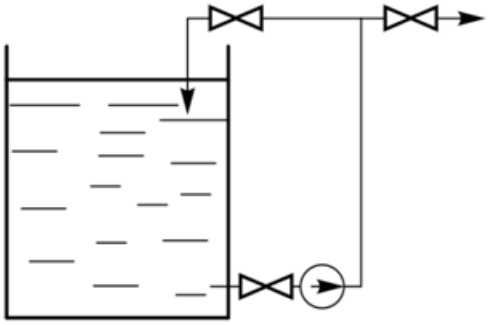


Рис. 1.2. Схема гидравлического перемешивания

Гидравлический способ перемешивания может осуществляться путем циркуляции жидкости при помощи центробежного насоса, который откачивает жидкость из одной части объема емкости или аппарата и подает ее под давлением в другую часть. Движение органического субстрата может осуществляется по внутренним или внешним циркуляционным трубам, либо с помощью ротационных, радиальных и тангенциальных струйных аппаратов, жестко вмонтированными в стены хранилища [18].

Гидравлическое перемешивание с помощью циркуляционных труб.

Производством и разработкой циркуляционных труб для БГУ занимается фирма «Summit Systems & Equipment Pte Ltd» [59]. Такой способ гидравлического перемешивания используется в конструкциях малых БЭУ, например БГУ-2 (производство ВИЭСХ, г. Москва) [18].

На рис.1.3 изображена схема внешней циркуляционной трубы [60].

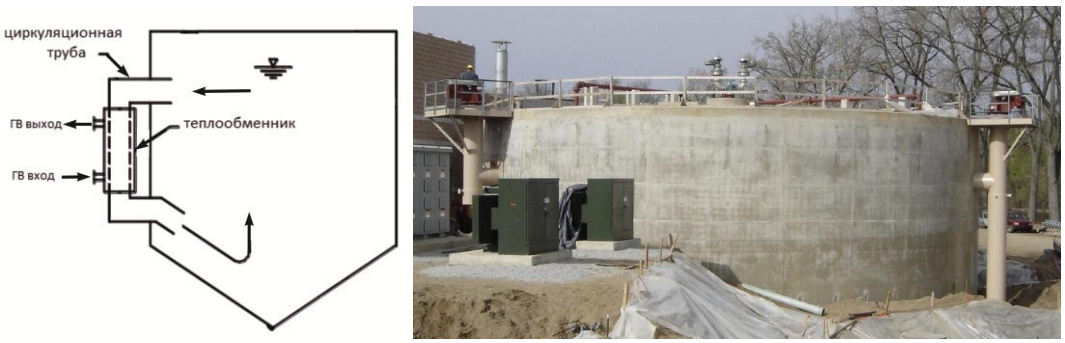


Рис. 1.3. Система гидравлического перемешивания с внешней циркуляционной трубой

К технологическим преимуществам данного способа гидравлического перемешивания относятся: низкое энергопотребление; возможность смены направления движения органического субстрата; простота технического обслуживания; наличие резервных циркуляционных труб. Недостатком являются высокие капитальные затраты.

Гидравлическое перемешивание с помощью струйных аппаратов.

В многочисленных биогазовых установках, построенных в ФРГ 20 лет назад, очень хорошо зарекомендовала себя система с подвижным соплом [18]. Гидравлические системы с неподвижным соплом требуют, напротив, тщательного выбора в соответствии с размерами и формой реактора, чтобы обеспечивать достаточное перемешивание субстрата во всех зонах реактора.

К недостаткам такого способа перемешивания следует отнести: засорения сопел; отсутствие резервных труб; необходимость измельчения крупных включений; высокие энергозатраты.

В таблице 1.2 приведены технологические данные для метантенка фирмы «Greeley and Hansen» с различными циркуляционными системами [60].

Таблица 1.2. Технологические данные метантенка фирмы «Greeley and Hansen» с различными циркуляционными системами

Тип гидравлического перемешивания	Энергопотребление, кВт	Время работы, мин
Гидравлическое перемешивание с помощью циркуляционных труб	30,0	33,2
Гидравлическое перемешивание с помощью струйных аппаратов	75,0	343,1

Таким образом, согласно [60], существенным преимуществом системы гидравлического перемешивания с внешними циркуляционными трубами является экономия электроэнергии.

1.4. Математическое моделирование процесса метанового брожения

Значительный вклад в развитие научных знаний о процессе метанового сбраживания органических отходов животноводческих комплексов внесли Панцхава Е.С., Ковалёв Д.А., Андрюхин Т.Я., Гюнтер Л.И., Пузанков А.Г., Баадер В., Мариненко Е.Е., Гудков Д. М. и др. [61-65].

Экспериментальное и теоретическое исследование метанового брожения началось в начале 1950-х (Buswell и Muller) [66]. Процесс эволюции математических моделей метанового сбраживания шел от простых моделей до сложных [67-72]. Из сложных моделей ADM1 является наиболее полной моделью анаэробного сбраживания, которая включает в себя несколько этапов описания биохимических и физико-химических процессов (8 групп бактерий и 11 реакций, смертность микроорганизмов, их распад, а также влияние pH, ионного и межфазного равновесия) [73].

На практике проектирования установок анаэробного сбраживания в настоящее время пользуются эмпирическими моделями процессов, основанными на уравнениях микробной кинетики и теории хемостата [74-76]. Наибольший интерес для инженерных расчетов представляет модель Чена-Хашимото [77], являющаяся модифицированной моделью Конто [76]. Данная модель описывает с некоторыми допущениями объемную скорость выхода биогаза в зависимости от важнейших параметров процесса анаэробной ферментации.

В отечественной литературе математическое моделирование процессов гидродинамики и теплообмена в метантенке посвящено небольшое количество работ, авторами которых являются Землянка А.А., Кудряшова А.Г., Чернышов А.А., Сидыганов Ю.Н., Онучин Е.М. [78-83].

Землянка А.А. [78] описал процессы теплообмена и гидродинамики в цилиндрическом метантенке с погруженным в него цилиндрическим теплообменником. Кудряшова А.Г. [79] разработала математическую модель процесса нагрева биомассы с использованием энергии трубчатого электронагревателя. Математическое моделирование процессов

функционирования каталитического подогревателя при обогреве биореактора анаэробного сбраживания органических отходов представлено в работе Сидыганова Ю. Н., Е.М. Онучина, А. А. Медякова [79-83]. Чернышову А.А. принадлежит модель движения флотируемой биомассы [83].

В зарубежной литературе известны следующие работы по моделированию процессов гидродинамики и теплообмена в метантенке. Fleming [84] разработал трехмерную модель процессов гидродинамики и теплообмена для покрытых лагун. Grebremedhin [85] разработал одномерную комплексную модель теплообмена для метантенка идеального вытеснения. На основе этой модели Wu и Bibeau [86] разработали трехмерную модель теплопереноса для метантенков, работающих в холодных климатических условиях. Wu и Chen [87] создали трехмерную модель гидродинамики для метантенков с турбулентным режимом течения органического субстрата. Результаты численных исследований были сопоставлены с экспериментальными данными, полученными в лабораторных и опытно-промышленных условиях.

Особый интерес представляет моделирование процессов гидродинамики и теплообмена при перемешивании. Анализ проблемы показал, что перемешивание органического субстрата является ключевым параметром повышения эффективности процесса анаэробной переработки и применение системы гидравлического перемешивания позволяет поддерживать наиболее благоприятные гидродинамические и температурные условия для жизнедеятельности метаногенного сообщества бактерий на протяжении всего технологического процесса.

Вопросу исследования процесса перемешивания посвящены работы таких ученых как Брагинский Л.Н., Стренк Ф., Шлихтинг Г., и др. [88-90].

Численное моделирование процессов гидродинамики при механическом перемешивании в метантенке при ламинарном, переходном и турбулентном режимах представлено в работах Horvath A., Jordan C., Harasek M., Maier C., Weichselbaum W. [91-92]. В 2011 г. Mandrea и др. [93] получено аналитическое решение для ламинарного потока в цилиндрическом метантеке с механическим

перемешиванием и численное решение для ламинарного потока в метантенке с более сложной геометрией. Вачагиной Е.К. [94] создана математическая модель движения двухфазной газожидкостной среды в цилиндрическом метантенке биогазовой установки с механическим перемешиванием.

Vesvikar и Al-Dahan [95-98] провели трехмерное, стационарное моделирование для определения картины течения внутри метантенка с барботажным перемешиванием. В этой работе впервые результаты численных исследований были сопоставлены с экспериментальными данными, полученными в результате применения метода меченных атомов (изотопных индикаторов). Latha S., Bortman D., Sleing P. [99] разработали трехмерную модель процесса гидродинамики при турбулентном режиме в метантенке с барботажным перемешиванием.

С целью оптимизации анаэробного процесса рядом авторов разработаны математические модели для метантенков с гидравлическим перемешиванием [100-103].

В работах Mendoza A.M., Martinez T.M., Montanana V.F. представлены численные результаты распределения полей скоростей в цилиндрическом метантенке. Моделированием гидравлического перемешивания в горизонтальных метантенках с верхней подачей органического сырья занимаются такие ученые как Andrzej G. Chmielewski, Aleksandra Berbeć. Модель гидродинамики для органического субстрата с неньютоновскими псевдопластическими свойствами описана в работе Terashima, Goel, Komatsu. Отличительной особенностью существующих моделей гидравлического перемешивания является турбулентный режим течения субстрата.

Численное моделирование процесса теплообмена при гидравлическом перемешивании осадков сточных вод в метантенках с внутренней циркуляционной трубой представлено в работах Шаяхметова Р.Г., Исаков В.Г.

Анализ рассмотренных математических моделей процесса анаэробного очистки показывает, что учет гидродинамических характеристик процесса является необходимым условием для полного описания процессов метанового

брожения в метантенке.

1.5. Реологические свойства навоза, получаемого на свиноводческих комплексах и фермах

Важнейшими свойствами бесподстилочного навоза являются текучесть (реологические свойства) и коррозионные свойства. Реологические свойства навоза зависят от содержания в нем сухого вещества и коллоидных частиц. Бесподстилочный навоз в зависимости от количества попавшей в него воды представляет собой в различной степени текучую полидисперсную суспензию с квазипластическими текучими свойствами и в недвижимом состоянии он застывает, твердые частицы высокой плотности начинают осаждаться, навоз переходит в гелеобразное состояние и текучесть его ухудшается. При движении происходит разжижение до состояния золя. Указанные процессы должны быть приняты во внимание при решении вопросов отделения инородных включений, измельчения крупных частиц, поддержания навоза и однородном (гомогенном) состоянии. Свиной навоз при одинаковом содержании сухого вещества более текуч, чем навоз крупного рогатого скота, что объясняется меньшим содержанием в нем коллоидных частиц. При скармливании кормов с высоким содержанием клетчатки и низким содержанием протеина вязкость навоза повышается. Текучесть навоза ухудшается при попадании в него остатков корма. Ориентировочным показателем текучести навоза является содержание в нем сухого вещества. Более точный показатель – содержание в навозе свободной воды. Текучесть навоза повышается после перемешивания [106, 107].

Основной целью большинства исследований реологических и физических свойств навоза являлось проектирование насосов и разбрасывателей.

Оценка реологических свойств свиного навоза проводилась следующими учеными: Голушко А.С., 1969; Личман Г.И., 1975; Капустин В.П., 1976; Ледин Н.П., Письменный В.К., Полищук В.И., 1979; Васильев В.А., 1987; Письменов В.Н., 1988; Кушнарев А.С., 1989 [108 – 113].

Результаты исследований, проведенных на различных фермах и комплексах, дали основание установить следующую закономерность, что при влажности от 79 до 94% вязкость свиного навоза составляет от 7,6 до 0,02 Па·с при напряжении сдвига, изменяющемся в диапозоне от 7,3 до 0,01 Па. Из анализа литературных источников видно, что значения предельного напряжения сдвига и динамической вязкости у отдельных авторов отличаются в 2 – 3 раза [113].

В настоящее время действуют Методические рекомендации по проектированию систем удаления, обработки, обеззараживания, хранения и утилизации навоза и помета, разработанные еще в 1981 году. В них указан коэффициент динамической вязкости свиного и коровьего навоза в зависимости от влажности, а также значение предельного напряжения сдвига [114] (таблица 1.3).

Таблица 1.3. Ориентировочные значения вязкости и предельного напряжения сдвига жидкого навоза дойных коров и свиней в зависимости от влажности

Влажность, %	**Навоз дойных коров**		**Свиной навоз**	
	вязкость, Па·с	**предельное напряжение сдвига, Па**	**вязкость, Па·с**	**предельное напряжение сдвига, Па**
86	1,3	75	0,7	50
87	1,2	60	0,52	30
88	1,0	50	0,4	20
89	0,8	40	0,32	15
90	0,6	37	0,28	9,0
91	0,3	14	0,22	5,0
92	0,45	5	0,2	1,8
93	0,1	2,5	0,15	1,6
94	0,08	1	0,10	0,9
95	0,05	-	0,02	-
96	0,035	-	-	-
97	0,03	-	-	

Экспериментальные исследования Тропина А.Н. [115] показали, что жидкий

свиной навоз влажностью 88 – 91% может быть классифицирован как неньютоновская система со сложными нестационарными реологическими свойствами. Следует отметить, что полученные им значения коэффициента динамической вязкости, а также значение предельного напряжения сдвига в несколько раз выше, чем в Методических рекомендациях (рис. 1.4).

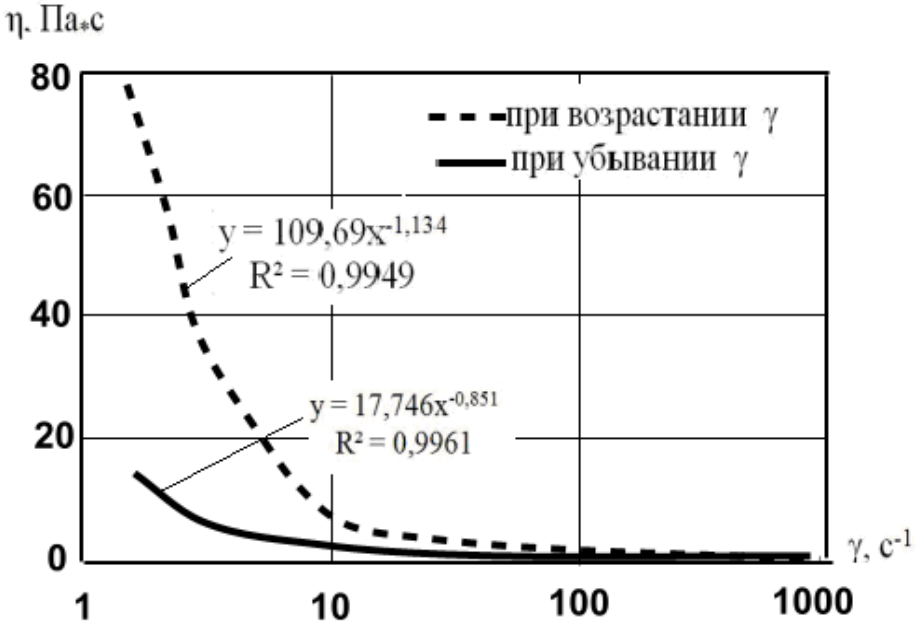


Рис. 1.4. Зависимость вязкости свиного навоза η от градиента скорости γ

Нелинейный характер кривых указывает на неньютоновский характер течения. Нисходящая и восходящая кривые не совпадают и образуют «петлю гистерезиса», которая вызвана уменьшением вязкости жидкого свиного навоза при длительных деформациях. Это явление практически полностью обратимо и система обретает первоначальную вязкость после периода покоя. Усредняя полученные данные для случаев возрастания и убывания градиента скорости γ, Тропин А.Н. рассчитал значение эффективной вязкости $\eta_{эф}$ [115].

Влияние влажности на изменение важнейших реологических свойств навоза исследовано И.И. Лукьяненковым (таблица 1.4).

Таблица 1.4. Влияние влажности на реологические свойства бесподстилочного навоза (И.И. Лукьяненков, 1985) [107]

Влажность, %	**Плотность, кг/м^3**	**Предельное напряжение сдвига навоза, Па**		**Вязкость навоза, Па·с**	
		крупного рогатого скота	*свиного*	*крупного рогатого скота*	*свиного*
90	1024	27	3,2	1,75	0,380
92	1019	11	1,7	1,30	0,230
94	1014	1,0	0,2	0,70	1,100
96	1010	-	-	0,30	0,040
98	1005	-	-	0,01	0,002

Hashimoto и Chen (1976) [116] изучали реологические свойства свежей и аэрированной навозной суспензии птиц, свиней и коров молочной породы.

Barker и Driggers (1981) [117] провели эксперименты по изучению вязкости жидкого свиного навоза (концентрации общего сухого вещества менее 3%) с целью разработки альтернативных систем смыва.

Benali и Kudra (2002) провели лабораторные исследования, чтобы определить параметры сушки необработанного свиного навоза. С помощью ротационного вискозиметра (скорости сдвига неизвестны) они определили, что жидкость является ньютоновской, а вязкость относительно постоянна при концентрации общего сухого вещества от 4,5% до 16% [118].

Landry, Laguë и Roberge (2004) [119] изучали объемную плотность, распределение частиц по размерам и реологические свойства жидкого и полутвердого свиного навоза с общей концентрацией сухого вещества свыше 10%.

С использованием ротационного вискозиметра Keener, Hoorman и Klingman (2006) провели исследования вязкости свиного навоза, в котором содержание сухого вещества составляет от 1,4% до 22,4%, были протестированы две скорости (30 и 60 оборотов в минуту) [120].

Langner (2009) исследовали значение коэффициента динамической вязкости свиного навоза с содержанием сухого вещества от 0,67% до 13,1% при

температурах 15°С, 25°С, 40°С, и 60°С и скоростях сдвига от 0,0066 $с^{-1}$ до 44 $с^{-1}$. При содержании сухого вещества более 4,5% навоз проявлял неньютоновские свойства [121].

Дополнительные исследования вязкости свиного навоза обусловлены необходимостью определения зависимости значения вязкости от скорости сдвига (а не среднего значения) в более широком диапазоне скоростей сдвига (в отличие от Langner), содержания сухого вещества и температуры (в отличие от А.Н. Тропина).

Выводы

1. Проведен аналитический обзор существующих технологий метанового брожения. Необходимость повышения энергетической эффективности биогазовой установки обусловлена большими энергетическими затратами на технологические нужды оборудования. Согласно представленной классификации основным аппаратом в технологической схеме является метантенк, который в значительной степени определяет эффективность технологии в целом.

2. Перспективным мероприятием по повышению энергетической эффективности технологии метанового брожения является создание модернизированного способа гидравлического перемешивания в метантенке. Создание модернизированного способа гидравлического перемешивания способствует поддержанию наиболее благоприятных гидродинамических и температурных условий для жизнедеятельности метаногенного сообщества бактерий на протяжении всего технологического процесса, а также более эффективному использованию объема метантенка.

3. Анализ рассмотренных математических моделей процесса анаэробной очистки показывает, что учет гидродинамических характеристик процесса является необходимым условием для полного описания процессов метанового брожения в метантенке. При численном исследовании процесса гидравлического перемешивания необходимо использовать модели турбулентного режима течения

субстрата, т.к. они наиболее точно описывает гидродинамическую картину в метантенке.

4. Проведение дополнительных исследований вязкости свиного навоза обусловлено необходимостью определения зависимости значения вязкости от скорости сдвига в более широком диапазоне, как скоростей сдвига, так и содержания сухого вещества и температуры.

ГЛАВА 2
МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ГИДРАВЛИЧЕСКОГО ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ОРГАНИЧЕСКОГО СУБСТРАТА В МЕТАНТЕНКЕ

Эффективное проектирование метантенков с гидравлическим способом перемешивания базируется на практических знаниях о физических свойствах сбраживаемого сырья и о конструктивном оформлении процесса.

При моделировании необходимо учитывать конструктивно-технологические особенности гидравлического перемешивания. Гидравлическое перемешивание осуществляется путем создания многократных циркуляционных потоков в аппарате. Циркуляционное перемешивание происходит при движении жидкости по замкнутому контуру, при этом жидкость поступает в резервуар в виде затопленной струи, вытекающей из подводящего патрубка. Жидкость перекачивается по замкнутому контуру насосом. Гидравлические циркуляционные системы требуют тщательного выбора в соответствии с размерами и формой реактора, чтобы обеспечивать достаточное перемешивание субстрата во всех зонах реактора.

Следует отметить, что особенности гидравлического перемешивания предполагают низкие концентрации сухого вещества, а также низкие скорости движения субстрата (не более 0,6 м/с), позволяющие обеспечить сохранение условий для нормальной жизнедеятельности метаногенерирующих бактерий [16, 122].

2.1. Модернизация системы гидравлического перемешивания органического субстрата в метантенке

Учитывая особенности процесса метанового брожения, разработана установка анаэробной переработки органических отходов с системой гидравлического перемешивания (патент на полезную модель № 115350),

представленная на рис. 2.1 [123].

Принцип работы установки, представленной в патенте, заключается в следующем. Исходное сырье в виде влажной органической биомассы загружают в приемную емкость (1) системы подготовки исходного сырья, где его с помощью соответствующих устройств измельчают (2), перемешивают и смешивают со шламом (3) и подогревают с помощью теплообменника (4) до температуры режима сбраживания. Затем подготовленную биомассу с помощью насосов системы (5) подают через два подводящих патрубка (6) и (7) в метантенке (8), причем один расположен в нижней части корпуса резервуара, а второй – в верхней крышке корпуса резервуара. Биомасса под давлением подается через подводящий патрубок (6) в придонную область метантенка, препятствуя образованию осадка, и через подводящий патрубок (7) - на уровень зеркала жидкости, при этом наличие аксиально-лопаточного закручивателя (9) препятствует формированию корки на свободной поверхности в метантенке. Таким образом, биомасса непрерывно циркулирует и перемешивается внутри метантенка.

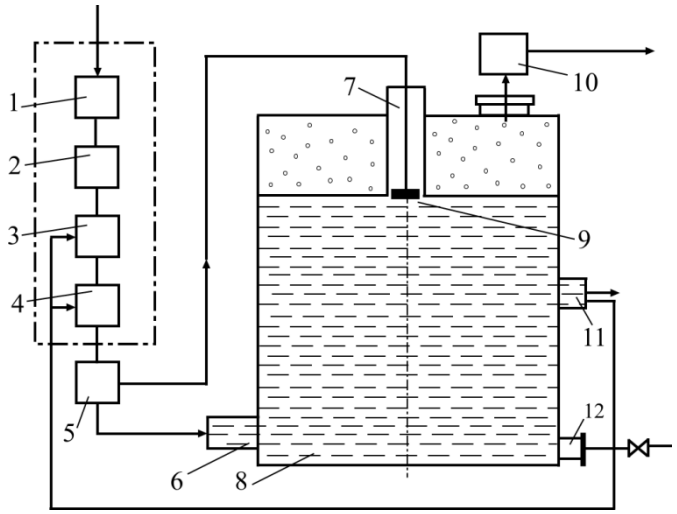


Рис. 2.1. Установка анаэробной переработки органических отходов:
1 – приемная емкость; 2 – измельчитель; 3 – смеситель; 4 – теплообменник; 5 – система насосов; 6,7 - подводящие патрубки; 8 – метантенк; 9 – аксиально-лопаточный закручиватель; 10 – система с вакуум-насосом; 11 – система удаления шлама; 12 – патрубок для выгрузки шлама с фланцем и вентилем.

В течение всего процесса с помощью системы с вакуум-насосом (10) биогаз удаляется через патрубок в верхней крышке корпуса резервуара, а через патрубок в верхней части стенки резервуара жидкое органическое удобрение сливается

самотеком в емкость для готового продукта системы удаления шлама (11). В нижней части метантенка смонтирован патрубок для выгрузки шлама с фланцем и вентилем (12) для опорожнения резервуара на период профилактического ремонта. Таким образом, обеспечивается непрерывный цикл процесса метанового брожения.

Отличительной особенностью установки является модернизированная система перемешивания: перемешивание в метантенке осуществляется рециркуляцией субстрата через два подводящих и один отводящий патрубок; а аксиально-лопаточный закручиватель в верхнем подводящем патрубке препятствует формированию корки на свободной поверхности. Наличие данного циркуляционного контура способствует лучшему перемешиванию органического субстрата в метантенке, а, следовательно, более глубокому протеканию процесса метанообразования.

2.2. Математическая модель процесса гидравлического перемешивания органического субстрата в метантенке биогазовой установки

Наряду с экспериментальными исследованиями процесса перемешивания в метантенках, в последнее время широко используется вычислительный эксперимент, который значительно дешевле и доступнее. Для оценки влияния перемешивания на производительность метантенков Karim K. и Hoffmann R. провели ряд экспериментов и пришли к выводу, что истинный эффект перемешивания не может быть обнаружен в лабораторных масштабах [124]. Проведение полномасштабных опытов чрезмерно дорого и часто невозможно. К тому же, с их помощью невозможно найти значения основных характеристик процесса (таких, как скорость, температура, концентрация) во всей области решения. В отличие от эксперимента для расчета доступна практически вся исследуемая область метантенка и отсутствуют возмущения процесса, вносимые датчиками при экспериментальном исследовании.

Таким образом, численный метод исследования является предпочтительной

альтернативой эксперименту при оценке влияния конструктивных параметров системы гидравлического перемешивания на эффективность процесса метанового сбраживания.

При построении математической модели приняты следующие допущения:

- гидродинамический режим циркуляции субстрата в метантенке предполагается турбулентным, с заданным профилем вектора скорости на входе в резервуар;

- предполагается, что рассматриваемая среда (органический субстрат) - вязкая жидкость с плотностью и коэффициентом эффективной вязкости, зависящими от концентрации и температуры;

- реологическое поведение среды ньютоновское;
- процесс перемешивания нестационарный;
- средняя концентрация в процессе перемешивания постоянна;
- температура в метантенке постоянна.

Для описания турбулентного течения субстрата в метантенке была выбрана стандартная двухпараметрическая k-ε модель турбулентности [125]. Данная модель используется при моделировании процессов перемешивания в работах Wu и Chen, Maier C., Weichselbaum W., Latha S., Bortman D., Sleing P., Meroney R.N., Colorado P.E., Mendoza A.M., Martinez T.M., A.G. Chmielewski и характеризуется такими положительными сторонами как ошибкоустойчивость, экономичность и разумная точность для широкого диапазона промышленных задач.

При сделанных выше допущениях математическая модель рассматриваемой задачи, полученная на основе уравнений механики сплошных сред [126], в декартовой системе координат имеет вид:

$$\rho(\alpha)\left(\frac{\partial V_x}{\partial t}+V_x\frac{\partial V_x}{\partial x}+V_y\frac{\partial V_x}{\partial y}+V_z\frac{\partial V_x}{\partial z}\right)=-\frac{\partial p}{\partial x}+\frac{\partial}{\partial x}\left(\mu_e(\alpha)\frac{\partial V_x}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left(\mu_e(\alpha)\frac{\partial V_x}{\partial y}\right)+$$
$$+\frac{\partial}{\partial z}\left(\mu_e(\alpha)\frac{\partial V_x}{\partial z}\right)+\frac{\partial\mu_e(\alpha)}{\partial x}\frac{\partial V_x}{\partial x}+\frac{\partial\mu_e(\alpha)}{\partial y}\frac{\partial V_y}{\partial x}+\frac{\partial\mu_e(\alpha)}{\partial z}\frac{\partial V_z}{\partial x}, \qquad (2.1)$$

$$\rho(\alpha)\left(\frac{\partial V_y}{\partial t}+V_x\frac{\partial V_y}{\partial x}+V_y\frac{\partial V_y}{\partial y}+V_z\frac{\partial V_y}{\partial z}\right)=-\frac{\partial p}{\partial y}+\frac{\partial}{\partial x}\left(\mu_e(\alpha)\frac{\partial V_y}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left(\mu_e(\alpha)\frac{\partial V_y}{\partial y}\right)+$$

$$+\frac{\partial}{\partial z}\left(\mu_e(\alpha)\frac{\partial V_y}{\partial z}\right)+\frac{\partial \mu_e(\alpha)}{\partial x}\frac{\partial V_x}{\partial y}+\frac{\partial \mu_e(\alpha)}{\partial y}\frac{\partial V_y}{\partial y}+\frac{\partial \mu_e(\alpha)}{\partial z}\frac{\partial V_z}{\partial y}, \quad (2.2)$$

$$\rho(\alpha)\left(\frac{\partial V_z}{\partial t}+V_x\frac{\partial V_z}{\partial x}+V_y\frac{\partial V_z}{\partial y}+V_z\frac{\partial V_z}{\partial z}\right)=-\frac{\partial p}{\partial z}+\frac{\partial}{\partial x}\left(\mu_e(\alpha)\frac{\partial V_z}{\partial x}\right)+$$

$$\frac{\partial}{\partial y}\left(\mu_e(\alpha)\frac{\partial V_z}{\partial y}\right)+\frac{\partial}{\partial z}\left(\mu_e(\alpha)\frac{\partial V_z}{\partial z}\right)+\frac{\partial \mu_e(\alpha)}{\partial x}\frac{\partial V_x}{\partial z}+\frac{\partial \mu_e(\alpha)}{\partial y}\frac{\partial V_y}{\partial z}+$$

$$+\frac{\partial \mu_e(\alpha)}{\partial z}\frac{\partial V_z}{\partial z}-\rho(\alpha)g\ , \quad (2.3)$$

$$\rho(\alpha)\cdot\left(\frac{\partial k}{\partial t}V_x\frac{\partial k}{\partial x}+V_y\frac{\partial k}{\partial y}+V_z\frac{\partial k}{\partial z}\right)=\frac{\partial}{\partial x}\left(\left(\mu(\alpha)+\frac{\mu_T}{\sigma_k}\right)\frac{\partial k}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left(\left(\mu(\alpha)+\frac{\mu_T}{\sigma_k}\right)\frac{\partial k}{\partial y}\right)+$$

$$+\frac{\partial}{\partial z}\left(\left(\mu(\alpha)+\frac{\mu_T}{\sigma_k}\right)\frac{\partial k}{\partial z}\right)+2\mu_T\left[\left(\frac{\partial V_x}{\partial x}\right)^2+\left(\frac{\partial V_y}{\partial y}\right)^2+\left(\frac{\partial V_z}{\partial z}\right)^2+\frac{1}{2}\left(\frac{\partial V_x}{\partial y}+\frac{\partial V_y}{\partial x}\right)^2+\right.$$

$$\left.+\frac{1}{2}\left(\frac{\partial V_x}{\partial z}+\frac{\partial V_z}{\partial x}\right)^2+\frac{1}{2}\left(\frac{\partial V_y}{\partial z}+\frac{\partial V_z}{\partial y}\right)^2\right]-\rho(\alpha)\varepsilon, \quad (2.4)$$

$$\rho(\alpha)\cdot\left(\frac{\partial \varepsilon}{\partial t}V_x\frac{\partial \varepsilon}{\partial x}+V_y\frac{\partial \varepsilon}{\partial y}+V_z\frac{\partial \varepsilon}{\partial z}\right)=\frac{\partial}{\partial x}\left(\left(\mu(\alpha)+\frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon}\right)\frac{\partial \varepsilon}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left(\left(\mu(\alpha)+\frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon}\right)\frac{\partial \varepsilon}{\partial y}\right)+$$

$$+\frac{\partial}{\partial z}\left(\left(\mu(\alpha)+\frac{\mu_T}{\sigma_k}\right)\frac{\partial k}{\partial z}\right)+\frac{2C_{\varepsilon 1}\varepsilon\mu_T}{k}\left[\left(\frac{\partial V_x}{\partial x}\right)^2+\left(\frac{\partial V_y}{\partial y}\right)^2+\left(\frac{\partial V_z}{\partial z}\right)^2+\frac{1}{2}\left(\frac{\partial V_x}{\partial y}+\frac{\partial V_y}{\partial x}\right)^2+\right.$$

$$\left.+\frac{1}{2}\left(\frac{\partial V_x}{\partial z}+\frac{\partial V_z}{\partial x}\right)^2+\frac{1}{2}\left(\frac{\partial V_y}{\partial z}+\frac{\partial V_z}{\partial y}\right)^2\right]-\frac{C_{\varepsilon 2}\rho(\alpha)\varepsilon^2}{k}, \quad (2.5)$$

$$\frac{\partial \rho(\alpha)}{\partial t}+V_x\frac{\partial \rho(\alpha)}{\partial x}+V_y\frac{\partial \rho(\alpha)}{\partial y}+V_z\frac{\partial \rho(\alpha)}{\partial z}+\rho(\alpha)\left(\frac{\partial V_x}{\partial x}+\frac{\partial V_y}{\partial y}+\frac{\partial V_z}{\partial z}\right)=0, \quad (2.6)$$

$$\frac{\partial \alpha}{\partial t}+V_x\frac{\partial \alpha}{\partial x}+V_y\frac{\partial \alpha}{\partial y}+V_z\frac{\partial \alpha}{\partial z}=0, \quad (2.7)$$

где V_x, V_y, V_z – компоненты вектора скорости $\overline{V}$; $\rho(\alpha)$ – плотность органического субстрата; α – доля (концентрация) органического субстрата; t – время; x, y, z – декартовы координаты; k - турбулентная кинетическая энергия, ε - скорость диссипации турбулентной кинетической энергии. Эффективное значение вязкости

органического субстрата μ_e равно сумме ламинарной и турбулентной составляющих: $\mu_e = \mu + \mu_T$, а μ_T - турбулентная вязкость определяется соотношением Прандтля-Колмогорова $\mu_T = \frac{C_\mu \rho(\alpha) k^2}{\varepsilon}$. Эмпирические константы $k-\varepsilon$ модели турбулентности имеют следующие значения: $C_\mu = 0.09$, $C_{\varepsilon 1} = 1.44$, $C_{\varepsilon 2} = 1.92$, $\sigma_k = 1.0$, $\sigma_\varepsilon = 1.3$.

При этом плотность смеси $\rho(\alpha)$ определяется плотностью фаз:

$$\rho(\alpha) = (1-\alpha)\rho_1 + \alpha\rho_2, \qquad (2.8)$$

где ρ_1 – плотность несущей фазы; ρ_2 – плотность дисперсной фазы.

Для получения решения системы дифференциальных уравнений необходимо задать краевые условия.

Начальное распределение объемной концентрации при *t*=0 задается для условия осаждения на дно резервуара в виде функции от координат $\alpha_0 = \mathrm{f}(\mathrm{x}, \mathrm{y}, \mathrm{z})$.

Начальные гидродинамические условия при *t*=0: $\bar{V} = 0$.

Граничные условия для скорости:

- на твердых границах резервуара задаются условия прилипания жидкости $\bar{V} = 0$;

- на открытой границе

$$(p_g - p)\bar{n} + 2\mu_e \mathbf{D}\cdot\bar{n} = 0, \qquad (2.9)$$

где p_g - давление газа, $\bar{n}$ - нормаль к границе (свободной поверхности субстрата), **D** - тензор скоростей деформаций, $\mathbf{D} = \frac{1}{2}\left(\nabla\vec{V} + (\nabla\vec{V})^T\right)$, верхний символ T – символ транспонирования.

- на входных отверстиях задаются профили скорости, соответствующие сформировавшемуся профилю скорости ньютоновской жидкости в круглой трубе;

- полагая, что выход из резервуара представляет трубу такой длины, на выходе из которой можно считать движение жидкости установившимся, принимаем в качестве граничных условий на выходе - условие стабилизации

скорости: $\frac{\partial \overline{V}}{\partial \overline{n}_1} = 0$, где $\overline{n}_1$ - нормаль к поперечному сечению выходной трубы.

Граничные условия для концентрации:

- на твердых и открытой границах резервуара задаются условия $\frac{\partial \alpha}{\partial \overline{n}} = 0$, где $\overline{n}$ - нормаль к границе;

- на входных отверстиях $\alpha = \alpha_1$, где $\alpha_1 = const$;

- на выходе из метантенка – условие стабилизации концентрационных полей $\left.\frac{\partial \alpha}{\partial \overline{n}_1}\right|_{вых} = 0$.

Получена математическая модель, позволяющая проводить численные исследования процессов гидравлического перемешивания в метантенке, а также определять оптимальные конструктивные и режимные параметры реактора биогазовой установки: форму, геометрические характеристики аппарата и устройств, обеспечивающих циркуляцию субстрата, внутренние конструктивные особенности, расход органического субстрата, время перемешивания [127-134].

2.3. Обоснование достоверности модели и метода решения

Поставленная задача (2.1)-(2.7) решалась с использованием программного пакета *COMSOL Multiphysics*, предназначенного для моделирования и решения задач, основанных на дифференциальных уравнениях в частных производных. В основу программного пакета заложен численный метод решения задач прикладной физики - метод конечных элементов. Программное обеспечение пакета позволяет осуществлять адаптивное построение сетки и контроль ошибок при работе с различными численными решателями.

Сравнение с аналитическим решением

Достоверность полученных результатов была доказана путем сравнения аналитического решения задачи истечения круглой струи из отверстия и решения, полученного с применением программного пакета *COMSOL Multiphysics 3.5*.

В [90] представлены аналитические решения, полученные Г. Шлихтингом и В. Толминым, и экспериментальные точки, полученные Г. Райхардтом. В *COMSOL Multiphysics* задача моделировалась в двумерной геометрии с аксиальной симметрией. Рабочая область представлялась в виде цилиндра ($0 \le r \le R$, $0 \le z \le H$) с отверстием радиуса r_0 (центр отверстия в точке с координатами (0,0)). Для описания гидродинамических процессов использовалась $k-\varepsilon$ модель турбулентности.

На рис. 2.2 изображены распределения скорости в круглой турбулентной свободной струе из [90] и кривая, полученная нами. Как видно из рисунка в центральной области струи наблюдается хорошее совпадение всех решений и данных экспериментального измерения, а ближе к границе струи аналитическое решение по Шлихтингу заметно отличается от других. Численное решение, полученное нами, достаточно хорошо согласуется с аналитическим решением В. Толмина ($\Delta \approx 0{,}02$) и экспериментальными измерениями Г. Райхардта ($\Delta \approx 0{,}019$), среднее отклонение от решения Г. Шлихтинга составляет $\Delta \approx 0{,}032$.

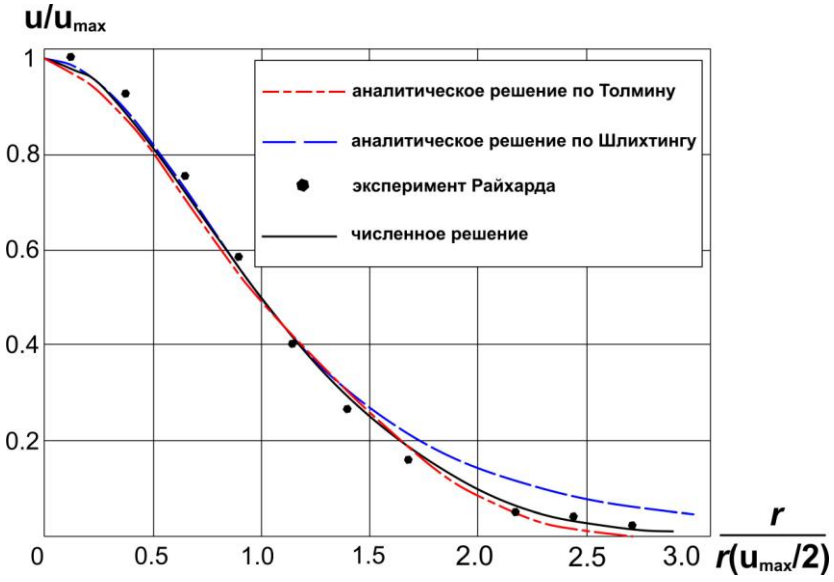


Рис. 2.2. Распределение скоростей в круглой турбулентной свободной струе

Таким образом, наблюдается достаточная согласованность между результатами, полученными на основании аналитического решения и в *COMSOL Multiphysics*.

Достоверность модели и метода решения

Достоверность математической модели и метода решения была проведена путем сравнения результатов эксперимента [135] и численных расчетов времени пребывания частиц потока в аппарате.

Рабочая область, смоделированная в *COMSOL Multiphysics*, полностью соответствует экспериментальной установке (рис. 2.3) и представляет собой цилиндрический резервуар с горизонтальным входным патрубком в верхней части аппарата, направленным к центру и выходным патрубком по центру дна. Диаметр метантенка D=0,286 м, высота метантенка H=0,495 м, диаметр подающего патрубка $D_{вх}$=0,0183 м, диаметр отводящего патрубка $D_{вых}$=0,0254 м. Расход воды в подающем патрубке Q=0,0125 л/с. Объем резервуара W=32 л.

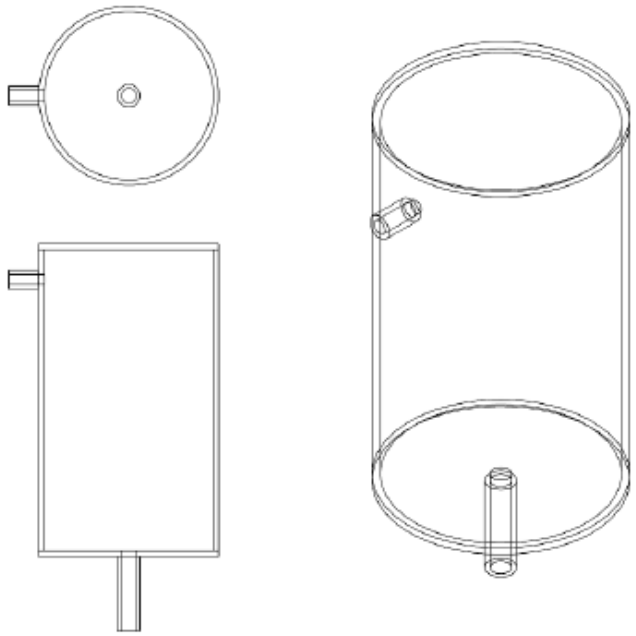


Рис. 2.3. Метантенк экспериментальной установки [135]

Время пребывания частиц потока в аппарате, которое равно гидравлическому времени удержания, рассчитывается по формуле

$$HRT = \frac{W}{Q} = \frac{32}{0{,}0125} = 2560 \text{ с}.$$

Для определения истинного времени пребывания в поток на входе в аппарат вводят индикатор, а на выходе из аппарата замеряют концентрацию индикатора как функцию времени. Эта выходная кривая называется *функцией отклика*

системы на типовое возмущение по составу потока. В качестве индикатора использовалась пассивная примесь (родамин Б), которая не влияет на гидродинамический режим в аппарате. Использовался стандартный импульсный сигнал. Впрыск родамина Б, концентрация которого 0,5 мг/мл, осуществлялся в течение 2 с (20 мл). Далее с помощью шприца (20 мл) вводилась вода для проталкивания родамина Б.

Эксперимент проведен с помощью оптического метода плоскостной лазерно-индуцированной флуоресценции (*Planar Laser Induced Fluorescence*, PLIF): концентрация определялась по интенсивности свечения растворенного в рабочей жидкости флуоресцентного красителя, освещаемого лазерным ножом.

Для обоснования достоверности выбранной модели и метода решения было проведено сравнение функции распределения времени пребывания, полученной на основе экспериментальных данных и численных расчетов.

Функция распределения времени пребывания вычислялась следующим образом:

$$E(\theta_i) = HRT \cdot \frac{\alpha_i}{\int_0^{1.9} \alpha_i dt}, \tag{2.10}$$

$$\theta_i = \frac{t_i}{HRT}, \tag{2.11}$$

где θ_i – время пребывания частиц потока в аппарате в момент времени t_i; α_i – концентрация флюоресцирующей жидкости на выходе в момент времени t_i.

Доля «мертвых зон» в метантенке определялась как:

$$\frac{W_d}{W} = 1 - \int_0^{1.9} \theta \cdot E(\theta) d\theta, \tag{2.12}$$

где W_d – объем «мертвой зоны» в метантенке; W – объем метантенка, θ – время пребывания частиц потока в аппарате.

На рис. 2.4 представлены расчетная и экспериментальная кривые функции распределения времени пребывания частиц потока в аппарате.

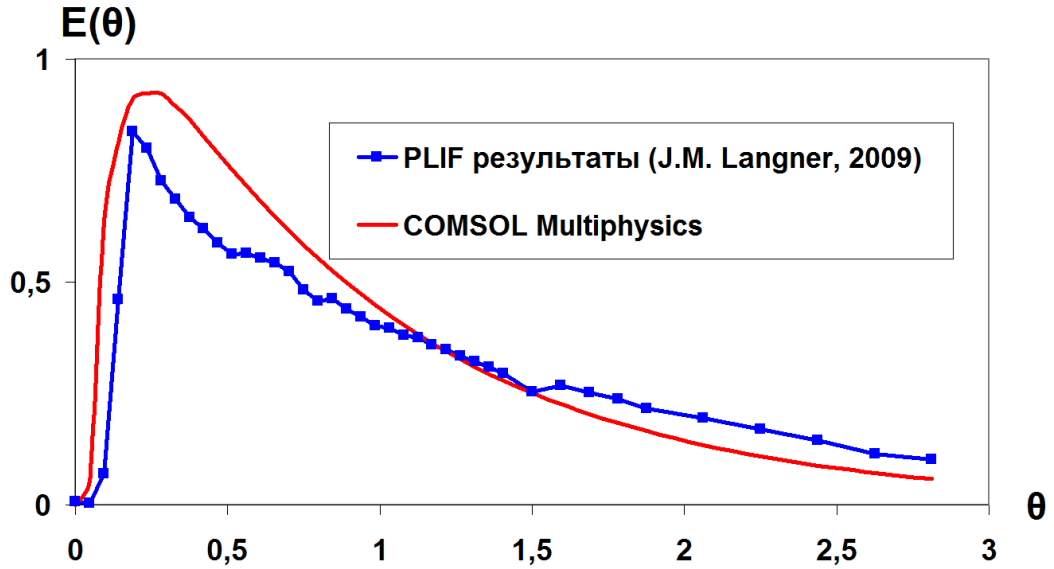


Рис. 2.4. Время пребывания частиц потока в потоке

В таблице 2.1 представлено сравнение экспериментальных данных и результатов численных исследований.

Таблица 2.1. Сравнение экспериментальных данных и результатов численных исследований

	Среднее время пребывания θ_m	**«Мертвая зона», W_d/W**	**Время θ при max $E(\theta)$**	**max $E(\theta)$**
PLIV результаты	1,29	0.323	0.1877	0,812
COMSOL Multiphysics	1,05	0.356	0,2343	0,924

Среднее время пребывания частиц потока в метантенке, рассчитанное по экспериментальным данным, составило 1,29, а полученное расчетным путем равно 1,05.

Сравнительный анализ расчетной и экспериментальной кривых показал, что используемая модель адекватно описывает гидродинамические процессы, происходящие в метантенке.

2.4. Экспериментальное определение коэффициента динамической вязкости субстрата

Для описания процессов гидродинамики и теплообмена, происходящих в метантенках необходимо знать реологические свойства субстрата. Использование результатов экспериментальных исследований по изучению реологических свойств навоза в зависимости от концентрации и температуры позволяет улучшить существующие технологии и обосновать новые способы и технические средства для выгрузки, транспортировки и переработки навоза [112].

Для определения коэффициента динамической вязкости субстрата использовался ротационный вискозиметр RM 100, предназначенный для исследования реологического поведения жидкостей и измерения динамической вязкости (вязкость по Брукфильду) (рис. 2.5).

Прибор зарегистрирован в реестре СИ № 41593-09, разработан для решения всего спектра задач, связанных с контролем реологического поведения жидкостей, построения реологических кривых и проведения их анализа (фирма LAMY Rheology, Франция). Универсальный вариант вискозиметра, работающий в соответствии с требованиями стандартов ASTM/ISO 2555 (ГОСТ 25271), DIN/ISO 3219, ГОСТ 29226, ГОСТ 52249 (GMP). Оснащается встроенным термодатчиком, таймером, данные выводятся на удобный ЖК-дисплей. На вискозиметре RM 100 возможна установка любой измерительной системы. Вискозиметр предназначен для производственных и исследовательских лабораторий.

Рис. 2.5. Внешний вид вискозиметра RM 100

Измерение вязкости осуществляется посредством пересчета крутящего момента, необходимого для вращения шпинделя прибора с постоянной скоростью при погружении его в исследуемый субстрат на определенную глубину при определенной температуре окружающей среды. В таблице 2.2 представлены технические характеристики прибора.

Таблица 2.2. Технические характеристики вискозиметра RM 100

Характеристика	**Значение**
Скорости вращения, об/мин	0,3÷1500
Диапазон «крутящего момента», мН·м	0÷10
Диапазон измерения вязкости, мПа·с	20 ÷ 470 000 000
Диапазон измеряемых температур, °С	0÷120
Программное обеспечение	Rheomatic-T
Интерфейс	RS232
Напряжение питания	220 В, 50 Гц
Измерительная система	DIN/ISO 3219
Дополнительные возможности	Контроль времени измерения по встроенному таймеру, что необходимо, например, для исследования тексотропных образцов.

Для экспериментов использовался свиной навоз с различной концентрацией сухого вещества (6%, 8%, 10%, 12%). Исследовался диапазон температур от 10^0C до 60^0C [137-138].

2.4.1. Описание проведения эксперимента

При проведении температурных испытаний (получение температурной зависимости вязкости) фиксировалось значение коэффициента динамической вязкости в зависимости от скорости сдвига и температуры.

При проведении измерений использовалась измерительная система DIN/ISO 3219, состоящая из цилиндрического шпинделя MK DIN-1 и измерительного цилиндра DIN-1 с жидкостным термостатированием. Шпиндели и цилиндры могут использоваться в различных комбинациях. Процедура измерения включала следующие этапы:

1. приготовление субстрата заданной концентрации;
2. загрузка субстрата в измерительный цилиндр;
3. подогрев и термостатирование субстрата в измерительной системе в течение 10 минут с одновременным вращением ротора с небольшой скоростью;
4. получение экспериментальных точек кривой течения и зависимости вязкости от скорости сдвига;
5. обработка экспериментальных данных.

5.1. определение характера реологического поведения жидкости;

5.2. аппроксимация кривой течения;

5.3. построение графиков зависимости $\mu = f(T)$, $\mu = f(\gamma)$, где T – температура, К; γ – скорость сдвига, $с^{-1}$.

2.4.2. Обработка экспериментальных данных

Ньютоновская жидкость

Зависимость вязкости μ от температуры T может быть представлена в виде:

$$\mu = k_0 \exp\left(\frac{B}{RT}\right), \tag{2.13}$$

где k_0 – реологическая константа; B – энергия активации вязкого течения, Дж/моль; R – универсальная газовая постоянная (R=8,314 Дж/(моль·К)).

Неньютоновская жидкость. Зависимость вязкости от скорости сдвига, температуры и концентрации

Динамическая вязкость зависит от скорости сдвига, температуры и концентрации. Будем считать, что эту зависимость можно представить в виде

$$\mu = k_0 \alpha^{a_2} \gamma^{a_1\alpha + b_1} \exp\left(B/\left(RT\right)\right), \tag{2.14}$$

где k_0, a_1, a_2, b_1 - реологические константы, B - энергия активации вязкого течения, R - универсальная газовая постоянная (R=8314 Дж/кмоль·К).

Пусть $k = k_0 \exp\left(B/RT_0\right)$, тогда получим:

$$\mu = k\alpha^{a_2} \gamma^{a_1\alpha + b_1} \exp\left(B\left(T_0 - T\right)/\left(RTT_0\right)\right), \tag{2.15}$$

где T_0 - температура (T_0=293 К), k - параметр, определяющий консистенцию субстрата при температуре T_0.

Прологарифмируем выражение (2.15)

$$\ln \mu = \ln k + a_2 \ln \alpha + a_1\alpha \ln \gamma + b_1 \ln \gamma + B\frac{T - T_0}{RTT_0} \tag{2.16}$$

и введем обозначения: $z = \ln \mu$, $\ln k = K$, $x = \ln \alpha$, $y = \ln \gamma$, $u = \dfrac{T - T_0}{RTT_0}$. Тогда (2.16) можно записать как

$$z = K + a_2 x + a_1 \alpha y + b_1 y + Bu\,. \tag{2.17}$$

В результате эксперимента были получены значения вязкости μ_{ijk} при различных значениях концентрации α_i, температуры T_j и скорости сдвига γ_k, где $i = 1,2...N$, $j = 1,2...M$, $k = 1,2...L$. По этим данным определяем соответствующие величины $z_{ijk} = \ln \mu_{ijk}$, $x_i = \ln \alpha_i$, $y_k = \ln \gamma_k$, $u_j = \dfrac{T_j - T_0}{RT_jT_0}$.

Введем функцию $F\left(K, a_2, a_1, b_1, B\right)$ квадратов разностей в точках эксперимента

$$F(K,a_2,a_1,b_1,B)=\sum_{i=1}^{N}\sum_{j=1}^{M}\sum_{k=1}^{L}\left(z_{ijk}-K-a_2x_i-a_1\alpha_i y_k-b_1y_k-Bu_j\right)^2. \qquad (2.18)$$

Найдем неизвестные K,a_2,a_1,b_1,B из условия минимума функции $F(K,a_2,a_1,b_1,B)$, которое является условием равенства нулю частных производных. В результате получим систему линейных уравнений, которую решаем методом Крамера.

$$\begin{cases}
K\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}1+a_2\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}x_i+a_1\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}\alpha_i y_k+ \\
+b_1\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}y_k+B\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}u_j=\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}z_{ijk} \\
K\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}x_i+a_2\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}x_i^2+a_1\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}\alpha_i x_i y_k+ \\
+b_1\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}y_k x_i+B\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}x_i u_j=\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}x_i z_{ijk} \\
K\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}\alpha_i y_k+a_2\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}x_i\alpha_i y_k+a_1\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}(\alpha_i y_k)^2+ \\
+b_1\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}\alpha_i y_k^2+B\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}\alpha_i u_j y_k=\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}z_{ijk}\alpha_i y_k \\
K\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}y_k+a_2\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}x_i y_k+a_1\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}\alpha_i y_k^2+ \\
+b_1\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}(y_k)^2+B\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}u_j y_k=\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}z_{ijk}y_k \\
K\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}u_j+a_2\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}x_i u_j+a_1\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}\alpha_i u_j y_k+ \\
+b_1\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}u_j y_k+B\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}(u_j)^2=\sum\limits_{i=1}^{N}\sum\limits_{j=1}^{M}\sum\limits_{k=1}^{L}z_{ijk}u_j
\end{cases} \qquad (2.19)$$

Отклонение от экспериментальных данных было рассчитано по формуле:

$$\sqrt{\frac{1}{MNL}\sum_{i=1}^{M}\sum_{j=1}^{N}\sum_{k=1}^{L}\left|\frac{\mu_{ijk}-\mu(\alpha_i,T_j,\gamma_k)}{\max(\mu_{ijk})}\right|}. \qquad (2.20)$$

Статистическая обработка экспериментальных данных

Для большей достоверности результатов экспериментальных исследований

был применен статистический метод их обработки, основанный на дисперсионном анализе. Выбор данного метода объясняется тем, что при проведении испытаний, путем введения соответствующих поправок, была исключена систематическая погрешность в получаемых экспериментальных данных. Ошибка эксперимента может быть обусловлена только случайной составляющей, для оценки которой и используется дисперсионный анализ.

Среднее арифметическое значение коэффициента динамической вязкости:

$$\overline{\mu} = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n}\mu_i , \tag{2.21}$$

где *n*– количество проведенных измерений.

Среднеквадратичная погрешность среднего арифметического $\sigma\{\mu\}$ определялась как:

$$\sigma\{\mu\} = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^{N}(\mu_i - \overline{\mu})^2}{n\cdot(n-1)}} , \tag{2.22}$$

Абсолютная погрешность измерений, которая учитывает только случайные ошибки:

$$\Delta_{\mu} = t_{St}\cdot\sigma\{\mu\}, \tag{2.23}$$

где t_{St} - табличное значение критерия Стьюдента.

Расчет проводился для значения доверительной вероятности $P_{в}$, равного 0,95.

2.4.3. Результаты экспериментальных исследований

Результаты измерений динамической вязкости свиного навоза в зависимости от температуры при концентрации сухого вещества в растворе α=6%, а также кривая, аппроксимирующая эту зависимость представлены на рис. 2.6.

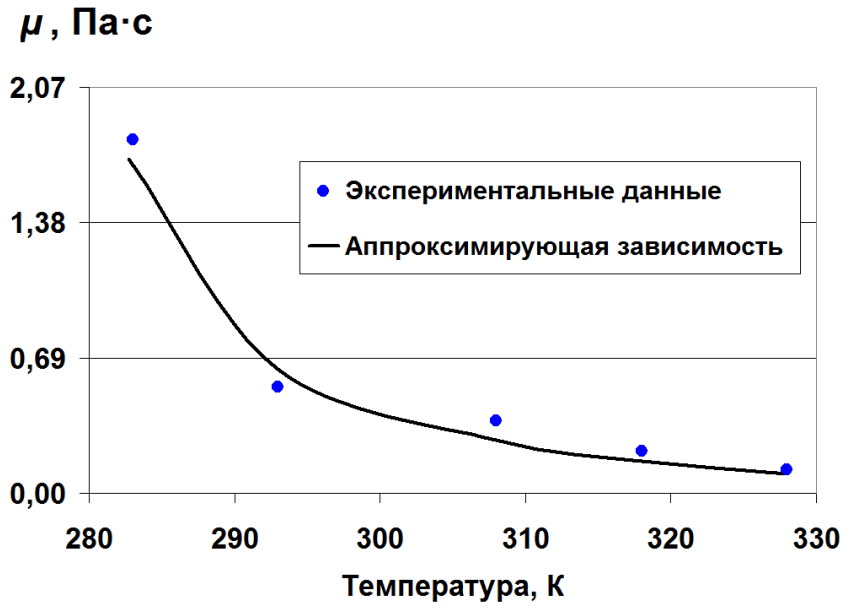


Рис. 2.6. Аппроксимирующая зависимость и экспериментальные данные измерения динамической вязкости субстрата при α=6%

Органический субстрат с концентрацией сухого вещества 6% является ньютоновской жидкостью.

Получена зависимость динамической вязкости свиного навоза от температуры при α=6% в виде (2.13):

$$\mu = 2 \cdot 10^{-8} \cdot \exp^{5059.2/T}, \qquad (2.24)$$

при этом энергия активации вязкого течения $B = 0{,}6085$.

Величина достоверности аппроксимации $R^2 = 0{,}9654$.

В таблицах 2.3 – 2.5 приведены результаты экспериментальных исследований реологических свойств субстрата с различными концентрациями сухого вещества.

Таблица 2.3. Экспериментальные данные измерения коэффициента динамической вязкости субстрата при α=8%

Скорость сдвига γ, c^{-1}	**Вязкость** $\bar{\mu}$, **Па·с**					
	10^0C	**20^0C**	**30^0C**	**40^0C**	**50^0C**	**60^0C**
1	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**
2.01	22.43	6.9800	6.1800	2.8500	2.5100	2.2500
2.87	20.50	4.9567	3.6767	2.2867	2.1700	1.6333
4.1	17.60	3.4800	2.7600	1.6600	1.2933	1.1133

Продолжение таблицы 2.3

1	2	3	4	5	6	7
5.88	12.72	2.2800	2.3800	1.2167	0.9567	0.8860
8.43	8.47	1.8033	1.2967	0.9933	0.7067	0.7333
12.1	5.71	1.2233	1.0467	0.7450	0.6240	0.4603
17.5	3.92	0.9137	0.7447	0.4863	0.4000	0.3660
24.7	2.88	0.6690	0.5427	0.3900	0.3707	0.2433
35.3	2.02	0.4833	0.4180	0.3173	0.2293	0.1977
50.6	1.42	0.3567	0.3187	0.1987	0.1833	0.1443
72.5	1.00	0.2663	0.2217	0.1567	0.1143	0.1097
104	0.72	0.1927	0.1747	0.1143	0.0987	0.0783
149	0.50	0.1440	0.1260	0.1050	0.0763	0.0597
212	0.35	0.1060	0.1020	0.0710	0.0580	0.0490
304	0.26	0.0860	0.0733	0.0583	0.0447	0.0370

По результатам проведенного эксперимента можно утверждать, что при концентрации сухого вещества в растворе более 8%, субстрат является неньютоновской жидкостью.

Таблица 2.4. Экспериментальные данные измерения коэффициента динамической вязкости субстрата при α=10%

Скорость сдвига γ, c^{-1}	**Вязкость $\bar{\mu}$, Па·с**				
	15^0C	**25^0C**	**35^0C**	**45^0C**	**55^0C**
2.01	148.33	65.97	14.6667	12.4333	8.7833
2.87	124.00	43.20	8.8900	7.9033	6.3900
4.1	88.37	26.63	7.8667	6.7133	5.3133
5.88	60.33	24.40	5.6367	4.3967	3.4733
8.43	44.10	13.86	4.0567	3.3433	2.7333
12.1	30.67	12.30	2.9367	2.2333	1.6033
17.5	21.23	6.59	1.8633	1.6133	1.2200
24.7	15.07	4.85	1.3300	1.1933	1.0633
35.3	10.50	3.63	1.0000	0.9733	0.7250
50.6	7.31	2.24	0.7100	0.7240	0.4517
72.5	5.06	2.15	0.5877	0.4303	0.3920
104	3.45	1.38	0.4750	0.4417	0.2650
149	2.46	1.12	0.3627	0.2350	0.2047
212	1.73	0.71	0.2817	0.2003	0.2267
304	1.11	0.56	0.2220	0.1467	0.1433

С увеличением концентрации сухого вещества в субстрате зависимость вязкости от скорости сдвига становится более выраженной.

Таблица 2.5. Экспериментальные данные измерения коэффициента динамической вязкости субстрата при α=12%

Скорость сдвига γ, c^{-1}	**Вязкость $\bar{\mu}$, Па·с**				
	20^0C	**30^0C**	**40^0C**	**50^0C**	**60^0C**
2.01	171.00	71.67	48.1000	31.6000	22.3333
2.87	126.67	49.90	40.0667	21.6000	16.4333
4.1	93.67	34.17	28.1000	15.5000	14.4000
5.88	63.97	25.63	19.7667	11.1000	10.1667
8.43	46.00	18.40	13.9333	7.9000	6.5533
12.1	32.03	13.73	9.8967	6.3267	4.8867
17.5	-	10.20	7.2200	4.5100	4.1067
24.7	-	6.89	5.0267	3.1133	2.4933
35.3	-	5.57	4.0533	2.2000	1.8800
50.6	-	4.29	3.2600	1.6267	1.4900
72.5	-	2.67	2.3000	1.0233	0.9177
104	-	1.94	1.5600	0.8033	0.7273
149	-	1.45	1.1003	0.6213	0.5263
212	-	1.00	0.7233	0.4683	0.4473
304	-	0.68	0.5633	0.4037	0.3173

При α=12% и температуре 10^0C вязкость субстрата оказалась настолько высокой, что работа измерительной системы была невозможна, а при температуре 20^0C коэффициенты динамической вязкости удалось получить лишь в диапазоне скоростей сдвига от 2,01c^{-1} до 12,1 c^{-1}.

На основании полученных экспериментальных данных субстрат влажностью 88 – 92% является неньютоновской псевдопластической жидкостью со сложными реологическими свойствами.

В результате решения системы уравнений (2.19) на основании экспериментальных данных, представленных в таблицах 2.3-2.5, получаем следующие параметры для описания реологического поведения жидкости в виде (2.14):

$k = 8{,}9293 \cdot 10^{-6}$; $a_1 = -0{,}01964$; $a_2 = 6.9305$; $b_1 = -0.67586$; $B = 35299330{,}84$.

Таким образом,

$$\mu = 8{,}9293 \cdot 10^{-6} \alpha^{6.9305} \gamma^{-0.01964\alpha - 0.67586} \exp\left(3529930{,}84 \cdot (T_0 - T)/(RTT_0)\right) \qquad (2.25)$$

На рис. 2.7 представлены экспериментальные данные измерения вязкости

субстрата для мезофильного режима метанового брожения (40^{0}C) и аппроксимирующая зависимость.

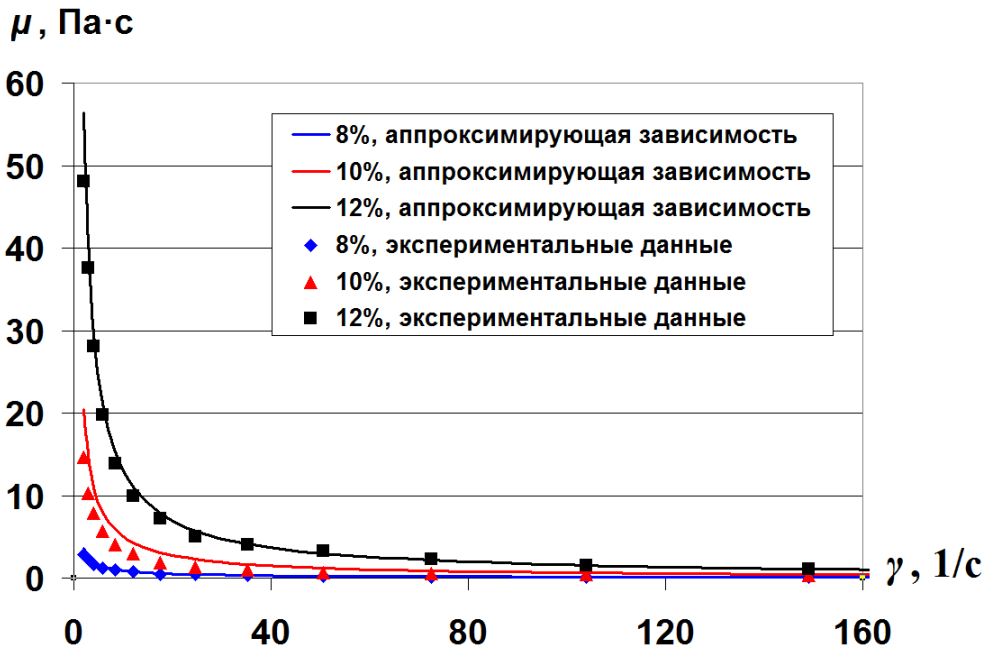


Рис. 2.7. Аппроксимирующие зависимости и экспериментальные данные измерения динамической вязкости субстрата при T=40^{0}C

Среднеквадратичное отклонение от экспериментальных данных для исследованных концентраций составило от 0,1 до 0,24.

Результаты обработки экспериментальных данных показаны в таблицах (Приложение А).

Выводы

1. Предложена модернизированная система гидравлического перемешивания в метантенке биогазовой установки, отличительной особенностью которой является наличие двух подводящих патрубков: один из которых расположен в нижней части корпуса резервуара, а второй – в верхней крышке корпуса резервуара. Органический субстрат под давлением подается через нижний подводящий патрубок в придонную область метантенка, препятствуя образованию осадка, и через верхний подводящий патрубок - на уровень зеркала жидкости, препятствуя формированию корки на свободной поверхности в метантенке.

2. Достоверность модели и метода решения была обоснована путем сравнения с экспериментальными данными J.M. Langner. Полученные численные решения согласуются с аналитическими решениями В. Толмина и Г. Шлихтинга, а также экспериментальными измерениями Г. Райхардта.

3. Получены зависимости коэффициента динамической вязкости свиного навоза от концентрации сухого вещества (от 6% до 12%) и скорости сдвига в диапазоне от 2,01 $с^{-1}$ до 304 $с^{-1}$ при температуре от 10^0С до 60^0С. Органический субстрат с концентрацией сухого вещества менее 8% является ньютоновской жидкостью.

ГЛАВА 3
РЕЗУЛЬТАТЫ ЧИСЛЕННЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ОРГАНИЧЕСКОГО СУБСТРАТА В МЕТАНТЕНКЕ

Проведенные численные исследования были направлены на решение следующих задач:

1. Изучение процессов гидродинамики в метантенке при использовании различных систем гидравлического перемешивания.

2. Разработка и обоснование показателя качества перемешивания.

3. Анализ эффективности процесса метанового брожения при различных геометрических параметрах метантенка и системах гидравлического перемешивания.

В работе рассмотрены две системы гидравлического перемешивания в метантенке цилиндрической формы: типовая система и модернизированная система.

На рис. 3.1 представлены фотографии промышленного метантенка с системой гидравлического перемешивания в виде внешней циркуляционной трубы.

Типовая система гидравлического перемешивания. Рециркуляция органического субстрата осуществляется с помощью внешнего циркуляционного контура, представляющим собой круглую трубу с центробежным насосом, при этом подача органического субстрата осуществляется через боковую стенку в придонную область аппарата, а отвод из верхней части метантенка [139, 140] (рис. 3.2).

Рис. 3.1. Внешняя циркуляционная труба метантенка

Модернизированная система гидравлического перемешивания. На основе описанного в патенте принципа работы биогазовой установки смоделирован метантенк с системой гидравлического перемешивания, представленный на рис. 3.3.

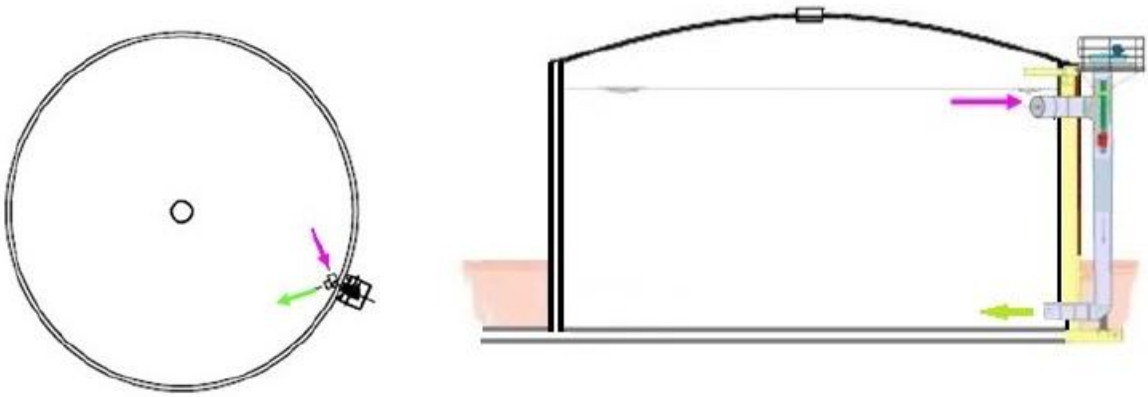


Рис. 3.2. Типовая система гидравлического перемешивания

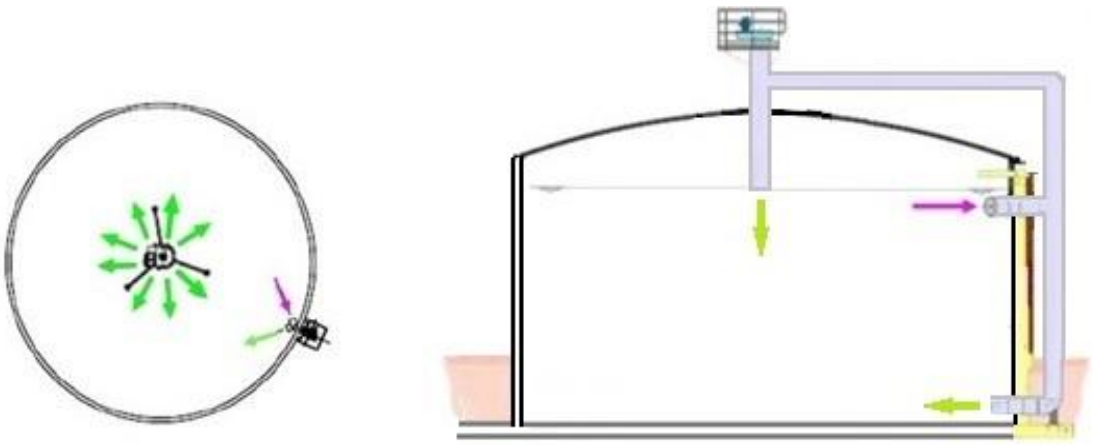


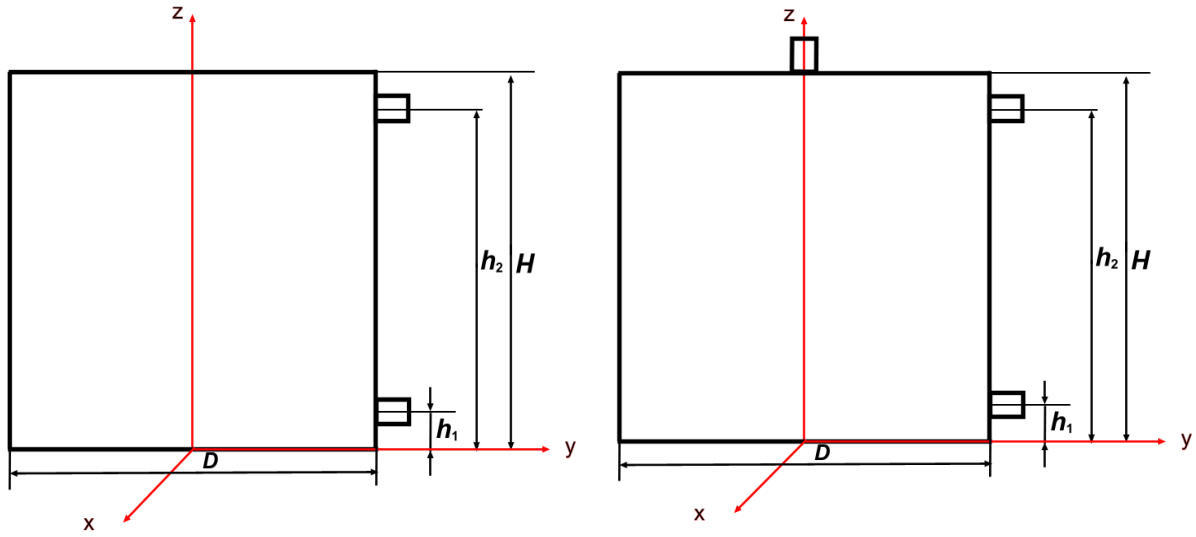
Рис. 3.3. Модернизированная система гидравлического перемешивания

Преимуществом разработанной системы является то, что перемешивание в метантенке осуществляется рециркуляцией субстрата, подаваемого не только через подводящий патрубок, расположенный в нижней части корпуса резервуара, но и через патрубок в верхней части корпуса резервуара, по центру крышке. Таким образом, поток субстрата, подаваемый под давлением в придонную область метантенка, препятствует образованию осадка, а субстрат, подаваемый на уровень зеркала жидкости, препятствует формированию корки на свободной поверхности.

3.1. Результаты численных исследований процесса гидравлического перемешивания в метантенке

В качестве органического субстрата для численных расчетов был выбран свиной навоз с влажностью 94%. Вязкость определялась по формуле (2.32), полученной на основе экспериментальных данных (гл. 2). Численные исследования проведены для резервуаров с типовой и модернизированной системами перемешивания с одинаковыми диаметрами входных и выходных патрубков и при одинаковой мощности на прокачку органического субстрата. Мощность на прокачку органического субстрата выбрана, исходя из требований к скоростям движения сбраживаемой биомассы в метантенке ($V \leq 0{,}6$ м/с), как наиболее благоприятной для жизнедеятельности микроорганизмов [16].

На рис. 3.3 представлены рабочие области рассмотренных метантенков.



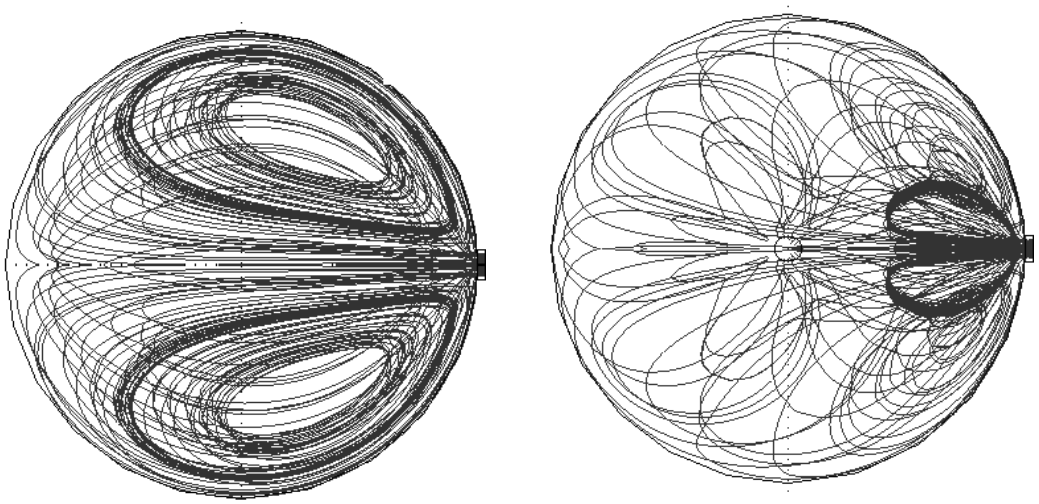
типовая система *модернизированная система*

Рис. 3.4. Метантенки с гидравлической системой перемешивания. H – высота метантенка; h_2, - расстояние от дна аппарата до центра отводящего патрубка; h_1 – расстояние от дна аппарата до центра подающего патрубка, D – диаметр метантенка

Размеры исследуемых метантенков: диаметр D=1,6 м и высота H=1,6 м; диаметр циркуляционных труб d_m=0,1м; расстояние от дна аппарата до центра отводящего патрубка h_1 =1,5 м; расстояние от дна аппарата до центра подающего патрубка h_2 =0,1 м.

Сравнение проведено для наиболее распространенного на практике соотношения высоты к диаметру метантенка H/D=1.

Процесс перемешивания определяется распределением поля вектора скорости в объеме метантенка. В процессе гидравлического перемешивания в метантенке возникают циркуляционные токи. На рис. 3.5 представлено распределение линий тока в объеме метантенков с рассматриваемыми системами гидравлического перемешивания.



типовая система *модернизированная система*

Рис. 3.5. Распределение линий тока в объеме метантенков с различными системами гидравлического перемешивания (вид сверху)

Различие в системах перемешивания сказывается на характере распределения скорости в метантенке.

Распределение компонент вектора скорости на разных уровнях метантенка с типовой системой перемешивания в плоскости x=0 представлено на рис. 3.6.

Движение среды в нижней части аппарата определяется потоком из подающего патрубка, что обеспечивает значительное превышение составляющей V_x вектора скорости по сравнению с компонентами V_y, и V_z (на уровне z=0,1). При z=0,75, в центре метантенка значения V_y увеличиваются по сравнению с другими компонентами вектора скорости. При z=1,5 составляющая V_y вектора скорости практически равна нулю. Составляющая вектора скорости V_x имеет максимальное значение в придонной области аппарата, которое постепенно уменьшается по центру аппарата и возрастает в пристенной области на уровне выходных труб по мере приближения к свободной поверхности.

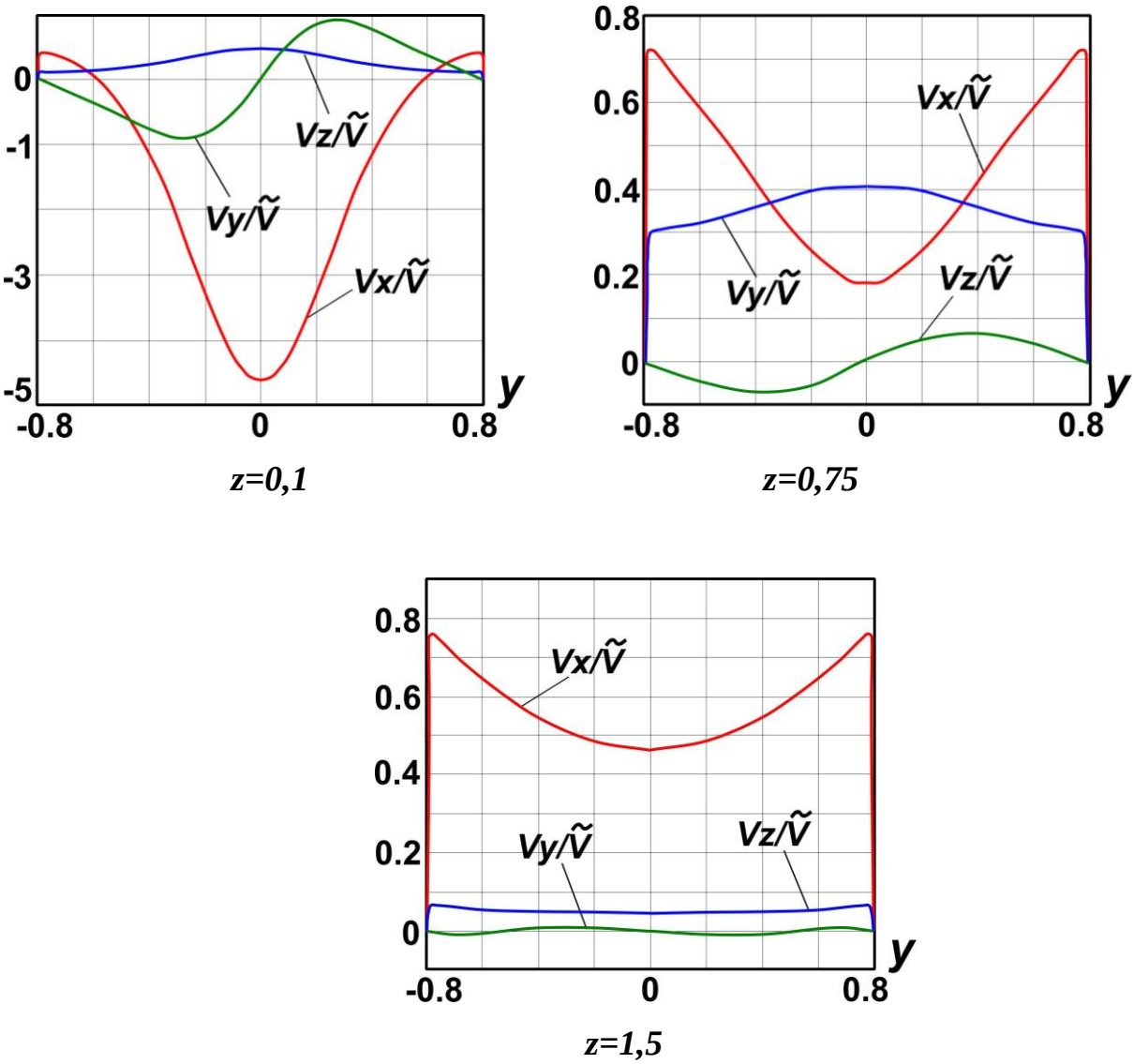


Рис. 3.6. Распределение компонент вектора скорости в метантенке с типовой системой перемешивания, где $\tilde{V}$ - среднее по модулю значение скорости в метантенке

На рис. 3.7 представлено распределение компонент вектора скорости на разных уровнях метантенка с модернизированной системой перемешивания. Движение жидкости около свободной поверхности (на уровне z=1,5) и в центральной части аппарата (на уровне z=0,75) определяется продольной составляющей вектора скорости V_z, а на уровне нижнего подающего патрубка (на уровне z=0,1) преобладает V_x составляющая вектора скорости.

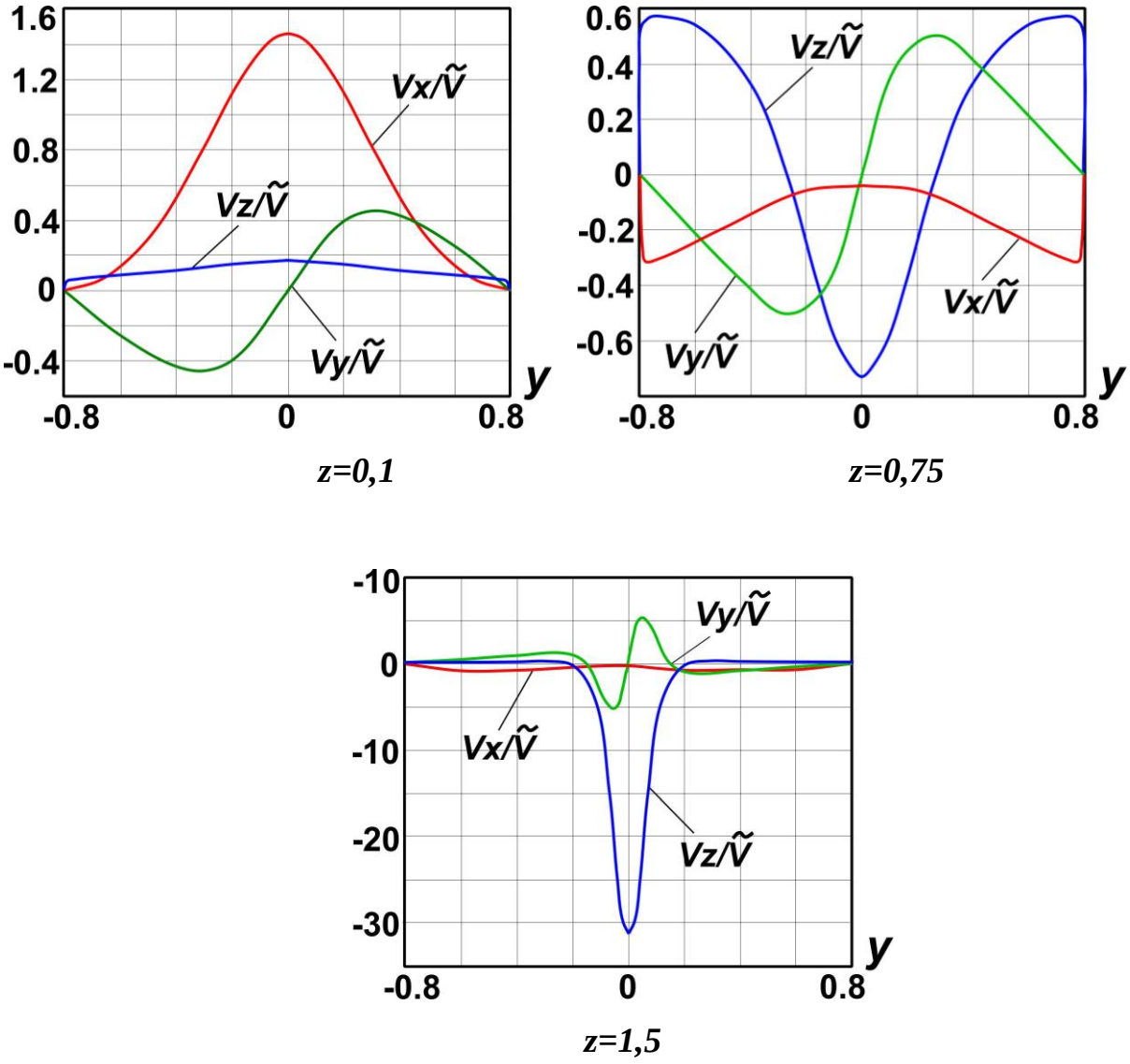


Рис. 3.7. Распределение компонент вектора скорости в метантенке с модернизированной системой перемешивания, где $\tilde{V}$ - среднее по модулю значение скорости в метантенке

Для изучения динамики изменения распределения твердой фазы в объеме метантенка необходимо задать распределение концентрации при t=0. В начальный момент времени оно задается в виде функции:

$$\alpha_0 = \alpha_{\max} \frac{\pi/2 - arctg(b(z - h_0))}{\pi/2 + arctg(bh_0)}, \qquad (3.1)$$

где b - параметр, характеризующий ширину аппроксимации высоты слоя осадка; h_0 - высота слоя осадка; $\alpha_{\max}$ - максимально возможная объемная концентрация дисперсной фазы (рис. 3.8).

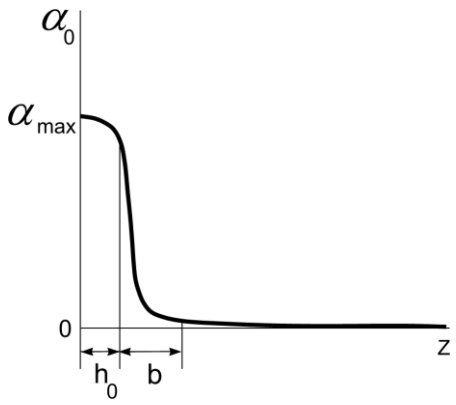


Рис. 3.8. Кривая, описывающая распределение осадка в начальный момент времени

Концентрационные поля, соответствующие распределению твердой фазы, определяются картиной гидродинамических полей в метантенке. На рис. 3.9 - 3.11 представлено сравнение динамики изменения концентрационных полей для рассмотренных систем гидравлического перемешивания.

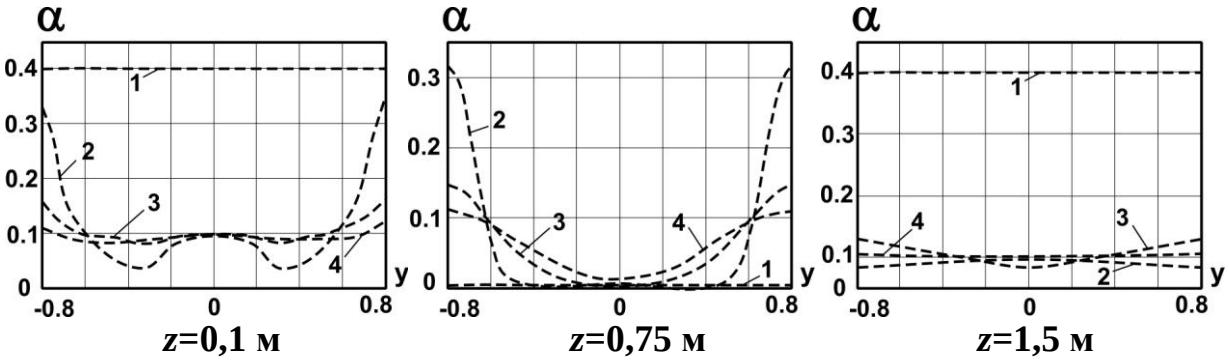
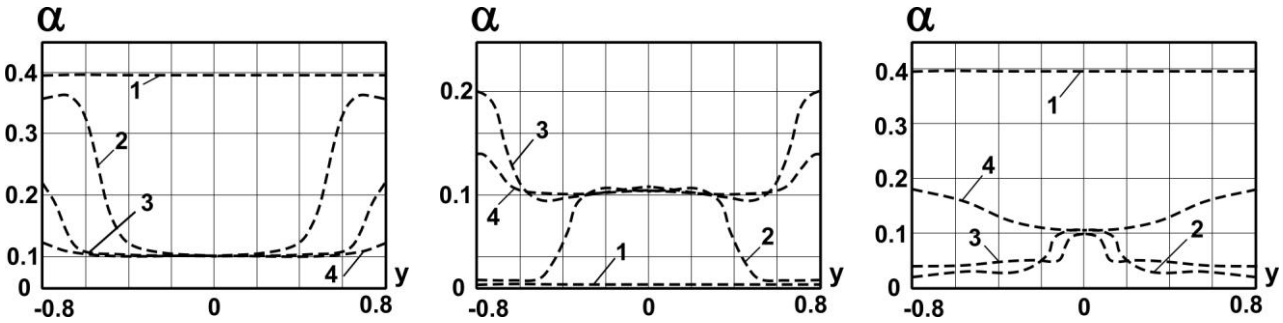


Рис. 3.9. Динамика концентрационных полей для метантенка с типовой системой перемешивания:
1 – 0 с; 2 – 500 с; 3 – 1500 с; 4 – 2500 с

Органический субстрат размывается нижней входной струей, сохраняя значительную концентрацию в области стенок метантенка. Дальнейшее перемешивание приводит к резкому снижению концентрации в центральной части метантенка, на уровне z=0,75. На уровне z=1,5 со временем происходит постепенное выравнивание концентрации органического субстрата.



***z*=0,1** ***z*=0,75** ***z*=1,5**

Рис. 3.10. Динамика изменения концентрационных полей для метантенка с модернизированной системой перемешивания:
1 – 0 с; 2 – 500 с; 3 – 1500 с; 4 – 2500 с

Как видно из рисунка 3.10, с течением времени, концентрация органического субстрата в центральной части аппарата на уровне z=0,1 выравнивается (кривые 3, 4). В отличие от метантенка с типовой системой перемешивания на уровне z=0,75 концентрация органического субстрата в центральной части аппарата является оптимальной (α=0,1). На уровне z=1,5 при t=1500 с и t=2000 с концентрация органического субстрата является достаточно высокой, что объясняется наличием верхнего подающего патрубка.

Концентрационные поля, соответствующие распределению твердой фазы, определяются картиной гидродинамических полей в метантенке. На рис. 3.11 представлена динамика изменения концентрационных полей для рассмотренных систем гидравлического перемешивания.

Для типовой и модернизированной систем перемешивания осадок размывается под влиянием потока жидкости, вытекающего из нижнего подающего патрубка, с течением времени распределение дисперсной фазы становится более однородным. Однако под влиянием циркуляционных потоков в аппарате с типовой системой перемешивания происходит снижение концентрации органического субстрата в центральной части аппарата.

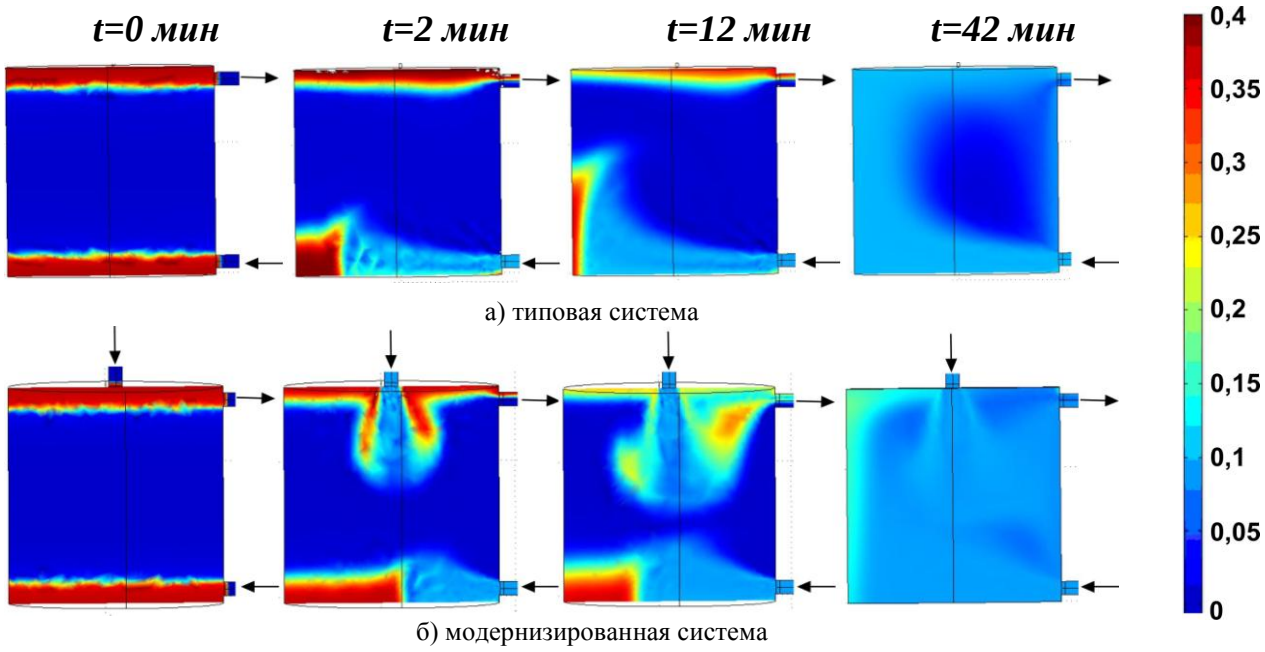


Рис. 3.11. Динамика изменения концентрационных полей для метантенка с типовой (а) и модернизированной (б) системами перемешивания

Полученные данные о распределении скоростных и концентрационных полей в метантенке представляют картину гидродинамических процессов и процессов перемешивания в аппарате. Однако для получения конкретных данных о качестве перемешивания необходимо воспользоваться количественными критериями оценки.

3.2. Показатель качества перемешивания в метантенке

Экспериментальные исследования дают наглядное представление о качестве перемешивания, однако, являются ресурсоемкими и зачастую не могут быть применены из-за различных эксплуатационных ограничений.

В работе A.M. Mendoza, T.M. Martinez, V.F. и др. [104] для оценки качества перемешивания используется процентный объем «мертвых зон» в различных поперечных сечениях реактора. В работах M. Terashima, R. Goel, K. Komatsu и др. [106] эффективность перемешивания оценивается с помощью критерия однородности, который определен как статистический параметр, равный относительному отклонению по модулю от среднего

значения объемной концентрации. Однако эти критерии не отражают сущность происходящих в реакторе процессов.

В диссертационной работе предложен показатель качества перемешивания, отражающий интенсивность выхода биогаза в зависимости от важнейших параметров процесса метанового брожения: предельного выхода биогаза из единицы органического вещества; концентрации органического вещества на входе; кинематического коэффициента; времени полного сбраживания; максимальной скорости роста микроорганизмов; температуры.

3.2.1. Математическая формулировка

При разработке показателя качества перемешивания за основу взята кинетическая модель Чена и Хашимото [77]:

$$\delta = \frac{B_0 S_0}{HRT}\left(1 - \frac{K}{HRT \cdot \mu_{\max} - 1 + K}\right), \ \left(20^0\text{C} < T < 60^0\text{C}\right), \tag{3.2}$$

$$\mu_{\max} = 0{,}013 \cdot T - 0{,}129\,, \tag{3.3}$$

$$K = 0{,}6 + 0{,}0206 \cdot e^{0{,}051 \cdot \alpha}\,, \tag{3.4}$$

где δ – интенсивность выхода биогаза, м^3 биогаза/ м^3 субстрата в сутки; B_0 – предельный выход биогаза из единицы органического вещества, м^3/кг; S_0 - концентрация инфлюента (содержание сухого вещества в подаваемом в метантенк субстрате), кг/ м^3; HRT – время гидравлического удержания субстрата, сут; K – кинетический коэффициент; $\mu_{\max}$ - максимальная скорость роста микроорганизмов, 1/сут; T – температура, ^{0}C.

Известно [141], что зависимость скорости выхода биогаза от концентрации органического вещества имеет вид кривой, представленной на рис. 3.12, поэтому показатель качества перемешивания должен отражать не только отклонение от средней величины, а учитывать конкретное значение концентрации в каждой точке реактора. Очевидно, что для получения максимального выхода биогаза средняя концентрация субстрата выбирается равной α_1.

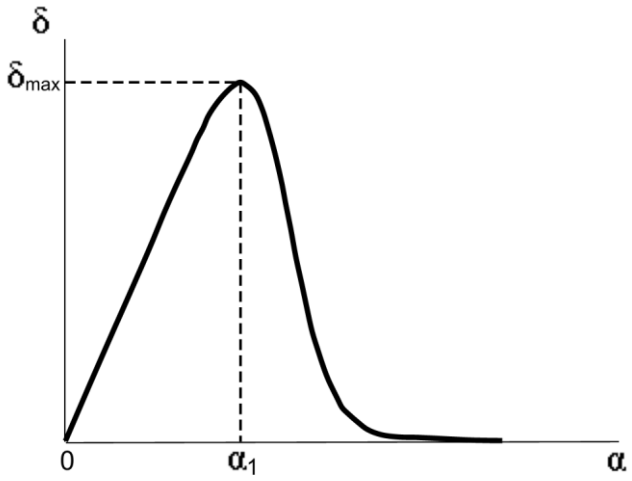


Рис. 3.12. Зависимость интенсивности выхода биогаза δ от концентрации органического вещества α, α_1 - концентрация органического субстрата, при которой выход биогаза максимальный

В качестве показателя качества перемешивания предлагается безразмерная величина *QM*:

$$QM = \frac{\bar{\delta}(t)}{\delta_{\max}}, \tag{3.5}$$

$$\bar{\delta}(t) = \frac{1}{W}\sum_{i=1}^{N} \frac{B_0 \rho(\alpha_i)\alpha_i}{HRT}\left(1 - \frac{K(\alpha_i)}{HRT \cdot \mu_{\max} - 1 + K(\alpha_i)}\right) \cdot W_i, \tag{3.6}$$

$$\delta_{\max} = \frac{B_0 \cdot \rho(\alpha_1) \cdot \alpha_1}{HRT}\left(1 - \frac{K(\alpha_1)}{HRT \cdot \mu_{\max} - 1 + K(\alpha_1)}\right), \tag{3.7}$$

где $\bar{\delta}(t)$ – среднее значение интенсивности выхода биогаза в метантенке, м^3 биогаза/м^3 субстрата в сутки; $\delta_{\max}$ – максимальное значение интенсивности выхода биогаза, м^3 биогаза/м^3 субстрата в сутки; *W* - объем метантенка, м^3; α (*x*, *y*, *z*, *t*) – объемная концентрация в каждой точке объема метантенка, 1/м^3; $K(\alpha_1)$ – кинетический коэффициент при оптимальном значении объемной концентрации; α_1 - оптимальная объемная концентрация, 1/м^3, $\rho(\alpha)$ - плотность субстрата, кг/м^3; *x*, *y*, *z* – декартовы координаты; *t* – время, с.

Предлагаемый показатель качества перемешивания учитывает особенность процесса, протекающего в метантенке, основываясь на основной его характеристике - выходе биогаза в зависимости от распределения поля концентрации.

Оценка качества перемешивания, основанная на применении разработанного показателя QM.

Максимально возможное значение показателя качества перемешивания *QM* (формула 3.5) равно единице, что соответствует состоянию полной однородности субстрата в метантенке.

На рис. 3.13 представлена динамика показателя качества перемешивания *QM* в метантенке с типовой и модернизированной системами перемешивания.

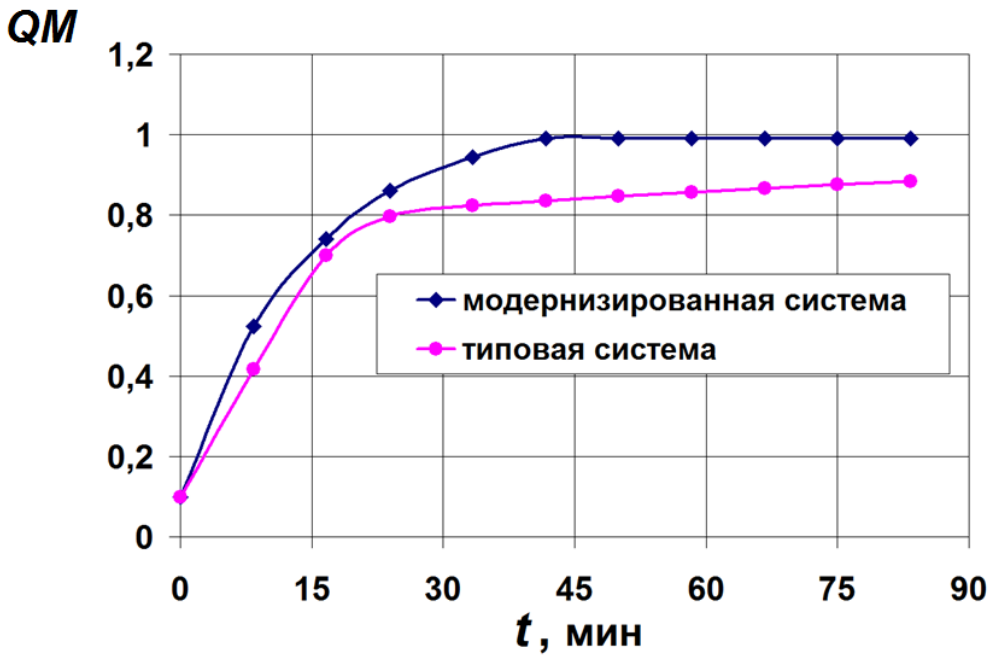


Рис. 3.13. Изменение показателя качества перемешивания *QM* по времени

При использовании модернизированной системы перемешивания время перемешивания составляет 42 мин (показатель *QM*=0,9899), а типовой системы – 83 мин (показатель *QM*=0,8835). Таким образом, при использовании предложенной системы перемешивания качество перемешивания увеличивается на 18%.

Для обоснования достоверности разработанного показателя качества перемешивания был проведен сравнительный анализ рассмотренных систем гидравлического перемешивания, рассчитанных по другим известным критериям.

Статистическая оценка качества перемешивания. Индекс однородности.

В работе [106] для оценки перемешивания используется индекс однородности, который представляет собой среднее относительное отклонение по модулю от среднего значения объемной концентрации:

$$UI(t) = \frac{1}{W}\sum_{i=1}^{N}\frac{|\alpha_i - \overline{\alpha}|}{\overline{\alpha}}\cdot W_i, \qquad (3.8)$$

где $\overline{\alpha}$ - средняя объемная концентрация в метантенке, 1/м^3; α_i - средняя объемная концентрация в i-том элементарном объеме W_i, 1/м^3; W - объем метантенка, м^3; W_i – элементарный объем метантенка, м^3; N – число элементарных объемов.

Однородному распределению субстрата в метантенке соответствует $UI = 0$. Начальное значение индекса однородности UI зависит от начального распределения концентрации. На рис. 3.14 представлено изменение индекса однородности UI по времени для типовой и модернизированной систем гидравлического перемешивания.

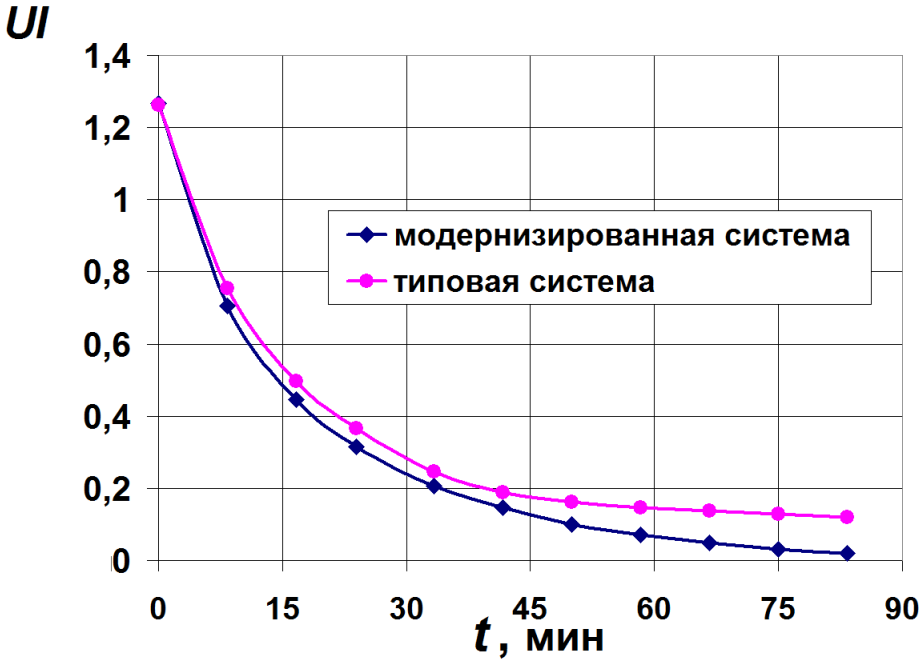


Рис. 3.14. Изменение индекса однородности UI по времени

Индекс однородности UI в метантенке с модернизированной системой перемешивания принимает минимальное значение через 83 мин. В случае применения типовой системы перемешивания значение индекса однородности не достигает нулевого значения (UI=0,1195), что свидетельствует о том, что добиться

полной однородности невозможно.

Полученные результаты подтверждают, что лучшее перемешивание осуществляется в метантенке с модернизированной системой гидравлического перемешивания.

Оценка качества перемешивания, основанная на вычислении объема «мертвых зон»

В работе [104] для оценки качества перемешивания предлагается определять внутри метантенка «мертвые зоны», скорость в которых меньше скорости осаждения, определяемой по формуле Стокса:

$$V_{oc} = N \cdot g \cdot r^2 \cdot \frac{\rho_ч - \rho_ж}{\mu}, \qquad (3.9)$$

где N – фактор несферичности, зависящий от формы частицы; g – ускорение свободного падения; r – радиус частицы; $\rho_ч$ – плотность частиц; $\rho_ж$ – плотность жидкости; μ -вязкость жидкости, в которой взвешены частицы.

Для расчета «мертвых зон» в *Comsol Multiphysics* нами предложен простой способ вычисления. Для этого рассмотрим следующую функцию:

$$f(w) = 1 - \frac{\pi/2 - arctg[b(w - v_{oc})]}{\pi/2 + arctg(b \cdot v_{oc})}, \qquad (3.10)$$

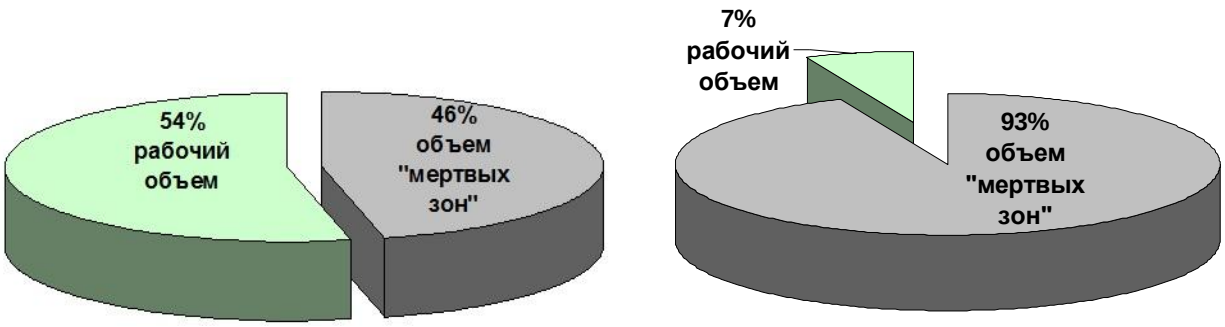
где v_{oc} - скорость осаждения, м/с; $b = 10^9$.

Тогда $f(w) \approx \begin{cases} 1, & \text{при } w \geq v_{oc} \\ 0, & \text{при } w < v_{oc} \end{cases}$.

Полученное в результате численного решения поле скоростей используется для вычисления $f(w)$. Объем «мертвой зоны» равен разности полного объема аппарата и значения интеграла от $f(w)$ по всему объему метантенка.

Значение доли объема мертвых зон в общем объеме метантенка, соответствующее состоянию покоя, при котором отсутствует любое движение кроме осаждения, равно 1.

На рис. 3.15 представлено соотношение рабочего объема и объема «мертвых зон» в метантенке при использовании типовой и модернизированной системы перемешивания.



типовая система *модернизированная система*

Рис. 3.15. Соотношение рабочего объема и объема «мертвых зон» в метантенках при различных системах перемешивания

Модернизированная система гидравлического перемешивания обеспечивает меньший объем «мертвых зон» в метантенке (46%), что свидетельствует о более высоком качестве перемешивания по сравнению с типовой системой (93% - объем «мертвых зон»).

Результаты оценки качества перемешивания в резервуаре метанового брожения, полученные разными методами, согласуются между собой. Таким образом, использование предлагаемого показателя качества перемешивания не противоречит известным способам анализа эффективности перемешивания [142].

3.2.2. Влияние геометрических параметров метантенка на качество перемешивания

Модернизированная система гидравлического перемешивания согласно известным критериям обеспечивает лучшее перемешивание и, значит, больший выход газа в метантенке. На практике используются метантенки различных объемов и геометрических параметров [143-148], важнейшие из которых высота и диаметр аппарата. Целью последующих численных исследований было выяснить, каким образом геометрические размеры и их пропорции влияют на эффективность модернизированной системы перемешивания. Расчеты проводились в диапазоне $0{,}23 \le H/D \le 1{,}2$.

С использованием разработанного показателя качества перемешивания *QM*, исследовано влияние геометрических параметров метантенка на качество перемешивания при применении типовой и модернизированной систем гидравлического перемешивания.

На рис. 3.16 представлены зависимости значения времени перемешивания от соотношения *H*/*D*.

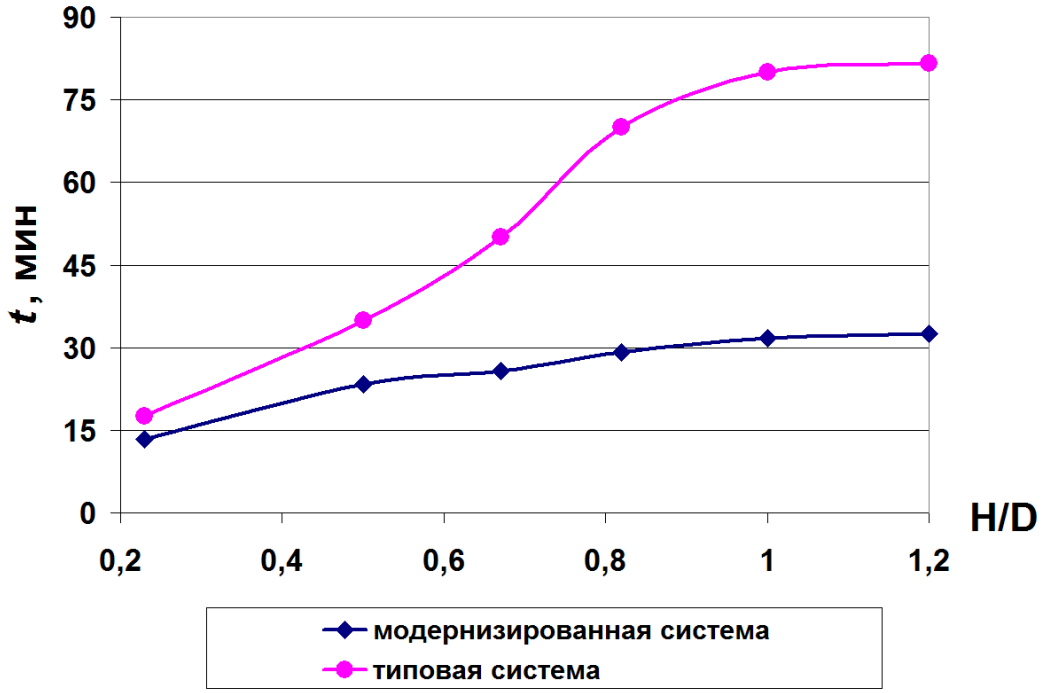


Рис. 3.16. Время перемешивания при использовании типовой и модернизированной систем перемешивания в зависимости от соотношения высоты и диаметра метантенка (*H*/*D*)

Использование модернизированной системы гидравлического перемешивания эффективно и целесообразно для метантенков с рассмотренным диапазоном соотношений *H*/*D*=0,23÷1,2, т.к. предложенная система перемешивания обеспечивает снижение времени, затрачиваемого для достижения заданного качества перемешивания, что в свою очередь приводит к существенному уменьшению времени работы системы и экономии электрической энергии. Максимальный эффект от использования модернизированной системы перемешивания наблюдается для метантенков с соотношением *H*/*D* от 0,7 до 1, время затраченное на перемешивание в данных аппаратах в 2 раза меньше, чем в

аналогичных метантенках с типовой системой перемешивания [149-150].

На основе численных исследований определены зависимости основных эксплуатационных характеристик модернизированной системы гидравлического перемешивания в метантенке с различным соотношением высоты к диаметру (*H/D*) от гидродинамических режимов (рис. 3.17).

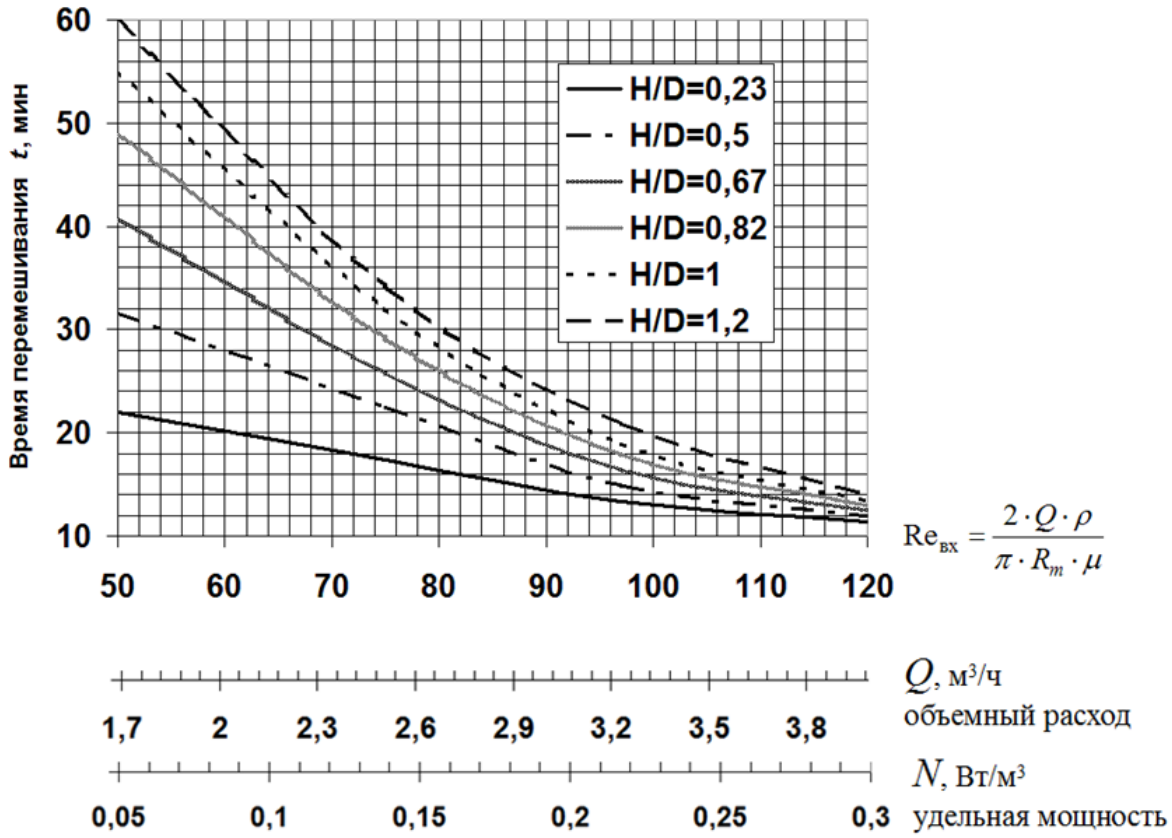


Рис. 3.17. Характеристики модернизированной системы гидравлического перемешивания (*H*/*D* – отношение высоты к диаметру метантенка)

Полученные данные использовались при проведении теплового и эксергетического анализа.

Выводы

1. На примере метантенков цилиндрической формы объемом 3 м^3 установлено, что при использовании модернизированной системы перемешивания время перемешивания составляет 42 мин, а типовой системы – 83 мин.

2. Предложен показатель качества перемешивания органического субстрата в метантенке БГУ. Сравнение наиболее распространенных на практике метантенков (соотношение высоты к диаметру аппарата *H/D*=1) с типовой и модернизированной системой перемешивания, подтвердило, что при использовании предложенной системы перемешивания качество перемешивания увеличивается на 18%.

3. Использование модернизированной системы гидравлического перемешивания эффективно и целесообразно для метантенков с рассмотренным диапазоном соотношений *H/D*=0,23÷1,2, т.к. предложенная система перемешивания обеспечивает снижение времени, затрачиваемого для достижения заданного качества перемешивания, что в свою очередь приводит к существенному уменьшению времени работы системы и экономии электрической энергии. Максимальный эффект от использования модернизированной системы перемешивания наблюдается для метантенков с соотношением *H/D* от 0,7 до 1, время затраченное на перемешивание в данных аппаратах в 2 раза меньше, чем в аналогичных метантенках с типовой системой перемешивания.

ГЛАВА 4
АНАЛИЗ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕХНОЛОГИИ МЕТАНОВОГО БРОЖЕНИЯ БИООТХОДОВ

4.1. Описание технологии производства биогаза

Основными элементами технологической схемы производства биогаза являются: метантенк; теплообменное оборудование для предварительного подогрева субстрата и поддержания температурного режима технологического процесса; насосное оборудование для обеспечения подачи и рециркуляции субстрата; компактная энергетическая установка, работающая на биогазе и вырабатывающая тепловую и электрическую энергию; котел-утилизатор, использующий теплоту отходящих дымовых газов.

Рассмотрим наиболее распространенную технологическую схему получения биогаза (рис. 4.1). Технологический процесс осуществляется следующим образом. Органические отходы с животноводческого комплекса фекальным насосом *1* подаются в теплообменник *2* для предварительного подогрева, а затем направляются в метантенк *3*, где в процессе анаэробной ферментации получают два первичных продукта: биогаз и эффлюент (высококонцентрированное, обеззараженное, дезодорированное удобрение, пригодное для непосредственного внесения в почву). Перемешивание субстрата в метантенке *3* осуществляется гидравлическим способом с помощью циркуляционного насоса *4*. Образовавшийся биогаз подается компрессором *5* в газгольдер *6*. Из газгольдера он направляется в компактную энергетическую установку на базе поршневого двигателя внутреннего сгорания (ДВС) *7*. Продукты сгорания, проходя через котел-утилизатор *8*, нагревают сетевую воду. Получаемая тепловая и электрическая энергия используется на покрытие энергетических потребностей животноводческого комплекса.

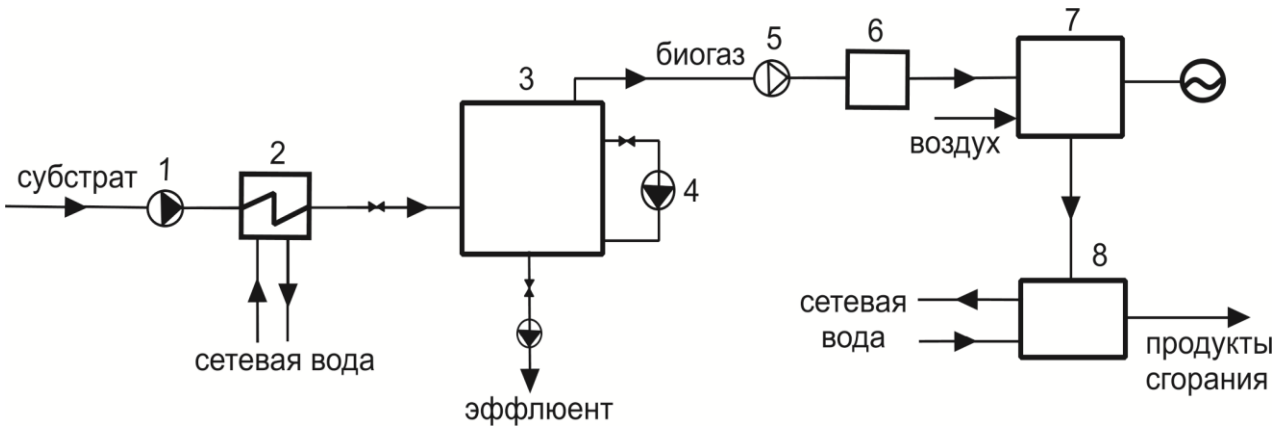


Рис.4.1. Технологическая схема метанового брожения биоотходов с системой гидравлического перемешивания:
1 – фекальный насос; 2 – теплообменник типа «труба в трубе» 3 – метантенк; 4 – циркуляционный насос; 5 – компрессор; 6 – газгольдер; 7 – ДВС; 8 – котел-утилизатор.

Основной причиной ограниченного применения биогазовых установок в России являются большие энергетические затраты на технологические нужды оборудования, следует отметить, что основные энергетические потери возникают в метантенке.

Согласно работе [18], анализ вклада отдельных составляющих затрат энергии на обеспечение работы установки показывает, что наибольшие потери связаны с необходимостью нагрева биомассы и разбавляющей воды, а также поддержания требуемой температуры в течение всего времени цикла брожения.

Оценка влияния предлагаемой системы гидравлического перемешивания на энергетическую эффективность метантенка, а также технологической схемы производства биогаза в целом, проводится на основании методики теплового и термодинамического анализа.

4.2. Тепловой анализ технологических схем производства биогаза

В качестве примера рассмотрена технологическая схема производства биогаза на свиноводческом комплексе с количеством свиней на откорме 1846 голов (с массой до 70 кг).

В качестве исходных данных при составлении тепловых балансов выбраны

следующие группы параметров, характеризующих входные и выходные потоки.

– масса подогреваемого органического субстрата $G = 20000$ кг;

– масса субстрата в метантенке $G_p = 200000$ кг;

– продолжительность процесса метанового сбраживания $T_{\text{пр}} = 10$ дней;

– температура процесса метанового сбраживания $t_{\text{пр}} = 37\ ^0\text{C}$;

– объемный расход субстрата в теплообменнике $g_{\text{с}}^{\text{п}} = 0{,}00556$ м^3/с;

– объемный расход воды при периодической подаче $g_{\text{в}}^{\text{п}} = 0{,}0065$ м^3/с;

– температура окружающей среды $t_{o.ср} = -30\ ^0\text{C}$;

– время работы подогревателя периодического действия в течение суток $\tau_{\text{п}} = 3600$ с;

– температура субстрата на входе в теплообменник $t'_c = 10\ ^0\text{C}$;

– температура субстрата на выходе из теплообменника $t''_c = 37\ ^0\text{C}$;

– температура греющей сетевой воды $t'_{\text{в}} = 70\ ^0\text{C}$;

– теплопроводность стенки теплообменного аппарата $\lambda_{\text{ст}} = 46{,}5$ Вт/(м·К);

– радиус кожуховых труб $R_{\text{тр}} = 0{,}054$ м;

– радиус теплообменных труб $r_{\text{тр}} = 0{,}024$ м;

– толщина стенок теплообменных труб $\delta_{\text{тр}} = 0{,}0008$ м;

– удельная теплоемкость воды $c_{p\,\text{в}} = 4189{,}3$ Дж/кг·К (при $t_{\text{в}} = 70\ ^0\text{C}$);

– теплопроводность субстрата $\lambda_{\text{с}} = 0{,}62$ Вт/(м·К);

– динамическая вязкость субстрата при $t_{\text{с}} = 20\ ^0\text{C}$ $\mu_{\text{с}} = 0{,}54$ Па·с;

– динамическая вязкость субстрата при $t_{\text{с}} = 37\ ^0\text{C}$ $\mu_{\text{с}} = 0{,}37$ Па·с;

– расход органического субстрата $\text{G}_{\text{орг.суб}} = 0{,}231$ кг/с;

– содержание сухого вещества в субстрате $\omega'_{сух.в} = 0{,}06$;

– содержание в сухом веществе органического вещества $\omega_{орг.в} = 0{,}8$;

– содержание беззольного вещества в органическом веществе $\omega_{беззол.в} = 0{,}99$;

– радиус метантенка $r = 3{,}4$ м;

– высота метантенка $h = 6{,}8$ м;

– энтальпия сетевой воды при $t_{\text{в}} = 70\ ^0\text{C}$ $i_{\text{в}}^{70} = 293{,}4$ кДж/кг;

– энтальпия сетевой воды при $t_{\text{в}} = 50\ ^0\text{C}$ $i_{\text{в}}^{50} = 209{,}6$ кДж/кг;

– расход сетевой воды в подогревателе метантенка $g_{\text{вод}} = 0{,}8$ кг/с;

– расход субстрата в типовом контуре циркуляции $G_{\text{цирк1}} = 0{,}31$ кг/с;

– расход субстрата в модернизированном контуре циркуляции $G_{\text{цирк2}} = 0{,}27$ кг/с;

– коэффициент объемного расширения субстрата $\beta = 0{,}0076\ 1/^0\text{C}$;

– температура биогаза на входе в ДВС $t_{\text{б}} = 10\ ^0\text{C}$;

– низшая теплота сгорания биогаза $Q_{\text{в}}^{\text{б}} = 24$ кДж/кг;

– удельная теплоемкость биогаза $c_{p.\text{б}} = 1{,}9$ кДж/кг·К;

– удельная теплоемкость воздуха $c_{p.\text{вз}} = 1{,}1$ кДж/кг·К;

– температура воздуха на входе в ДВС $t_{\text{в}} = 20\ ^0\text{C}$;

– удельная теплоемкость продуктов сгорания $c_{p.пр.сг} = 1{,}3$ кДж/кг·К;

– температура продуктов сгорания на выходе из ДВС $t_{\text{пр.сг.}} = 130\ ^0\text{C}$.

Рассмотрено 2 варианта работы представленной схемы:

– **вариант 1** с типовой системой гидравлического перемешивания;

– **вариант 2** с модернизированной гидравлической системой перемешивания.

Далее приводятся тепловые балансы для рассматриваемых вариантов.

1. Предварительный подогрев субстрата.

При подготовке субстрата к анаэробному сбраживанию необходимо подогреть его до температуры технологического процесса.

Периодический подогрев субстрата в статическом подогревателе.

Методика расчета изложена в [151].

Определим среднюю температуру субстрата $\bar{t}_c$:

$$\bar{t}_c = 0{,}5 \cdot (t_c'' + t_c') = 0{,}5 \cdot (37 + 10) = 23{,}5\ ^0\text{C}.$$

Находим теплофизические характеристики субстрата при $\bar{t}_c$ [152]:

– плотность субстрата:

$\rho_{\text{с}} = 1015,12 - 0,046 \cdot t_{\text{с}} = 1015,12 - 0,046 \cdot 23,5 = 989,61$ кг/м^3;

– теплоемкость субстрата:

$c_{p.\text{с}} = 4106,16 - 0,00269067 \cdot t_{\text{с}}^2 = 4106,16 - 0,00269067 \cdot 23,5^2 = 4104,67$ Дж/(кг · К); –

кинематическая вязкость субстрата:

$$\nu_{\text{с}} = \frac{\mu_{\text{с}}}{\rho_{\text{с}}} = \frac{0,54}{989,61} = 0,00055 \text{м}^2/\text{с}.$$

Теплофизические характеристики сетевой воды при температуре $t'_{\text{в}}$ [153]:

– плотность воды:

$$\rho_{\text{в}} = \frac{1005}{0,99534 + 0,466 \cdot 10^{-3} \cdot t_{\text{в}}} = \frac{1005}{0,99534 + 0,466 \cdot 10^{-3} \cdot 70} = 1009,74 \text{ кг/м}^3;$$

– теплопроводность воды:

$$\lambda_{\text{в}} = 0,551444 + 0,2588 \cdot 10^{-2} \cdot t_{\text{в}} - 0,1278 \cdot 10^{-4} \cdot t_{\text{в}}^2 =$$
$$= 0,551444 + 0,2588 \cdot 10^{-2} \cdot 70 - 0,1278 \cdot 10^{-4} \cdot 70^2 = 0,67 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)};$$

– кинематическая вязкость воды:

$$\nu_{\text{в}} = \left(\exp\left(\exp\left(33,22999 - 5,93043 \cdot \ln\left(t_{\text{в}} + 273\right)\right)\right) - 0,86\right) \cdot 10^{-6} =$$
$$= \left(\exp\left(\exp\left(33,22999 - 5,93043 \cdot \ln\left(70 + 273\right)\right)\right) - 0,86\right) \cdot 10^{-6} = 4,23 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$$

– динамическая вязкость воды:

$$\mu_{\text{в}} = \nu_{\text{в}} \cdot \rho_{\text{в}} = 4,3 \cdot 10^{-7} \cdot 1009,74 = 0,00043 \text{Па·с}.$$

Находим количество теплоты, необходимое для подогрева субстрата от температуры t'_c до температуры t''_c.

$$q_{\text{под}} = G \cdot c_{p.c} \cdot \left(t''_c - t'_c\right) = 20000 \cdot 4104,67 \cdot \left(37 - 10\right) = 2216521800 \text{ Дж}.$$

Находим значения критериев подобия для воды:

$$\text{Re}_{\text{в}} = \frac{2 \cdot \rho_{\text{в}} \cdot g_{\text{в}}}{\pi \cdot \left(R_{\text{тр}} - r_{\text{тр}}\right) \cdot \mu_{\text{в}}} = \frac{2 \cdot 1009,74 \cdot 0,0065}{3,14 \cdot \left(0,054 - 0,024\right) \cdot 0,00043} = 125490,40,$$

$$\text{Pr}_{\text{в}} = \frac{\mu_{\text{в}} \cdot c_{p\text{в}}}{\lambda_{\text{в}}} = \frac{0,00043 \cdot 4189,3}{0,67} = 2,67,$$

$$\text{Nu}_{\text{в}} = 0,021 \cdot \text{Re}_{\text{в}}^{0.8} \cdot \text{Pr}_{\text{в}}^{0.43} = 0,021 \cdot 125490,40^{0,8} \cdot 2,67^{0,43} = 384,10.$$

Средний коэффициент теплоотдачи по воде [151]:

$$\alpha_{\text{в}} = \frac{\text{Nu}_{\text{в}} \cdot \lambda_{\text{в}}}{2 \cdot \left(R_{\text{тр}} - r_{\text{тр}}\right)} = \frac{384{,}10 \cdot 0{,}67}{2 \cdot \left(0{,}054 - 0{,}024\right)} = 4289{,}05 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}.$$

Находим значения критериев подобия для субстрата:

$$\text{Re}_{\text{с}} = \frac{2 \cdot \rho_{\text{с}} \cdot g_{\text{с}}}{\pi \cdot r_{\text{тр}} \cdot \mu_{\text{с}}} = \frac{2 \cdot 989{,}61 \cdot 0{,}00556}{3{,}14 \cdot 0{,}024 \cdot 0{,}54} = 270{,}42,$$

$$\text{Pr}_{\text{с}} = \frac{\mu_{\text{с}} \cdot c_{p\text{с}}}{\lambda_{\text{с}}} = \frac{0{,}54 \cdot 4104{,}67}{0{,}62} = 3575{,}04,$$

$$\text{Gr}_{c} = \frac{\left(2 \cdot r\right)^3 \cdot g \cdot \beta \cdot \Delta t}{\nu_c^2} = \frac{\left(2 \cdot 0{,}024\right)^3 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}0076 \cdot 39{,}09}{0{,}00055^2} = 1080{,}28.$$

Температурный напор субстрат-стенка: $\Delta t = 39{,}09^0\text{C}$.

$$\text{Nu}_{\text{с}} = 0{,}15 \cdot \text{Re}_{\text{с}}^{0{,}33} \cdot \text{Pr}_{\text{с}}^{0{,}33} \cdot \left(\text{Gr}_{\text{с}} \cdot \text{Pr}_{\text{с}}\right)^{0{,}1} =$$
$$= 0{,}15 \cdot 270{,}42^{0{,}33} \cdot 3575{,}04^{0{,}33} \cdot \left(1080{,}28 \cdot 3575{,}04\right)^{0{,}1} = 64{,}55.$$

Средний коэффициент теплоотдачи по субстрату:

$$\alpha_{\text{с}} = \frac{\text{Nu}_{\text{с}} \cdot \lambda_{\text{с}}}{2 \cdot r_{\text{тр}}} = \frac{64{,}55 \cdot 0{,}62}{2 \cdot 0{,}024} = 833{,}83 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}.$$

Находим коэффициент теплопередачи от воды к субстрату:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{в}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{с}}} + \frac{\delta_{\text{тр}}}{\lambda_{\text{тр}}}} = \frac{1}{\frac{1}{4289{,}05} + \frac{1}{833{,}83} + \frac{0{,}0008}{46{,}5}} = 689{,}82 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}.$$

Определим температурный напор:

$$\Delta t_{лог} = \frac{t_c'' - t_c'}{\ln \frac{t_в' - t_c'}{t_в' - t_c''}} = \frac{37 - 10}{\ln \frac{70 - 10}{70 - 37}} = 45{,}16\,^{\circ}\text{C}.$$

Рассчитаем длину труб теплообменного аппарата:

$$h_{\text{тр}} = \frac{1{,}25 \cdot g_c \cdot c_{p.c} \cdot \left(t_c'' - t_c'\right)}{\Delta t_{лог} \cdot k} = \frac{1{,}25 \cdot 0{,}00556 \cdot 4104{,}67 \cdot \left(37 - 10\right)}{45{,}16 \cdot 689{,}82} = 162 \text{ м}.$$

Определим площадь поверхности теплообменного аппарата

$$F = 2 \cdot \pi \cdot R_{\text{тр}} \cdot h_{\text{тр}} = 2 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}054 \cdot 162 = 55 \text{ м}^2.$$

Вычислим потери теплоты в окружающую среду. Для этого возьмем коэффициент теплопередачи от стенки теплообменника в воздух: $k = 3{,}5\,\text{Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$.

Для периодического подогрева субстрата тепловые потери составят:

$$Q_{\text{пот}} = F \cdot k \cdot \left(\bar{t}_{\text{в}} - t_{o.ср}\right) = 55 \cdot 3{,}5 \cdot \left(59 - \left(-30\right)\right) \cdot 10^{-3} = 17{,}1\,\text{кВт}.$$

Определим среднее количество теплоты $Q_{\text{под1}}$, передаваемое субстрату в единицу времени в процессе периодического подогрева от t_c' до t_c''.

$$Q_{\text{под1}} = Q_{\text{под2}} = \frac{q_{\text{под}}}{\tau} + Q_{\text{пот}} = \frac{221652{,}80}{3600} + 17{,}10 = 632{,}8\,\text{кВт}.$$

При периодическом подогреве субстрата в статическом подогревателе тепловой КПД составит:

$$\eta_{\text{ТО1}} = \eta_{\text{ТО2}} = \frac{Q_{\text{под1}} - Q_{\text{пот}}}{Q_{\text{под1}}} = \frac{632{,}8 - 17{,}1}{632{,}8} = 0{,}97.$$

2. Метантенк.

Определим площадь поверхности метантенка с плоским покрытием и днищем:

$$S_p = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot h + 2 \cdot \pi \cdot r^2 = 2 \cdot 3{,}14 \cdot 3{,}4 \cdot 6{,}8 + 2 \cdot 3{,}14 \cdot 4{,}3^2 = 218\,\text{м}^2.$$

Зададим коэффициент теплопередачи от субстрата в воздух $k_p = 3{,}43$ Вт/(м^2·К) и теплоемкость субстрата $c_p = 4102{,}5$ Дж/кг·К. Показатель (темп) охлаждения органического субстрата *m* [151]:

$$m = \frac{S_p \cdot k_p \cdot \tau_p}{G_p \cdot c_p} = \frac{218 \cdot 3{,}43 \cdot 864000}{200000 \cdot 4102{,}5} = 0{,}79.$$

Рассчитаем вероятную температуру субстрата t_x в метантенке по формуле:

$$t_x = t_{o.ср.} + \left(t_c'' - t_{o.ср.}\right)/\exp(m) = -30 + \left(37 - \left(-30\right)\right)/\exp\left(0{,}79\right) = 16{,}85^0\text{C}.$$

Средняя температура субстрата в метантенке за период подогрева τ:

$$\bar{t}_{\text{с.р.}} = \frac{t_c'' - t_x \cdot \exp(-m)}{1 - \exp(-m)} - \frac{t_c'' - t_x}{m} = \frac{37 - 16{,}85 \cdot \exp(-0{,}79)}{1 - \exp(-0{,}79)} - \frac{37 - 16{,}85}{0{,}79} = 28{,}23^0\text{C}.$$

Находим количество теплоты, необходимое для разогрева субстрата в метантенке от t_x до t_c'':

$$Q_{\text{под}}^{\text{м}} = G_p \cdot c_p \cdot (t_c'' - t_x) = 200000 \cdot 4102{,}5 \cdot 16{,}85 \cdot 10^{-3} = 16533847{,}494 \text{ кДж}.$$

Вычислим потери теплоты в окружающую среду.

Коэффициент теплоотдачи конвекцией от субстрата к вертикальной стенке метантенка можно принять $\alpha_{1ст} = 1{,}415 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Для того чтобы рассчитать коэффициент теплоотдачи $\alpha_{2ст}$ от стенки резервуара в окружающий воздух конвекцией при скорости ветра $w = 4{,}52$ м/с находим число $\text{Re}_{\text{воз}}$ следующим образом:

$$\text{Re}_{\text{воз}} = \frac{w \cdot d}{\nu_{\text{воз}}} = \frac{4{,}52 \cdot 8{,}6}{10{,}80 \cdot 10^{-6}} = 3599259{,}259.$$

Так как $\text{Re}_{\text{воз}} > 5 \cdot 10^4$, то расчетные коэффициенты равны C = 0,023 и n = 0,8, то определяем коэффициент теплоотдачи по формуле:

$$\alpha_{2ст} = 0{,}023 \cdot \frac{\lambda_{воз}}{d} \cdot \text{Re}_{\text{воз}}^{0{,}8} = 0{,}023 \cdot \frac{0{,}022}{8{,}6} \cdot (3599259{,}259)^{0{,}8} = 10{,}34 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Для расчета коэффициент теплоотдачи от стенки метантенка в окружающий воздух с помощью радиации можно принять $\alpha_{3ст} = 5{,}8$ Вт/(м^2·К) [151].

Находим коэффициент теплопередачи от субстрата через стенки метантенка в воздух:

$$k_p = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{1ст}} + \frac{1}{\alpha_{2ст} + \alpha_{3ст}}} = \frac{1}{\frac{1}{1{,}415} + \frac{1}{10{,}34 + 5{,}8}} = 1{,}3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Определяем тепловые потери в окружающую среду:

$$q_{пот} = S_p \cdot k_p \cdot (\bar{t}_{\text{с.р.}} - t_{о.ср}) = 218 \cdot 1{,}3 \cdot (27{,}95 - (-30)) \cdot 10^{-3} = 16{,}54 \text{ кВт}.$$

Время, необходимое для подогрева субстрата в метантенке от вероятной температуры субстрата t_x до температуры t_c'' [151]:

$$\tau = \frac{Q_{\text{под}}^{\text{м}}}{(i_{\text{в}}^{70} - i_{\text{в}}^{50}) \cdot g_{\text{вод}} - q_{пот}} = \frac{16533847{,}494}{(293{,}4 - 209{,}6) \cdot 0{,}8 - 16{,}54} = 327397 \text{ с}.$$

Определим среднее количество теплоты $Q_{\text{под2}}$, передаваемое субстрату в процессе метанового брожения в метантенке:

$$q_{\text{под1}} = q_{\text{под2}} = \frac{Q_{\text{под}}^{\text{м}}}{\tau} + q_{\text{пот}} = \frac{16533847{,}494}{327397} + 16{,}54 = 67{,}04 \text{ кВт},$$

Тепловой КПД метантенка:

$$\eta_{\text{м}} = \frac{q_{под1} - q_{пот}}{q_{под1}} = \frac{67{,}04 - 16{,}54}{67{,}04} = 0{,}75.$$

3. Двигатель внутреннего сгорания

Масса биогаза, образующегося в сутки в метантенке с типовой системой перемешивания (с учетом результатов численных исследований, глава 3):

$$m_{бг1} = \frac{(m_{суб} \cdot \omega_{сух.в} \cdot \omega_{орг.в} \cdot \omega_{беззол.в} \cdot \eta_{эф})}{1{,}25} = \frac{(20000 \cdot 0{,}05 \cdot 0{,}8 \cdot 0{,}99 \cdot 0{,}7)}{1{,}25} = 443{,}52 \text{ кг}$$

и с модифицированной системой перемешивания:

$$m_{бг2} = m_{суб} \cdot \omega_{сух.в} \cdot \omega_{орг.в} \cdot \omega_{беззол.в} \cdot \eta_{эф} = 20000 \cdot 0{,}05 \cdot 0{,}8 \cdot 0{,}99 \cdot 0{,}7 = 554{,}4 \text{ кг},$$

где эффективность процесса метанового брожения при мезофильном режиме определяется по формуле [155]:

$$\eta_{эф} = \frac{100 - \left(-200 \cdot \left(-1{,}5/\text{T}_{\text{пр}}\right)\right)}{100} = \frac{100 - \left(-200 \cdot \left(-1{,}5/10\right)\right)}{100} = 0{,}7.$$

Находим массовый расход биогаза:

$$G_{б1} = \frac{m_{бг1}}{86400} = \frac{443{,}52}{86400} = 0{,}0051 \text{ кг/с}, \; G_{б2} = \frac{m_{бг2}}{86400} = \frac{554{,}4}{86400} = 0{,}0064 \text{ кг/с}.$$

В цикле реального ДВС преобразование теплоты топлива в механическую работу сопровождается потерями теплоты с выпускными газами, в систему охлаждения и вследствие неполноты сгорания. Все эти тепловые потери в относительном виде учитываются КПД, который является критерием совершенства использования теплоты, подведенной к рабочему телу с топливом.

Тепловым КПД двигателя называется отношение количества теплоты, преобразованной в работу, развиваемую газами в цилиндре ДВС, к количеству теплоты, подведенной для совершения этой работы:

$$\eta_{ДВС} = \frac{N}{G_б \cdot Q_н^б},$$

где $N_1 = \frac{G_{б1} \cdot 2 \cdot 3600}{1{,}2} = \frac{0{,}0051 \cdot 2 \cdot 3600}{1{,}2} = 30{,}80$ кВт,

$N_2 = \frac{G_{б2} \cdot 2 \cdot 3600}{1{,}2} = \frac{0{,}0064 \cdot 2 \cdot 3600}{1{,}2} = 38{,}5$ кВт.

Тепловой КПД ДВС для схемы с типовой системой перемешивания:

$$\eta_{ДВС1} = \frac{30{,}80}{0{,}0051 \cdot 24000} = 0{,}25.$$

Тепловой КПД ДВС для схемы с модернизированной системой перемешивания:

$$\eta_{ДВС2} = \frac{38{,}5}{0{,}0064 \cdot 24000} = 0{,}25.$$

4. Котел-утилизатор

В большинстве современных ДВС температура уходящих газов составляет 400 – 550^{0}С. По условиям надежности температура питательной воды на входе в котел-утилизатор не должна быть меньше 60^{0}С, а температура дымовых газов, покидающих котел-утилизатор, всегда выше, чем температура питательной воды.

Расход воздуха для схемы с типовой системой перемешивания:

$G_в = G_б \cdot 16 = 0{,}0051 \cdot 16 = 0{,}0816$ кг/с,

с модифицированной системой перемешивания

$G_в = G_б \cdot 16 = 0{,}0064 \cdot 17 = 0{,}1091$ кг/с.

Расход продуктов сгорания для схемы 1

$G_{пр.сг.} = G_б + G_в = 0{,}0051 + 0{,}0816 = 0{,}0867$ кг/с,

для схемы 2

$G_{пр.сг.} = 0{,}0064 + 0{,}1091 = 0{,}1155$ кг/с.

Количество теплоты, подводимое в котел – утилизатор:

$Q_{КУ1} = G_{пр.сг.} \cdot c_{р.пр.сг.} \cdot \left(t'_{пр.сг.} - t''_{пр.сг.}\right) = 0{,}0816 \cdot 1{,}3 \cdot (673 - 393) = 29{,}7$ кВт,

$Q_{КУ2} = G_{пр.сг.} \cdot c_{р.пр.сг.} \cdot \left(t'_{пр.сг.} - t''_{пр.сг.}\right) = 0{,}1155 \cdot 1{,}3 \cdot (673 - 393) = 42{,}04$ кВт.

КПД котла-утилизатора составит:

$$\eta_{КУ1} = \eta_{КУ2} = \frac{400 - 70}{400 - 15} = 0{,}86,$$

где для оценки принято, что температура газов на входе в котел-утилизатор равна 400°С, а температура наружного воздуха 15°С.

5. Схема метанового брожения

Тепловой КПД схемы метанового брожения:

$$\eta = \eta_{ТО} \cdot \eta_{м} \cdot \eta_{ДВС} \cdot \eta_{КУ} = 0{,}97 \cdot 0{,}75 \cdot 0{,}25 \cdot 0{,}86 = 0{,}16.$$

В таблице 4.1 приведены результаты теплового расчета.

Таблица 4.1. Количество подводимой теплоты и тепловая эффективность технологических схем производства биогаза

Вид оборудования	**Количество подводимой теплоты, кВт**		**Тепловой КПД η**	
	Вариант 1	**Вариант 2**	**Вариант 1**	**Вариант 2**
Теплообменник	632,80	632,82	0,97	0,97
Метантенк	67,04	67,04	0,75	0,75
ДВС	85,56	154,00	0,25	0,25
Котел-утилизатор	29,7	39,71	0,86	0,86
В целом по схеме	815,10	893,55	0,16	0,16

Количество подводимой теплоты в первой схеме составило 815,10 кВт, во второй схеме 893,55 кВт. Тепловой КПД и аппаратов, и схемы в целом в результате модернизации системы перемешивания не изменился.

Значения параметров потоков, полученные в результате теплового расчета, а также данные по затратам электрической энергии на привод механизмов и гидравлическому сопротивлению основных аппаратов и транспортирующих участков являются исходными данными для более глубокого анализа работы технологических схем производства биогаза.

4.3. Эксергетический метод термодинамического анализа технологической схемы производства биогаза

Термодинамический анализ является одним из известных методов исследования различных технологических и энергетических процессов.

4.3.1. Термодинамический расчет и анализ работы теплообменника для предварительного подогрева субстрата.

I. Выбор параметров окружающей среды и определение вспомогательных расчетных величин.

1. Задаемся температурой и давлением окружающей среды для зимнего периода работы биогазовой установки в Республике Татарстан, принимая ее: T_0=243 К, P_0= 98642 Па [154].

2. Вспомогательные расчетные величины: универсальная газовая постоянная R = 8,31 Дж/моль·К; молярная масса субстрата $M_{суб}$= 29,05 г/моль, молярная масса воды $M_{вод} = 18$ г/моль; давление субстрата на входе в теплообменник $P'_{ТОсуб} = 128000$ Па и на выходе $P''_{ТОсуб} = 118000$ Па ; теплоемкость субстрата на входе $c'_{р.с} = 4105{,}89$ Дж/(кг·К) и на выходе $c''_{р.с} = 4102{,}48$ Дж/(кг·К); температура субстрата на входе $T'_с = 283$ К и на выходе $T''_с = 310$ К; температура сетевой воды на входе $T'_{вод} = 343$ К и на выходе $T''_{вод} = 323$ К; расход сетевой воды $G_{сет.вод.} = 6{,}5$ кг/с; давление сетевой воды на входе в теплообменник $P'_{ТОвод} = 128300$ Па и на выходе из него $P''_{ТОвод} = 108300$ Па.

II. Определение суммы эксергий на входе в теплообменник.

Механическая эксергия, подводимая к теплообменнику с субстратом равна мощности насоса марки НЖН-200, затрачиваемой на прокачку, $E'^{мех.}_{ТОсуб} = 3$ кВт.

2. Определяем тепловую эксергию, подводимую к теплообменнику с субстратом за время τ:

$$E'^{тепл.}_{ТОсуб} = \frac{g_{суб} \cdot c'_{р.с} \cdot \left(T'_c - T_0 - T_0 \cdot \ln \frac{T'_c}{T_0} \right)}{1000 \cdot \tau_n} =$$

$$= \frac{5{,}56 \cdot 4105{,}89 \cdot \left(283 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{283}{243} \right)}{1000} = 67{,}81 \text{ кВт}.$$

3. Определяем количество эксергии, подводимой к теплообменнику с горячей сетевой водой в единицу времени, по следующей формуле:

$$E'^{тепл}_{ТОвод.} = g_{сет.вод.} \cdot c_{р.в} \cdot \left(T'_{вод} - T_0 - T_0 \cdot \ln \frac{T'_{вод}}{T_0} \right) =$$

$$= 6{,}5 \cdot 4189{,}3 \cdot \left(343 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{343}{243} \right) \cdot 10^{-3} = 442{,}44 \text{ кВт}.$$

4. Определяем сумму эксергий на входе в теплообменный аппарат:

$$E^{ТО}_{вх} = E'^{мех}_{ТОсуб} + E'^{тепл.}_{ТОсуб} + E'^{тепл}_{ТОвод.} = 513{,}25 \text{ кВт}.$$

III. Определение суммы эксергий на выходе из теплообменника.

1. Определяем тепловую эксергию, отводимую от теплообменника с субстратом за время:

$$E''^{тепл}_{ТОсуб} = \frac{g_{суб} \cdot c''_{р.с} \cdot \left(T''_c - T_0 - T_0 \cdot \ln \frac{T''_c}{T_0} \right)}{1000 \cdot \tau} =$$

$$= \frac{5{,}56 \cdot 4102{,}48 \cdot \left(310 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{310}{243} \right)}{1000} = 178{,}53 \text{ кВт}.$$

2. Определяем количество эксергии, отводимой от теплообменника с горячей сетевой водой в единицу времени:

$$E''^{тепл}_{ТОвод.} = g_{сет.вод.} \cdot c_{р.в} \cdot \left(T''_{ТОвод} - T_0 - T_0 \cdot \ln \frac{T''_{ТОвод}}{T_0} \right) =$$

$$= 6{,}5 \cdot 4189{,}3 \cdot \left(323 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{323}{243} \right) \cdot 10^{-3} = 294{,}78 \text{ кВт}.$$

4. От теплообменника мощность не отводится, поэтому $N''_{ТО} = 0$.

5. Определяем сумму эксергий на выходе из теплообменника:

$$E_{вых}^{ТО} = E''^{тепл.}_{ТОсуб} + E''^{тепл}_{ТОвод.} = 473{,}31.$$

IV. Определяем эксергетический КПД:

$$\eta_{\text{ТО}} = \frac{E_{вых}^{ТО}}{E_{вх}^{ТО}} = \frac{473{,}31}{513{,}25} = 0{,}92.$$

4.3.2. Термодинамический расчет и анализ работы метантенка.

I. 1. Аналогичен гл.4.3.1.

2. Вспомогательные расчетные величины: низшая теплота сгорания субстрата $Q_{сг}^{н} = 9050$ Дж/кг; теплоемкость субстрата на входе в метантенк $c'_{р} = 4102{,}48$ Дж/(кг·К); температура субстрата на входе в метантенк $T'_{Рсуб} = 310$ К; время работы стационарного подогревателя $\tau_{стац} = 347986$ с; температура воды в стационарном подогревателе на входе $T'_{Рвод} = 343$ К и на выходе $T''_{Рвод} = 323$ К; расход эффлюента $G_{эфф} = 0{,}223$ кг/с; содержание сухого вещества в эффлюенте $\omega''_{сух.в} = 0{,}0035$; низшая теплота сгорания эффлюента $Q_{сг.эф}^{н} = 8536$ Дж/кг.

II. Определение суммы эксергии, подводимой к метантенку.

1. Определяем эксергию, подводимую к метантенку с субстратом.

Химическая эксергия основного потока субстрата:

$$E'^{хим}_{Рсуб} = G_{суб.ср.сут} \cdot Q_{сг}^{н} \cdot \omega'_{сух.в} = 0{,}231 \cdot 9050 \cdot 0{,}06 = 125{,}43 \text{кВт}.$$

Тепловая эксергия основного потока субстрата:

$$E'^{тепл}_{Рсуб} = \frac{G \cdot c'_{р} \cdot \left(T'_{Рсуб} - T_0 - T_0 \cdot \ln \frac{T'_{Рсуб}}{T_0} \right)}{1000 \cdot \tau_{стац}} =$$

$$= \frac{200000 \cdot 4102{,}48 \cdot \left(309 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{309}{243} \right)}{1000 \cdot 327397} = 19{,}08 \text{ кВт}.$$

Тепловая эксергия потока субстрата из теплообменного аппарата:

$$E'_{ТОсуб} = E''^{тепл.}_{ТОсуб} = 178{,}53 \text{ кВт}.$$

Тепловая эксергия потока субстрата в циркуляционном контуре:

$$E'^{тепл.}_{ЦТОсуб} = G^{к}_{с} \cdot c_{р.в} \cdot \left(T'_{Рсуб} - T_0 - T_0 \cdot \ln \frac{T'_{Рсуб}}{T_0} \right) =$$

$$= 6{,}94 \cdot 4{,}10248 \cdot \left(309 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{309}{243} \right) = 216{,}72 \text{ кВт}.$$

2. Определяем эксергию, подводимую к метантенку с водой:

$$E'^{тепл}_{вод.} = g_{вод.} \cdot c_{р.в} \cdot \left(T''_{вод} - T_0 - T_0 \cdot \ln \frac{T''_{вод}}{T_0} \right) =$$

$$= 0{,}8 \cdot 4189{,}3 \cdot \left(343 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{343}{243} \right) \cdot 10^{-3} = 54{,}45 \text{кВт}.$$

3. Мощность, подводимая к метантенку, составляет $N_{мет}$=0,13 кВт.

4. Определяем сумму эксергий на входе в метантенк:

Метантенк с типовой системой перемешивания:

$$E^{P}_{вх} = E'^{хим}_{Рсуб} + E'^{тепл}_{Рсуб} + E'_{ТОсуб} + E'^{тепл.}_{ЦТОсуб} + N_{мет} + E'^{тепл}_{вод.} = 388{,}90 \text{кВт}.$$

III. Определение суммы эксергий на выходе из метантенка.

1. Определяем химическую эксергию, отводимую от метантенка с биогазом:

$$E^{хим}_{Рбг} = 0{,}975 \cdot G_{бг} \cdot Q^{б}_{н} = 0{,}975 \cdot 0{,}0051 \cdot 24000 = 120{,}12 \text{ кВт}.$$

2. Определяем эксергию, отводимую от метантенка с эффлюентом:

$$E''^{хим}_{эф} = G_{эф} \cdot Q^{н}_{сг} \cdot \omega'_{сух.в} = 0{,}226 \cdot 8710 \cdot 0{,}035 = 68{,}86 \text{кВт}.$$

3. Определяем эксергию, отводимую от метантенка с субстратом в контуре циркуляции:

$$E''^{тепл.}_{ЦТОсуб} = \frac{G^{к}_{с} \cdot c_{р.в} \cdot \left(T'_{Рсуб} - T_0 - T_0 \cdot \ln \frac{T'_{Рсуб}}{T_0} \right)}{\tau_{цирк} \cdot 1000} =$$

$$= \frac{6{,}94 \cdot 4{,}10248 \cdot \left(310 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{310}{243} \right)}{19200 \cdot 1000} = 11{,}6 \text{ кВт}$$

4. Определяем эксергию, отводимую от метантенка с водой:

$$E''^{тепл}_{вод.} = g_{вод.} \cdot c_{р.в} \cdot \left(T''_{вод} - T_0 - T_0 \cdot \ln \frac{T''_{вод}}{T_0} \right) =$$

$$= 6{,}5 \cdot 4189{,}3 \cdot \left(323 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{323}{243} \right) \cdot 10^{-3} = 36{,}34 \text{кВт}.$$

$$E^{P}_{вых} = E^{хим}_{Рбг} + E''^{хим}_{эф} + E''^{тепл.}_{ЦТОсуб} + E'^{тепл}_{вод.} = 236{,}93$$

IV. Определяем эксергетический КПД:

$$\eta_{\text{Р}} = \frac{E^{P}_{вых}}{E^{P}_{вх}} = \frac{236{,}93}{388{,}9} = 0{,}61.$$

4.3.3. Термодинамический расчет и анализ работы ДВС [156].

I. 1. Аналогичен гл.4.3.1.

2. Вспомогательные параметры: давление воздуха на входе в ДВС $P_{в} = 607800$ Па; молярная масса воздуха $M_{возд} = 29$ г/моль; молярная масса продуктов сгорания $M_{пр.сг} = 29$ г/моль; температура воздуха $T_{в} = 293$ К; температура продуктов сгорания $T_{прод.сг} = 673$К; расход продуктов сгорания $G_{прод.сг} = 0{,}12$ кг/с; давление продуктов сгорания $P''_{Рпрод.сг} = 607800$Па.

II. Определение суммы эксергии, подводимой к ДВС.

1. Эксергия воздуха на входе в ДВС определяется следующим образом:

$$E'_{возд} = G_{возд} \cdot c_{р.вз} \cdot \left(T_{в} - T_0 - T_0 \cdot C_{р} \cdot \ln \frac{T_{в}}{T_0} \right) + G_{возд} \cdot \left(\frac{R}{M_{возд}} \cdot T_0 \cdot \ln \frac{P_{возд}}{P_0} \right) =$$

$$= 0{,}06 \cdot 1{,}1 \cdot \left(293 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{293}{243} \right) + 0{,}06 \cdot \left(\frac{8{,}31}{29} \cdot 243 \cdot \ln \frac{607800}{98642} \right) = 7{,}97 \text{ кВт}.$$

2. Эксергия, подводимая в ДВС с биогазом, равна $E^{хим}_{Рбг} = 120{,}12$ кВт.

4. Сумма эксергии, подводимая к ДВС:

$$E^{ДВС}_{вх} = E^{хим}_{Рбг} + E'_{возд} = 128{,}09 \text{ кВт}.$$

III. Определение суммы эксергий, отводимой из ДВС.

1. Эксергия, отводимая из ДВС с продуктами сгорания, складывается из механической и тепловой составляющей:

$$E^{ДВС}_{прод.сг.} = G_{прод.сг} \cdot c_{р.пр.сг} \cdot \left(T_{прод.сг} - T_0 - T_0 \cdot C_{р} \cdot \ln \frac{T_{прод.сг}}{T_0} \right) +$$

$$+ G_{прод.сг} \cdot \left(\frac{R}{M_{пр.сг}} \cdot T_0 \cdot \ln \frac{P''_{Рпрод.сг}}{P_0} \right) = 0{,}06 \cdot 1{,}3 \cdot \left(673 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{673}{243} \right) +$$

$$+ 0{,}06 \cdot \left(\frac{8{,}31}{29} \cdot 243 \cdot \ln \frac{607800}{98642} \right) = 25{,}14 \text{ кВт}.$$

3. Сумму эксергий на выходе из ДВС составляют электрическая мощность и эксергия, отводимая с продуктами сгорания:

$$E_{вх}^{ДВС} = E_{прод.сг.}^{ДВС} + N_{эл} = 55{,}94\,\text{кВт}.$$

IV. Определяем эксергетический КПД ДВС:

$$\eta_{\text{ДВС}} = \frac{E_{вых}^{ДВС}}{E_{вх}^{ДВС}} = \frac{55{,}94}{128{,}09} = 0{,}44.$$

4.3.4. Термодинамический расчет и анализ работы котла-утилизатора.

I. 1. Аналогичен гл.4.2.1.

2. Вспомогательные параметры: расход воды $G_{сет.вод.} = 0{,}25$ кг/с; температура сетевой воды на входе $T'_{КУвод} = 343$ К и на выходе $T''_{КУвод} = 363$ К; температура продуктов сгорания на выходе из котла-утилизатора $T''_{прод.сг} = 363$ К; давление сетевой воды на входе $P'_{КУвод} = 330000$ Па и на выходе $P''_{КУвод} = 128300$ Па; давление продуктов сгорания на выходе из котла-утилизатора $P''_{КУпрод.сг} = 607800$ Па.

II. Определение суммы эксергий, подводимой к котлу – утилизатору.

1. Определяем эксергию, подводимую с сетевой водой:

$$E'^{КУ}_{тепл.вод} = G_{сет.вод.} \cdot c_{р.в} \cdot \left(T'_{КУвод} - T_0 - T_0 \cdot \ln \frac{T'_{КУвод}}{T_0} \right) =$$

$$= 0{,}2623 \cdot 4{,}1893 \cdot \left(343 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{343}{243} \right) = 17{,}85\,\text{кВт}.$$

2. Эксергия, подводимая с продуктами сгорания к котлу-утилизатору:

$$E_{прод.сг.}^{ДВС} = 25{,}14\,\text{кВт}.$$

3. Сумма эксергий на входе в котел рассчитывается как эксергия, подводимая с входящими продуктами сгорания и сетевой водой.

$$E_{вх}^{КУ} = E_{прод.сг.}^{ДВС} + E'^{КУ}_{тепл.вод} = 42{,}99\,\text{кВт}.$$

III. Определение суммы эксергий на выходе из котла-утилизатора.

1. Эксергия, отводимая из котла-утилизатора с сетевой водой:

$$E''^{КУ}_{вод} = G_{сет.вод.} \cdot c_{р.в} \cdot \left(T''_{КУвод} - T_0 - T_0 \cdot \ln \frac{T''_{КУвод}}{T_0} \right) =$$

$$= 0{,}2623 \cdot 4{,}1893 \cdot \left(363 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{363}{243} \right) = 24{,}79 \text{ кВт}$$

2. Эксергия, отводимая из котла-утилизатора с продуктами сгорания:

$$E''_{прод.сг} = G_{прод.сг} \cdot c_{р.пр.сг} \cdot \left(T''_{прод.сг} - T_0 - T_0 \cdot C_р \cdot \ln \frac{T''_{прод.сг}}{T_0} \right) +$$

$$+ G_{прод.сг} \cdot \left(\frac{R}{M_{пр.сг}} \cdot T_0 \cdot \ln \frac{P''_{КУпрод.сг}}{P_0} \right) = 0{,}07 \cdot 1{,}7 \cdot \left(403 - 243 - 243 \cdot \ln \frac{403}{243} \right) +$$

$$+ 0{,}07 \cdot \left(\frac{8{,}31}{29} \cdot 243 \cdot \ln \frac{607800}{98642} \right) = 12{,}08 \text{ кВт}.$$

3. Сумма эксергий на выходе из котла-утилизатора.

В рассматриваемом случае положительным технологическим эффектом является подогрев сетевой воды и охлаждение продуктов сгорания.

$$E^{КУ}_{вых} = (E''^{КУ}_{вод} - E'^{КУ}_{вод}) + (E''_{прод.сг} - E^{ДВС}_{прод.сг.}) =$$

$$= (24{,}79 - 17{,}85) + (25{,}14 - 12{,}08) = 19{,}99 \text{ кВт}$$

IV. Определяем эксергетический КПД:

Эксергетический КПД котла – утилизатора определяется следующим образом:

$$\eta_{КУ} = \frac{E^{КУ}_{вых}}{E^{КУ}_{вх}} = \frac{19{,}99}{42{,}99} = 0{,}47.$$

4.3.5. Термодинамический расчет и анализ работы схемы метанового брожения.

Формула для определения эксергетического КПД всей схемы имеет следующий вид:

$$\eta_{ех} = \frac{E''^{КУ}_{вод} + N_{эл}}{E'^{хим}_{Рсуб} + E'^{тепл}_{Рсуб} + E'_{ТОсуб} + N_{мет}} = 0{,}17.$$

Аналогично проведены расчеты для схемы с модернизированной системой гидравлического перемешивания.

Результаты термодинамического анализа представлены в таблице 4.2.

Таблица 4.2. Результаты термодинамического расчета для технологических схем производства биогаза

Вид оборудования	**Количество подводимой эксергии, кВт**		**Эксергетический коэффициент полезного действия η_{ex}**	
	Вариант 1	**Вариант 2**	**Вариант 1**	**Вариант 2**
Теплообменник	513,25	513,25	0,92	0,92
Метантенк	388,90	400,21	0,61	0,69
ДВС	128,09	163,66	0,44	0,48
Котел-утилизатор	42,99	74,13	0,47	0,46
В целом по схеме	1073,24	1151,26	0,17	0,27

Из таблицы 4.2 видно, что эксергетический КПД метантенка с модернизированной системой перемешивания на 8% выше, чем при применении типовой системы перемешивания. Термодинамический анализ показал, что схема производства биогаза с модернизированной системой гидравлического перемешивания является более эффективной, ее эксергетический КПД составляет 27%, что на 10% больше, чем в схеме с типовой гидравлической системой перемешивания [157].

4.4. Расчет основных технико-экономических показателей

Для того чтобы подсчитать экономическую выгоду от модернизации схемы, проведем экономический расчет показателей биогазовой технологии. В таблице 4.3 представлены общие капитальные затраты на биоэнергетический комплекс. Различие в капитальных затратах заключается в наличии дополнительных вентилей, сгонов, трубопроводов, болтов и гаек в модифицированном метантенке.

Таблица 4.3. Капитальные затраты для технологических схем производства биогаза

Наименование основного оборудования	**Общие капитальные вложения *К*, тыс. руб.**	
	Вариант 1	**Вариант 2**
Метантенк, общий объем 250 м^3	4 112,31	4 133,08
Газгольдер	250	250
Теплообменник ТТРМ1-48/108-6.3/4	38,643	38,643
Компрессор	300	300
Насос НЖН-200 (2 шт)	150	150
Газовый счетчик	43	43
Ресивер	80	80
Когенерационная установка *TEDOM T 80* (ДВС, котел – утилизатор)	4 791,6	4 791,6
Расходный материал, монтажные работы	150	190
Итого:	**9 915,553**	**9 976,323**

Основные технико-экономические показатели сведены в табл.4.4. Различие в количестве суточного выхода биогаза обеспечивает различие в количестве вырабатываемой тепловой и электрической энергии (табл. 4.4).

Таблица 4.4. Основные технико-экономические показатели

Показатели	**Ед. изм.**	**Вариант 1**	**Вариант 2**
Общие капитальные вложения *К*	тыс. руб.	9915,55	9976,32
Годовой выпуск товарной продукции $G^{год}$			
удобрения	т	7172,40	7082,46
электроэнергия	кВт·ч	269808,00	337260,00
тепловая энергия	Гкал	186,71	360,18
Годовая стоимость товарной продукции $F_{гр.}$			
удобрения (300 руб./т)	тыс. руб.	2136,88	2124,74
электроэнергия (2,88 руб./кВт·ч)	тыс. руб.	777,05	971,31
тепловая энергия (1100 руб./Гкал)	тыс. руб.	205,38	396,20
Годовые эксплуатационные затраты *Э*	тыс. руб.	1700,00	1550,00
Чистая годовая прибыль *D*	тыс. руб.	1419,31	1942,25
Срок окупаемости $t_{ок}$	лет	7,0	5,1

Срок окупаемости схемы с модернизированной системой перемешивания

составляет 5,1 года при реализации полученных удобрений.

Выводы

1. Модернизация системы гидравлического перемешивания не влияет на тепловой КПД метантенка и технологической схемы в целом.

2. Установлено, что при использовании модернизированной системы гидравлического перемешивания эксергетический КПД метантенка увеличивается на 8%, а технологии в целом на 10%.

3. Разработанная схема метанового брожения является экономически целесообразной. Срок окупаемости технологии с модернизированным конструктивным исполнением составляет 5,1 года.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Необходимость повышения энергетической эффективности биогазовой установки обусловлена большими энергозатратами на технологические нужды оборудования. Согласно представленной классификации основным аппаратом в технологической схеме является метантенк, который в значительной степени определяет эффективность технологии в целом. Перспективным мероприятием по повышению энергетической эффективности технологии метанового брожения является создание модернизированного способа гидравлического перемешивания в метантенке. Использование модернизированного способа гидравлического перемешивания способствует поддержанию наиболее благоприятных гидродинамических и температурных условий для жизнедеятельности метаногенного сообщества бактерий на протяжении всего технологического процесса, а также более эффективному использованию объема метантенка.

2. Предложена модернизированная система гидравлического перемешивания в метантенке. На примере метантенков цилиндрической формы объемом 3 $м^3$ установлено, что при использовании модернизированной системы перемешивания время перемешивания составляет 42 мин, а типовой системы – 83 мин.

3. Получены зависимости коэффициента динамической вязкости свиного навоза от концентрации сухого вещества (от 6% до 12%) и скорости сдвига в диапазоне от 2,01 $с^{-1}$ до 304 $с^{-1}$ при температуре от 10^0С до 60^0С. Органический субстрат с концентрацией сухого вещества до 8% является ньютоновской жидкостью.

4. Предложен критерий оценки качества перемешивания органического субстрата в метантенке БГУ. Сравнение наиболее распространенных на практике метантенков (соотношение высоты к диаметру аппарата H/D=1) с типовой и модернизированной системой перемешивания, подтвердило, что при использовании предложенной системы перемешивания качество перемешивания

увеличивается на 18%.

5. Использование модернизированной системы гидравлического перемешивания эффективно и целесообразно для метантенков с рассмотренным диапазоном соотношений H/D=0,23÷1,2, т.к. предложенная система перемешивания обеспечивает снижение времени, затрачиваемого для достижения заданного качества перемешивания, что в свою очередь приводит к существенному уменьшению времени работы системы и экономии электрической энергии. Максимальный эффект от использования модернизированной системы перемешивания наблюдается для метантенков с соотношением H/D от 0,7 до 1, время затраченное на перемешивание в данных аппаратах в 2 раза меньше, чем в аналогичных метантенках с типовой системой перемешивания.

6. Установлено, что при использовании модернизированной системы гидравлического перемешивания эксергетический КПД метантенка увеличивается на 8%, а технологии в целом на 10%. Применение разработанной системы гидравлического перемешивания является экономически целесообразным. Срок окупаемости технологии с модернизированным конструктивным исполнением составляет 5,1 года.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Караева Ю.В. Обзор биогазовых технологий и методов интенсификации процессов анаэробного сбраживания / Ю.В. Караева, И.А. Трахунова // Труды Академэнерго. – 2010. - №3. – С.109-127.
2. Zeemann, G. Psychrophilic digestion of dairy cattle and pig manure: Start-up procedures of batch, fed-batch and CSTR-type digesters /K. Sutter, K. Vens, A. Wellinger // Biologicalwastes. – 1998. -№26. –C. 15-31.
3. Биотехнология / Т.Г. Волова. – Новосибирск: Изд-во Сибирского отделения Российской Академии наук, 1999. – 252 с.
4. Веденев А.Г. Биогазовые технологии в Кыргызской Республике / А.Г. Веденев, Т.А. Веденеева – Бишкек: Типография «Евро», 2006. – 90 с.
5. Ковалев Н.Г. Проектирование систем утилизации навоза на комплексах / Н.Г.Ковалев, И.К. Глазков – М.: Агропроиздат, 1989. – 160 с.
6. Вохмин В.С. Разработка энергосберегающей электротехнологии сбраживания навоза с использованием индукционного нагрева: Автореф. дисс. …канд. тех. наук: Ижевск, 2011. С.20.
7. Панцхава Е.С. Биомасса – реальный источник коммерческих топлив и энергии: потенциальные возможности и опыт России / Е.С. Панцхава Е.С. // Энергетическая политика. - 2004. - №1. - С. 54 – 61.
8. Панцхава Е.С. Техническая биоэнергетика: Биомасса как дополнительный источник топлива. Получение биогаза / Е.С. Панцхава, И.В. Березин // Биотехнология.- 1986. - № 2. - С. 1-12.
9. Карамян Г.О. Автономная солнечно-биогазовая установка / Г.О. Карамян // Известия национальной академии наук Армении и Государственного и инженерного университета Армении. – 2007. - №2. – С. 47-61.
10. Панцхава Е.С. Метангенерация твердых органических отходов городов /Е. С. Панцхава, Е.В. Давиденко // Биотехнология. - 1990. - № 4. - С. 49-53.

11. Рудаков А.И. Переносная малогабаритная биогазовая установка / А.И. Рудаков, З.З. Нуриев // Вестник Казанского государственного аграрного университета. – 2011. – Т. 6. – № 4 (22). – С. 88-90.

12. Панцхава Е.С. Потенциал становления отрасли в АПК / Е.С. Панцхава, В.Н. Пожарнов // Агрорынок. – 2007. - № 2. – С. 12-14.

13. Безруких П.П. Состояние и перспективы развития возобновляемой энергетики / П.П. Безруких //Электрика. – 2008. – № 9.– С. 3–10.

14. Панцхава Е.С. Биогаз - высокорентабельное топливо для всех регионов России / Е.С. Панцхава, М.М. Шипилов, А.П. Пауков, Н.Д. Ковалев //Новости теплоснабжения. - 2008. - N 1. - С.20-23.

15. Токмолдаев А.Б. Обоснование технологической схемы и параметров установки для переработки и обеззараживания навоза в условиях малых сельхозформирований: Дис... канд. тех. наук. - Алматы, 2009. - 116 с.

16. Баадер В. Биогаз: теория и практика / В. Баадер, Е. Доне, М. Бренндерфер. - М.: Колос, 1982. – 148 с.

17. Гелетуха Г.Г. Современные технологии анаэробного сбраживания биомассы (Обзор) / Г.Г. Гелетуха., С.Г. Кобзарь // Экотехнологии и ресурсосбережение. - 2002. - №4. С. - 3 – 9.

18. Биоэнергетика: мировой опыт и прогноз развития. Научный аналитический обзор. – М.: ФГНУ «Росинформагротех». - 2007. – 204 с.

19. Караева Ю.В. Модель эффективного использования энергии биомассы в региональном агропромышленном комплексе: Дис... канд. тех. наук. – Казань, 2007. – 125 с.

20. Гюнтер Л.И. Метантенки / Л.И. Гюнтер, Л.Л. Гольдфарб. – М.: Стройиздат, 1991. – 128 с.

21. **Пат. 2073401 Российская Федеация, МПК[6] A01C3/00, C02F3/00.** Способ анаэробного сбраживания разжиженных органических отходов и устройство для его осуществления / Андрюхин Т.Я.; заявитель и патентообладатель Андрюхин Т.Я.. - № 92009236/15; завл. 01.12.1992; опубл. 20.02.1997

22. Arthur C. Schlicht. The Gaslifter. A time-honored, proven anaerobic digester mixing system / Arthur C. Schlicht. – Aurora: Walker Process Equipment, 2001. – 12 с.
23. ГОСТ Р 53790-2010. Нетрадиционные технологии. Возобновляемые источники энергии. Основные положения. – Введ. 2011-01-01. - М. : Стандартинформ, 2010. – 16 с.
24. Сидыганов, Ю. Н. Барботажное перемешивание в биореакторах анаэробного сбраживания / Ю. Н. Сидыганов, Д. Н. Шамшуров, Д. В. Костромин // Национальные приоритеты развития России: образование, наука, инновации. – М, 2008. – С. 218-219.
25. **Пат. 8898 Российская Федеация, МПК[7] B01F13/02.** Устройство для перемешивания субстрата для анаэробных биореакторных комплексов / Костромин Д. В., Сидыганов Ю. Н., Канарский А. В., Шамшуров Д. Н.; заявитель и патентообладатель Костромин Д. В. - № 2009119907/22; завл. 27.05.2009; опубл. 27.11.2007.
26. Костромин Д.В. Анаэробная переработка органических отходов животноводства в биореакторе с барботажным перемешиванием: Автореф. дисс. …канд. тех. наук. Йошкар-Ола, 2010. С.20.
27. **Пат. 2014313 Российская Федеация, МПК[5] C05F3/00, C02F11/04.** Способ переработки органических отходов / Ермолов Н.А.; заявитель и патентообладатель Ермолов Н.А. - № 5015771/15; завл. 10.12.1991; опубл. 15.06.1994.
28. Пахомов А.Н. Мини-ТЭС на биогазе: опыт МГУП «Мосводоканал» / А.Н. Пахомов, С.А. Стрельцов, А.В. Битиев, М.Г. Хамидов // Энергобезопастность и энергоснабжение. – 2009. - №3. С. 22-24.
29. **Пат. 2423323 Российская Федеация, МПК C02F11/04.** Установка для анаэробной переработки субстратов в биогаз и удобрения / Ковалев Д.А., Камайданов Е.Н., Лебедев В.В., Ковалев А.А.; патентообладатель Российская академия сельскохозяйственных наук Государственное научное учреждение Всероссийский научно-исследовательский институт электрификации сельского хозяйства Российской академии сельскохозяйственных наук (ГНУ ВИЭСХ

РОССЕЛЬХОЗАКАДЕМИИ) - № 2009121305/05; завл. 04.06.2009; опубл. 10.07.2011.

30. Андрюхин Т.Я. Рециркуляционное анаэробное сбраживание отходов сельского хозяйства с выработкой биогаза / Т.Я. Андрюхин, Н.К. Свириденко, Ю.В. Савельев // Биотехнология. - 1989. Т. 5. - №2. - С. 219-225.

31. Ковалев А.А. Производство газообразного топлива из отходов животноводства / А.А. Ковалев // Ресурсы возобновляемых источников энергии и опыт их использования в России. – 2004. - №1. – С.62-67.

32. Amon, T. Methane production from cereals, sun flower and maize: Optimisation of the methane yield per hectare through time of harvesting, variety and pre-treatment / T. Amon, E. Pötsch, B. Amon, V. Kryvoruchko, V. Bodiroza, W. Zollitsch, // 28th International Exhibition - Congress in Chemical Engineering, Environmental Protection and Biotechnology. – 2006. – 271-275p.p.

33. Biogas. Handbook / T. Seadi, D. Rutz, H. Prassl – Denmark: University of Southern Denmark Esbjerg, 2008. – 125p.

34. Sanders F. A. The effect of nitrogen to carbon ratio on anaerobic decomposition / F. A. Sanders, D. J. Bloodgood // Water Pollut. Control Fed. -1975. – № 37. – P.1741.

35. Bryant M. P. Nutrient requirements of methanogenic bacteria / M. P. Bryant, S. F. Tzeng, I. M. Robinson, A. E. Joiner // American Chemical Society. – 1971. – P. 23-40.

36. Ковалев В. В. Теоретические и практические аспекты совершенствования процессов биогазовой технологии / В.В. Ковалев, Д.В. Унгуряну, О.В. Ковалева // Проблемы региональной энергетики. 2012. – №1. – С.102-114.

37. Барский Е. Л. Эффект мелафена на развитие культур цианобактерий и зеленых микроводорослей в стрессовых условиях / Е. Л. Барский, И. О. Шандиева, Я. В. Саванина, и др. // Вестник Московского государственного университета. – 2011. – №1, – С. 15-20.

38. Миндубаев А.З. Оптимизация параметров выработки биогаза в лабораторном масштабе / А.З. Миндубаев, С.Т. Минзанова, Е.В. Скворцов // Вестник Казанского технологического университета. – 2009. - №4. – С. 233 – 239.

39. Миндубаев А.З. Метаногенез: Биохимия, Технология, Применение / А.З. Миндубаев, Д.Е. Белостоцкий, С.Т. Минзанова и др. // Учен. зап. КГУ, Сер. естест. н. – 2010. – Т. 152. – Кн. 2. – С. 178-191.

40. Лаврухина О.С. Стимуляторы выработки биогаза / О.С. Лаврухина // Современные научные исследования и инновации. 2012. (http://web.snauka.ru/issues/2012/05/13035).

41. Henze M. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors - A literature review. / M. Henze, P. Harremoës // Water Science and Technology. – 1983. – №15. – P.1-101.

42. Liao B.Q. Anaerobic membrane bioreactors / B.Q. Liao, J.T. Kraemer, D.M. Bagley // Application and research directions. Sci. Technol. – 2006. – № 36. – P.489-530.

43. Вохмин, В.С. Исследование конвективно - индукционного нагрева при анаэробном сбраживании отходов животноводческих ферм / В.С. Вохмин // Политематический сетевой электронный журнал научный журнал Кубанского аграрного университета. – 2011. – №06(70). – С.35 – 47.

44. Вохмин В.С. Применение технологии анаэробной переработки отходов АПК в России / В.С. Вохмин, М.В. Кошкин, С.В. Петров, А.С. Линкевич// Политематический сетевой электронный научный журнал Кубанского государственного аграрного университета. – 2011. – №09(73). – С.53-58.

45. Решетникова И.В. Разработка энергосберегающей электротехнологии сбраживания навоза с использованием объемного СВЧ-нагрева: Автореф. дисс. …канд. тех. наук. Ижевск, 2009. С.20.

46. Кудряшова А.Г. Обоснование и разработка средств повышения энергоэффективности работы трехстадийного метантенка: Атореф. дисс. …канд. тех. наук. Ижевск, 2011. С.20.

47. Эдер Б. Биогазовые установки: прак. Пособ / Б. Эдер, Х.Шульц // Zorg Biogas, 2011. –286с.

48. Карташов Л.П. Перспективы применения энергосберегающей кавитационной обработки материалов в технических процессах АПК / Л.П.

Карташов, А.В. Колпаков // Труды международной научно-технической конференции «Энергообеспечение и энергосбережение в сельском хозяйстве». – 2010. – Т.1. – С. 132-139.

49. Elnekave G. Tracing the mixing efficiency of a primary mesophilic anaerobic digester in a municipal wastewater treatment plant / G. Elnekave, N. Tufekci, S. Kimchie, G. Fresen Shelef // Environ. Bull. – 2006. – №15. – P.1098–1105.

50. Bello-Mendoza R. Compartment mixing model for anaerobic digesters with central draft-tubes / R. Bello-Mendoza, P.N Sharratt // Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. – 1999. – №146. –P.383–394.

51. Borole A.P. Methane production in a 100-L upflow bioreactor by anaerobic digestion of farm waste / A.P. Borole, K.T. Klasson, W. Ridenour, J. Holland, K. Karim, M.H. Al-Dahhan // Appl. Biochem. Biotechnol. – 2006. – №131. – P.887–896.

52. Karim K. Anaerobic digestion of animal waste: waste strength versus impact of mixing / K. Karim, R. Hoffmann, T. Klasson, M.H. Al-Dahhan // Bioresour. Technol. – 2005. – №96. – P.1771–1781.

53. Kalia A.K. Effect of mixing digested slurry on the rate of biogas production from dairy manure in batch fermenter / A.K. Kalia, S.P. Singh // Energy Sources. – 2001. – №23. – P.711–715.

54. Brade C.E. Anaerobic sludge digestion – need it be expensive?. Making more of existing resource / C.E. Brade, G.P. Noone // Water Pollut. Control. – 1981. –№80. – P.70–94.

55. Lu H. Macro-Mixing in a draft tube airlift bioreactor / H. Luo, Al-M. Dahhan // Chem. Eng. Sci. – 2008. – №63(6). – P.1572-1585.

56. **Пат. 2009236 Российская Федеация, МПК[6] A01C3/02.** Способ анаэробного сбраживания разжиженных органических отходов и метантенк для его осуществления / Андрюхин Т.Я.; заявитель Андрюхин Т.Я. - № 92009236/13; завл. 01.12.1992; опубл. 27.02.1998.

57. **Пат. 2088322 Российская Федеация, МПК[6] B01F5/10, C02F11/04.** Устройство для перемешивания субстрата / Гребенник Д.В.; заявитель и

патентообладатель Ставропольская государственная сельскохозяйственная академия - № 94034739/25; завл. 19.09.1994; опубл. 27.08.1997.

58. Knadle B. Evaluation of Mixing in Anaerobic Digesters Using Hydraulic Recirculation / B. Knadle, C. Schmit, L. Johnson // WEFTEC. — 2009. — №17. —P. 6104-6120.

59. Хужакулов А. Ф. Биогазовые энергетические установки для фермерских хозяйств. Анализ процессов, влияющих на эффективность их использования / А. Ф. Хужакулов [и др.] // Молодой ученый. — 2013. — №2. — С. 70-72.

60. Schaefer R. Rehabilitation and Optimization of Anaerobic Digester Mixing Systems / R. Schaefer, J Gorgan // WATERCON. – 2012. – March 19.

61. Гюнтер Л.И. Сбраживание осадков городских сточных вод в метантенках / Л.И. Гюнтер, Г.Н. Луценко // Науч.труды АКХ им.К.Д.Памфилова, М., ОНТИ АКХ, 1970.

62. Калюжный С.В. Биогаз: проблемы и решения / С.В. Калюжный, А.Г. Пузанков, С.Д. Варфаламеев // Биотехнология (Итоги науки и техниеи ВИНТИ АН СССР). – М.,1988. - № 21. – С.1 – 189.

63. Мариненко Е. Е. Оптимизация систем сбора и утилизации биогаза на полигонах ТБО / Е. Е. Мариненко, Т. В. Ефремова // Вестн. Волгоград. гос. архитектур.-строит. ун-та. Сер.: Техн. науки. – 2004. – № 4. – С. 57–63.

64. Гудков Д. М. Разработка технологической схемы и приборного оборудования системы сбора биогаза с полигонов твердых бытовых отходов в целях обеспечения экологической и пожарной безопасности / Д. М. Гуков, И. В. Молчанова // Экология пром. пр-ва. – 2011. – № 2. – С. 57-60.

65. Ковалев А.А. Методика расчета доз загрузки метантенка при анаэробной переработке твердого навоза / А.А. Ковалев, Г.П. Марсагишвили // НТБ ВИЭСХ, 1988. - С. 60-67.

66. Buswell A. M. Mechanism of methane fermentation / A.M. Buswell, H. F. Mueller // Industriell and Engineering Chemistry. – 1952. –№3. – P.550-552.

67. Hill D. T. A Comprehensive Dynamic Model for Animal Waste Methanogenesis // Transactions of the ASAE. – 1982. –P. 1374 – 1380.

68. Hill D. T. Simplified Monod Kinetics of Methane Fermentation of Animal Wastes // Agricultural Wastes. – 1989. - Vol. 5. – P. 1 – 16.

69. Safely L.M. Low temperature digestion of dairy and swine manure / L.M. Safely, P.W. Westerman // Biores. Technol. – 1994. - №47. – P. 165–171.

70. Toprak H. Temperature and organic loading dependency of methane and carbon dioxide emission rates of a full-scale anaerobic waste stabilization pond / H. Toprak // Water Research. – 1995. - №29. – P. 1111-1119.

71. Vartak D.R. Low temperature anaerobic digestion response to organic loading rate and bioaugmentation / D.R. Vartak, C.R. Engler, S.C. Ricke, M.J. Mcfarland // Journal of Environmental Science and Health. – 1999. - Vol.34(3). - P. 567-583.

72. Masse D.I. Comprehensive model of anaerobic digestion of swine manure slurry in a sequencing batch reactor / D.I. Masse, R.L. Droste // Waste Research. – 2000. - №34. – P. 3087-3106.

73. Wu B. Development of 3-D anaerobic digester heat transfer model for cold weather application / B. Wu, E.L. Bibeau // Transactions of the ASABE. – 2006. – №49. – P.749-757.

74. Кузнецов Л.Е., Ножевникова А.Н., Некрасова В.К. и др. Микробиологическая характеристика горизонтальной биогазовой установки, работающей на отходах КРС / Л.Е. Кузнецов, А.Н. Ножевникова, В.К. Некрасова // Прикладная биохимия и микробиология. – 1989. – том 25. – С. 540-547.

75. Ленинина Н.В. Обработка в метантенках сточных вод комплексов по выращиванию крупного рогатого скота. Биологическая переработка. Киев, 1983. – с.98.

76. Contois D.E. Kinetics of bacterial growth: Relationship between population density and specific growth rate of continuous cultures / D.E. Contois // Journal of General Microbiology. – 1959. - №21. – P.40-50.

77. Chen Y. R. Kinetics of Methane Fermentation / Y. R. Chen; A. G. Hashimoto // Biotechnology and Bioengineering Symposium. – 1978. – №8. –P. 269 – 282.

78. Землянка А.А. Математическая модель гидродинамики и теплообмена в цилиндрическом ферментаторе биогазовой установки с погруженным в него

цилиндрическим теплообменником / А.А. Землянка // Альтернативная энергетика и экология. – 2009. - №10. – С. 79-84.

79. Кудряшова А. Г. Обоснование и разработка средств повышения энергоэффективности работы трехстадийного метантенка : автореф. дис. ... канд. техн. наук. Ижевск, 2011. - 19 с.

80. Сидыганов Ю. Н. Результаты математического моделирования процессов теплового перемешивания при анаэробном сбраживании органических отходов / Ю. Н. Сидыганов, Е. М. Онучин, Д. В. Костромин, А. А. Медяков // Известия Санкт-Петербургского государственного аграрного университета. – 2011. - № 24. – С. 332-338.

81. Сидыганов Ю.Н. Анаэробная переработка отходов для получения биогаза / Ю.Н. Сидыганов, Д.Н. Шамшуров, Д.В. Костромин // Механизация и электрификация сел. хоз-ва.-2008.-№ 6.-С. 42-43.

82. Сидыганов, Ю.Н. Оборудование и технология проведения исследований процесса анаэробного сбраживания навоза / Ю.Н. Сидыганов, Д.Н. Шамшуров // Механизация и электрификация сельского хозяйства. – 2006. – №7. – С. 1-36.

83. Чернышов А.А. Совершенствование биогазовых установок для производства удобрений из навоза КРС: автореф. дис. ... канд. техн. наук. Москва, 2004. - 19 с.

84. Fleming J.G. Novel simulation of anaerobic digestion using computational fluid dynamics / J.G. Fleming // Department of Mechanical Engineering North Carolina State University. – 2002.

85. Gebremedhin K.D. Heat transfer model for plug-flow anaerobic digesters / K.D. Gebremedhin, B. Wu, C. Gooch, P. Wright, S. Inglis // Transaction of the ASABE. – 2005. – №48. – P. 777-785.

86. Wu, B. and E.L. Bibeau. 2006. Development of 3-D anaerobic digester heat transfer model for cold weather applications. Transactions of the ASABE 49: 749-757.

87. Wu B. CFD simulation of non-Newtonian fluid flow in anaerobic digesters / B. Wu, S Chen // Biotechnol Bioeng. – 2008. – №99. – P. 700-711.

88. Брагинский Л.Н., Бегачев В.И., Барабаш В.М. // Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета. Л.: Химия, 1984. - 336 с.

89. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками. / Под ред. И.А. Щупляка. Л.: Химия, 1975. - 384 с.

90. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя, пер. с нем., М., 1974.

91. Maier C. Development of Agitation Systems in Biogas Plants: Investigation of Mixing Characteristics, Improvement of Energy Efficiency and Scale-up using CFD / C. Maier, W. Weichselbaum, M. Schlerka, M. Harasek // Chemical Engineering Transactions. – 2010. - №21. – P. 1195 - 1200.

92. Kamarad L. Determination of mixing quality in biogas plant digesters using tracer tests and computational fluid dynamics / L. Kamarad, S. Pohn, G. Bochmann, M. Harasek // Acta Universitatis Agriculturae et Silviculturae Mendelianae Brunensis. – 2013. - №140. – P. 1269 - 1278.

93. Mandrea L. The suspensions dynamics in biogas reactors / L. Mandrea, G. Baran, S. Cananau, C. A. Babutanu // U.P.B. Sci. Bull., Series D. – 2001. - №73. – P. 121-130.

94. Караева Ю.В. Математическая модель движения двухфазной газожидкостной среды в цилиндрическом ферментаторе биогазовой установки / Ю.В. Караева, Е.К. Вачагина // Альтернативная энергетика и экология. – 2009. – № 10. – С. 79 – 84.

95. Vesvikar M.S. Flow pattern visualization in a mimic anaerobic digester using CFD / M.S. Vesvikar, M. Al-Dahhan // Biotechnology and Bioengineering. – 2005. – №89. P.719-732.

96. Mehul S. Vesvikar. Performance study of a pilot scale anaerobic digester and comparison with laboratory scale units / Mehul S. Vesvikar, A. Borole, T. Klasson, K. Karim, M.H. Al-Dahhan // Bioresource Technology. – 2005. - №45. – P.56-64.

97. Hoffman R. Effect of shear rate on hydrodynamics, performance, and microbial community dynamics for an anaerobic digester treating cow waste / R. Hoffman, R. Varma, M. Vesvikar, K. Karim, M.H. Al-Dahhan, L.T. // Angenent Anaerobic Digestion. – 2004. – №3. – P. 1755.

98. Karim K. Flow pattern visualization of a simulated digester / K. Karim, R. Varma, M. Vesvikar, M. H. Al-Dahhan // Water Research. – 2004. - №38(17). – P. 3659-3670.

99. Latha S. CFD multiphase modelling for evaluation of gas mixing in an anaerobic digester / S. Latha, D. Borman, P.A. Sleigh // 14th European Biosolids and Organic Resources Conference and Exhibition. – 2009. – 9-11 th November.

100. . Шаяхметов, Р.Г. Численное моделирование процесса циркуляционного перемешивания осадков сточных вод в метантенках / Р.Г. Шаяхметов, Исаков В.Г. // Актуальные проблемы современного строительства, энергосберегающие технологии: сборник материалов Международной конференции. – Пензенский Государственный Университет архитектуры и строительства.

101. Шаяхметов, Р.Г. Исследование способов перемешивания в метантенках / Р.Г. Шаяхметов // Водоочистка Водоподготовка Водоснабжение. – М.: Изд-во ООО «Издательский дом «Орион», 2011/4(40). – С.18-20.

102. Шаяхметов, Р.Г. Влияние конструкций метантенков на интенсификацию процессов анаэробного сбраживания / Р.Г. Шаяхметов // Молодой учёный. – Чита: Изд-во ООО «Молодой ученый». – №5(28). – 2011. – Том I. – С.113-116.

103. Mendoza A.M. Modeling flow inside an anaerobic digester by CFD techniques/ A.M. Mendoza, T.M. Martinez, V.F. Montanana et al.// *IJEE*. – 2011. – № 6. – P. 963-974.

104. Chmielewski A.G. Hydraulic mixing modeling in reactor for biogas production / A.G. Chmielewski, A. Berbec, M. Zalewski, A. Dobrowolski // Chemical and Process Engineering. – 2012. – №33 (4). – P. 621-628.

105. Terashima M. CFD simulation of mixing in anaerobic digesters / M. Terashima, R. Goel, K. Komatsu, H. Yasui, H. Takahashi, Y.Y. Li, T. Noike // Bioresource Technology. – 2009. – №100. – P. 2228–2233.

106. Арсенкин А.М. Гидромеханическое диспергирование / Арсенкин А.М., Быкова Ю.С., Горшенков М.В., Есин В.А., Задорожный В.Ю., Балабышко А.М., Зимин А.И., Ружицкий В.П. – М.: Наука, 1998. – 331 с.

107. Кожевников Ю. А. Разработка и исследование установки приготовления композитного котельного биотоплива из отходов животноводческих ферм и нефтехозяйств: Автореф. дисс… канд. тех. наук. М., 2014. С.20.

108. Голушко А.С. Исследование линейных и местных сопротивлений в навозопроводах на свиноводческих фермах: Автореф. дисс... канд. тех. наук. М., 1969. 31 с.

109. Личман Г.И. Исследование процесса движения навоза по напорным трубопроводам с целью обоснования их параметров и режимов транспортирования: Автореф. дис... канд. тех. наук, М., 1975. 27 с.

110. Ледин Н.П., Письменный В.К., Полищук В.И. Расчет мощности роторного устройства для уборки навоза // Механизация и электрификация сел. хоз-ва. – 1979. – № 4. – С. 22-24.

111. В.Н. Письменов. Получение и использование бесподстилочного навоза. – М: Россельхозиздат. – 1988. – 206 с.

112. В.П. Капустин. Совершенствование систем уборки и транспортировки бесподстилочного навоза. Тамбов. – Изд-во ТГТУ. – 2001. – 123 с.

113. Васильев В.А. Справочник по органическим удобрениям / В.А. Васильев, Н.В. Филиппова. – М: Россельхозиздат. – 1987. – 253 с.

114. Методические рекомендации по проектированию систем удаления, обработки, обеззараживания, хранения и утилизации навоза и помета. М: МИНСЕЛЬХОЗ, 1981.

115. Тропин А.Н. Повышение эффективности работы самотечной системы удаления навоза путем оптимизации ее конструктивных и технологических параметров: Автореф. дис… канд. тех. наук, Санкт-Петербург, 2011. 19 с.

116. Hashimoto A. Rheology of livestock waste slurries / A.G. Hashimoto, Y.R. Chen // Trans.ASAE. 1976. – № 19(5). – P. 930-934.

117. Barker J.C. Design criteria for alternative swine waste flushing systems / J.C. Barker, L.B. Driggers // Livestock Waste: A Renewable Resource, Proc 4th International Symposium on Livestock Wastes, American Society of Agricultural Engineers, St. Joseph, MI. – 1980. – pp. 367-370.

118. Benali M. Thermal dewatering of diluted organic suspensions: process mechanism and drying kinetics // M. Benali, T. Kudra. Drying Technol. – 2002. – № 20 (4-5). – P. 935-951.

119. Landry H. Physical and rheological properties of manure products / H. Landry, C. Laguë, M. Roberge // Applied Eng. in Agric.. – 2004. – № 20(3). – P.277-288.

120. Keener H.M. Rheology and flowability properties of liquid dairy and swine manure / H.M. Keener, J.J. Hoorman, M.H. Klingman // ASABE, Paper No. 064072, St. Joseph, Mich. ASABE. 2006.

121. Langner J.M. Investigation of non-newtonian flow in anaerobic digesters. Winnipeg, Manitoba, Canada. – 2009. – 374 p.

122. Бердыев О. Экспериментальное исследование теплообмена в установках по выработке биогаза. Автореф. для дис… канд. техн. наук.: 05.14.04/ Ашхабад НПО «Солнце», 1989г. – 24с.

123. **Пат. 115350 Российская Федерация. МПК, C02F3/28.** Установка анаэробной переработки органических отходов / Караева Ю.В., Халитова Г.Р., Трахунова И.А.; заявитель и патентообладатель: Учреждение Российской академии наук Казанский научный центр РАН. –№ 2011124487/05, заявл. 16.06.2011; опубл. 27.04.2012.

124. Karim K. Anaerobic digestion of animal waste: effect of mixing / K. Karim, T. Klasson, R. Hoffman, S.R. Drescher, D.W. Depaoli, M.H. Al-Dahhan // Bioresource Tech. – 2005. –№96(14). – P. 1607-1612.

125. Жермен П. Курс механики сплошных сред / П. Жермен – М.: Высшая школа, 1983. - 399 с.

126. Кольман В. Методы расчета турбулентных течений М.: Мир, 1984. – 464с.

127. Трахунова И.А. Эффективность процесса анаэробного сбраживания при различных режимах гидравлического перемешивания / И.А. Трахунова, Г.Р. Халитова, Ю.В. Караева // Альтернативная энергетика и экология. – 2011. – № 10. – С. 90-94.

128. Trakhunova I.A. Efficiency of anaerobic fermentation under various types of hydraulic mixing / I.A. Trakhunova // Труды Академэнерго. – 2011. – № 4. – С. 130-135.

129. Трахунова И.А. Эффективность гидравлического перемешивания при различных способах загрузки органического субстрата в реактор БГУ / И.А. Трахунова, Ю.В. Караева // Молодой ученый. – 2012. – № 4. – С. 45-50.

130. Трахунова И.А. Гидравлическое перемешивание органического субстрата в БГУ / И.А. Трахунова // Материалы XVIII Школы-семинар молодых ученых и специалистов под руководством академика РАН А.И. Леонтьева Проблемы газодинамики и тепломассообмена в новых энергетических технологиях. – 2011. – С. 400-401.

131. Вачагина Е.К. Математическая модель теплообмена в системе поддержания температурного режима в реакторе метанового брожения / Е.К. Вачагина, Г.Р. Халитова, Ю.В. Караева, И.А. Трахунова // Вестник Казанского технологического университета. – 2012. – №19. – С. 33 – 36.

132. Трахунова И.А. Эффективность биогазовой установки при гидравлическом перемешивании / И.А. Трахунова, Ю.В. Караева // Материалы VII Международной молодежной научной конференции «Тинчуринские чтения». Казань. – 2012. – С.53-54.

133. Караева Ю.В. Эффективность перемешивания в анаэробных реакторах / Ю.В. Караева, И.А. Трахунова // Тезисы докладов XII Международной школы-конференции молодых ученых «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики», Новосибирск. – 2012. – С. 56.

134. Трахунова И.А. Гидродинамика и теплообмен в реакторе анаэробного сбраживания при гидравлическом перемешивании / И.А. Трахунова, Ю.В. Караева // Тезисы докладов XII Международной школы-конференции молодых ученых «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики», Новосибирск. – 2012. – С. 111.

135. Langner J.M. A thesis presented to the Faculty of Graduate Studies, University of Manitoba in fulfillment of the thesis requirement for the degree of Master of Science in mechanical engineering / J.M. Langner. – Winnipeg, Manitoba, Canada, 2009. – 374 p.
136. Капустин В.П. Совершенствование систем уборки и транспортировки бесподстилочного навоза / В.П. Капустин– Тамбов: Изд-во ТГТУ, 2001. – 123 с.
137. Караева Ю.В. Экспериментальное определение коэффициента динамической вязкости свиного навоза / Ю.В. Караева, И.А. Трахунова, А.З. Миндубаев, Д.Е. Белостоцкий, С.Т. Минзанова, С.А. Пушкин, С.В. Буренков // Вестник Казанского технологического университета. – 2012. – № 16. – С. 169-171.
138. Караева Ю.В., Трахунова И.А. Экспериментальное исследование динамической вязкости субстрата, применяемого в производстве биогаза / Ю.В. Караева, И.А. Трахунова // XIII Всероссийская школа-семинар по проблемам физики конденсированного состояния вещества (СПФКС-13), Екатеринбург. – 2012г. – С. 208.
139. ГОСТ Р 53790-2010. Нетрадиционные технологии. Энергетика биоотходов. Общие технические требования к биогазовым установкам. – М.: Стандартинформ, 2011. – 10 с.
140. Meroney R.N. CFD simulation of mechanical draft tube mixing in anaerobic digester tanks / R.N. Meroney, P E Colorado // Water Research. – 2009. - №43(4). – P. 1040-1050.
141. Баснакьян И.А., Бирюков В.В., Крылов Ю.М. Математическое описание основных кинетических закономерностей процесса культивирования микроорганизмов // В кн.: Итоги науки и техники. Микробиология. Т. 5. Управляемое и непрерывное культивирование микроорганизмов.– М. – 1976.– с. 5-75.
142. Караева Ю.В. Оценка качества перемешивания в реакторах метанового брожения / Ю.В. Караева, И.А. Трахунова, Г.Р. Халитова, А.З. Даминов // Вестник Казанского технологического университета. – 2012. – № 10. – С. 226-230.
143. Яковлев С.В. Канализация / С.В. Яковлев, Я.А. Карелин, А.И. Жуков, С.К. Колобанов – М.: Стройиздат, 1975. – 632 с.

1. Marchaim U. Biogas processes for sustainable development / U. Marchaim // Migal

144. Galilee Technological Centre Kiryat Shmona. Israel. – 1992. 254p.

145. Philippine Agriculture Engineering standard. Agricultural Structures – Biogas plant. – 2003. 42p.

146. Biogas: Retrospect and Prospects Georgia, Rural Energy Program. – 2007. – 43p.

147. KVIC. Khadi and V.I.Commission and its Non-Conventional Energy Programmes. Bombay, India. – 1993. – 38p.

148. Guruswamy T. Design, Development and evaluation of biogas using selected biomaterials as feedstock / T. Guruswamy, N. Kannan, V. Kumar // World J Microbiol biotechnol. – 2003. - №84. – P.65-73.

149. Караева Ю.В. Влияние геометрических параметров метантенка на эффективность процесса метанового брожения / Ю.В. Караева, И.А. Трахунова, Г.Р. Халитова // Вестник Казанского технологического университета. – 2013. – № 19. – С. 211-214.

150. Трахунова И.А. Влияние геометрических параметров метантенка на качество гидравлического перемешивания / И.А. Трахунова, Ю.В. Караева // Тезисы докладов Всероссийской конференции молодых учёных «Новые нетрадиционные и возобновляемые источники энергии» - Новосибирск, 2013. – с. 48.

151. Назмеев Ю.Г. Мазутные хозяйства ТЭС. – М.: издательство МЭИ, 2002. – 612 с.

152. Ковалев А.А. Технические средства для получения биологического газа и органических удобрений из отходов сельскохозяйственного производства / А.А. Ковалев, П.И. Гриднев, М.В. Левчинкова // Биологическая переработка: Тез.докл.совещ. Киев. – 1983. – С.113-115.

153. Бажан П. И. и др. Справочник по теплообменным аппаратам / П. И. Бажан, Г. Е. Каневец. В. М. Селиверстов. — М.: Машиностроение, 1989. — 200 с.

154. Соколов Е.Я. Теплофикация и тепловые сети. 7-е изд. стереотип. – М.: Изд - во МЭИ, 2001.

155. Martínez A. Exergy cost of water supply and water treatment technologies / A. Martínez, J. Uche, C. Rubio, B. Carrasquer // Desalination and Water Treatment. – 2010. – №6902.
156. Дмитроченкова Э.И. Эксергетический анализ когенерационной установки на базе реконструированного двигателя внутреннего сгорания // Вестник Донбасской национальной академии строительства и архитектуры. – 2010. – №6(86). –С. 108-116.
157. Вачагина Е.К, Караева Ю.В., Трахунова И.А. Анализ эффективности технологических схем метанового брожения биоотходов при различных способах перемешивания// Энергосбережение и водоподготовка. 2013. № 4. С. 16-18.

Приложение А

Таблица А.1. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата в зависимости от температуры (содержание сухого вещества 6%)

T	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
10	1.79	1.8	1.81	1.8000	0.0058	0.0248	1.38
20	0.54	0.55	0.54	0.5433	0.0033	0.0143	2.64
35	0.36	0.38	0.37	0.3700	0.0058	0.0248	6.71
45	0.22	0.22	0.21	0.2167	0.0033	0.0143	6.62
55	0.121	0.12	0.123	0.1213	0.0009	0.0038	3.13

Таблица А.2. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 10^0C, содержание сухого вещества 8%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	22.4	22.5	22.39	22.43	0.0351	0.1510	0.67
2.87	20.5	20.7	20.3	20.50	0.1155	0.4965	2.42
4.1	17.3	17.8	17.7	17.60	0.1528	0.6568	3.73
5.88	12.73	12.71	12.71	12.72	0.0067	0.0287	0.23
8.43	8.48	8.46	8.47	8.47	0.0058	0.0248	0.29
12.1	5.74	5.7	5.7	5.71	0.0133	0.0573	1.00
17.5	3.85	3.95	3.95	3.92	0.0333	0.1433	3.66
24.7	2.86	2.9	2.89	2.88	0.0120	0.0517	1.79
35.3	2.02	2.02	2.03	2.02	0.0033	0.0143	0.71
50.6	1.43	1.42	1.42	1.42	0.0033	0.0143	1.01
72.5	1.01	0.99	0.99	1.00	0.0067	0.0287	2.88
104	0.718	0.728	0.728	0.72	0.0033	0.0143	1.98
149	0.502	0.492	0.491	0.50	0.0035	0.0151	3.05
212	0.359	0.346	0.346	0.35	0.0043	0.0186	5.32
304	0.263	0.259	0.259	0.26	0.0013	0.0057	2.20
							$\overline{\varepsilon}_\mu$ =2.06

Таблица А.3. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 20^0С, содержание сухого вещества 8%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	7	6.91	7.03	6.9800	0.0361	0.1550	2.22
2.87	5	4.91	4.96	4.9567	0.0260	0.1119	2.26
4.1	3.52	3.41	3.51	3.4800	0.0351	0.1510	4.34
5.88	2.28	2.29	2.27	2.2800	0.0058	0.0248	1.09
8.43	1.81	1.83	1.77	1.8033	0.0176	0.0758	4.21
12.1	1.22	1.21	1.24	1.2233	0.0088	0.0379	3.10
17.5	0.912	0.93	0.899	0.9137	0.0090	0.0386	4.23
24.7	0.661	0.657	0.689	0.6690	0.0101	0.0433	6.47
35.3	0.485	0.471	0.494	0.4833	0.0067	0.0288	5.95
50.6	0.358	0.359	0.353	0.3567	0.0019	0.0080	2.24
72.5	0.268	0.269	0.262	0.2663	0.0022	0.0094	3.53
104	0.195	0.186	0.197	0.1927	0.0034	0.0145	7.55
149	0.144	0.143	0.145	0.1440	0.0006	0.0025	1.72
212	0.106	0.105	0.107	0.1060	0.0006	0.0025	2.34
304	0.086	0.083	0.089	0.0860	0.0017	0.0074	8.66
							$\overline{\varepsilon}_\mu$=3.99

Таблица А.4. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 30^0С, содержание сухого вещества 8%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	6.3	6.05	6.19	6.1800	0.0723	0.3111	5.03
2.87	3.61	3.72	3.7	3.6767	0.0338	0.1455	3.96
4.1	2.71	2.8	2.77	2.7600	0.0265	0.1138	4.12
5.88	2.4	2.4	2.34	2.3800	0.0200	0.0860	3.61
8.43	1.3	1.29	1.3	1.2967	0.0033	0.0143	1.11
12.1	1.08	1.05	1.01	1.0467	0.0203	0.0872	8.33
17.5	0.748	0.738	0.748	0.7447	0.0033	0.0143	1.92
24.7	0.555	0.539	0.534	0.5427	0.0063	0.0272	5.02
35.3	0.423	0.415	0.416	0.4180	0.0025	0.0108	2.59
50.6	0.313	0.32	0.323	0.3187	0.0030	0.0127	4.00
72.5	0.22	0.226	0.219	0.2217	0.0022	0.0094	4.24
104	0.176	0.176	0.172	0.1747	0.0013	0.0057	3.28
149	0.128	0.123	0.127	0.1260	0.0015	0.0066	5.21
212	0.101	0.103	0.102	0.1020	0.0006	0.0025	2.43
304	0.073	0.075	0.072	0.0733	0.0009	0.0038	5.17
							$\overline{\varepsilon}_\mu$=4.00

Таблица А.5. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 40^0С, содержание сухого вещества 8%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	2.83	2.82	2.9	2.8500	0.0252	0.1082	3.80
2.87	2.25	2.27	2.34	2.2867	0.0273	0.1173	5.13
4.1	1.67	1.7	1.61	1.6600	0.0265	0.1138	6.85
5.88	1.21	1.23	1.21	1.2167	0.0067	0.0287	2.36
8.43	1.01	1	0.97	0.9933	0.0120	0.0517	5.20
12.1	0.745	0.75	0.74	0.7450	0.0029	0.0124	1.67
17.5	0.483	0.5	0.476	0.4863	0.0071	0.0306	6.30
24.7	0.38	0.4	0.39	0.3900	0.0058	0.0248	6.37
35.3	0.311	0.32	0.321	0.3173	0.0032	0.0137	4.31
50.6	0.198	0.2	0.198	0.1987	0.0007	0.0029	1.44
72.5	0.153	0.16	0.157	0.1567	0.0020	0.0087	5.57
104	0.112	0.115	0.116	0.1143	0.0012	0.0052	4.52
149	0.103	0.104	0.108	0.1050	0.0015	0.0066	6.26
212	0.071	0.07	0.072	0.0710	0.0006	0.0025	3.50
304	0.057	0.06	0.058	0.0583	0.0009	0.0038	6.50
							$\overline{\varepsilon}_\mu$=4.65

Таблица А.6. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 50^0С, содержание сухого вещества 8%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	2.6	2.48	2.45	2.5100	0.0458	0.1971	7.85
2.87	2.2	2.15	2.16	2.1700	0.0153	0.0657	3.03
4.1	1.3	1.29	1.29	1.2933	0.0033	0.0143	1.11
5.88	0.96	0.97	0.94	0.9567	0.0088	0.0379	3.96
8.43	0.7	0.72	0.7	0.7067	0.0067	0.0287	4.06
12.1	0.635	0.6	0.637	0.6240	0.0120	0.0517	8.28
17.5	0.4	0.41	0.39	0.4000	0.0058	0.0248	6.21
24.7	0.368	0.384	0.36	0.3707	0.0071	0.0303	8.18
35.3	0.232	0.236	0.22	0.2293	0.0048	0.0207	9.01
50.6	0.18	0.19	0.18	0.1833	0.0033	0.0143	7.82
72.5	0.11	0.119	0.114	0.1143	0.0026	0.0112	9.79
104	0.099	0.099	0.098	0.0987	0.0003	0.0014	1.45
149	0.076	0.078	0.075	0.0763	0.0009	0.0038	4.97
212	0.056	0.06	0.058	0.0580	0.0012	0.0050	8.56
304	0.044	0.046	0.044	0.0447	0.0007	0.0029	6.42
							$\overline{\varepsilon}_\mu$=6.05

Таблица А.7. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 60^0С, содержание сухого вещества 8%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	2.3	2.17	2.28	2.2500	0.0404	0.1738	7.72
2.87	1.69	1.6	1.61	1.6333	0.0285	0.1225	7.50
4.1	1.11	1.1	1.13	1.1133	0.0088	0.0379	3.41
5.88	0.898	0.9	0.86	0.8860	0.0130	0.0560	6.32
8.43	0.75	0.73	0.72	0.7333	0.0088	0.0379	5.17
12.1	0.471	0.46	0.45	0.4603	0.0061	0.0261	5.66
17.5	0.378	0.35	0.37	0.3660	0.0083	0.0358	9.78
24.7	0.25	0.24	0.24	0.2433	0.0033	0.0143	5.89
35.3	0.202	0.2	0.191	0.1977	0.0034	0.0145	7.36
50.6	0.144	0.146	0.143	0.1443	0.0009	0.0038	2.63
72.5	0.107	0.113	0.109	0.1097	0.0018	0.0076	6.92
104	0.08	0.08	0.075	0.0783	0.0017	0.0072	9.15
149	0.059	0.06	0.06	0.0597	0.0003	0.0014	2.40
212	0.049	0.048	0.05	0.0490	0.0006	0.0025	5.07
304	0.037	0.036	0.038	0.0370	0.0006	0.0025	6.71
							$\overline{\varepsilon}_\mu$=6.11

Таблица А.8. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 15^0С, содержание сухого вещества 10%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	148	149	148	148.33	0.3333	1.4333	0.97
2.87	124	125	123	124.00	0.5774	2.4826	2.00
4.1	88.7	87.3	89.1	88.37	0.5457	2.3465	2.66
5.88	60.2	60.1	60.7	60.33	0.1856	0.7980	1.32
8.43	44.2	44	44.1	44.10	0.0577	0.2483	0.56
12.1	30.6	30.5	30.9	30.67	0.1202	0.5168	1.69
17.5	21.2	21	21.5	21.23	0.1453	0.6248	2.94
24.7	15.1	15	15.1	15.07	0.0333	0.1433	0.95
35.3	10.5	10.4	10.6	10.50	0.0577	0.2483	2.36
50.6	7.29	7.26	7.38	7.31	0.0361	0.1550	2.12
72.5	5.06	5.05	5.08	5.06	0.0088	0.0379	0.75
104	3.41	3.39	3.55	3.45	0.0503	0.2164	6.27
149	2.53	2.42	2.44	2.46	0.0338	0.1455	5.91
212	1.8	1.68	1.7	1.73	0.0371	0.1596	9.24
304	1.12	1.11	1.11	1.11	0.0033	0.0143	1.29
							$\overline{\varepsilon}_\mu$=2.74

Таблица А.9. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 25^0C, содержание сухого вещества 10%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	65.9	65.9	66.1	65.97	0.0667	0.2867	0.43
2.87	43.7	42.9	43	43.20	0.2517	1.0821	2.50
4.1	26.9	26.8	26.2	26.63	0.2186	0.9399	3.53
5.88	24.6	24.2	24.4	24.40	0.1155	0.4965	2.03
8.43	13.8	13.9	13.88	13.86	0.0306	0.1314	0.95
12.1	12.2	12.4	12.3	12.30	0.0577	0.2483	2.02
17.5	6.72	6.59	6.45	6.59	0.0780	0.3352	5.09
24.7	4.88	4.78	4.89	4.85	0.0351	0.1510	3.11
35.3	3.69	3.59	3.62	3.63	0.0296	0.1274	3.51
50.6	2.24	2.21	2.28	2.24	0.0203	0.0872	3.89
72.5	2.18	2.11	2.15	2.15	0.0203	0.0872	4.06
104	1.42	1.35	1.38	1.38	0.0203	0.0872	6.30
149	1.11	1.13	1.125	1.12	0.0060	0.0258	2.30
212	0.71	0.72	0.71	0.71	0.0033	0.0143	2.01
304	0.561	0.562	0.566	0.56	0.0015	0.0066	1.17
							$\overline{\varepsilon}_\mu$=2.86

Таблица А.10. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 35^0C, содержание сухого вещества 10%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	14.2	14.9	14.9	14.6667	0.2333	1.0033	6.84
2.87	8.91	8.86	8.9	8.8900	0.0153	0.0657	0.74
4.1	7.73	7.89	7.98	7.8667	0.0731	0.3144	4.00
5.88	5.68	5.48	5.75	5.6367	0.0809	0.3479	6.17
8.43	4.1	4.05	4.02	4.0567	0.0233	0.1003	2.47
12.1	2.98	2.83	3	2.9367	0.0536	0.2307	7.85
17.5	1.85	1.84	1.9	1.8633	0.0186	0.0798	4.28
24.7	1.33	1.32	1.34	1.3300	0.0058	0.0248	1.87
35.3	1	1.01	0.99	1.0000	0.0058	0.0248	2.48
50.6	0.71	0.72	0.7	0.7100	0.0058	0.0248	3.50
72.5	0.59	0.573	0.6	0.5877	0.0079	0.0339	5.77
104	0.474	0.481	0.47	0.4750	0.0032	0.0138	2.91
149	0.364	0.362	0.362	0.3627	0.0007	0.0029	0.79
212	0.276	0.285	0.284	0.2817	0.0028	0.0122	4.35
304	0.224	0.222	0.22	0.2220	0.0012	0.0050	2.24
							$\overline{\varepsilon}_\mu$=3.75

Таблица А.11. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 45^0С, содержание сухого вещества 10%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	12.5	12.2	12.6	12.4333	0.1202	0.5168	4.16
2.87	7.96	7.9	7.85	7.9033	0.0318	0.1367	1.73
4.1	6.89	6.55	6.7	6.7133	0.0984	0.4230	6.30
5.88	4.5	4.4	4.29	4.3967	0.0606	0.2608	5.93
8.43	3.38	3.35	3.3	3.3433	0.0233	0.1003	3.00
12.1	2.21	2.24	2.25	2.2333	0.0120	0.0517	2.31
17.5	1.63	1.62	1.59	1.6133	0.0120	0.0517	3.20
24.7	1.2	1.18	1.2	1.1933	0.0067	0.0287	2.40
35.3	0.96	0.99	0.97	0.9733	0.0088	0.0379	3.90
50.6	0.73	0.722	0.72	0.7240	0.0031	0.0131	1.81
72.5	0.432	0.428	0.431	0.4303	0.0012	0.0052	1.20
104	0.436	0.437	0.452	0.4417	0.0052	0.0223	5.04
149	0.235	0.24	0.23	0.2350	0.0029	0.0124	5.28
212	0.2	0.201	0.2	0.2003	0.0003	0.0014	0.72
304	0.143	0.15	0.147	0.1467	0.0020	0.0087	5.94
							$\overline{\varepsilon}_\mu$ =3.53

Таблица А.12. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 55^0С, содержание сухого вещества 10%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	8.81	8.94	8.6	8.7833	0.0991	0.4259	4.85
2.87	6.34	6.48	6.35	6.3900	0.0451	0.1939	3.03
4.1	5.41	5.28	5.25	5.3133	0.0491	0.2111	3.97
5.88	3.47	3.49	3.46	3.4733	0.0088	0.0379	1.09
8.43	2.72	2.71	2.77	2.7333	0.0186	0.0798	2.92
12.1	1.61	1.6	1.6	1.6033	0.0033	0.0143	0.89
17.5	1.2	1.23	1.23	1.2200	0.0100	0.0430	3.52
24.7	1.04	1.09	1.06	1.0633	0.0145	0.0625	5.88
35.3	0.724	0.726	0.725	0.7250	0.0006	0.0025	0.34
50.6	0.451	0.452	0.452	0.4517	0.0003	0.0014	0.32
72.5	0.4	0.386	0.39	0.3920	0.0042	0.0179	4.57
104	0.263	0.26	0.272	0.2650	0.0036	0.0155	5.85
149	0.204	0.2	0.21	0.2047	0.0029	0.0125	6.11
212	0.23	0.22	0.23	0.2267	0.0033	0.0143	6.32
304	0.143	0.142	0.145	0.1433	0.0009	0.0038	2.65
							$\overline{\varepsilon}_\mu$ =3.49

Таблица А.13. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 20^0C, содержание сухого вещества 12%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	170	171	172	171.00	0.5774	2.4826	1.45
2.87	128	126	126	126.67	0.6667	2.8667	2.26
4.1	94.3	91.5	95.2	93.67	1.1141	4.7904	5.11
5.88	63.6	65.6	62.7	63.97	0.8570	3.6851	5.76
8.43	46	45.7	46.3	46.00	0.1732	0.7448	1.62
12.1	32.1	31.7	32.3	32.03	0.1764	0.7584	2.37
							$\overline{\varepsilon}_\mu$ =3.10

Таблица А.14. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 30^0C, содержание сухого вещества 12%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	72	72	71	71.67	0.3333	1.4333	2.00
2.87	49.9	50	49.8	49.90	0.0577	0.2483	0.50
4.1	34	34.3	34.2	34.17	0.0882	0.3792	1.11
5.88	26	26	24.9	25.63	0.3667	1.5767	6.15
8.43	18.4	18.3	18.5	18.40	0.0577	0.2483	1.35
12.1	13.8	13.5	13.9	13.73	0.1202	0.5168	3.76
17.5	10	10.3	10.3	10.20	0.1000	0.4300	4.22
24.7	6.9	6.88	6.9	6.89	0.0067	0.0287	0.42
35.3	5.55	5.63	5.52	5.57	0.0328	0.1412	2.54
50.6	4.26	4.24	4.37	4.29	0.0404	0.1738	4.05
72.5	2.64	2.59	2.79	2.67	0.0601	0.2584	9.67
104	1.92	1.97	1.94	1.94	0.0145	0.0625	3.21
149	1.45	1.47	1.44	1.45	0.0088	0.0379	2.61
212	0.97	1.01	1.02	1.00	0.0153	0.0657	6.57
304	0.7	0.67	0.68	0.68	0.0088	0.0379	5.55
							$\overline{\varepsilon}_\mu$ =3.58

Таблица А.15. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 40^0С, содержание сухого вещества 12%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	48	48.2	48.1	48.1000	0.0577	0.2483	0.52
2.87	40.1	40	40.1	40.0667	0.0333	0.1433	0.36
4.1	28.5	28.8	27	28.1000	0.5568	2.3941	8.52
5.88	19.4	20.1	19.8	19.7667	0.2028	0.8719	4.41
8.43	13.8	14	14	13.9333	0.0667	0.2867	2.06
12.1	10	9.8	9.89	9.8967	0.0578	0.2487	2.51
17.5	7.04	7.32	7.3	7.2200	0.0902	0.3878	5.37
24.7	5	5.04	5.04	5.0267	0.0133	0.0573	1.14
35.3	4.05	4.03	4.08	4.0533	0.0145	0.0625	1.54
50.6	3.21	3.31	3.26	3.2600	0.0289	0.1241	3.81
72.5	2.22	2.36	2.32	2.3000	0.0416	0.1790	7.78
104	1.51	1.59	1.58	1.5600	0.0252	0.1082	6.94
149	1.101	1.1	1.1	1.1003	0.0003	0.0014	0.13
212	0.721	0.726	0.723	0.7233	0.0015	0.0062	0.86
304	0.568	0.56	0.562	0.5633	0.0024	0.0103	1.83
							$\overline{\varepsilon}_\mu$ =3.19

Таблица А.16. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 50^0С, содержание сухого вещества 12%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	31.3	31.2	32.3	31.6000	0.3512	1.5101	4.78
2.87	22.1	21.4	21.3	21.6000	0.2517	1.0821	5.01
4.1	15.6	15.5	15.4	15.5000	0.0577	0.2483	1.60
5.88	11.1	11	11.2	11.1000	0.0577	0.2483	2.24
8.43	7.89	7.69	8.12	7.9000	0.1242	0.5342	6.76
12.1	6.44	6.24	6.3	6.3267	0.0593	0.2548	4.03
17.5	4.52	4.5	4.51	4.5100	0.0058	0.0248	0.55
24.7	3.04	3.18	3.12	3.1133	0.0406	0.1744	5.60
35.3	2.1	2.3	2.2	2.2000	0.0577	0.2483	11.28
50.6	1.64	1.61	1.63	1.6267	0.0088	0.0379	2.33
72.5	1.01	1.04	1.02	1.0233	0.0088	0.0379	3.71
104	0.8	0.8	0.81	0.8033	0.0033	0.0143	1.78
149	0.635	0.616	0.613	0.6213	0.0069	0.0296	4.77
212	0.46	0.475	0.47	0.4683	0.0044	0.0190	4.05
304	0.4	0.401	0.41	0.4037	0.0032	0.0137	3.39
							$\overline{\varepsilon}_\mu$ =4.13

Таблица А.17. Определение доверительных интервалов для серии экспериментов по определению вязкости субстрата (температура 60^0С, содержание сухого вещества 12%)

γ	μ_1	μ_2	μ_3	$\overline{\mu}$	$\sigma\{\mu\}$	Δ_μ	ε_μ, %
2.01	21.7	23.2	22.1	22.3333	0.4485	1.9284	8.63
2.87	16.2	16.8	16.3	16.4333	0.1856	0.7980	4.86
4.1	14.2	14.4	14.6	14.4000	0.1155	0.4965	3.45
5.88	10.3	10	10.2	10.1667	0.0882	0.3792	3.73
8.43	6.65	6.48	6.53	6.5533	0.0504	0.2169	3.31
12.1	4.78	4.87	5.01	4.8867	0.0669	0.2877	5.89
17.5	4.01	4.11	4.2	4.1067	0.0549	0.2360	5.75
24.7	2.48	2.5	2.5	2.4933	0.0067	0.0287	1.15
35.3	1.89	1.86	1.89	1.8800	0.0100	0.0430	2.29
50.6	1.5	1.5	1.47	1.4900	0.0100	0.0430	2.89
72.5	0.93	0.883	0.94	0.9177	0.0176	0.0756	8.23
104	0.728	0.728	0.726	0.7273	0.0007	0.0029	0.39
149	0.526	0.524	0.529	0.5263	0.0015	0.0062	1.19
212	0.445	0.448	0.449	0.4473	0.0012	0.0052	1.16
304	0.315	0.303	0.334	0.3173	0.0090	0.0388	12.23
							$\overline{\varepsilon}_\mu$ =4.34

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ

ПАТЕНТ

НА ПОЛЕЗНУЮ МОДЕЛЬ

№ 115350

УСТАНОВКА АНАЭРОБНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ОРГАНИЧЕСКИХ ОТХОДОВ

Патентообладатель(ли): ***Учреждение Российской академии наук Казанский научный центр РАН (RU)***

Автор(ы): ***Караева Юлия Викторовна (RU), Халитова Галия Рахимовна (RU), Трахунова Ирина Александровна (RU)***

Заявка № **2011124487**

Приоритет полезной модели **16 июня 2011 г.**

Зарегистрировано в Государственном реестре полезных моделей Российской Федерации ***27 апреля 2012 г.***

Срок действия патента истекает **16 июня 2021 г.**

Руководитель Федеральной службы по интеллектуальной собственности

Б.П. Симонов

Государственный контракт
заключается по результатам размещения заказа
путем проведения конкурса.

ГОСУДАРСТВЕННЫЙ КОНТРАКТ № 14.740.11.0518
на выполнение научно-исследовательских работ

г. Москва «01» октября 2010 г.

Министерство образования и науки Российской Федерации, именуемое в дальнейшем Заказчик, в лице директора Департамента федеральных целевых программ и проектов Шепелева Геннадия Васильевича, действующего на основании доверенности от 28 июня 2010 г. № АФ-231, с одной стороны, и Учреждение Российской академии наук Казанский научный центр РАН (КазНЦ РАН), именуемое в дальнейшем Исполнитель, в лице директора филиала Учреждения Российской академии наук Казанского научного центра РАН-Исследовательского центра проблем энергетики Шлянникова Валерия Николаевича, действующего на основании доверенности от 07.07.2008 г. № 216, с другой стороны, именуемые в дальнейшем Стороны, на основании решения Конкурсной комиссии Министерства образования и науки Российской Федерации № 2 (протокол от 13.09.2010 г. № 30) в целях обеспечения государственных нужд заключили настоящий государственный контракт о нижеследующем:

1. ПРЕДМЕТ ГОСУДАРСТВЕННОГО КОНТРАКТА

1.1. Исполнитель обязуется выполнить в рамках федеральной целевой программы «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009-2013 годы научно-исследовательские работы (далее – работы) по лоту «Проведение научных исследований целевыми аспирантами по следующим областям: - атомная энергетика, ядерный топливный цикл, безопасное обращение с радиоактивными отходами и отработавшим ядерным топливом; - водородная энергетика; - новые и возобновляемые источники энергии; - производства топлив и энергии из органического сырья» шифр «2010-1.3.2-226-008» по теме: «Повышение энергетической эффективности предприятий АПК на основе применения технологий анаэробного сбраживания» (шифр заявки «2010-1.3.2-226-008-016»), а Заказчик обязуется принять и оплатить выполненные работы за счет средств федерального бюджета.

1.2. Содержание работ, научные, технические, экономические и другие требования к работам и их результатам установлены Техническим заданием (приложение № 1 к настоящему государственному контракту) и Календарным планом выполнения работ (приложение № 2 к настоящему государственному контракту).

№ 1. Техническое задание;
№ 2. Календарный план;
№ 3. Протокол согласования цены (сметы).

13. АДРЕСА И БАНКОВСКИЕ РЕКВИЗИТЫ СТОРОН

Исполнитель:
Учреждение Российской академии наук Казанский научный центр РАН (КазНЦ РАН)
ИНН/КПП 1655022127/166045001
420111, Казань, ул.Лобачевского, д.2/31
ОГРН 1021602842359
Дата присвоения ОГРН 18.03.2009г.
Управление Федерального казначейства по Республике Татарстан (Исследовательский центр проблем энергетики Учреждения Российской академии наук Казанского научного центра РАН, л/с 03111476040)
р/с 40503810200001000001
в ГРКЦ НБ Республики Татарстан Банка России г.Казань
БИК 049205001
ОКАТО 92401000000
ОКПО 12963100
ОКВЭД 73.10
ОКОПФ 90

КБК 31930201010010000130
Разрешения № от 19 января 2010 г.
№ 146/1, пункт 1

Заказчик:
Министерство образования и науки Российской Федерации

ИНН/КПП 7710539135/ 771001001
125993, г. Москва, ул. Тверская, д. 11, стр. 4
УФК по г. Москве (Министерство образования и науки Российской Федерации, л/с 03731000740)
р/с 40105810700000010079
в Отделении 1 Московского ГТУ Банка России, г. Москва,
БИК 044583001
ОКАТО 45286585000
ОКПО 00083380
ОКВЭД 75.11.11
ОКОГУ 13240
ОКОПФ 72

Исполнитель:
Директор филиала Учреждения Российской академии наук Казанского научного центра РАН-
Исследовательского центра проблем энергетики КазНЦ РАН

_____ Шлянников В.Н.
М.П.

Заказчик:
Директор Департамента федеральных целевых программ и проектов Минобрнауки России

_____ Шепелев Г.В.
М.П.

Государственный контракт № П560
на выполнение поисковых научно-исследовательских работ для государственных нужд

г. Москва **«06» августа 2009 г.**

Федеральное агентство по образованию, именуемое в дальнейшем «Государственный заказчик», в лице заместителя руководителя Рождественского Александра Викторовича, действующего на основании положения о Федеральном агентстве по образованию, утвержденного постановлением Правительства Российской Федерации от 17.06.2004 г. № 288 и приказа Федерального агентства по образованию от 09.06.2009 № 616 «О распределении обязанностей по руководству деятельностью Федерального агентства по образованию» с одной стороны и **Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Казанский государственный технологический университет»**, зарегистрированное в Межрайонной инспекции Федеральной налоговой службы №18 по Республике Татарстан, за основным государственным регистрационным номером 1021602854965 (Свидетельство о внесении записи в единый государственный реестр юридических лиц серии 16 № 005416212 от 17 февраля 2009 г.), именуемое в дальнейшем **«Исполнитель»**, в лице ректора Дьяконова Германа Сергеевича, действующего на основании Устава, с другой стороны, а вместе именуемые в дальнейшем «Стороны», руководствуясь:

приказом Федерального агентства по образованию от 23 марта 2009 г. № 294 «О реализации проектов, выполняемых в 2009 – 2011 годах в рамках федеральной целевой программы «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009 – 2013 годы, финансируемых за счет средств федерального бюджета, выделяемых по направлению расходов «НИОКР», мероприятию 1.2.1 «Проведение научных исследований научными группами под руководством докторов наук»;

приказом Федерального агентства по образованию от 17 апреля 2009 г. № 417 «О внесении изменений» в приложение к приказу Рособразования от 23 марта 2009 г. № 294 «О реализации проектов, выполняемых в 2009 – 2011 годах в рамках федеральной целевой программы «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009 – 2013 годы, финансируемых за счет средств федерального бюджета, выделяемых по направлению расходов «НИОКР», мероприятию 1.2.1 «Проведение научных исследований научными группами под руководством докторов наук» (в редакции приказа Рособразования от 31.03.2009 № 328);

приказом Федерального агентства по образованию от 05 августа 2009 г. № 974 «О выделении ассигнований из федерального бюджета на выполнение поисковых научно-исследовательских работ в 2009 году в рамках реализации проекта «Проведение поисковых научно-исследовательских работ по направлению «Производства топлив и энергии из органического сырья» в рамках мероприятия 1.2.1 Программы»

решением Единой комиссии (протокол от «17» июля 2009 г. № 3/НК-95П) по конкурсу № НК-95П «Проведение поисковых научно-исследовательских работ по направлению «Производства топлив и энергии из органического сырья» в рамках мероприятия 1.2.1 Программы», выполняемому в рамках мероприятия 1.2.1 «Проведение научных исследований научными группами под руководством докторов наук», мероприятия 1.2 «Проведение научных исследований научными группами под руководством докторов наук и кандидатов наук» направления 1 «Стимулирование закрепления молодежи в сфере науки, образования и высоких технологий» федеральной целевой программы «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009-2013 годы, утвержденной постановлением Правительства Российской Федерации от 28 июля 2008 года № 568 «О федеральной целевой программе «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009-2013 годы»;

по подстатье 226 «Прочие работы, услуги» классификации операций сектора

12.2. Права и обязанности Сторон, предусмотренные настоящим Государственным контрактом, в части выполнения работ (этапов) и их оплаты в 2010 и 2011 годах, возникают после подписания Сторонами и регистрации Государственным заказчиком соответствующих Дополнений к настоящему Государственному контракту.

12.3. Для мониторинга исполнения настоящего Государственного контракта и информирования Сторон о выявленных недостатках исполнения Государственного контракта Стороны предоставляют друг другу информацию о лицах (кураторах), ответственных за ведение переговоров, согласование и передачу документов в рамках исполнения настоящего Государственного контракта, с указанием их контактных телефонов. Телефоны ответственных лиц должны функционировать по рабочим дням с 10 до 18 часов по московскому времени.

12.4. Настоящий Государственный контракт составлен в 2 (двух) подлинных экземплярах, один из которых находится у Исполнителя, другой – у Государственного заказчика.

13. Реквизиты и подписи сторон

«Государственный заказчик»
Федеральное агентство по образованию

Место нахождения:
ГСП-8, 117997 г. Москва, ул. Люсиновская, 51
тел. (495) 237-97-63
Фактическое место нахождения:
ГСП-8, 117997, г. Москва, ул. Люсиновская, 51
тел. (495) 237-97-63
Банковские реквизиты:
ИНН 7725509655 / КПП 772501001
УФК по г. Москве Федеральное агентство по образованию
л/с 03731000730
Отделение 1 Московского ГТУ Банка России г. Москва 705
р/с 40105810700000010079

БИК 044583001
ОКОПФ 81
ОКПО 00083411
ОКВЭД 75.11.11

Заместитель руководителя

_____ (Рождественский А.В.)

м.п.

«Исполнитель»
Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Казанский государственный технологический университет»

Место нахождения:
420015, г. Казань, ул. К. Маркса, 68
Тел.: (843)2314202
Фактическое место нахождения:
420015, г. Казань, ул. К. Маркса, 68
Тел.: (843)2314202
Банковские реквизиты:
ИНН 1655018804 КПП 165501001
УФК по Республике Татарстан
л/с № 03111477500

ГРКЦ НБ Республики Татарстан
Банка России г. Казань
р/с № 40503810200001000001

БИК 049205001
ОКОПФ 81
ОКПО 02069639
ОКВЭД 80.30.1, 73.10

КБК 07330201010010000130
Разрешение от 25.03.2005 г. № 073004 пункт 7

Ректор

_____ (Дьяконов Г.С.)

м.п.

Соглашение № 8196
между Министерством образования и науки Российской Федерации
и Российской академией наук
и Федеральным государственным бюджетным учреждением науки
Казанским научным центром Российской академии наук
о предоставлении гранта в форме субсидии

г. Москва «24» июля 2012 г.

Министерство образования и науки Российской Федерации, именуемое в дальнейшем Минобрнауки России, в лице директора Департамента развития приоритетных направлений науки и технологий Салихова Сергея Владимировича, действующего на основании доверенности от 06 июля 2012 года № ДЛ-57, и **Российская академия наук (РАН)** именуемая в дальнейшем Главным распорядителем бюджетных средств, в лице вице-президента РАН Некипелова Александра Дмитриевича, действующего на основании доверенности от 14 июня 2012 года № 2-10001-1615/458, и **Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Казанский научный центр Российской академии наук (КазНЦ РАН)**, именуемое в дальнейшем «Получатель гранта», в лице директора филиала КазНЦ РАН Шляпникова Валерия Николаевича, действующего на основании доверенности от 09 июня 2012 года № 322, именуемые в дальнейшем Стороны, руководствуясь Правилами предоставления грантов для физических лиц и грантов в форме субсидий для юридических лиц из федерального бюджета в рамках реализации федеральной целевой программы «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009 – 2013 годы (приложение № 2.2 к федеральной целевой программе «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009 – 2013 годы, утвержденной постановлением Правительства Российской Федерации от 28 июля 2008 года № 568) и результатами конкурсного отбора проектов на предоставление грантов в форме субсидии для юридических лиц на поддержку научных исследований (протокол заседания Конкурсной комиссии по проведению конкурсного отбора проектов на предоставление грантов для физических лиц и грантов в форме субсидий для юридических лиц на поддержку научных исследований в рамках реализации мероприятий 1.1-1.5 федеральной целевой программы «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009-2013 годы, созданной приказом Минобрнауки России от 22 марта 2012 года № 223, от 06 июля 2012 года № 2/25/3), заключили настоящее соглашение о нижеследующем:

1. Предмет соглашения

1.1. Минобрнауки России обеспечивает Получателю гранта предоставление гранта в форме субсидии из федерального бюджета для финансового обеспечения расходов, связанных с выполнением научно-исследовательской работы (проекта) по теме «Повышение энергетической эффективности технологий утилизации отходов органического происхождения с получением новых сырьевых и возобновляемых энергоресурсов» (номер заявки в информационной компьютеризированной системе «2012-1.2.2-12-000-2003-028») (далее соответственно – грант, научно-исследовательская работа (проект).

1.2. Условия выполнения научно-исследовательской работы (проекта):

а) требования к составу научного коллектива, выполняющего научно-исследовательскую работу (проект) – одновременное участие в течение всей научно-исследовательской работы (проекта) не менее 1 аспиранта и 2 студентов;

б) руководство научным коллективом при выполнении научно-исследовательской работы (проекта) должно осуществляться кандидатом наук;

Приложение 3. Показатели результативности предоставления гранта.

7. Платёжные реквизиты

Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Казанский научный центр Российской академии наук (КазНЦ РАН)	**Российская академия наук (РАН)**	**Министерство образования и науки Российской Федерации (Минобрнауки России)**
Место нахождения: 420111, г. Казань, ул. Лобачевского, дом 2/31, а/я 190 Фактическое место нахождения: 420111, г. Казань, ул. Лобачевского, дом 2/31, а/я 190 тел. (843)231-90-20 Банковские реквизиты: ИНН / КПП 1655022127 / 166043001 ОГРН 1021602842359 Дата присвоения ОГРН 30.12.2011 УФК по Республике Татарстан Код ТОФК 1100 л/с 21116Ч08600 р/с 40501810292052000002 ГРКЦ НБ Республики Татарстан Банка России г. Казань БИК 049205001 ОКАТО 92401000000 ОКПО 12963100 ОКОПФ 90 ОКВЭД 73.10 КБК 00000000000000000180	Место нахождения: 119991,Москва ГСП, Ленинский п-кт, д 14 Фактическое место нахождения: 119991,Москва ГСП, Ленинский п-кт, д 14 тел. 7-495-954-35-06 Банковские реквизиты: ИНН / КПП 7725092435 / 772501001 ОГРН 1027739820393 Дата присвоения ОГРН 18.12.2002 Межрегиональное операционное УФК в ОПЕРУ-1 Банка России г. Москва Код ТОФК 9500 л/с 03951003190 р/с 40105810700000001901 Межрегиональное операционное УФК в ОПЕРУ-1 Банка России г. Москва 701 БИК 044501002 ОКАТО 45296561000 ОКПО 00029251 ОКОПФ 81 ОКВЭД 73.10, 73.20 ОКОГУ 15065	Место нахождения: 125993, г. Москва, ул. Тверская, д. 11 Фактическое место нахождения: 125993, г. Москва, ул. Тверская, д. 11 Банковские реквизиты: ИНН / КПП 7710539135/771001001 р/с 40105810700000001901 Межрегионального операционного УФК (Министерство образования и науки Российской Федерации, лицевой счёт 03951000740) в ОПЕРУ-1 Банка России, г. Москва БИК 044501002 ОКОПФ 72 ОКПО 00083380 ОКВЭД 75.11.11 ОКОГУ 13240
Получатель гранта: Директор филиала КазНЦ РАН Шляпников В.Н. М.П.	**Главный распорядитель бюджетных средств:** Вице-президент РАН Нейчев А.Д.	**Минобрнауки России:** Директор Департамента развития приоритетных направлений науки и технологий Минобрнауки России Тихов С.В. М.П.

Соглашение № 14.B37.21.0299
между Министерством образования и науки Российской Федерации
и федеральным государственным бюджетным образовательным
учреждением высшего профессионального образования
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»
о предоставлении гранта в форме субсидии

г. Москва «30» июня 2012 г.

Министерство образования и науки Российской Федерации, именуемое в дальнейшем Минобрнауки России, в лице директора Департамента развития приоритетных направлений науки и технологий Салихова Сергея Владимировича, действующего на основании доверенности от 06 июля 2012 г. № ДЛ-57, и федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Казанский национальный исследовательский технологический университет» (сокращенное наименование: ФГБОУ ВПО «КНИТУ»; фирменное наименование: КНИТУ), именуемое в дальнейшем «Получатель гранта», в лице проректора по научной работе ФГБОУ ВПО «КНИТУ» Абдуллина Ильдара Шаукатовича, действующего на основании доверенности от 10 июля 2012 г. № 90-91/11-2-3/01, именуемые в дальнейшем Стороны, руководствуясь Правилами предоставления грантов для физических лиц и грантов в форме субсидий для юридических лиц из федерального бюджета в рамках реализации федеральной целевой программы «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009 – 2013 годы (приложение № 2.2 к федеральной целевой программе «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009 – 2013 годы, утвержденной постановлением Правительства Российской Федерации от 28 июля 2008 г. № 568) и результатами конкурсного отбора проектов на предоставление грантов в форме субсидии для юридических лиц на поддержку научных исследований (протокол заседания Конкурсной комиссии по проведению конкурсного отбора проектов на предоставление грантов для физических лиц и грантов в форме субсидий для юридических лиц на поддержку научных исследований в рамках реализации мероприятий 1.1-1.5 федеральной целевой программы «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009-2013 годы, созданной приказом Минобрнауки России от 22 марта 2012 г. № 223, от 06 июля № 2/6/3), заключили настоящее соглашение о нижеследующем:

1. Предмет соглашения

1.1. Минобрнауки России обеспечивает Получателю гранта предоставление гранта в форме субсидии из федерального бюджета для финансового обеспечения расходов, связанных с выполнением научно-исследовательской работы (проекта) по теме «Совершенствование технологий получения биотоплив на основе переработки и утилизации органических отходов агропромышленного комплекса, деревообрабатывающей и лесной промышленности» (номер заявки в информационной компьютеризированной системе «2012-1.1-12-000-2006-034») (далее соответственно – грант, научно-исследовательская работа (проект)).

1.2. Условия выполнения научно-исследовательской работы (проекта):

а) научно-исследовательская работа (проект) должна быть выполнена в Научно-образовательном центре «Перспективные исследования в нефтехимии и теплоэнергетике»;

б) требования к составу научного коллектива, выполняющего научно-исследовательскую работу (проект) – одновременное участие в течение всей научно-

Приложение 3. Показатели результативности предоставления гранта.

7. Платёжные реквизиты

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Казанский национальный исследовательский технологический университет» (сокращенное наименование: ФГБОУ ВПО «КНИТУ»; фирменное наименование: КНИТУ)	**Министерство образования и науки Российской Федерации (Минобрнауки России)**
Место нахождения: 420015, г. Казань, ул. К. Маркса, д. 68 Фактическое место нахождения: 420015, г. Казань, ул. К. Маркса, д. 68 тел. 8432314340 ИНН / КПП 1655018804/165501001 ОГРН 1021602854965 Дата присвоения ОГРН 29.11.2002 г. УФК по Республике Татарстан Код ТОФК 1100 Л/с 21116У24790 Р/с 40501810292052000002 в ГРКЦ НБ Респ. Татарстан Банка России г. Казань БИК 049205001 ОКАТО 92401367000 ОКПО 02069639 ОКОПФ 72 ОКВЭД 73.10 КБК 00000000000000000180	Место нахождения: 125993, г. Москва, ул. Тверская, д. 11 Фактическое место нахождения: 125993, г. Москва, ул. Тверская, д. 11 Банковские реквизиты: ИНН / КПП 7710539135/771001001 р/с 40105810700000001901 Межрегионального операционного УФК (Министерство образования и науки Российской Федерации, лицевой счёт 03951000740) в ОПЕРУ-1 Банка России, г. Москва БИК 044501002 ОКОПФ 72 ОКПО 00083380 ОКВЭД 75.11.11 ОКОГУ 13240
Получатель гранта: Проректор по научной работе ФГБОУ ВПО «КНИТУ» _____ Абдуллин И.Ш. М.П.	**Минобрнауки России:** Директор Департамента развития приоритетных направлений науки и технологий Минобрнауки России _____ Салихов С.В. М.П.

Договор № 02.120.11.2323-МК
об условиях использования гранта Президента Российской Федерации
для государственной поддержки молодых российских ученых
МК-2323.2009.8

г. Москва " 24 " сентября 2009 г.

Федеральное агентство по науке и инновациям, именуемое в дальнейшем "Грантодатель", в лице заместителя начальника Управления программ и проектов
(должность, ФИО)
Качака Валерия Владимировича,
действующего на основании Положения о Федеральном агентстве по науке и инновациям и приказа Роснауки от " 24 " сентября 2009 г. № 236 , с одной стороны, и
Учреждение Российской академии наук Казанский научный центр РАН,
(научная организация или высшее учебное заведение-участник конкурса)
именуемое в дальнейшем "Организация", в лице директор филиала КазНЦ РАН -
(руководитель организации: должность, ФИО)
Исследовательского центра проблем энергетики Учреждения Российской акад. доктор технических наук, профессор Шляников Валерий Николаевич,
действующего на основании доверенность от 07.07.2008г.,
(наименование документа)
№216
с другой стороны, далее именуемые - Стороны, на основании решения Конкурсной комиссии Роснауки по грантам Президента Российской Федерации для государственной поддержки молодых российских ученых и по государственной поддержке ведущих научных школ Российской Федерации (протокол № 3 от 14 сентября 2009 г.) заключили настоящий Договор об условиях использования гранта Президента Российской Федерации для государственной поддержки молодых российских ученых (далее соответственно - Договор и Грант) о нижеследующем.

1. Грантодатель перечисляет средства Гранта Организации на проведение силами молодого российского ученого - кандидата наук (доктора наук),
Караева Юлия Викторовна,
состоящего с Организацией в трудовых отношениях (далее - Грантополучатель), научных исследований по теме:
Разработка интенсифицированных биореакторов непрерывного действия для энергоснабжения предприятий агропромышленного комплекса,
а Организация обязуется расходовать с согласия Грантополучателя перечисленные средства на проведение научных исследований по указанной теме.

2. Указанная в пункте 1 настоящего договора работа в 2009 году выполняется Грантополучателем в полном соответствии с Техническим заданием (приложение № 1 к Договору), Календарным планом (приложение № 2 к Договору) и Сметой расходов (приложение № 3 к Договору), утвержденными и согласованными в установленном порядке. Смета является неотъемлемой частью настоящего Договора. К смете представляются

18. В случаях, не урегулированных настоящим Договором, Стороны руководствуются действующим законодательством Российской Федерации.

19. Совершено в двух экземплярах, имеющих равную юридическую силу, по одному для каждой из сторон. Копия настоящего Договора предоставляется Организацией Грантополучателю.

Адреса и реквизиты сторон

Грантодатель:

Федеральное агентство по науке и инновациям
ИНН 7710474304 КПП 771001001
125009, г. Москва,ул. Тверская, д. 11, стр. 1
лицевой счет № 03731001440
в УФК по г. Москве (Федеральное агентство по науке и инновациям)
р/с 40105810700000010079 в Отделении 1 Московского ГТУ Банка России г. Москва,
БИК 044583001,
корр. счет - нет

Организация:

Учреждение Российской академии наук Казанский научный центр РАН
ИНН 1655022127
Лобачевского, 2/31, Казань, Республика Татарстан, 420111
лицевой счет 03111476040
Управление Федерального казначейства по Республике Татарстан (Исследовательский центр проблем энергетики Учреждения Российской академии наук казанского научного центра РАН)
р/с 40503810200001000001
ГРКЦ НБ Республики Татарстан Банка России г.Казань
БИК 049205001

от Грантодателя
Заместитель начальника Управления программ и проектов

М.П.

/Качак В.В./

"__" _____ 2009 г.

от Организации
Руководитель организации
директор филиала КазНЦ РАН - Исследовательского центра проблем энергетики Учреждения Российской акад
доктор технических наук
профессор

М.П.

/Шляпников В. Н./

"__" _____ 2009 г.

СВИДЕТЕЛЬСТВО

На основании Указа Президента Республики Татарстан УП-1153 от 24.12.2002
и Постановления Кабинета Министров Республики Татарстан от 19.05.2003 № 271
для государственной поддержки молодых ученых
премия Республики Татарстан присуждается молодежному научному коллективу под руководством

Трахуновой Ирины Александровны

Исследовательский центр проблем энергетики Учреждения Российской академии наук КазНЦ РАН (Академэнерго)

Министр по делам молодежи, спорту и туризму Республики Татарстан **Р.Т. Бурганов**

Президент Академии наук Республики Татарстан **А.М. Мазгаров**

г. Казань - 2012 г.

Министерство образования и науки Российской Федерации
ЮЖНО-РОССИЙСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ (НОВОЧЕРКАССКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ)

ЭВРИКА! 2011

ВСЕРОССИЙСКИЙ КОНКУРС
научно-исследовательских работ студентов, аспирантов и молодых ученых по нескольким междисциплинарным направлениям "ЭВРИКА-2011"

ДИПЛОМ

лауреата I степени

НАГРАЖДАЕТСЯ

Караева Юлия Викторовна
Трахунова Ирина Александровна

за научную работу
"Математическое моделирование движения двухфазной газожидкостной среды в реакторе биогазовой установки"

Исследовательский центр проблем энергетики Казанского Научного Центра РАН (Академэнерго)

ЮРГТУ НПИ
ПЕРВЫЙ ВУЗ ЮГА РОССИИ
ОСНОВАН В 1907 ГОДУ

Председатель Оргкомитета,
ректор ЮРГТУ (НПИ)
д.т.н., профессор В.Г. Передерий

НОВОЧЕРКАССК, 2011 г.

Министерство образования и науки Российской Федерации
ЮЖНО-РОССИЙСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ (НОВОЧЕРКАССКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ)

ЭВРИКА! 2011

ВСЕРОССИЙСКИЙ КОНКУРС
научно-исследовательских работ студентов, аспирантов и молодых ученых по нескольким междисциплинарным направлениям "ЭВРИКА-2011"

ДИПЛОМ

победителя отборочного тура

НАГРАЖДАЕТСЯ

Трахунова Ирина Александровна
Караева Юлия Викторовна

за научную работу
"Повышение эффективности биогазовой установки путем совершенствования системы гидравлического перемешивания"

Исследовательский центр проблем энергетики Казанского Научного Центра РАН (Академэнерго)

ЮРГТУ НПИ
ПЕРВЫЙ ВУЗ ЮГА РОССИИ
ОСНОВАН В 1907 ГОДУ

Председатель Оргкомитета,
ректор ЮРГТУ (НПИ),
д.т.н., профессор **В.Г. Передерий**

НОВОЧЕРКАССК, 2011 г.