

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

18.03.02 Энерго– и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии
и биотехнологии

(код и наименование направления подготовки / специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Оптимизация переработки сине-зеленых водорослей в биогаз

Обучающийся

Е.Е. Ломакина

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.Н. Шевченко

(ученая степень, ученое звание (при наличии), Инициалы Фамилия)

Тольятти 2022

Аннотация

Бакалаврскую работу выполнил студент: Ломакина Е.Е., группа ЭРТб–1801а.

Тема бакалаврской работы: Оптимизация переработки сине-зеленых водорослей в биогаз.

Целью работы является предложение оптимального решения использования сине-зеленых водорослей методом термофильного сбраживания в биореакторе в целях получения биогаза.

Актуальность работы связана с высокой эвтрофикацией Куйбышевского водохранилища, а также высоким потенциалом использования сине-зеленых водорослей, как сырья для получения биогаза.

Задачи: провести расчет использования цианобактерий в качестве сырья для биореактора поточного типа, оптимизация процесса перемешивания сырья.

Выпускная квалификационная работа состоит из пояснительной записки, изложенной на 63 страницах, записка включает введение, 3 раздела и список литературы из 30 источников, в который включены 5 иностранных источников литературы.

В первом разделе приведен анализ масштабов проблемы эвтрофикации, оценка токсикологических загрязнения природных вод микоцестинами и их влияние организм человека и окружающую среду.

Во втором разделе проведена расчетная часть выхода и состава биогаза при термофильном режиме сбраживания, проведен выбор оптимального перемешивания субстрата, разработана технологическая схема системы и проведен расчет.

В третьем разделе были рассмотрены температурные режимы сбраживания сырья. Проведен сравнительный расчет выхода биогаза с разного типа сырья на примере навоза КРС и сине-зеленых водорослей, рассчитано процентное соотношение выхода метана.

Abstract

The title of the graduation project is Optimizing the processing of blue– green algae into biogas.

The senior thesis consists of an explanatory note on 65 pages, an introduction, including 9 figures, 11 tables, the list of 30 references, including 5 foreign sources.

The aim of the work is to propose an optimal solution for the use of blue-green algae by thermophilic digestion in a bioreactor in order to produce biogas.

We start with the statement of the problems and then logically pass over to its possible solutions. We need to analyze the toxicological effects of mycocestines on human health and the environment, to calculate the use of cyanobacteria as a raw material for a flow type bioreactor, to optimize the processing of biomass.

We first analyze the extent of the eutrophication problem, assesse the toxicological contamination of natural waters with mycocestines and their impact on the human body and the environment.

Then we calculate the yield and composition of biogas in the thermophilic mode of fermentation, choose of the optimal mixing of the substrate, develop the technological scheme of the system and carry out the calculation.

Next we consider the temperature conditions of the raw materials fermentation. We also report a comparative calculation of the yield of biogas from different types of raw materials based on the example of cattle manure and blue-green algae and calculate percentage of methane yield.

In conclusion we'd like to stress the relevance of the work is associated with the high eutrophication of the Kuibyshev reservoir, as well as the high potential for the use of blue-green algae as a raw material for biogas production.

Содержание

Введение.....	6
1 Проблемы избытка сине–зеленых водорослей	7
1.1 Химические свойства цианобактерий.....	8
1.2 Цианобактериальные токсины.....	10
1.3 Брожение сине–зеленых водорослей	12
2 Процесс термофильного брожения водорослей в биореакторе	15
2.1 Технологические процесс переработки сине–зеленых водорослей	15
2.2 Проведенный патентный поиск.....	17
2.3 Биогазовая установка непрерывного действия поточного типа	19
2.4 Насосное перемешивание.....	22
2.5 Расчет насоса	28
2.6 Расчет материального баланса биореактора	34
2.7 Прием и подготовка биогаза к использованию.....	42
3 Теплообменные процессы сбраживания сырья	46
3.1 Анаэробное разложение биомассы при образовании биогаза.....	46
3.2 Стандарты температур термофильного режима	49
3.3 Тепловой баланс биореактора.....	51
3.4 Твердые и жидкие продукты анаэробного сбраживания.....	54
3.5 Сравнение эффективности использования сырья сине–зеленых водорослей и навоза КРС	56
Заключение	59
Список используемых источников.....	60

Перечень сокращений и обозначений

ЦБ – цианобактерии

КРС – крупный рогатый скот

Введение

Контроль качества воды источников водоснабжения и питьевой воды, подаваемой в централизованные системы водоснабжения, осуществляется Территориальным отделом управления Роспотребнадзора по Самарской области в городе Тольятти, в рамках обеспечения государственного социально-гигиенического мониторинга. Постоянный производственный контроль качества воды, поставляемой населению, осуществляется собственниками водозаборов и распределительных сетей. По данным социально-гигиенического мониторинга население г.Тольятти обеспечено доброкачественной питьевой водой. Активная антропогенная деятельность приводит к ежегодной многомесячной эвтрофикации реки.

Целью данной выпускной квалификационной работы является предложение оптимального решения использования сине-зеленых водорослей методом термофильного сбраживания в биореакторе и оптимизация процесса в целях получения биогаза.

Задачи:

- провести анализ причин и воздействий распространения сине-зеленых водорослей, оценка токсикологических влияний на организм человека;
- провести расчет использования цианобактерий в качестве сырья для биореактора поточного типа, оптимизация процесса перемешивания сырья;
- провести сравнение выхода биогаза при сбраживании сине-зеленых водорослей и сбраживании навоза КРС.

1 Проблемы избытка сине – зеленых водорослей

Цианобактериальное цветение водоемов – считается одной из наиболее актуальных проблем последнего десятилетия. Нагрузка на водные ресурсы реки и хозяйственная деятельность являются основными причинами изменений показателей воды.

Хозяйственное использование реки подразумевает использование вод в выработке энергии при помощи 8 водохранилищ с ГЭС, расположенных на всем протяжении реки.

Во время паводка скорость течения на Куйбышевском водохранилище достигает 5,5—6 км/ч, в узостях — 6,5 км/ч. При навигационной сработке водохранилища она уменьшается и составляет на приплотинном участке 0,3—0,4 км/ч, в узостях 1,5—2 км/ч. На приплотинном участке скорость течения в суточном диапазоне изменяется в пределах 25—35 % за счет изменения режима попусков. Минимальная скорость наблюдается ночью и утром, максимальная — во второй половине дня. Скорость реки снизилась примерно в 8–10 раз, такая скорость не позволяет осуществляться естественному самоочищению реки. Наличие ГЭС не подразумевает естественный разлив реки в период половодья. Естественный вынос иловых удобрений в этот период – невозможен. Снижение скорости течения ведет к увеличению температуры реки в летний период. Средняя температура реки Волга повысилась на 6 градусов и составляет +25 °С – это благоприятная температура для размножения бактерий.

Куйбышевское водохранилище одно из крупнейших водохранилищ – длина 600 км, ширина до 40 км, площадь 6,5 тыс. км², объём 58 км³, наибольшая глубина 41 м, средняя глубина 8 м. На эти площади приходится деятельность нескольких предприятий, в том числе химических. Действующие очистные сооружения обеспечивают эффективную очистку воды лишь 8% загрязненных вод. Анализы проб воды Куйбышевского водохранилища представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Результаты анализов проб воды Куйбышевского водохранилища

Наименование пробы	Содержание взвешенных веществ, мг/л	ПДК взвешенных веществ в природных и сточных водах, мг/л	Содержание общей щелочности в пробе, ммоль/л	ПДК общей щелочности, ммоль/л	Содержание общего железа в пробе, мг/л	ПДК общего железа, мг/л
Проба 1	1,06	0,75	4,1	0,5 –6,5	2,4	0,3
Проба 2	15,6		2,3		1,8	
Проба 3	19,2		2,9		2,0	
Наименование пробы	Содержание нитрат-ионов в пробе, мг/л	ПДК нитрат-ионов, мг/л	Содержание фосфат-ионов в пробе, мг/л	ПДК фосфат-ионов, мг/л	Содержание ионов аммония в пробе, мг/л	ПДК ионов аммония, мг/л
Проба 1	134	45	1,22	0,2	6,7	2,0
Проба 2	270		1,45		6,2	
Проба 3	304		1,50		6,9	

Факторы повышенного загрязнения, а также снижения скорости течения реки – это источник ускоренного роста сине-зеленых водорослей (Cyanobacteria). Стоки производственных вод имеют малый процент очистки, из 6000 куб. км очистке подвергается лишь 1/10 от общего объема.

Воды с полей не подвергаются очистке. Как следствие в природные воды попадают смываемые с полей удобрения.

1.1 Химические свойства цианобактерий

Азот и фосфор – основные компоненты, необходимые для роста и размножения сине-зеленых водорослей (Cyanobacteria), при избытке фосфора, образующегося при разложении органики, начинается неконтролируемый рост бактерий. В период летней активности они становятся катализатором обильного цветения в теплой воде, и могут занимать 30% площади поверхности вод. «У одноклеточных цианобактерий пик фотосинтетической активности наблюдается в светлое, а пик нитрогеназной активности — в тёмное время суток» [13].

Особенно благоприятствует среда богатая примесями органических веществ. Питание сине–зеленых водорослей часто полусапрофит, т. е. наряду с поглощением углекислоты, воды, солнечного света и минеральных веществ, поглощаются продукты гниения или распада других организмов.

«Сине–зеленые водоросли не образуют крахмала, его заменяет животный крахмал или гликоген, за счет которого в центральном теле клетки и отлагаются зерна свойственного только циановым углевода — анабенина» [13].

Повышенное содержание в водах реки сине–зеленых водорослей приводит к уменьшению количества кислорода в воде. Понижение содержания кислорода в воде влечет массовую гибель рыбы, планктона. Отмершие остатки водорослей погружаются на дно – как следствие, приводит к заиливанию дна реки.

Цианобактерии обычно начинают появляться от центра дна. Даже при нормальном соотношении азота к фосфору высокое соотношение цианобактерий к азоту способствует их росту. Основным фактором их распространения – быстрое накопление ила на поверхности субстрата, означает что минерализация происходит плохо (мало гетеротрофных бактерий) и соотношение цианобактерии/азот высокое. Накопившийся ил быстро связывает фосфаты из воды и понижает на поверхности субстрата соотношение фосфор/азот, и получается, что даже при нормальном соотношении фосфор/азот в воде происходит стимулирование размножения сине–зеленых водорослей на поверхности [24].

Отдельные виды ЦБ имеют в своем составе токсины, отравляющие места их обитания. Они способны вызывать отравления животных и людей при попадании в искусственные водоемы или водохранилища. Ареал обитания лишается запасов кислорода и становится непригодным для жизни других организмов.

1.2 Цианобактериальные токсины

Цианотоксины подразделяют по способу воздействия на живые организмы на несколько групп, из которых для пресноводных водоёмов наиболее актуальны нейротоксины (сакситоксины, анатоксины) из-за высокой токсичности и гепатотоксины (микроцистины) вследствие их высокой стабильности и распространённости. Основным токсическим эффектом сакситоксинов проявляется в блокировании натриевых каналов при связывании с рецепторами вблизи наружной поверхности клетки, что препятствует формированию потенциала действия возбудимых мембран, вследствие чего нарушается проведение нервных импульсов по нейронам. Анатоксин-а, как и сакситоксин, является ядом быстрого действия [2].

Симптомами отравления являются паралич, мышечные судороги, удушье, конвульсии. Когда поражаются респираторные мышцы, смерть возникает в результате респираторной недостаточности и гипоксии мозга.

«В настоящее время по нормативам ЕС введены только ограничения содержания сакситоксинов в мясе моллюсков, предельно допустимая концентрация составляет 800 мкг SXT/кг. Международные стандарты их ПДК в воде не разработаны. Однако в некоторых странах, где регулярно отмечаются цианобактериальные цветения водоёмов, сопровождающиеся выделением нейротоксинов, введены региональные нормативы для питьевой воды. В Австралии и Бразилии ПДК составляет 3 мкг SXT/л питьевой воды. Департамент здравоохранения штата Вашингтон рекомендует допустимое содержание в воде, равное 1 мкг/л. Такое же значение установили в Новой Зеландии и штате Орегон, США» [16].

В основном сакситоксины — водорастворимые соединения. Несмотря на большую токсикологическую опасность этих веществ, они нестабильны в условиях, отличающихся от стандартов их образования. Их стабильность зависит от молекулярной структуры каждого из представителей сакситоксинов и pH среды. Большинство сакситоксинов стабильны в кислых

растворах, а в нейтральных и щелочных быстро разлагаются даже при комнатной температуре. Анатоксины легко фотодegradирует до нетоксичных продуктов под действием солнечного света и температурах выше 32 градусов, а также при высоких значениях pH, нестабильны они также при температурах ниже 10 градусов [27].

Основное токсикологическое влияние на человека подразделяется на две группы токсикологического воздействия:

- оказываемого при купании;
- при употреблении внутрь с питьевой водой.

Рассмотрим первую группу. Основная группа подверженная наибольшему риску при купании – люди с повышенной аллергенной способностью. Опасное токсикологическое влияние при купании в наибольшей степени оказывают альготоксины. При их средней концентрации, $3 < x < 6$ мкг/л они оказывают влияние на наиболее уязвимых к аллергическим реакциям людей, а при высоких > 6 мкг/л альготоксины представляют опасность и для устойчивого к аллергенам организма. У человека проявляются признаки раздражения кожи и слизистой, при попадании в глаза токсины провоцируют воспаления, конъюнктивит, раздражения ушей. Люди с диагнозом астма могут испытывать удушье, раздражение слизистой, насморк, в некоторых случаях фиксировалась пневмония. При попадании микроцестинов через нос наблюдаются некроз эпителия обонятельной и дыхательной зоны [26].

Вторая групп наиболее опасна, так как влияние на организм человека имеет куда более серьезные последствия. Цианотоксины вида *Cylindroperomopsis raciborski* в период своего размножения выделяют токсичные алкалоиды, которые провоцируют гастроэнтерологические заболевания, а также могут привести к заболеваниям почек и их полному отказу. Микроцестины имеют накапливающее действие, зафиксированы случаи повреждения печени и поджелудочной железы гепатотоксинами.

Также фиксируются случаи поражения нервной системы, нейротоксины ухудшают передачу нервных импульсов, разрушают нейронные связи.

В экспериментах, проведенных на животных, был зафиксирован рост раковых клеток. Микроцестин–LR сам по себе не является возбудителем рака, однако его присутствие в организме стимулирует рост раковых клеток. Комитет МАИР включил микроцестин–LR в список канцерогенных веществ.

Наиболее показательный случай отравления микроцестинами был зафиксирован в 1996 году в Каруару, Бразилия. Вспышка отравлений была вызвана недостаточным качеством очистки воды, использованной при диализе. 116 человек были госпитализированы с симптомами тошноты, ухудшения зрения, почечной недостаточности. 52 человека испытывали симптомы, которые теперь имеют название «синдром Каруару» [30].

Микроцестин–LR встречается в организмах рыб, поэтому рыбачить в эвтрофированных водоемах не рекомендуется. Употребление мяса рыбы из таких водоемов так же не рекомендуется, так как возможно отравление [22].

Если рассматривать переработку цианобактерий методом термофильного сбразивания в биореакторе, то токсичные соединения, образующиеся в период их цветения, не представляют дальнейшей опасности. Соединения быстро распадаются при температуре 56 градусов, используемом при термофильном режиме. Поэтому внесение таких удобрений безопасно для почвы.

1.3 Брожение сине–зеленых водорослей

Сине–зеленые водоросли относятся к числу ценных видов растительного сырья. В них содержится 35–40 % белка, в состав которого входит 16 аминокислот, в том числе 8 незаменимых, до 20 % углеводов, до 3 % хлорофилла, до 14 % каротина, 0,8 % фосфора.

За летний период на некоторых водоемах регионов России сине–зеленые водоросли можно заготавливать в неограниченном количестве.

Сырьевая база сине–зеленых водорослей на конкретном водоеме, например, Куйбышевском водохранилище, самовозобновляема, имеет большие объёмы и потенциал в производстве различных видов продукции.

Потенциал реализации водорослей может найти применение в производстве удобрений и биогаза.

При термофильном брожении сине–зеленых водорослей образуются продукты: такие как биогаз, а также биомасло. Биогаз пригоден для получения тепла, через сжигание газа в котле, и для получения электроэнергии, через газогенераторы. Биомасло - сырье для биотоплива и экологически чистых смазочных материалов. Технология переработки водорослей позволяет производить на основе биомасла два вида биотоплива: биодизель четвёртого поколения - для наземного транспорта и сельхозтехники; биокеросин - для авиационных двигателей [1].

Процесс термофильного брожения водорослей в биореакторе позволяет получать биогаз (метан) в масштабах, превышающих выработку того же метана из навоза. Растительное сырье дает больший процент выработки метана в биогазовой смеси: 1 тонна навоза КРС позволяет получить 30–50 м³ биогазовой смеси с 50 % содержанием метана в ней, 1 тонна растительного сырья на выходе дает 150–200 м³ биогаза с процентным соотношением метана в нем равным 70 % [14].

Биогаз можно использовать как для нужд предприятия, так и для дальнейшей его реализации в топливо [4].

Помимо биогаза основную массу выделяемого вещества будет составлять органическое удобрение. Термофильный режим позволяет производить уже обеззараженное сырье. Оно может исключить из неорганических удобрений синтетические калийные, фосфорные и азотные. Производство органического аналога из сине–зеленых водорослей, только экологически чистого, будет в разы дешевле предшественников, а его технология получения – экологически приемлемой для региона размещения такого производства [4].

Переработка, собранных в бассейнах рек, сине–зелёных водорослей осуществляется с помощью группы специальных анаэробных бактерий в процессе термофильного брожения в биохимическом реакторе:

- деструкторы – осуществляют гидролиз органической массы с образованием органических кислот, низших спиртов, аммиака, водорода;
- ацетогены – синтез уксусной кислоты;
- метаногены – восстанавливают водородом кислоты, спирты и оксиды углерода в метан [3].

Под воздействием дождей и сезонных разливов Волги каждый год часть удобрений вымываются с полей вместе с почвой и попадает в реку. Так попадание минеральных удобрений в Куйбышевское водохранилище постоянно усугубляет экологические проблемы Волги. При этом важно, что органические удобрения, произведенные из водорослей, в отличие от минеральных удобрений безопасны для водоёмов.

Потенциал использования сине–зеленых водорослей обширен, в летний период сырье фактически не ограничено. Его использование поможет в реализации проекта очистки реки, а также налаживания производства биогаза и органических удобрений [10].

Таким образом производство и применение органических удобрений на посевных полях позволит восстанавливать почву, повысить выход урожая и решить проблему засорения бассейна Волги минеральными удобрениями.

Вывод по главе: в первой главе была рассмотрена проблема антропогенной нагрузки реки и ее негативного влияния на размножение сине–зеленых водорослей. Была рассмотрена проблема токсикологического загрязнения природных вод микоцестинами, выделяемыми в процессе размножения цианобактерий, а также потенциал использования сине–зеленых водорослей в производстве биогаза и органических удобрений.

2 Процесс термофильного брожения водорослей в биореакторе

2.1 Технологические процесс переработки сине–зеленых водорослей

Технология процесса включает в себя несколько этапов, представленных на рисунке 1.

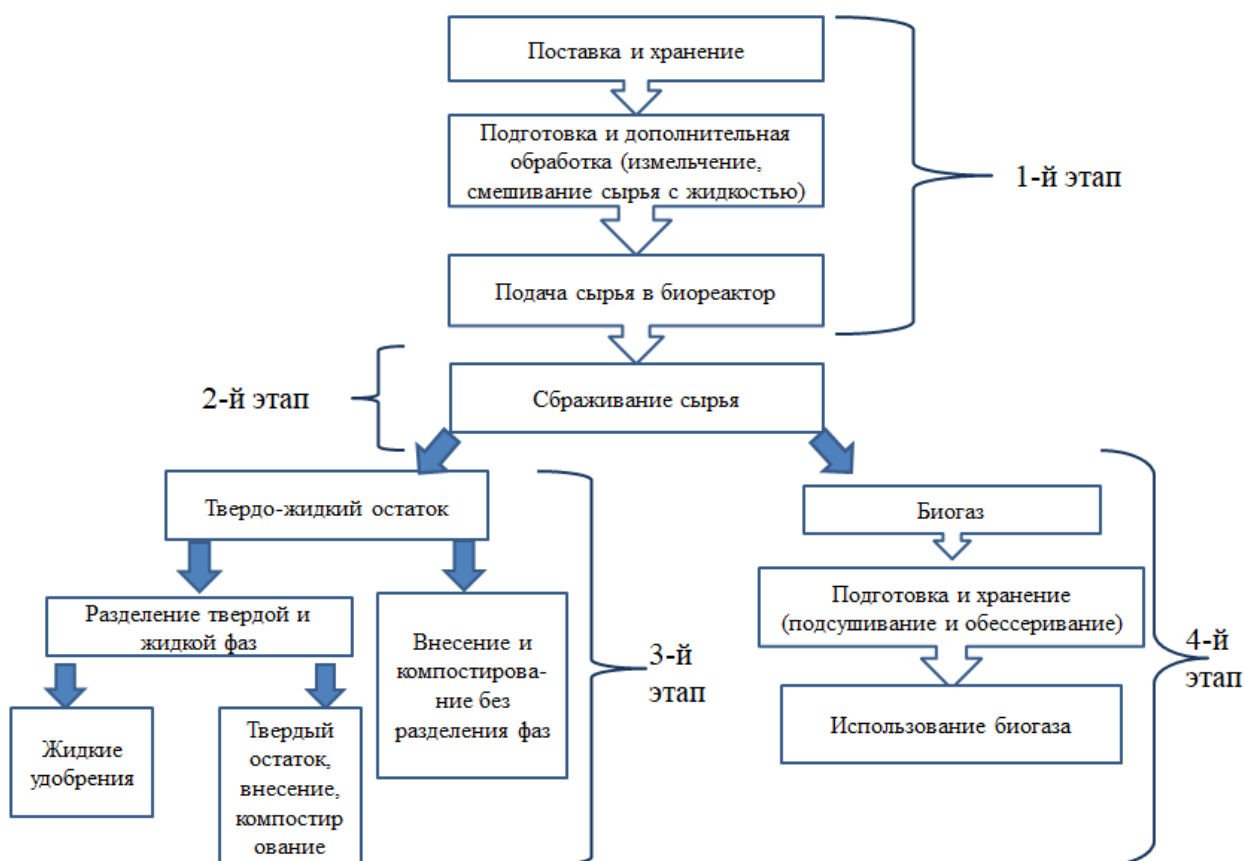
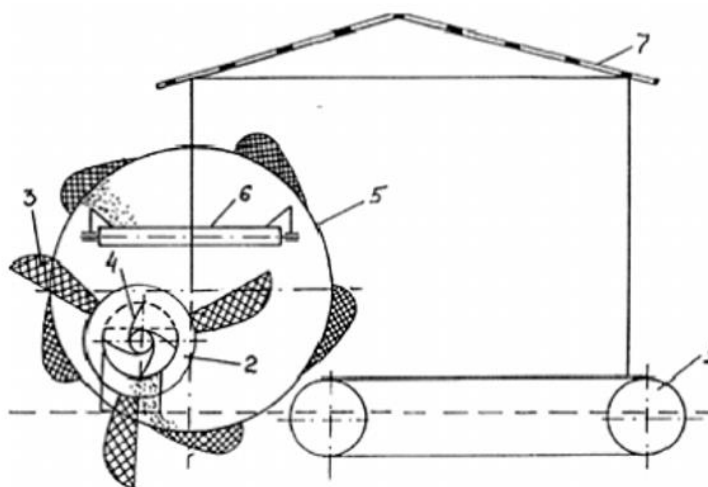


Рисунок 1 – Технологические этапы производственного процесса

В летний период сырьем для термофильного сбраживания в биореакторе являются сине–зеленые водоросли. При помощи специализированной оснастки производится очистка поверхности воды от сине–зелёных водорослей в период их цветения. Созреванием водорослей в данной технологии является их конечный жизненный период перед началом разложения, когда на поверхности воды формируются поля биомассы из сине–

зелёных водорослей, только в это время имеется экономическая целесообразность сбора–очистки. В предварительный период роста циано–бактерии, необходимы в воде для её очищения от избыточных фосфатов и других веществ, при этом колонии бактерий расположены по всей толще воды и их концентрация на поверхности незначительна. Самоходный, автономно действующий агрегат представлен на рисунке 2.



1 – понтон, 2 – барабан, 3 – ковши–черпалки с возможностью вращения, 4 – шнек, 5 – кольцевой элеватор, 6 – транспортер сушильного оборудования, 7 – солнечные батареи

Рисунок 2 – Самоходный, автономно действующий агрегат для очистки водоемов от сине–зеленых водорослей [25]

Для этих целей используются самоходные автономно действующие агрегаты для очистки реки от сине–зеленых водорослей. Агрегат работает следующим образом: ковши–черпалки 3, вращаясь, приводят агрегат в поступательное движение. При этом ковши–черпалки извлекают водоросли из мест их обитания, с глубины их залегания и сбрасывают водоросли в шнек 4, который сдвигает их и подает на кольцевой элеватор 5. Кольцевым элеватором водоросли подаются на транспортер 6 сушиллки. При этом тепло солнечных

батареи 7 обеспечивает сушку водорослей до необходимого состояния для длительного хранения и использования [15].

Сам процесс сбора водорослей с поверхности должен осуществляться небольшими судами с минимальной осадкой и оптимальной грузоподъемностью.

В зимний период период для переработки так же может использоваться сырье рыбоводного хозяйства предприятия ООО «БиоРесурс». В холодное время года это является альтернативой речным сине–зеленым водорослям.

2.2 Проведенный патентный поиск

Был проведен патентный поиск среди уже существующих установок, для выявления оптимального режима переработки сине–зеленых водорослей. Патентный поиск представлен в таблице 2.

Таблица 2 – Проведенный патентный поиск

Номер патента	Авторы	Название патента
RU 2 743 584 C1 МПК C12M 1/00(2006.01) C12M 1/04(2006.01) C12M 1/107(2006.01)	Ким К. К. Карпова И. М.	Биогазовая установка анаэробного сбраживания сельскохозяйственных отходов
RU 2 462 856 C1	Емельянов С. Г. Кобелев Н. С. Плетнёв А. Н. Алябьева Т. В. Кобелев А. Н. Щедрина Г. Г. Щедрин П. Ю. Кобелева О. Ю.	Биогазовая установка для переработки навоза
RU 133829 U1 C02F 3/28(2006.01)	Гуляев А. Ю. Таратанова Е. В.	Установка для анаэробной переработки органических отходов
RU 205398 U1	Софинский А.В. Ильинская Е. Ю.	Биореактор для переработки жидкого органического сырья

Описание и недостатки представленных установок представлены в таблице 3.

Таблица 3 – Описание и недостатки аппаратов

№ патента	Описание	Недостатки
RU 2743584 C1	«Биогазовая установка, содержащая герметичный вертикальный цилиндрический резервуар с технологическими патрубками, снабженный куполом и днищем, имеющими форму полусферы, установленное в резервуаре барботажное перемешивающее устройство, представляющее собой спиралевидную перфорированную трубу, расположенную вдоль стен резервуара, витки которой повторяют форму резервуара, в резервуаре установлена вертикальная мешалка, оснащенная горизонтальными лопастями, закрепленными на центральном вертикальном валу, верхний конец которого предназначен для подсоединения к приводу, нижняя горизонтальная лопасть имеет радиус кривизны, соответствующий радиусу кривизны днища резервуара» [20].	Недостатком биогазовой установки является низкая эффективность работы, обусловленная тем, что биомасса, находящаяся в серединной части резервуара, нагревается до температуры, которая недостаточна для быстрого протекания реакции сбраживания, нежели биомасса, находящаяся у стенки резервуара [20].
RU 2462856 C1	«Биогазовая установка для переработки навоза, содержащая биореактор с последовательно сообщаемыми емкостями с переливными перегородками, снабженный трубопроводами для подачи навозного субстрата и отвода сброженной массы, подогревателями, перемешивающими устройствами и устройством для сбора и отвода биогаза, при этом биореактор состоит из основной емкости реактора и пяти кольцевых емкостей дозревателей, выполненных из железобетонных конструкций, и на дне каждой емкости установлены трубчатые подогреватели, перегородки кольцевых емкостей дозревателей снабжены переливными окнами, расположенными диаметрально противоположно и на разной глубине, а над биореактором установлен газгольдер, нижний край кольца которого погружен в гидрозатвор» [19].	Недостатком является снижение эксплуатационной стабильности при длительной работе биогазовой установки из-за налипания на перегородки кольцевых емкостей, особенно в переливных окнах, субстрата, что значительно снижает производительность и качество получаемой продукции путем нарушения выбранного термофильного температурного режима. Недостатком является снижение качества получаемой продукции при длительной эксплуатации, особенно в изменяющихся погодных-климатических условиях работы биогазовой установки для переработки навоза из-за отсутствия автоматизированного контроля термофильного температурного режима в основной емкости реактора и интенсивности перемешивания субстрата как в основной емкости реактора, так и пяти кольцевых емкостях дозревателей [19].

Продолжение таблицы 3

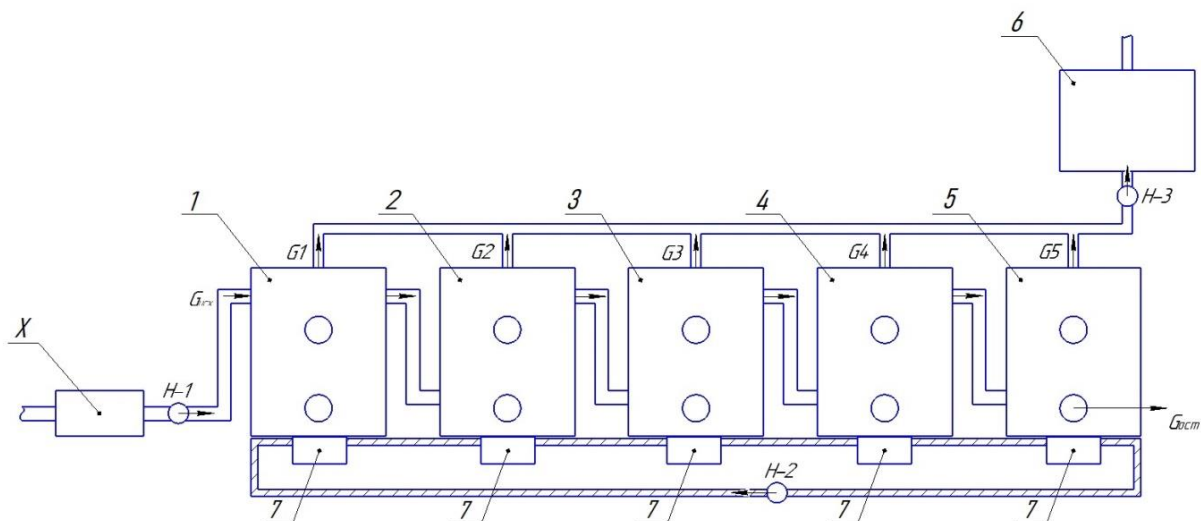
RU 133829 U1	«Предлагаемое техническое решение содержит биореактор с нагревателем биомассы, выполненным в виде герметичной емкости цилиндрической формы с размещенными в ней, с зазором с ней и между собой, по принципу «матрешки» емкостями, систему подачи предварительно подогретого и измельченного исходного сырья, систему интенсивного перемешивания биомассы, систему удаления биогаза из реактора с вакуумным насосом, систему управления технологическим процессом и систему выгрузки и розлива готового продукта» [17].	Недостатком данной технологической схемы является возможность образования наростов и загрязнений во внутренней части змеевика и определенная сложность его дальнейшей очистки от загрязнений.
RU 205398 U1	Полезная модель относится к области биотехнологии и может быть использована для анаэробной переработки органических отходов и сырья животного и растительного происхождения, в результате чего получают органические удобрения и биогаз. «Биореактор содержит закрытый резервуар с устройством для подогрева и теплоизоляцией, а также каналами для загрузки сырья, отвода биогаза, выгрузки сброженной массы, загрузки субстрата и выгрузки шлама, при этом канал для загрузки сырья снабжен форсунками, выполненными в верхней части резервуара с возможностью распыления сырья в газовый объем над поверхностью субстрата. Использование установки позволяет улучшить процесс сбраживания органического сырья за счет повышения числа клеток с разрушенной оболочкой» [18].	Основной недостаток данной установки аналогичный – неравномерная загрузка сырья, организованная в верхней части сбоку, кроме того, установка снабжена громоздким перемешивающим устройством [18].

Переработка сырья сине-зеленых водорослей, с учетом ошибок и недостатков будет осуществляться на базе биореакционной установки предприятия ООО «Биотехкомп».

2.3 Биогазовая установка непрерывного действия поточного типа

Термофильная переработка сине–зеленых водорослей рассматривается на примере биореактора поточного типа, предприятия ООО «Биотехкомп», который представляет из себя пять последовательно соединенных

биореакторов по методу сообщающихся сосудов. Технологическая схема биогазовой установки представлена на рисунке 3.



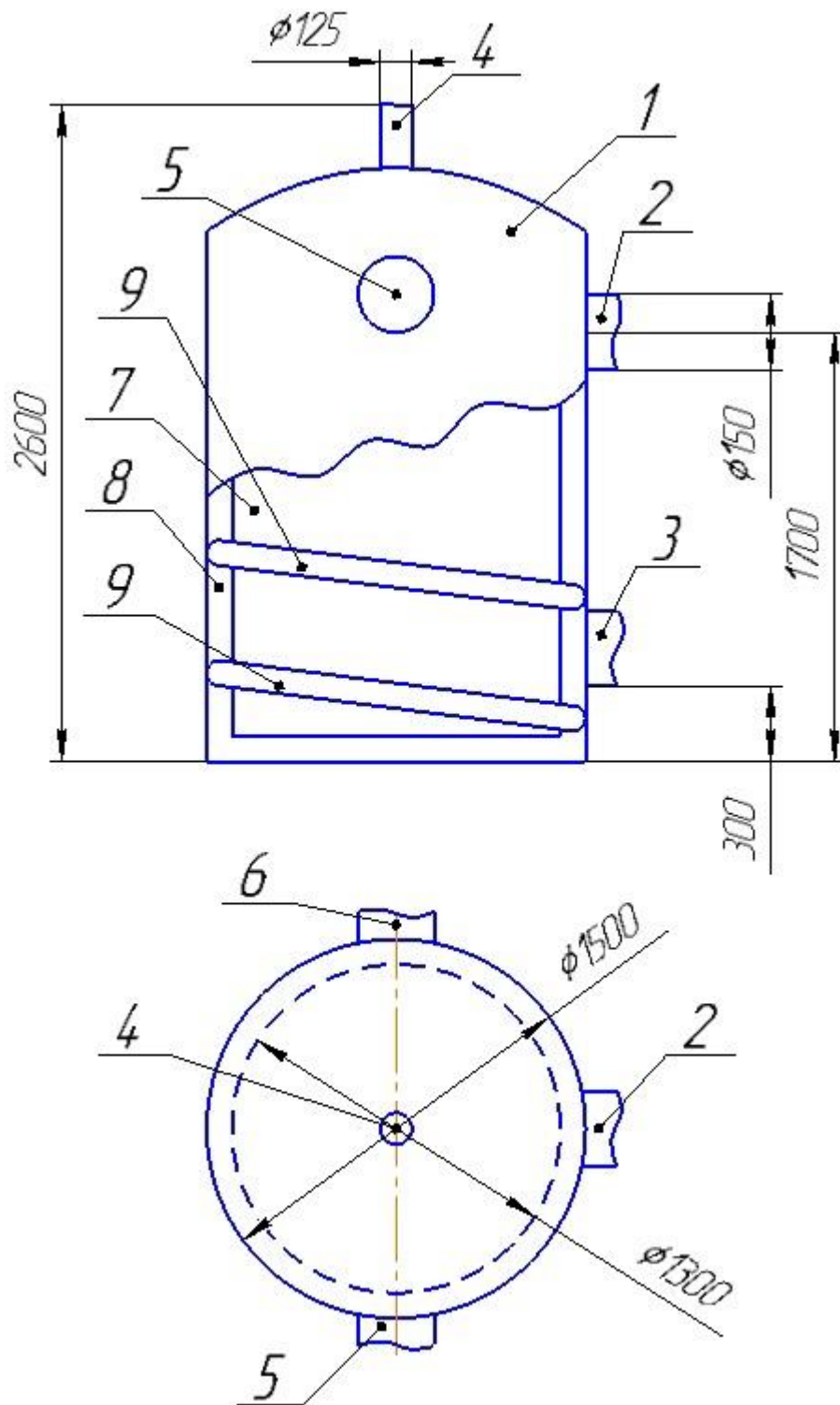
1,2,3,4,5 – биореактор; 6 – газгольдер; 7 – подогреватели; Н-1, Н-2, Н-3 – насосы; X – хранилище сырья; $G_{исх}$ – доза загрузки; G_1, G_2, G_3, G_4, G_5 – выход биогаза

Рисунок 3 – Технологическая схема биогазовой установки

Исходное сырье $G_{исх}$ поступает при помощи насоса Н-1 со встроенной дробилкой в биореактор 1. Ежедневная загрузка составляет 2 м^3 . Загрузка происходит параллельно с выгрузкой готового продукта из биореактора 5.

Цикл прохождения одной загрузки составляет пять суток. Таким образом 2 м^3 загружаемого сырья, которые вводятся постепенно в четыре загрузки по 500 л , вытесняют 2 м^3 готового продукта $G_{ост}$, прошедшего пятидневный цикл сбраживания. Биомасса перемещается с каждой новой загрузкой в последующий биореактор.

В процессе сбраживания подогрев и поддержание температуры осуществляется при помощи подогревателей 7, а также змеевика под рубашкой биореактора. Термофильный режим подразумевает сбраживание субстрата при температурах от 45° до 60° градусов [11]. В конкретном случае температура должна поддерживаться на уровне 56° . Чертеж биореактора приведен на рисунке 4.



1 – корпус биореактора; 2,3 – патрубки для насосного перемешивания; 4 – патрубок для выхода биогаза; 5 – патрубок загрузки сырья; 6 – патрубок соединения со следующим биореактором; 7 – внутренняя стенка биореактора; 8 – рубашка; 9 – змеевик

Рисунок 4 – Чертеж биореактора

Выделяемые при сбраживании биогазовые потоки выходят по трубам G_1, G_2, G_3, G_4, G_5 направляются в газгольдер б. Оттуда уже поступают на сушку газа.

2.4 Насосное перемешивание

Для равномерного сбраживания сырья в биореакторе нужно обеспечить его грамотное перемешивание. Это позволяет:

- контролировать равномерность распределения загружаемого сырья, а также обеспечивает равномерное распределение микроорганизмов по всему объему субстрата;
- поддержание низких концентраций продуктов распада путем их равномерного распределения по всему объему биомассы;
- обеспечение благоприятных условий для бактерий, путем однородного распределения температуры и питательных веществ;
- препятствует образованию корки на поверхности биомассы, что препятствует выходу биогаза;
- препятствует образованию неподвижного осадка на дне;
- снижение процента неподвижных участков биомассы, в которой могут присутствовать неразложившиеся вещества.

Первоначально перемешивание осуществлялось мешалками, однако конструкция мешалки требует постоянного обслуживания из-за малой надежности конструкции. Мешалки имеют ненадежную конструкцию, выходя из строя, забиваясь субстратом. Система анаэробного сбраживания не подразумевает попадание кислорода, однако из-за частых поломок в конструкции приходится нарушать герметичность. Поэтому было принято решение оптимизировать систему перемешивания сырья так, чтобы была возможность проводить перемешивание независимо. Выбор был остановлен на насосном перемешивании. Такая система отличается мобильностью, при

надобности можно отсоединить любую из труб, таким образом можно регулировать количество биореакторов [5].

Проведя сравнительный анализ относительно методов перемешивания субстрата, можно составить таблицу сравнения. Результаты анализа представлены в таблице 4.

Таблица 4 – Сравнительный анализ методов и типов перемешивания

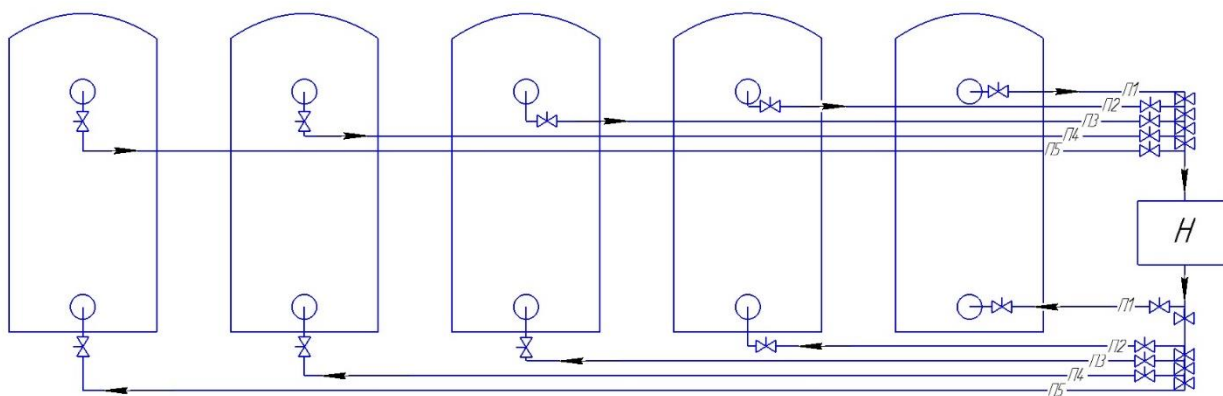
Наименование метода	Принцип работы	Преимущества	Недостатки
Механическая мешалка	При помощи электродвигателя в движение приводится специальный лопастной вал, который при небольших оборотах (5 об/мин) перемешивает биомассу.	–эффективное перемешивание; –предотвращение образование твердого осадка; –достаточно высокий выход биогаза: выход биогаза составляет до 19,3 л/кг.	–длительное перемешивание, что обуславливает высокие энергозатраты; –ограниченность действия, имеют место быть «слепые» места, поэтому для оптимальной работы желательно установить несколько мешалок; –конструкция мешалок требует постоянного обслуживания, так как часто выходит из строя [21].
Барботажная система перемешивания	Перемешивание осуществляется при помощи биогаза, который забирается из верхней части биореактора и подается в нижнюю часть при помощи вакуумного насоса. Пузырьки биогаза взрыхляют твердый осадок на дне биореактора.	–высокий выход биогаза в течении короткого времени, (примерно 15,3 л/кг); –достаточно простая в обслуживании конструкция.	–образование корки на поверхности субстрата; –эффективность перемешивания биогазом ниже, часть субстрата успевает осесть на дно; –эффективный выход биогаза наблюдается первое время, однако затем его выход значительно снижается до 6 л/кг; –организация подвода труб [21].

Продолжение таблицы 4

<p>Насосная система перемешивания</p>	<p>Процесс перемешивания осуществляется при помощи системы труб, подведенных к верхней части биореактора для сбора жидкой части биомассы. Ее перенаправляют в нижнюю часть биореактора. Таким образом осадок в нижней части разбивается жидкой фазой биомассы и осуществляется интенсивное перемешивание с поднятием осадка [12].</p>	<p>–быстрое и эффективное перемешивание; –выход биогаза выше, чем при перемешивании биогазовым методом (17,9 л/кг); –предотвращение образование твердого осадка; –достаточно простая в обслуживании конструкция.</p>	<p>–перед загрузкой в биореактор сырье должно быть предварительно измельчено, чтобы предотвратить засорение насоса; –такой тип перемешивания наиболее эффективен на не густых субстратах [21].</p>
---------------------------------------	---	--	--

При рассмотрении этих вариантов можно сделать вывод, что насосный метод перемешивания является наиболее эффективным и подходящим для данного вида сырья.

Заготовленные сине–зеленые водоросли после предварительной сушки отправляются в хранилища, где в дальнейшем ведется подготовка сырья к загрузке в биогазовую установку. Сине–зеленые водоросли смешиваются с водой в процентном соотношении объемов 50 % к 50 %, 1 м³ к 1 м³. Сырье при помощи насоса со встроенным измельчителем поступает в биореактор. Измельчение нужно для того, чтобы в процессе перемешивания насосным методом исключить вероятность засорения насосов, и обеспечить наиболее эффективное перемешивание. Схема перемешивания сырья в биореакторе представлена на рисунке 5.



П1 – поток из пятого реактора; П2 – поток из четвертого реактора; П3 – поток из третьего реактора; П4 – поток из второго реактора; П5 – поток из первого биореактора

Рисунок 5 – Схема перемешивания сырья в биореакторе

Процесс перемешивания осуществляется при помощи системы труб, подведенным к верхней части биореактора на высоте 1,55 м для сбора жидкой части биомассы, и перенаправления ее в нижнюю часть биореактора, проходя через соединитель. Таким образом осадок в нижней части разбивается жидкой фазой биомассы и осуществляется интенсивное перемешивание с поднятием осадка.

Периодичность перемешивания – каждые 4 часа, продолжительность перемешивания – 2 минуты. Перемешивание сырья насосным методом происходит достаточно быстро, поэтому нет необходимости в длительности процесса. Выход биогаза при таком методе составляет в среднем 17,9 литров на килограмм субстрата.

При такой схеме перемешивания сырье пятого реактора, которое находится на стадии готовности, с наибольшей колонией анаэробных бактерий, которое осталось в распределительной части трубы, смешивается с сырьем первого биореактора, в котором находится самое свежее сырье [30]. Такой метод позволяет увеличить скорость размножения анаэробных бактерий в свежем загружаемом субстрате. Трубы осуществляют также систему выгрузки сырья.

Для расчета скорости осаждения частиц предварительно нужно рассчитать критерий Архимеда для частиц органического вещества и неорганических частиц по формуле 1:

$$Ar = \frac{d_{\text{неорг(орг)}}^3 \cdot (p - p_{\text{ж}}) \cdot p_{\text{ж}} \cdot g}{\mu_{\text{ж}}^2} \quad (1)$$

где d – диаметр частиц, м;

$\mu_{\text{с}}/p$ – кинематический коэффициент вязкости среды;

g – ускорение свободного падения;

$p_{\text{ж}}$ – плотность жидкости.

Величина критерия Архимеда для частиц органического вещества по формуле 1:

$$Ar_{\text{орг}} = \frac{0,027 \cdot 10^{-9} \cdot 10^5 \cdot 9,81}{4 \cdot 10^{-6}} = 6$$

Величина критерия Архимеда для частиц неорганического вещества по формуле 1:

$$Ar_{\text{неорг}} = \frac{0,125 \cdot 10^{-9} \cdot 1,5 \cdot 10^5 \cdot 9,81}{4 \cdot 10^{-6}} = 40$$

Определение скоростей осаждения органических частиц $W_{\text{орг}}$ и неорганических частиц $W_{\text{неорг}}$ по формуле Стокса по формуле 2:

$$W = \frac{d_{\text{неорг(орг)}}^2 \cdot (p_{\text{орг(неорг)}} - p_{\text{ж}}) \cdot g}{18 \cdot \mu_{\text{ж}}} \quad (2)$$

Значение критерия Архимеда находится в непосредственной близости от границы ламинарного режима осаждения частиц, соответствующей $Ar = 3,6$, поэтому воспользуемся формулой Стокса:

$$W_{\text{орг}} = \frac{0,09 \cdot (1100 - 1000) \cdot 9,8 \cdot 10^{-6}}{18 \cdot 2 \cdot 10^4} = 0,002 \text{ м/с}$$
$$W_{\text{орг}} = 2 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$$

$Ar > 3,6$, воспользуемся для расчета соответствующим значением критерия Рейнольдса. Соответствующее значение $Re = 10$. Определяем скорость осаждения по формуле 3:

$$W = \frac{Re \cdot W_{\text{орг}}}{d \cdot \rho} \quad (3)$$

где d – диаметр частиц;

ρ – плотность жидкости.

Определяем скорость осаждения по формуле 3:

$$W = \frac{10 \cdot 0,002}{0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 1000} = 0,04 \text{ м/с}$$

Расчет показывает, что для поддержания частиц органического вещества во взвешенном состоянии линейная скорость движения жидкости в аппарате должна быть не менее $4 \cdot 10^{-2}$ м/с.

2.5 Расчет насоса

Внешний диаметр трубы составляет 16 см, с толщиной стенки 5 мм. Внутренний диаметр трубы $d = 15 \text{ см} = 0,15 \text{ м}$. Фактическая скорость воды в трубе вычисляется по формуле 4 [25]:

$$\omega = \frac{4Q}{\pi d^2} \quad (4)$$

где d – внутренний диаметр трубы,
 Q – расход жидкости.

Фактическая скорость воды в трубе рассчитывается по формуле 4:

$$\omega = \frac{4 \cdot 1,2 \cdot 10^{-2}}{3,14 \cdot 0,15^2} = 0,68 \text{ м/с}$$

Определение потерь на трение и местные сопротивления осуществляется по формуле 5:

$$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu} \quad (5)$$

где μ – вязкость сырья при температуре 56° , равная 0,03;
 ρ – плотность сырья.

Потерь на трение и местные сопротивления равняются по формуле 5:

$$Re = \frac{0,68 \cdot 0,15 \cdot 1050}{0,03} = 3570$$

где $Re > 2000$ – режим турбулентный.

$$e = \frac{\Delta}{d} \quad (6)$$

где Δ - абсолютная шероховатость;

d – внутренний диаметр трубы.

$$e = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,15} = 0,0013$$

$$1/e = 76,9, 560/e = 43077, 10/e = 769, 769 < Re < 43077.$$

Таким образом в трубопроводе осуществляется смешенное трение, и расчет λ будет проводиться по формуле 8:

$$\lambda = 0,11 \cdot \left(e + \frac{68}{Re} \right)^{0,25} \quad (8)$$

где Re — число Рейнольдса.

Подставляем в формулу 8 значения:

$$\lambda = 0,11 \cdot \left(0,0013 + \frac{68}{3570} \right)^{0,25} = 0,04$$

Определим сумму коэффициентов местных сопротивлений. Для всасывающей линии:

- вход в трубу (принимаем с острыми краями): $\xi_1 = 0,5$;
- прямоточные вентили: для $d = 0,15$ м $\xi = 0,42$;
- отводы: коэффициент $A = 1$, коэффициент $B = 0,09$; $\xi_3 = 0,09$.

Сумма коэффициентов местных сопротивлений во всасывающей линии находим по формуле 9:

$$\sum \xi = \xi_1 + 2\xi_2 + 4\xi_3 \quad (9)$$

Находим сумму коэффициентов местных сопротивлений во всасывающей линии по формуле 9:

$$\sum \xi = 0,5 + 2 \cdot 0,42 + 4 \cdot 0,09 = 1,7$$

Потерянный напор во всасывающей линии определяем по формуле 10:

$$h_{\text{п}} = \left(\frac{\lambda l}{d_3} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\omega^2}{2g} \quad (10)$$

Определяем потерянный напор во всасывающей линии по формуле 10:

$$h_{\text{п.вс.}} = \left(\frac{0,04 \cdot 13}{0,15} + 1,7 \right) \cdot \frac{0,68^2}{2 \cdot 9,81} = 0,12 \text{ м}$$

Для нагнетательной линии:

- отводы под углом 120: $A = 1,17$; $B = 0,09$; $\xi = 0,105$;
- отводы под углом 90: $\xi_2 = 0,09$;
- нормальные вентили: для $d = 0,15$ м $\xi = 4,4$;
- выход из трубы: $\xi_4 = 1$.

В данном случае сумма коэффициентов местных сопротивлений во всасывающей линии находим по формуле 11:

$$\sum \xi = 2\xi_1 + 10\xi_2 + 2\xi_3 + \xi_4 \quad (11)$$

Подставляем в формулу 11 наши значения:

$$\sum \xi = 2 \cdot 0,105 + 10 \cdot 0,09 + 2 \cdot 4,4 + 1 = 10,91$$

Потерянный напор в нагнетательной линии вычисляется по формуле 10:

$$h_{\text{п.наг.}} = \left(\frac{0,04 \cdot 13}{0,15} + 10,91 \right) \cdot \frac{0,68^2}{2 \cdot 9,81} = 0,34 \text{ м}$$

Общие потери напора вычисляем по формуле 12:

$$h_{\text{п}} = h_{\text{п.вс.}} + h_{\text{п.наг.}} \quad (12)$$

Подставляем в формулу 12 значения:

$$h_{\text{п}} = 0,12 + 0,34 = 0,46 \text{ м}$$

Находим потребный напор насоса по формуле 13:

$$H = \frac{(p_2 - p_1)}{(\rho \cdot g)} + H_{\text{г}} + h_{\text{п}} \quad (13)$$

Подставляем в формулу 13 значения:

$$H = \frac{0,1 \cdot 10^6}{(1050 \cdot 9,81)} + 1,4 + 0,46 = 11,6 \text{ м. вод. ст.}$$

Полезная мощность насоса определяется по формуле 14:

$$N_{\text{п}} = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H \quad (14)$$

где ρ – плотность сырья;

g – ускорение свободного падения;

Q – расход жидкости;

H - потребный напор насоса.

Определяем полезную мощность насоса по формуле 14:

$$N_{\text{п}} = 1050 \cdot 9,81 \cdot 1,2 \cdot 10^{-2} \cdot 11,6 = 1,6 \text{ кВт}$$

Принимая $\eta_{\text{пер}} = 1$ и $\eta_{\text{н}} = 0,6$ (для импеллерного насоса средней производительности), найдем по формуле 15 мощность на валу двигателя [25]:

$$N = \frac{N_{\text{п}}}{\eta_{\text{пер}} \cdot \eta_{\text{н}}} \quad (15)$$

Найдем мощность на валу двигателя по формуле 15:

$$N = \frac{1,6}{1 \cdot 0,6} = 3 \text{ кВт}$$

Устанавливаем, что заданным подаче и напору более всего соответствует импеллерный насос марки НСУ–3/16–2,2–АМ, для которого при оптимальных условиях работы $Q = 1,2 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$, $H = 11,6$; $\eta_{\text{н}} = 0,6$. Насос обеспечен двигателем номинальной мощностью $N_{\text{н}} = 14 \text{ кВт}$; $\eta_{\text{дв}} = 0,89$.

Расчет затрат электроэнергии на перемешивание циркуляционного насоса:

Расчет мощности в одном аппарате с учетом оптимальной величины удельной мощности на перемешивание осуществляется по формуле 16:

$$N = N_{\text{уд}} \cdot t_{\text{п}} \quad (16)$$

Затраты энергии на перемешивание среды в одном биореакторе, при времени перемешивания 120 сек, при мощности насоса равной 14 кВт·ч:

$$N = \frac{14}{60} \cdot 2 = 0,47 \text{ кВт}$$

Затраты энергии на перемешивание среды в одном биореакторе при мощности насоса 14 кВт·ч, при времени перемешивания 120 сек, каждые 4 часа в течении суток по формуле 17:

$$N_{\text{сут}} = N \cdot 6 \quad (17)$$

Найдем затраты энергии на перемешивание среды в одном биореакторе по формуле 17:

$$N_{\text{сут}} = 0,47 \cdot 6 = 2,82 \text{ кВт}$$

Затраты энергии на перемешивание среды в пяти биореакторах в сутки по формуле 18:

$$N_{\text{сут}5} = N_{\text{сут}} \cdot 5 \quad (18)$$

Найдем затраты энергии на перемешивание среды в пяти биореакторах в сутки по формуле 18:

$$N_{\text{сут}5} = 2,82 \cdot 5 = 14,1 \text{ кВт}$$

Затраты на перемешивание в сутки составят 14,1 кВт.

2.6 Расчет материального баланса биореактора

Выход биогаза не одинаков из каждого биореактора, он зависит от времени пребывания.

Процентный выход биогаза в зависимости от времени пребывания сырья в биореакторе рассмотрен подробнее в таблице 5.

Таблица 5 – Процентный выход биогаза в зависимости от времени пребывания сырья в биореакторе

Поток	Суточное пребывание сырья в реакторе, сут	Процентное соотношение выхода биогаза, W%	
		Теоретический:	Фактический:
G ₁	1 сут	0–3%	1%
G ₂	2 сут	4–10%	5%
G ₃	3 сут	8–15%	9%
G ₄	4 сут	15–30%	27%
G ₅	5 сут	45–60%	58%

Соотношение выхода биогаза в реакторах будет соответствовать выражению $G_5 > G_4 > G_3 > G_2 > G_1$.

Режим сбраживания термофильный:

При дозе загрузки 2 м³ объем биореактора по формуле 19 будет равен:

$$V_6 = \frac{Q_3 \cdot 100}{D_{tm}} \quad (19)$$

где Q_3 – загружаемое сырье, м³;

D_{tm} – суточная доза смеси.

Найдем объем биореактора по формуле 19:

$$V_6 = \frac{2 \cdot 100}{18} = 11 \text{ м}^3$$

Фактическая доза загрузки определяется по формуле 20:

$$D_{\phi} = \frac{V_{\phi} \cdot D_{mt}}{V_{\phi} \cdot n} \quad (20)$$

Найдем фактическую дозу по формуле 20:

$$D_{\phi} = \frac{11 \cdot 18}{2 \cdot 5} = 20 \%$$

Средняя плотность биогаза – 1,13 кг/м³.

$C_{\text{жир}} = 0,4$ г/г,

$C_{\text{угл}} = 0,64$ г/г,

$C_{\text{бел}} = 0,44$ г/г.

Рассчитываем максимально возможное сбраживание по формуле 21 [12]:

$$R_{lim} = (0,92 \cdot C_{\text{жир}} + 0,62 \cdot C_{\text{угл}} + 0,34 \cdot C_{0,12}) \cdot 100 \quad (21)$$

Рассчитываем максимально возможное сбраживание по формуле 21:

$$R_{lim} = (0,92 \cdot 0,4 + 0,62 \cdot 0,64 + 0,34 \cdot 0,44) \cdot 100 = 82,58 \%$$

Беззольное вещество в загружаемом сырье находим по формуле 22:

$$P_{oc} = \frac{Q_3 \cdot K \cdot 1000 \cdot \gamma \cdot (100 - W_{mud})}{100} \quad (22)$$

Рассчитаем количество беззольного вещества в загружаемом сырье по формуле 22:

$$P_{\text{ос}} = \frac{2 \cdot 0,71 \cdot 1000 \cdot 1,02 \cdot (100 - 96)}{100} = 58$$

где K – количество беззольного вещества в осадке, $K = 71$ %;

γ – плотность осадка, $\gamma = 1,02$ г/см³;

W_{mud} – влажность осадка, $W_{\text{mud}} = 96$ %.

Материальный баланс биореактора можно представить уравнениями 23 и 24:

$$G_{\text{исх}} = G_{\text{газ}} + G_{\text{ост}}, \quad (23)$$

$$G_{\text{исх}} = G_1 + G_2 + G_3 + G_4 + G_5 + G_{\text{ост}}, \quad (24)$$

При загрузке сырья в соотношении 1 м³ к 1 м³, масса вводимого сырья $m_{\text{вв}}=2100$ кг. Принимая значение выхода газа равное 17,9 л/кг рассчитаем теоретический суточный выход биогаза по формуле 25:

$$V_{\text{г}} = m_{\text{вв}} \cdot \gamma \quad (25)$$

где $m_{\text{вв}}$ – масса вводимого сырья, кг;

Подставляем в формулу 25 значения:

$$V_{\text{г}} = 2100 \cdot 17,9 = 37590 \text{ л} = 37,6 \text{ м}^3$$

Состав горючей газовой смеси различается в зависимости от используемого при сбраживании сырья. Процентное соотношение компонентов биогаза при сбраживании сырья ЦБ представлено в таблице 6. В качестве сравнения представлено так же процентное соотношение компонентов газовой смеси получаемой при сбраживании навоза КРС [23].

Таблица 6 – Состав биогаза в зависимости от типа сырья

Компоненты биогаза	Содержание компонентов, % об [23]	
	БГ КРС	БГ ЦБ
CH ₄	56%	72%
CO ₂	34%	24%
N ₂	3%	3%
O ₂	–	–
H ₂	3,2%	0,02%
CO	2,8%	0,01%
H ₂ S	до 1%	до 1%

Состав биогазовой смеси в об., по формуле 26:

$$r_i = \frac{V_r \cdot V_i}{100} \quad (26)$$

где r_i – объемная доля содержания i -го вещества в биогазовой смеси;

V_i – процентное содержание i -го вещества в биогазовой смеси.

Подставим в формулу 26 значения:

$$r_{CH_4} = \frac{37,6 \cdot 72}{100} = 27,07 \text{ м}^3$$

$$r_{CO_2} = \frac{37,6 \cdot 24}{100} = 9,02 \text{ м}^3$$

$$r_{N_2} = \frac{37,6 \cdot 3}{100} = 1,128 \text{ м}^3$$

$$r_{H_2} = \frac{37,6 \cdot 0,02}{100} = 0,0075 \text{ м}^3$$

$$r_{CO} = \frac{37,6 \cdot 0,01}{100} = 0,0038 \text{ м}^3$$

$$r_{H_2S} = \frac{37,6 \cdot 1}{100} = 0,376 \text{ м}^3$$

Выразим массовую долю компонента через мольную (объемную) по формуле 27:

$$\omega_i = \frac{\mu_i \cdot r_i}{\sum_1^n (\mu_i \cdot r_i)} \quad (27)$$

Молярные массы компонентов находим по формуле 28:

$$\mu_i = \sum Ar \cdot x \quad (28)$$

где Ar – относительная атомная масса вещества;

x – количество атомов.

Рассчитаем молярные массы компонентов по формуле 28:

$$\mu(\text{CH}_4) = 12 \cdot 1 + 1 \cdot 4 = 16 \text{ г/моль}$$

$$\mu(\text{CO}_2) = 12 \cdot 1 + 16 \cdot 2 = 44 \text{ г/моль}$$

$$\mu(\text{N}_2) = 14 \cdot 2 = 28 \text{ г/моль}$$

$$\mu(\text{H}_2) = 1 \cdot 2 = 2 \text{ г/моль}$$

$$\mu(\text{CO}) = 12 \cdot 1 + 16 \cdot 1 = 28 \text{ г/моль}$$

$$\mu(\text{H}_2\text{S}) = 1 \cdot 2 + 32 \cdot 1 = 34 \text{ г/моль}$$

Рассчитаем массовую долю компонента по формуле 27:

$$\omega_{\text{CH}_4} =$$

$$= \frac{27,07 \cdot 16}{27,07 \cdot 16 + 9,02 \cdot 44 + 1,128 \cdot 28 + 0,0075 \cdot 2 + 0,0038 \cdot 28 + 0,376 \cdot 34} \times 100 = 49,5 \%$$

$$\begin{aligned} \omega_{CO_2} &= \\ &= \frac{9,02 \cdot 44}{27,07 \cdot 16 + 9,02 \cdot 44 + 1,128 \cdot 28 + 0,0075 \cdot 2 + 0,0038 \cdot 28 + 0,376 \cdot 34} \times \\ &\times 100 = 45 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \omega_{N_2} &= \\ &= \frac{1,128 \cdot 28}{27,07 \cdot 16 + 9,02 \cdot 44 + 1,128 \cdot 28 + 0,0075 \cdot 2 + 0,0038 \cdot 28 + 0,376 \cdot 34} \times \\ &\times 100 = 3,6 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \omega_{H_2} &= \\ &= \frac{0,0075 \cdot 2}{27,07 \cdot 16 + 9,02 \cdot 44 + 1,128 \cdot 28 + 0,0075 \cdot 2 + 0,0038 \cdot 28 + 0,376 \cdot 34} \times \\ &\times 100 = 0,008 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \omega_{CO} &= \\ &= \frac{0,0038 \cdot 28}{27,07 \cdot 16 + 9,02 \cdot 44 + 1,128 \cdot 28 + 0,0075 \cdot 2 + 0,0038 \cdot 28 + 0,376 \cdot 34} \times \\ &\times 100 = 0,012 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \omega_{H_2S} &= \\ &= \frac{0,376 \cdot 34}{27,07 \cdot 16 + 9,02 \cdot 44 + 1,128 \cdot 28 + 0,0075 \cdot 2 + 0,0038 \cdot 28 + 0,376 \cdot 34} \times \\ &\times 100 = 1,5 \% \end{aligned}$$

По уравнению Клапейрона–Менделеева найдем массу каждого из компонентов газовой смеси по формулам 29, 30:

$$p \cdot V = \nu \cdot R \cdot T, \quad (29)$$

$$pV = \frac{m}{M} \cdot RT, \quad (30)$$

где p – давление газа, Па;

V – объем, м³;

m – масса газа, кг;

M – молярная масса, кг/моль;

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

T – температура, К.

Для нахождения массы газа выражение принимает вид под формулой 31:

$$m_i = \frac{p \cdot V \cdot M}{R \cdot T} \quad (31)$$

Подставляем в формулу 31 наши значения:

$$m_{CH_4} = \frac{147,1 \cdot 27,07 \cdot 16}{8,31 \cdot 329} = 23,3 \text{ кг}$$

$$m_{CO_2} = \frac{147,1 \cdot 9,02 \cdot 44}{8,31 \cdot 329} = 21,15 \text{ кг}$$

$$m_{N_2} = \frac{147,1 \cdot 1,128 \cdot 28}{8,31 \cdot 329} = 1,7 \text{ кг}$$

$$m_{H_2} = \frac{147,1 \cdot 0,0075 \cdot 2}{8,31 \cdot 329} = 0,004 \text{ кг}$$

$$m_{CO} = \frac{147,1 \cdot 0,0038 \cdot 28}{8,31 \cdot 329} = 0,006 \text{ кг}$$

$$m_{H_2S} = \frac{147,1 \cdot 0,376 \cdot 34}{8,31 \cdot 329} = 0,705 \text{ кг}$$

Масса биогазовой смеси будет рассчитываться по формуле 32:

$$G_{\text{газ}} = \sum_1^n m_i \quad (32)$$

Подставляем в формулу 32 наши значения:

$$G_{\text{газ}} = 23,3 + 21,15 + 1,7 + 0,004 + 0,006 + 0,705 = 46,9 \text{ кг}$$

Преобразуем выражение 23 и получаем формулу 33 нахождения оставшейся части:

$$G_{\text{ост}} = G_{\text{исх}} - G_{\text{газ}} \quad (33)$$

Подставляем в формулу 33 наши значения:

$$G_{\text{ост}} = 2100 - 46,9 = 2053,1 \text{ кг}$$

Найдем выход массы биогаза в зависимости от времени пребывания субстрата в биореакторе по формуле 34:

$$G_i = \frac{G_{\text{газ}} \cdot W}{100} \quad (34)$$

Подставляем в формулу 34 наши значения:

$$G_5 = \frac{46,9 \cdot 58}{100} = 27,2 \text{ кг}$$

$$G_4 = \frac{46,9 \cdot 27}{100} = 12,7 \text{ кг}$$

$$G_3 = \frac{46,9 \cdot 9}{100} = 4,221 \text{ кг}$$

$$G_2 = \frac{46,9 \cdot 5}{100} = 2,35 \text{ кг}$$

$$G_1 = \frac{46,9 \cdot 1}{100} = 0,469 \text{ кг}$$

Рассчитаем материальный баланс биореактора по формуле 24:

$$G_{\text{исх}} = 27,2 + 12,7 + 4,221 + 2,35 + 0,469 + 2053,1 = 2100 \text{ кг}$$

Таблица 7 – Материальный баланс, сут

Вещество	Приход		Вещество	Компонент	Выход	
	м ³	кг			м ³	кг
Н ₂ О	1	1000	Биогаз	СН ₄	27,07	23,3
				СО ₂	9,02	21,15
				Н ₂	1,128	1,7
				Н ₂	0,0075	0,004
Цианобактерии	1	1100		СО	0,0038	0,006
				Н ₂ S	0,376	0,705
			Твердо–жидкий остаток		1,96	2053,1
Итого:	2	2100		Итого:	39,56	2100

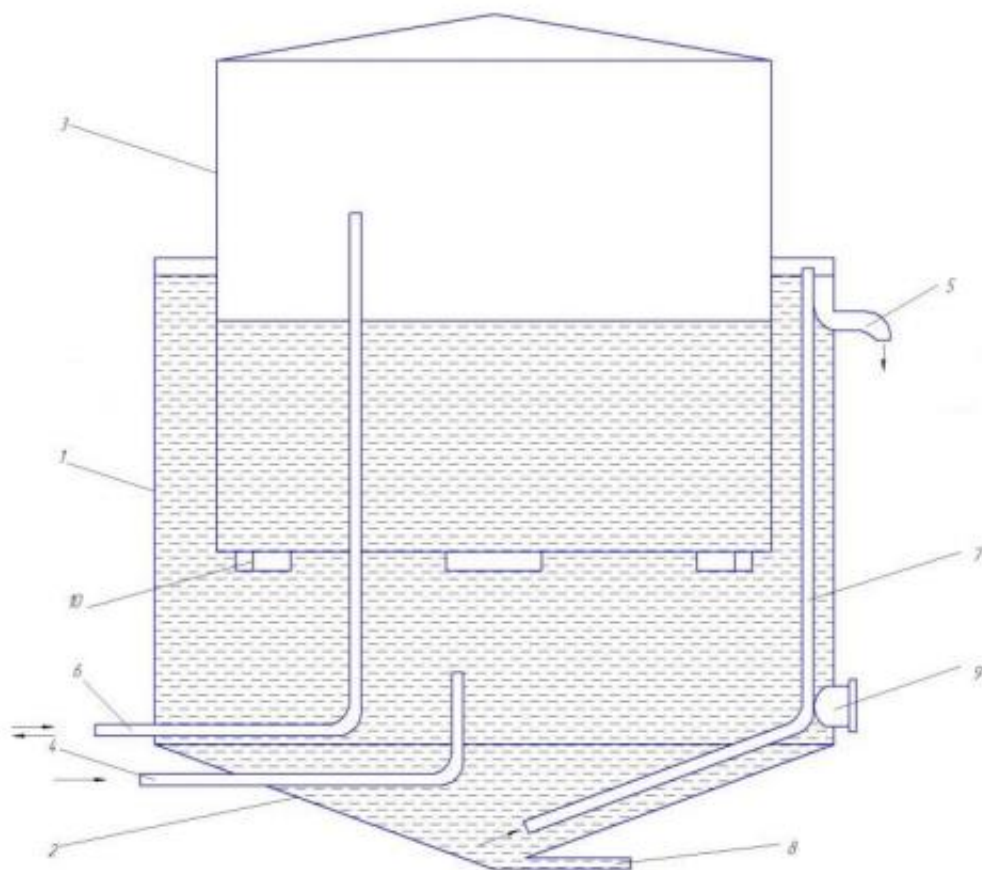
Исходя из данных полученных при расчете материального баланса выход биогаза с 2 м² загружаемого сырья составляет 39,46 м³. С полезным выходом метана 27,7 м³.

2.7 Прием и подготовка биогаза к использованию

Биогаз поступает в мокрый газгольдер. «У его основания установлена заборная часть патрубка опорожнения резервуара от осаждающихся веществ проточной жидкости. В качестве проточной жидкости применяется нагретая анаэробно сброженная осаждающаяся жидкая масса. Периодичность ввода проточной жидкости устанавливаются в соответствии с периодичностью выгрузки массы из метантенка» [10].

«Мокрый газгольдер переменной емкости содержит резервуар 1 с конусным днищем 2 и с подъемно–опускаемым колоколом 3. В резервуаре 1 выполнены патрубки заполнения 4 и 5 опорожнения резервуара 1 проточной жидкостью, патрубков подвода и отвода биогаза 6, заборная часть 7 патрубка опорожнения 5 резервуара от проточной жидкости с осадком, выполненная в виде изогнутой трубы, нижний конец которой установлен в центре конусного днища 2, а верхний – вмонтирован в расширенную верхнюю часть изогнутого

патрубка опорожнения 5 на расстоянии от верха резервуара 1 и несколько выше патрубка 5, что обеспечивает слив из резервуара 1 проточной жидкости, вытекающей с осадком с верхнего конца трубы заборной части 7» [10]. Схема газгольдера мокрого типа представлена на рисунке 6.



1 – резервуар; 2 – конусное днище; 3 – подъемно–опускной колокол; 4 – патрубок заполнения; 5 – патрубок опорожнения; 6 – патрубок подвода и отвода биогаза; 7 – заборная часть; 8 – патрубок для опорожнения резервуара от жидкости; 9 – люк с крышкой; 10 – съемные грузы

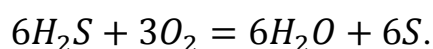
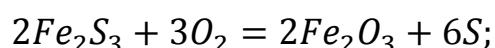
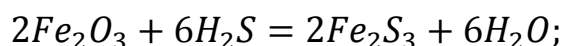
Рисунок 6 – Газгольдер мокрого типа [10]

«Для опорожнения резервуара от жидкости в днище 2 выполнен патрубок 8, а для периодической очистки днища 2 раз в 3–4 года от осадков снизу в стенке резервуара 1 выполнен люк с крышкой 9. К колоколу 3 снизу

прикреплены съемные грузы 10, вес которых назначается с учетом диаметра и веса колокола 3» [10].

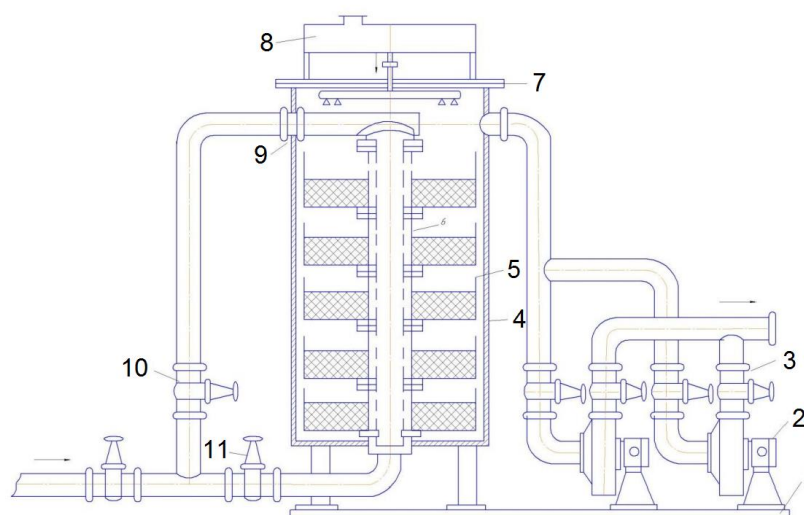
В последствии газ поступает в аппарат на досушку и очистку от сероводорода. Сорбция биогаза проходит с использованием сорбента оксида железа.

Химизм реакции представлен следующим образом:



Очистка происходит до момента, когда содержания сероводорода в газе будет менее $0,002 \text{ г/м}^3$. Время контакта сорбента с биогазовой смесью не более пяти минут, а скорость $5\text{--}7 \text{ мм/с}$.

При улавливании сероводорода выделяется теплота, которой хватает для осушки биогаза. На рисунке 7 приведен аппарат по осушке биогаза.



1 – рама; 2 – корпус; 3 – крышка; 4 – ствол; 5 – контейнеры; 6 – ствол; 7, 10, 11 – задвижки; 8 – бак; 9 – трубопровод.

Рисунок 7 – Аппарат по осушке биогаза

«Контейнеры 5 собираются на ствол 4 и устанавливаются, на корпус 2 устанавливается ствол 4 на который крепятся контейнеры 5, заполненные сорбентом в два слоя. Между верхним внутренним фланцем корпуса 2 и фланцем верхнего контейнера 5 установлен трубопровод 6. Корпус 2 закрыт крышкой 3. На баке 8 с аммиачной водой устанавливают запорные вентили в положение «Закрото». Задвижки 10, 11 и 7 на входе в корпус 2 и выходе из него находятся в положении «Закрото». Открыв чугунную задвижку 11, газ направляют в ствол 4. Газ из центрального ствола поступает в контейнеры 5 в пространство между двумя слоями сорбента. Затем газ выходит в кольцевое пространство и направляется к выходному патрубку. Периодически сорбент орошается аммиачной водой, для чего открываются запорные вентили на баке 8». В качестве сорбента служит активированный уголь марок АГ-3, АГ-5, СКД.

Вывод по главе: во второй главе была рассмотрена технологическая схема аппарата, рассчитан материальный баланс выхода биогаза из сырья сине-зеленых водорослей, а также рассчитан компонентный состав биогазовой смеси, рассмотрены особенности насосного перемешивания, выделены достоинства и недостатки, проведен расчет насоса.

3 Теплообменные процессы сбраживания сырья

3.1 Анаэробное разложение биомассы при образовании биогаза

Биохимические процессы при разложении биомассы можно разделить на фазы.

К первой фазе можно отнести гидролиз сложных многоуглеродных веществ, осуществляемый первичными анаэробами: белков, липидов и полисахаридов. В эту фазу активность проявляют не только бактерии, но также и микроорганизмы. Параллельно с расщеплением полимеров происходит и расщепление моносахаридов, органических кислот и спиртов. Эта стадия характеризуется образованием водорода, углекислого газа, низкомолекулярных жирных кислот и спиртов.

Вторая фаза характеризуется ферментацией H_2 и CO_2 ацетогенными микроорганизмами. Реакциям проходят по уравнениям:

Окисление органических кислот:

- молочной: $CH_3CHOHCOOH + H_2O \rightarrow CH_3COOH + CO_2 + H_2O$;
- пропионовой: $CH_3CH_2COOH + 2H_2O \rightarrow CH_3COOH + CO_2 + 3H_2$;
- масляной: $CH_2CH_2CH_2COOH + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COOH + 2H_2$;
- окисление спиртов: $CH_2CH_2OH + H_2O \rightarrow CH_3COOH + 2H_2$.

Ацетогенные бактерии сбраживают органические кислоты и нейтральные соединения до водорода и уксусной кислоты, параллельно происходит сбраживание одноуглеродных и многоуглеродных соединений гомоацетогенными бактериями. При сбраживании образуется уксусная кислота.

Третья фаза характеризуется распадом органического вещества метанобразующими и сульфатредуцирующими микроорганизмами, которые используют метаболиты – продукты первой фазы. Третья фаза

характеризуется выходом CH_4 и CO_2 и небольшим количеством H_2S . Наглядно фазы разложения органических веществ представлены на рисунке 8.

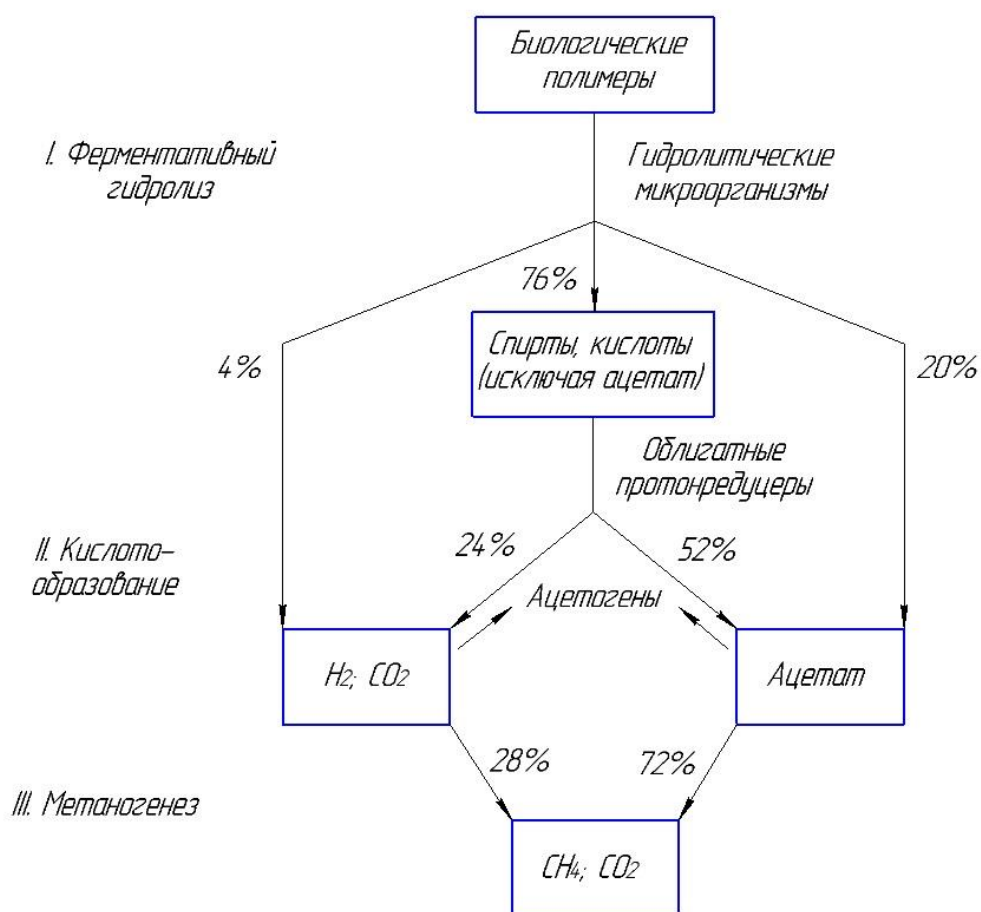
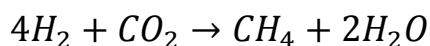


Рисунок 8 – Фазы разложения органических веществ [8]

Метанобразующие бактерии составляют сложную популяцию, в состав которой входит достаточно большое количество анаэробных бактерий. Такой симбиоз бактерий может использовать в качестве сырья для образования метана практически все естественные органические соединения, кроме лигнина [28].

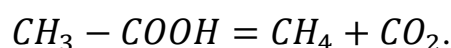
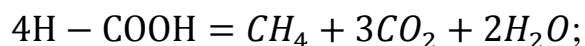
Источниками углерода и энергии для метаногенов, как правило является смесь водорода и углекислого газа. Некоторые анаэробы используют эту смесь в качестве основного и единственного источника роста:



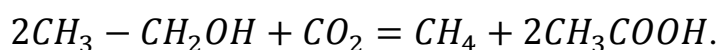
На данный момент хорошо известны около тридцати видов метанобразующих бактерий: *Methanosarcinaharkerii*, *Methanobrevibacterium*, и т.д.

Химизм метанового сбраживания можно представить так:

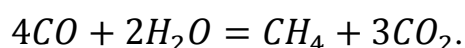
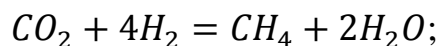
– брожение органических кислот:



– брожение спиртов:



– восстановление оксидов углерода:



Для достижения наилучшего результата выхода биогаза следует поддерживать строгий температурный режим. Максимальная скорость роста метаногенов наблюдается в мезофильном и термофильном температурных режимах.

3.2 Стандарты температур термофильного режима

Сбраживание сырья методом метаногенеза может проходить при разных температурных режимах. Однако, нужно учитывать, что каждый температурный режим имеет свое индивидуальное соотношение выхода продуктов. В природе образование метана происходит при широком градиенте температур – от 0° до 97°. Однако выход биогазовой смеси и содержание в ней метана различно [8].

Традиционно принято считать, что распределение режимов проходят в таких пределах температур:

- 0° – 20° психрофильная зона, такой режим характерен для образования метана в природных условиях в ледниках, а также в болотах и водных осадках;
- 20° – 40° мезофильный режим сбраживания, аналогичен процессу сбраживания в желудках крупного рогатого скота;
- 50° – 60° термофильный режим.

Наиболее наглядно можно представить выход биогаза при помощи таблицы 8, в которой определяется зависимость выхода биогаза на примере соломы смешанной с навозом из работы Дубровского и Виестура. Эксперимент проводился на небольшом биореакторе емкостью 4 л в режиме одноразовой загрузки [7].

Таблица 8 – Зависимость выхода продукции биогаза от температурного режима

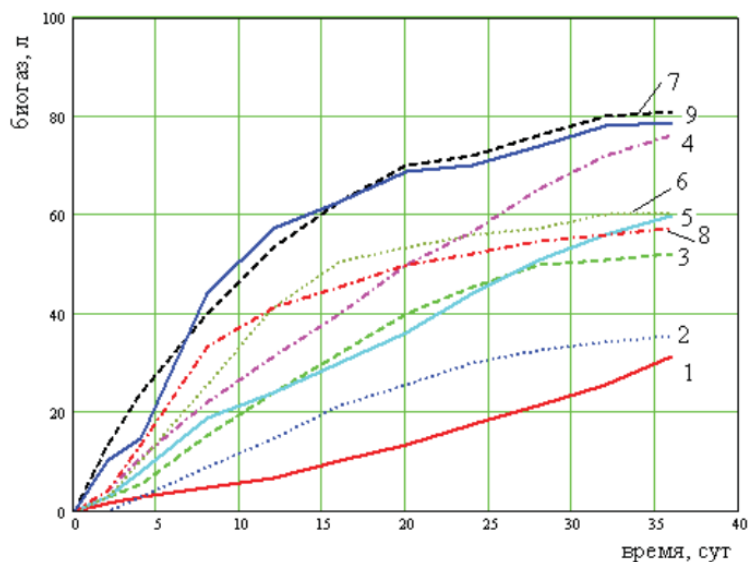
Температура процесса, С°	Суточное пребывание субстрата	Выход биогаза, л	Температура процесса, С°	Суточное пребывание субстрата	Выход биогаза, л
25	5	22,44	44	5	118,59
	10	54,40		10	269,95
	20	116,26		20	428,93
28	5	21,68	48	5	163,18
	10	91,73		10	308,12
	20	174,80		20	468,44

Продолжение таблицы 8

Температура процесса, С°	Суточное пребывание субстрата	Выход биогаза, л	Температура процесса, С°	Суточное пребывание субстрата	Выход биогаза, л
32	5	63,23	50	5	179,17
	10	161,12		10	285,13
	20	329,98		20	357,95
34	5	100,07	54	5	119,43
	10	202,17		10	302,34
	20	347,73		20	385,71
36	5	66,67	56	5	184,68
	10	164,90		10	375,88
	20	296,10		20	479,38
40	5	115,61	60	5	61,83
	10	265,10		10	74,72
	20	417,56		20	93,84

Выход биогаза при температурах термофильного режима 56° и 48° выше в 1,85 и 1,52 раза соответственно, чем выход биогаза при мезофильном режиме при 34 °С.

Наглядно зависимость выхода биогаза от температуры представлена на рисунке 9.



1 – 28 °С; 2 – 30 °С; 3 – 32 °С; 4 – 34 °С; 5 – 36 °С; 6 – 40 °С; 7 – 48 °С;
8 – 54 °С; 9 – 56 °С

Рисунок 9 – Выделение биогаза в зависимости от температуры и времени сбраживания

При сбраживании главную роль играет именно температура процесса. Ошибочно полагать, что сырье можно сбраживать бесконечно долго. По факту 20 – 25 суток предел сбраживания одной порции сырья, потому как с процессом состаривания понижается выход биогаза, а сырье считается перебродившим.

3.3 Тепловой баланс биореактора

Для поддержания необходимой температуры 56° в рассматриваемом биореакторе используются подогреватели.

Затраты на подогрев составляют 9 кВт·ч, в пересчете на кДж теплота будет составлять: $3,24 \cdot 10^4$ кДж.

Расчет ориентировочной поверхности теплообмена по формуле 35:

$$F = Q / (K_T \cdot (t_{сбр} - t_{вв})) \quad (35)$$

Расчет полной поверхности теплообмена с учетом коэффициента запаса $k_{тепл}$ по формуле 36:

$$F_{полн} = F \cdot k_{тепл} \quad (36)$$

Проверяем тепловой поток, подводимый теплоносителем:

$$t_{сбр} - t_{вв} = 354 - 329 = 25 \text{ °K}$$

Расчет ориентировочной поверхности теплообмена по формуле 35:

$$F = \frac{5 \cdot 10^5}{470 \cdot 25 \cdot 3600} = 1,8 \text{ м}^2$$

С учетом использования коэффициента площади поверхность теплообмена одного биореактора по формуле 36 составит:

$$F_{\text{полн}} = 1,8 \cdot 1,2 = 2,16 \text{ м}^2$$

Пяти биореакторов:

$$F_{5\text{полн}} = 2,16 \cdot 5 = 10,8 \text{ м}^2$$

Тепловой баланс в биореакторе можно записать в виде следующего уравнения 37:

$$Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{сбр}} = Q_{\text{св.бм}} + Q_{\text{пот}} \quad (37)$$

В биохимических процессах анаэробного сбраживания биомассы наблюдается выделение тепла. Это происходит на этапе расщепления анаэробных бактерий и образования уксусной кислоты. Основываясь на том, что суммарное тепловыделение незначительно, величиной $Q_{\text{сбр}}$ можно пренебречь.

Учитывая этот факт, выражение принимает вид:

$$Q_{\text{нагр}} = Q_{\text{св.бм}} + Q_{\text{пот}} \quad (38)$$

По формуле 38:

$$Q_{\text{нагр}} = 2,6 \cdot 10^4 + 0,64 \cdot 10^4 = 3,24 \cdot 10^4 \text{ кДж}$$

Принимая время нагрева свежей порции до $t_{\text{сбр}}$ равным $\tau_{\text{нагр}}$, требуемая тепловая мощность нагрева $Q_{\text{св.бм}}$, составит:

$$Q_{\text{св.бм}} = \frac{Q'_{\text{св.бм}}}{\tau_{\text{нагр}}} \quad (39)$$

Подставим в формулу 39 значения:

$$Q_{\text{св.бм}} = \frac{1,3 \cdot 10^5}{5} = 2,6 \cdot 10^4$$

Так как температура вводимой порции биомассы $t_{\text{вв}}$ всегда ниже температуры сбраживания $t_{\text{сбр}}$ и равна температуре наружного воздуха, то для нагрева свежей порции необходимо затратить теплоту $Q'_{\text{св.бм}}$, кДж.

$$Q'_{\text{св.бм}} = m_{\text{вв}} \cdot c_{\text{см}|t_{\text{вв}}} \cdot (t_{\text{сбр}} - t_{\text{вв}}) \quad (40)$$

где $m_{\text{вв}}$ – масса вводимой свежей порции биомассы, кг;

$c_{\text{см}|t_{\text{вв}}}$ – удельная теплоемкость при $t_{\text{вв}}$, кДж/(кг · К);

$t_{\text{сбр}}$ – температура сбраживания, °С;

$t_{\text{вв}}$ – температура вводимой свежей порции биомассы, °С.

Подставим в формулу 40 значения:

$$Q'_{\text{св.бм}} = 2100 \cdot 1,72 \cdot (329 - 293) = 1,24 \cdot 10^5 \text{ кДж}$$

Масса вводимой свежей порции $m_{\text{вв}}$, кг, составит по формуле 41:

$$m_{\text{вв}} = V_{\text{вв}} \cdot \rho|_{t_{\text{вв}}} \quad (41)$$

где $V_{\text{вв}}$ – объем вводимой биомассы, м³;

$\rho|_{t_{\text{вв}}}$ – плотность свежей порции СМ при температуре ввода $t_{\text{вв}}$, кг/м³.

По формуле 41:

$$m_{\text{вв}} = 2 \cdot 1050 = 2100 \text{ кг}$$

Тепловые потери биореактора можно определить по уравнению теплопередачи 42:

$$Q_{\text{пот}} = K \cdot F_{\text{полн}} \cdot (t_{\text{сбр}} - t_{\text{вх}}) \quad (42)$$

По формуле 42:

$$Q_{\text{пот}} = 16,9 \cdot 10,8 \cdot (329 - 293) = 0,64 \cdot 10^4 \text{ кДж}$$

Сведем полученные данные в таблицу 9.

Таблица 9 –Тепловой баланс

Тепловая мощность	Приход	Тепловая мощность	Расход
	кДж		кДж
Подвод тепла	$3,24 \cdot 10^4$	Нагрев свежей порции биомассы	$2,6 \cdot 10^4$
		Тепловые потери биореактора	$0,64 \cdot 10^4$
Итого:	$3,24 \cdot 10^4$	Итого:	$3,24 \cdot 10^4$

3.4 Твердые и жидкие продукты анаэробного сбраживания

Большая масса исходного сырья перерабатывается в твердо–жидкий осадок. На рассматриваемом предприятии получают два типа удобрения: твердое и жидкое. Жидкая часть получается после отстаивания основного осадка. Получаемый концентрат разводят в нужном соотношении с водой и получают готовое удобрение – эффлюент.

Твердый осадок перенаправляется на дополнительную переработку на worm ферму, находящуюся на территории предприятия. Переработка осуществляется при помощи калифорнийских червей, для которых твердый субстрат является пищей. 1 м³ субстрата перерабатывается примерно за 3–4

дня. После переработки субстрат становится полноценным удобрением – биогумусом. Биогумус после переработки червями имеет большую пользу, чем навоз или куриный помет.

Стоит отметить, что термофильный режим переработки обеззараживает субстрат и на выходе осадок не имеет заражения яйцами гельминтов и других паразитов, отсутствует заражение патогенными бактериями. Вносить его в почву безопасно.

Пробная партия удобрений из сине–зеленых водорослей, а также анализ готовых продуктов подтвердил безопасность удобрений из этого сырья. Результаты экспериментального исследования удобрения эффлюента из сине–зеленых водорослей представлены в таблице 10.

Таблица 10 – Показатели качества сырья

Наименование показателя	Значение показателей для растениеводства:	
	Значение	ГОСТ 33380–2015 [6]
Массовая концентрация, мг/кг		
Свинец	21,7	45
Кадмий	0,1	0,7
Ртуть	–	0,4
Мышьяк	–	–
Цинк	114,2	200,0
Медь	38,6	70,0
Никель	1,6	25,0
Подвижные формы:		
Свинец	0,6	6,0
Цинк	7,5	23,0
Медь	0,7	3,0
Никель	1,2	4,0
Хром (III)	2,4	6,0
Массовая концентрация остаточных количеств пестицидов:		
ГХЦГ	–	0,1
ДДТ	–	0,1
Индекс санитарно–показательных микроорганизмов, клеток/г:		
Колиформы	3,4	1–9

Продолжение таблицы 10

Энтеробактерии	4,1	1–9
Наличие патогенных и болезнетворных микроорганизмов, в том числе энтеробактерий (патогенных серовариантов кишечной палочки, сальмонелл, протеи), энтерококков (стафилококков, клостридий, бацилл), энтеровирусов, клеток/г	Отсутствуют	Не допускается
Наличие жизнеспособных яиц и личинок гельминтов, в том числе нематод (аскаридаг, трихоцефалов, стронгилят, стронгилоидов), трематод, цестод, экз./кг	Отсутствуют	Не допускается
Цисты кишечных патогенных простейших, экз./100 г	Отсутствуют	Не допускается
Наличие личинок и куколок синантропных мух, экз./кг	Отсутствуют	Не допускается
Наличие жизнеспособных семян сорной растительности, экз./кг	Отсутствуют	Не допускается
Показатель активности водородных ионов, ед. рН	7,4	6,0 – 8,0
Массовая доля питательных веществ в эффлюенте, %, не менее:		
Азота общего	2,1	0,2
Фосфора общего, в пересчете на P ₂ O ₅	2,6	0,1
Калия общего, в пересчете на K ₂ O	4,0	0,2

Таким образом, удобрения, полученные из сине-зеленых водорослей методом термофильного сбраживания, являются безопасными и соответствуют нормам ГОСТ.

3.5 Сравнение эффективности использования сырья сине-зеленых водорослей и навоза КРС

Растительное сырье имеет высокий потенциал переработки, выход биогаза значительно выше.

Для наилучшего представления разницы выхода биогаза проведем сравнительный расчет на примере сырья навоза КРС.

Рассчитаем среднюю плотность смеси навоза и воды по формуле 43:

$$\rho_c = \frac{m_B + m_H}{V_B + V_H} \quad (43)$$

где m_B – масса воды, равная 1000 кг;

m_H – масса навоза, 1250 кг;

V_B – объем воды, равный 1 м^3 ;

V_H – объем навоза, равный 1 м^3 .

По формуле 43:

$$\rho_c = \frac{1000 + 1250}{1 + 1} = 1125 \text{ кг/м}^3$$

Масса навоза определяется по формуле 44:

$$m_{\text{БВ}} = \rho_c \cdot V \quad (44)$$

Подставляем в формулу наши значения в формулу 44:

$$m_{\text{БВ}} = 1125 \cdot 2 = 2250 \text{ кг}$$

Рассчитаем объем газа по формуле 25, при удельном выходе газа 5,8 л/кг:

$$V_{\text{Г}} = 2250 \cdot 5,8 = 13\ 050 \text{ л} = 13 \text{ м}^3$$

Пользуясь данными из таблицы 6 можно рассчитать выход метана о формуле 26:

$$r_{\text{CH}_4} = \frac{13 \cdot 56}{100} = 7,28 \text{ м}^3$$

Один цикл переработки занимает 5 дней. Таким образом выход биогаза за пять суток с навоза по формуле 25 будет:

$$V_{г5} = 13 \text{ м}^3 \cdot 5 = 65 \text{ м}^3$$

Пятидневный цикл переработки цианобактерий будет вырабатывать:

$$V_{г5} = 37,6 \text{ м}^3 \cdot 5 = 188 \text{ м}^3$$

Параметры занесли в таблицу 11 и провели сравнительный анализ выхода биогаза с одинакового объема сырья, а также долю метана в нем.

Таблица 11 – Сравнительный анализ выхода биогаза

Показатель	Тип сырья	
	Навоз КРС	Сине–зеленые водоросли
Удельный выход биогаза	5,8 м ³	17,9 м ³
Объем выхода биогаза в сут при загрузке сырья 2 м ³	13 м ³	37,6 м ³
Объем метана в смеси	7,28 м ³	27,07 м ³

Следовательно, по результатам сводной таблицы 8 можно сделать вывод, что объем биогаза, выходящего при сбраживании сине–зеленых водорослей выше в 2,9 раза, чем с навоза КРС. А выход метана в 3,7 раз выше, чем из навоза.

Вывод по разделу: были рассмотрены режимы сбраживания сырья, обоснована экологическая безопасность продукта и его соответствие нормам ГОСТ, а также произведен расчет и сравнение выхода биогаза из навоза КРС и сине–зеленых водорослей, процентное соотношение выхода метана.

Заключение

В ходе данной бакалаврской работы был проведен анализ негативного влияния избыточного распространения сине–зеленых водорослей на место своего обитания. Была проведена оценка опасности токсикологических влияний на организм человека.

Для оптимизации процесса перемешивания был проведен сравнительный анализ систем перемешивания, после чего подобран оптимальный вариант насосного перемешивания субстрата, разработана технологическая схема системы и проведен расчет.

В разделе 3 Теплообменные процессы сбраживания сырья были рассмотрены режимы сбраживания сырья, обоснована экологическая безопасность продукта и его соответствие нормам ГОСТ, а также произведен расчет и сравнение выхода биогаза из навоза КРС и сине–зеленых водорослей, процентное соотношение выхода метана.

В процессе работы был рассчитан материальный баланс выхода биогаза в биореакторе поточного типа при использовании различного типа сырья, на примере навоза КРС и сине–зеленых водорослей. Результаты показали, что выход биогаза из цианобактерий с одной загрузки, равной 2 т составляет 37,6 м³/сут., в то время как с навоза КРС 13 м³/сут. при одинаковых условиях сбраживания. Процентное соотношение метана в биогазе из сине–зеленых водорослей выше, чем в биогазе из навоза КРС: 27,07 м³ и 7,28 м³ соответственно.

Список используемых источников

1. Баадер В., Доне Е., Бренндерфер М. Биогаз: теория и практика / Пер. с нем. и предисловие М.И. Серебряного. – М.: Колосс, 2017. – 148 с.
2. Белых О.И., Гладких А.С., Сороковикова Е.Г., Тихонова И.В. Микроцистин–продуцирующие цианобактерии в водоемах России и Беларуси // Химия в интересах устойчивого развития. 2018. Т. 21. С. 363–378.
3. Беляев, С.С. Метанобразующие бактерии и их роль в биохимическом цикле углерода: автореф. дис. докт. биол. наук. / Беляев Сергей Сергеевич. – Пушино, 2017. – 45 с.
4. Василев Р.Г. Перспективы развития производства биотоплива в России. Сообщение 3: биогаз / Вестник биотехнологии и физико–химической биологии им. Ю.А. Овчинникова. – 2017. – Т. 3. – № 3. – 54–61 с.
5. Виестур У.Э., Системы ферментации / У.Э.Виестур, А.М.Кузнецов, В.В. Савенков – Рига: Зинатне, 1986. – 174 с.
6. ГОСТ 33380–2015 Удобрения органические. Эффлюент. Технические условия (Переиздание) от 03 августа 2015 [Электронный ресурс] – URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200123281> (дата обращения: 25.04.2022).
7. Добрынина О.М. Технологические аспекты получения биогаза // Вестник Пермского государственного технического университета. Охрана окружающей среды, транспорт, безопасность жизнедеятельности / О.М. Добрынина, Е.В. Калинина Е.В. – 20107. – №2. – С. 33–40.
8. Дубровский В.С., Виестур У.Э. Метановое сбраживание сельскохозяйственных отходов. Рига: Зинатне, 2020. – 204 с.
9. Дытнерский Ю. И., Каган С. З., Ковалев Ю. Н., Комаров Р. Г., Кочергин Н. В., Мартюшин С. И., Набатов В. А. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Г. С. Борисов, В. П.Брыков, Ю. И. Дытнерский и др. Под ред. Ю. И. Дытнерского, 5-е изд., стереотипное. М.: ООО «Издательский дом Альянс», 2018 —496 с.

10. Иоффе А.В. Разработка биореактора для переработки пищевых отходов 2017. – с. 35.
11. Костромин, Д. В. Совершенствование технологического процесса метанового сбраживания в биоэнергетических установках / Д. В. Костромин, Д. Н. Шамшуров // Перспективы развития инноваций в биологии: материалы науч.–практ. конф. в рамках междунар. науч.–образоват. колы конференции по биоинженерии и приложениям (23 ноября 2017 года, г. Москва) / МГУ им. М. В. Ломоносова, биолог. фак. – М.: Инноватика, 2017. – С. 42–43.
12. Методы расчета оборудования биотехнологических производств: учебно–методическое пособие [Электронный ресурс] – URL: https://elar.urfu.ru/bitstream/10995/47003/1/978-5-7996-2025-7_2017.pdf (дата обращения: 20.04.2022).
13. Милюткин, В.А. Техническое устройство и технология для биологической (химической, бактериологической) борьбы с сине–зелеными водорослями / В.А. Милюткин, С.П. Симченкова, Г.В. Кнурова и др. // Сборник научных статей по итогам Международной научно–практической конференции. – Негосударственное образовательное учреждение дополнительного образования «Санкт–Петербургский Институт Проектного Менеджмента». – СПб., 2019. – С. 83–85.
14. Милюткин, В.А. Технологии и технические средства (на уровне изобретений – патентов) эффективного использования сине–зеленых водорослей (цианобактерий) / В.А. Милюткин, И.В. Бородулин // American Journal of Science and Technologies. –Т.2. – 2018. – № 2 (20). – С. 595–601.
15. Милюткин, В.А. Энергосберегающая технология сбора и утилизации сине–зеленых водорослей с открытых водных поверхностей мобильным, автономным комплексом / В.А. Милюткин, И.В. Бородулин // Международная научно–практическая конференция «Энергосбережение в сельском хозяйстве», 25–26 ноября 2018 г. – Ярославль, 2016. – С. 32–37.

16. Никитин О.В., Степанова Н.Ю., Мукминов Н.М. Индикация цианотоксинов в природных водах Республики Татарстан // Уч. Зап. КГАВМ. 2018. Т. 212. С. 341–344.

17. Пат. RU 133829 U1 МПК C02F 3/28, Установка для анаэробной переработки органических отходов // Гуляев А.Ю., Таратанова Е.В.; заявитель и патентообладатель Общество с ограниченной ответственностью «Биогазовые технологии» (RU) – № 2012125794/05, 2012.06.20; заявл. 2012.06.20; опуб. 2018.10.27.

18. Пат. RU 205398 U1 МПК C05F 3/00, Метантенк для переработки жидкого органического сырья // Софинский А.В., Ильинская Е.Ю.; заявитель и патентообладатель Общество с ограниченной ответственностью «АГРОРЕЦИКЛИНГ–ГРУПП» (ООО «АГРОРЕЦИКЛИНГ–ГРУПП») (RU) – № 2021112113, 2021.04.27; заявл. 2021.04.27; опуб. 2021.07.13.

19. Пат. RU 2 462 856 C1 МПК A01C 3/00, Биогазовая установка для переработки навоза // Емельянов С.Г., Кобелев Н.С., Плетнёв А.Н., Алябьева Т.В., Кобелев А.Н., Щедрина Г.Г., Щедрин П.Ю., Кобелева О.Ю.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Юго–Западный государственный университет» (ЮЗГУ) (RU) – № 2011106695/13, 2011.02.22; заявл. 2011.02.22; опуб. 2020.10.10.

20. Пат. RU 2 743 584 C1 МПК C12M 1/00, C12M 1/04, C12M 1/107, Биогазовая установка // Ким К.К., Карпова И.М.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Петербургский государственный университет путей сообщения Императора Александра I» (RU) – № 2020132617, 2020.10.01; заявл. 2020.10.01; опуб. 2021.02.20.

21. Сидыганов, Ю. Н. Анаэробная переработка отходов для получения биогаза / Ю. Н. Сидыганов, Д. Н. Шамшуров, Д. В. Костромин // Механизация и электрификация сельского хозяйства. – 2018. – С. 42–43.

22. Учебное пособие по микробиологии / авт.–сост. К. В. Ткаченко. – Саратов: Научная книга, 2018. – 159 с.: ил.
23. Холин, К.В. Физико – химический и биохимический анализ биогазовых субстратов и их практическая значимость / К.В. Холин [и др.] // Вестник Казань технол. ун – та. – 2018. № 2. с. 457–464.
24. Шеина О.А. Биохимия процесса производства биогаза как альтернативного источника энергии / О.А. Шеина, В.А. Сысоев Вестник ТГУ. – 2019. – Т.14, вып.1. – С. 73–76.
25. Энергосберегающие технологии в АПК: сборник научных трудов / под редакцией С. А. Гусар. — Ярославль: Ярославская ГСХА, 2019. — 160 с. — ISBN 978–5–98914–209–5. — Текст: электронный // Лань: электронно–библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/131330> (дата обращения: 18.05.2022).
26. Bulter, N., Carlisle, J.C. Микроцистины: краткий обзор их токсичности и эффектов, с особым упором на рыбу, дикую природу и домашний скот. Департамент водных ресурсов, Калифорния. Январь 2009.
27. Ernst B., Hitzfeld B., Dietrich D. Presence of Planktothrix sp. and cyanobacterial toxins in Lake Ammersee, Germany and their impact on whitefish (*Coregonus lavaretus* L.) // Environ. Toxicol. 2018. V. 16. P. 483–488.
28. Hashimoto A.G. Methane production and effect quality from fermentation of beef cattle manure and molasses // Biotechnol. Bioeng. Symp. – Vol. 11 – P. 481.
29. Inglesby, A. E., and Fisher, A. C., Enhanced methane yields from anaerobic digestion of *Arthrospira maxima* biomass in a flow-through reactor with an integrated recirculation loop microbial fuel cell. Energy Environ. Sci. 5, 7996–8006.
30. Jochimsen E.M. et al., Печеночная недостаточность и смерть после воздействия микроцистинов в центре гемодиализа в Бразилии. N Engl J Med, 2017. 338(13): с. 873–8.