

Подбор мешалки и оптимизация процесса перемешивания субстрата в ферментере биогазовой установки

© 2024. А. А. Рубцов¹, Д. А. Немущенко²✉

¹ФГБОУ ВО «Кемеровский государственный университет», г. Кемерово, Российская Федерация

²ФГБОУ ВО «Новосибирский государственный технический университет», г. Новосибирск, Российская Федерация

Актуальность работы связана с проблемой деградации почвенного покрова в результате загрязнения отходами животноводства и необходимостью своевременной их утилизации в эффективное органическое удобрение и биогаз. Увеличение доли использования органических удобрений позволяет развивать технологии органического земледелия, а соответственно приводит к получению здоровой растениеводческой продукции. В работе исследовался процесс перемешивания субстрата в ферментерах действующей опытной биогазовой установки. Технологическая линия предназначена для переработки жидких органических отходов, преимущественно навоза или помета, методом анаэробного сбраживания с получением инновационных экологически чистых органических удобрений в промышленных масштабах. Цель исследования – подбор мешалки и оптимизация условий перемешивания субстрата в ферментерах биогазовой установки. Физико-химические свойства субстрата исследовались лабораторными методами. Математическая модель процесса перемешивания основана на полумпирическом описании гидродинамики потоков в реакторе, модернизирована с учетом современного состояния вопроса под условия ферментера с конкретными геометрическими характеристиками. В результате проведенной работы определены оптимальные варианты геометрических размеров мешалок (три варианта трехлопастных мешалок периодического действия с углом наклона лопастей 30°, отличающиеся размером рабочего колеса и частотой вращения) и рассчитаны параметры процесса перемешивания. На основе лабораторного эксперимента и результатов расчета скорости осаждения определена периодичность включения мешалки (1 раз в сутки) и время ее непрерывной работы для гомогенизации суспензии. Результаты работы могут быть использованы при проектировании смесительных устройств и режимов перемешивания субстрата в биореакторах.

Ключевые слова: биореактор, режим перемешивания, смесительное устройство, органическое удобрение, отходы животноводства, утилизация отходов

Благодарности: работа выполнена в рамках инициативной научно-исследовательской темы ФГБОУ ВО «Кемеровский государственный университет».

Авторы благодарят рецензентов за их вклад в экспертную оценку данной работы.

Конфликт интересов: авторы заявили об отсутствии конфликта интересов.

Для цитирования: Рубцов А. А., Немущенко Д. А. Подбор мешалки и оптимизация процесса перемешивания субстрата в ферментере биогазовой установки. Аграрная наука Евро-Северо-Востока. 2024;25(1):134–150.

DOI: <https://doi.org/10.30766/2072-9081.2024.25.1.134-150>

Поступила: 22.11.2023

Принята к публикации: 16.01.2024

Опубликована онлайн: 28.02.2024

Selecting a stirrer and optimizing the process of mixing the substrate in the fermenter of biogas unit

© 2024. Aleksandr A. Rubcov¹, Dmitriy A. Nemuschenko²✉

¹Kemerovo State University, Kemerovo, Russian Federation

²Novosibirsk State Technical University, Novosibirsk, Russian Federation

The relevance of the work is related to the problem of soil degradation as a result of pollution by livestock waste and the need for timely disposal of waste into effective organic fertilizer and biogas. Increasing the share of the use of organic fertilizers makes it possible to develop organic farming technologies, and accordingly leads to the production of healthy crop products. The work investigated the process of substrate mixing in the fermenters of an operating pilot biogas plant. The technological line is designed for processing liquid organic waste, mainly manure or litter, by anaerobic digestion to produce innovative environmentally friendly organic fertilizers on an industrial scale. The purpose of the study was to select a stirrer and optimize the conditions for mixing the substrate in the fermenters of a biogas plant. The physicochemical properties of the substrate were studied by laboratory methods. The mathematical model of the mixing process is based on a semi-empirical description of the hydrodynamics of flows in the reactor, modernized taking into account the current state of the issue under the conditions of a fermenter with specific geometric characteristics. As a result of the work carried out, the optimal options for the geometric dimensions of the stirrers were determined (three variants for three-blade stirrers intermittent with a blade angle of 30°, differing in the size of the impeller and rotation speed) and the parameters of the mixing process were calculated. Based on a laboratory experiment and the results of calculating the sedimentation rate, the frequency of turning on the stirrer (once a day) and the time of its continuous operation to homogenize the suspension were determined. The results of the work can be used in the design of mixing devices and substrate mixing modes in bioreactors.

Keywords: bioreactor, process of mixing, stirrer, organic fertilizer, animal waste, waste disposal

Acknowledgements: the study was carried out within the initiative research theme of Kemerovo State University. The authors thank the reviewers for their contributions to the peer review of this work.

Conflict of interests: the authors stated that there was no conflict of interests.

For citation: Rubcov A. A., Nemuschenko D. A. Selecting a stirrer and optimizing process of mixing the substrate in the fermenter of biogas unit. *Agrarnaya nauka Evro-Severo-Vostoka* = Agricultural Science Euro-North-East. 2024;25(1):134–150. (In Russ.). DOI: <https://doi.org/10.30766/2072-9081.2024.25.1.134-150>

Received: 22.11.2023

Accepted for publication: 16.01.2024

Published online: 28.02.2024

Необходимость утилизации массовых отходов животноводства является одной из наиболее актуальных задач сельхозпроизводителей. Загрязнение почвенного покрова, поверхностных и подземных вод такими отходами приводит к деградации окружающей среды, поэтому важно своевременно их утилизировать. В мировой практике имеется достаточный опыт производства биогазовых установок, позволяющих использовать в качестве сырья коммунальные и сельскохозяйственные отходы с получением, в том числе, эффективного удобрения. Органические удобрения – важнейший элемент технологии получения здоровой растениеводческой продукции.

Перемешивание субстрата в биореакторах преследует следующие цели [1, 2, 3]:

- ускорение заквашивания свежей порции сырья вследствие контакта с биологически активной жидкостью в реакторе, поддержание контакта между ферментами и их субстратами;
- равномерное распределение тепла и питательных веществ по объему реактора;
- предотвращение образования корочки на границе жидкой и газообразной сред;
- интенсификация выделения биогаза из субстрата.

Перемешивание может производиться механическими приспособлениями в ферментере (мешалками), перекачиванием сырья из верхней зоны в нижнюю с помощью насоса, расположенного, как правило, вне реактора [4], и пневматически посредством барботирования биогазом массы в реакторе. Преимущества и недостатки указанных методов перемешивания подробно описаны в [5]. В Германии развита целая система биогазовых станций, до 90 % установок укомплектованы различными по конструкции мешалками [1].

В работе [6] приведена интересная конструкция установки метанового брожения, технология запатентована [7]. Установка реализует метод перемешивания, основанный на внешней циркуляции сырья, отличается подводом субстрата в верхнюю и нижнюю часть цилиндрического реактора одновременно. Верхний выпускной патрубок оснащен аксиально-

лопастным «закручивателем». Подача снизу препятствует образованию осадка, закручивающее устройство позволяет разбивать корку.

Обзорная статья [8] посвящена анализу влияния режимов перемешивания на процесс сбраживания в реакторе, а точнее на выход метана. Отмечается важность проектирования режима смешения с учетом, прежде всего, процессов на химическом и микробиологическом уровнях, требуется учитывать стадии анаэробного сбраживания – гидролиз, ацидогенез, ацетогенез и метаногенез.

Экспериментальные исследования показали, что при сбраживании отходов жизнедеятельности крупного рогатого скота (КРС) выход биогаза увеличивается при перемешивании субстрата в сравнении с вариантом без перемешивания в работе [8] – на 70 %, в работе [9] – в 1,5 раза. Наблюдается рост выхода газа при увеличении частоты вращения мешалки [8].

Напротив, высокая интенсивность перемешивания и возникающие напряжения сдвига отрицательно сказываются на жизнедеятельности микроорганизмов – подавляется их активность, разрушается флокуляционная структура («консорциумы микроорганизмов») [8, 10]. Некоторые виды микроорганизмов могут быть уязвимыми к механическим повреждениям из-за особой морфологии клеток – нитевидных или других структур со значительными линейными размерами. Есть публикации, показывающие необходимость организации в реакторе «защитных» застойных зон, которые могут служить центрами инициации метаногенов и защищать их от закисления [8].

Кроме того, непрерывная работа мешалки способствует быстрому гидролизу, в результате чего накапливаются кислоты, ингибирующие метаногенные бактерии. В работе [8] анализируется механизм снижения выхода биогаза при интенсивном перемешивании. Отмечаются работы авторов, которые показали на экспериментальных данных, что даже при полном разрушении конгломератов (хлопьев) микроорганизмов валовой выход биогаза не уменьшается.

Противоречащие результаты приведены по выходу биогаза при варьировании режимов перемешивания (частота вращения мешалки, периодичность включения) – выход газа мог возрастать и падать при схожих режимах обработки [4, 8]. Однозначно показано, что наличие перемешивания увеличивает выход газа в сравнении с его полным отсутствием, а периодическое перемешивание лучше непрерывного в силу меньших затрат электроэнергии. Авторы [4] исследовали реактор с перемешиванием методом циркуляции субстрата внешним насосом. Пришли к выводу, что непосредственно интенсивность перемешивания не дает значительного вклада в выход биогаза, но совместно с подачей свежей порции субстрата эффективность установки растет.

В лабораторном исследовании [11] сравнивали выход биогаза из реакторов, оснащенных различными способами перемешивания: с помощью циркуляции газа или субстрата и пропеллерной мешалкой (установлена вертикально по оси реактора, диаметр 62 мм, частота вращения 275 об/мин, диаметр цилиндрического реактора 152 мм). Интенсивность перемешивания субстрата подбирали исходя из рекомендаций Агентства по охране окружающей среды США для допустимого энергопотребления при смешивании в реакторах – 8 Вт/м³. В процессе сбраживания периодически отбирали пробы, отражающие биохимические процессы, анализировался состав биогаза и его выход. Сделан вывод о незначительном влиянии способа перемешивания и вообще его наличия на выход биогаза – рост в рамках погрешности эксперимента. Значительной разницы между способами перемешивания также не обнаружено. Отмечается, что перемешивание оказывает большее влияние на выход биогаза в случае сбраживания более концентрированных субстратов.

С целью оценки эффективности перемешивания, подбора конструкции мешалки и режимов ее работы наиболее часто используют методы математического моделирования гидродинамических условий в ферментере [8, 2, 9, 10]. При моделировании особое внимание уделяется наличию зон в реакторе с высокой интенсивностью движения субстрата и застойных зон. Дискуссионными остаются вопросы учета отдельных параметров гидродинамического процесса и физических характеристик субстрата, особенно в части их изменения в процессе сбраживания (от нескольких дней до нескольких месяцев).

В работе [10] моделировался реактор диаметром 18 м, объемом 1400 м³, использовали две пропеллерные трехлопастные мешалки с погружным двигателем, расположенные диаметрально на стойках в объеме реактора (вал мешалки располагался горизонтально, перпендикулярно оси реактора). При расчетах варьировали высоту расположения мешалки над днищем аппарата и угол поворота мешалки в горизонтальной плоскости.

В исследованиях [2, 12] критериями эффективности перемешивания приняты однородность поля температур и поля скоростей по объему реактора, процент максимальных температур, процент холодных (температура ниже установленного режима сбраживания) застойных зон и зон с близкой к нулю скоростью течения. Изучали запатентованные конструкции реакторов с циркуляционными трубами различных конструкций. К сожалению, математическое описание термодинамических параметров в работе отсутствует, не указан способ подогрева реактора/субстрата. Расчетные данные не подтверждены экспериментально.

В работе [13] сделан акцент на проектирование биогазовых установок малой мощности с одним реактором. В лабораторных условиях сравнивали интенсивность образования биогаза на вертикальной цилиндрической установке (объем 17 л) с лопастными мешалками, установленными вертикально, горизонтально и под углом к оси аппарата. Перемешивание производилось в течение 1,5 мин один раз в сутки с частотой 80-100 об/мин. Наибольшую эффективность по выходу биогаза показал реактор с многолопастной мешалкой на горизонтальной оси (перпендикулярно оси аппарата). Результат закономерный, так как, по-видимому, лопасти мешалки расположены под нулевым углом к валу мешалки и при вращении обеспечивают более эффективный массообмен – подъем массы со дна аппарата. Отмечается значительная неравномерность выхода биогаза по времени эксперимента (до 20 дней) на установке без мешалки, что связано с неравномерным распределением микроорганизмов в реакторе и локальным накоплением продуктов переработки.

Авторы работы [14] моделировали поле скоростей в промышленном биореакторе (диаметр 18 м, высота наполнения 5,5 м) и проводили верификацию на лабораторной установке. Принято, что однородность субстрата по объему оптимальна для протекания биохимических процессов, если за критерии однородности выбраны постоянство средней

скорости во всех точках в объеме реактора и пространственные составляющие этой скорости (v_x , v_y , v_z). Исследовали пропеллерную и лопастную мешалки.

Очевидно, что основными критериями эффективности перемешивания будут являться показатели, связанные с качеством получаемой продукции – биогаза и жидкого субстрата. Как показано ранее [15], жидкий субстрат может являться эффективным органическим удобрением, соответственно критерии эффективности производственного процесса в биореакторе должны быть связаны с качественными показателями получаемого удобрения – определенным химическим и микробиологическим составом. В связи с этим полезно рассмотреть работы исследователей, демонстрирующие в некоторой степени возможность моделировать кинетику биохимических реакций в биогазовой установке при различных условиях перемешивания. В частности, в работах [16, 17] математическая модель включает кинетику основных анаэробных процессов – гидролиз сырья, кислотообразование, метаногенез, учитывались концентрации жирных кислот и pH среды. Перемешивание производили с интенсивностью, характеризующейся граничными числами критерия Пекле – 0,0267 и 267. Показано, что при высокой интенсивности перемешивания субстрат преобразуется в большей степени в жирные кислоты, а не в целевой продукт – метан. В качестве сырья в установках использовали смеси коммунальных отходов с отходами животноводства.

На примере сбраживания отходов жизнедеятельности КРС авторами работы [18] дополнительно отбирались пробы для контроля микробных популяций при различных режимах перемешивания в зонах биореактора. Кинетическая модель, описывающая жизнедеятельность микроорганизмов, включала стадию ферментативного гидролиза, четыре стадии микробного роста, эффекты ингибирования.

В работе [19] сделан обзор методов онлайн-мониторинга параметров среды в биореакторе при перемешивании. Экспериментально определяли поля скоростей методом трассерной визуализации (PIV – Particle Image Velocimetry) в модельном реакторе с прозрачным субстратом. Исследовали три типа мешалок: лопастная (частота вращения 100–250 об/мин), пропеллерная (1000–2000 об/мин) и на длинном валу (400–700 об/мин). Варьировали угол наклона вала мешалки к оси реактора. Смоделированы поля скоростей для реакторов, даны рекомендации по расположению датчиков контроля параметров. Так как в работе исследо-

вали наиболее распространенный в Германии тип промышленных установок большого объема, то данный опыт в полной мере невозможно распространить на используемый в нашей работе тип биореактора.

Авторы работы [20] исследовали экспериментальный реактор объемом 923 м³ (внутренний диаметр 14 м), оборудованный двумя мешалками: длинноосной лопастной (частота вращения 75 об/мин, диаметр 1,6 м) и пропеллерной (365 об/мин, 766 мм). Среднее время перемешивания в час – 20 мин. Кроме поля скоростей по объему реактора, также определяли вязкость, концентрацию сухого вещества и летучих органических соединений, а также буферную емкость. На комплексе измеряемых параметров в течение длительного времени переработки массы в биореакторе (до 6 недель) показаны зависимости изменения скоростей потока от содержания сухого вещества и вязкости субстрата. Содержание сухого вещества за 6 недель увеличилось на 38 %, вязкость возросла на 85 %, соответственно скорость в определенных точках снизилась на 97 %.

Большинство исследователей пришли к выводу, что однозначно определиться с параметрами процесса перемешивания на основе лабораторных экспериментов, результатов моделирования или расчета невозможно [1, 8, 11]. Режимы перемешивания (частота вращения мешалки, периодичность включения) должны определяться на этапе отладки работы биореактора, что, как правило, и делается на реальных объектах. Из-за разнообразия выпускаемых промышленностью конструкций смесительных устройств сравнение результатов моделирования разных авторов является затруднительным.

Цель исследования – подбор мешалки и оптимизация условий перемешивания субстрата в ферментерах действующей опытной биогазовой установки анаэробного сбраживания отходов с целью получения, прежде всего, жидкого субстрата – эффективного органического удобрения.

Научная новизна – исследование физико-химических свойств субстрата биогазовой установки, работающей на отходах жизнедеятельности крупного рогатого скота со специфическим режимом анаэробного сбраживания, и модернизации общепринятой методики моделирования процессов перемешивания для оценки гидродинамических условий в ферментере, имеющем конкретные геометрические размеры и ограничения. Ограничения, прежде всего, связаны со снижением влияния высокой

интенсивности перемешивания на консорциумы микроорганизмов. Указанная методика может быть использована при проектировании смесительных устройств и режимов перемешивания субстрата в биореакторах.

Материал и методы. Представленные далее расчеты основываются на полуэмпирических зависимостях, позволяющих оценить необходимые гидродинамические параметры движения среды в ферментере при перемешивании. Основные решаемые задачи – выбор оптимального перемешивающего устройства и его геометрии, параметров режима перемешивания, дальнейшая оценка необходимой установленной мощности электродвигателя мешалки.

Для расчета конструктивных параметров перемешивающих устройств и гидродинамических режимов процесса используется наиболее распространенная методика, утвержденная приказом СОЮЗХИММАШа, Руководящий документ РД 26-01-90-85¹. В РД изложены рекомендации по выбору конструкции перемешивающего устройства, методике расчёта мощности, затрачиваемой на перемешивание среды в реакторе при разных режимах. РД устанавливает методы расчета процессов пере-

мешивания для различных по конструкции аппаратов и жидких сред с неодинаковой дисперсностью и вязкостью.

Объектом исследования являются биогазовые установки серии БГУ, предназначенные для переработки органических отходов и получения из них продуктов с высокой добавленной стоимостью: газомоторного топлива (метан), высокоэффективных биоорганических удобрений.

Научно-производственная компания ООО «Станция-А» реализовала в 2020 г. на территории Новосибирского Академгородка проект получения органических удобрений методом анаэробного сбраживания. В основу технологической цепочки положены авторские свидетельства В. Н. Кононова (г. Киров) и А. А. Рубцова (г. Новосибирск) и получен патент на изобретение [21].

На данный момент функционирует опытная установка, произведенная по указанному патенту, получена опытная партия инновационной продукции – удобрение (органобиологическая подкормка). Функциональная схема процесса получения органического удобрения представлена на рисунке 1.

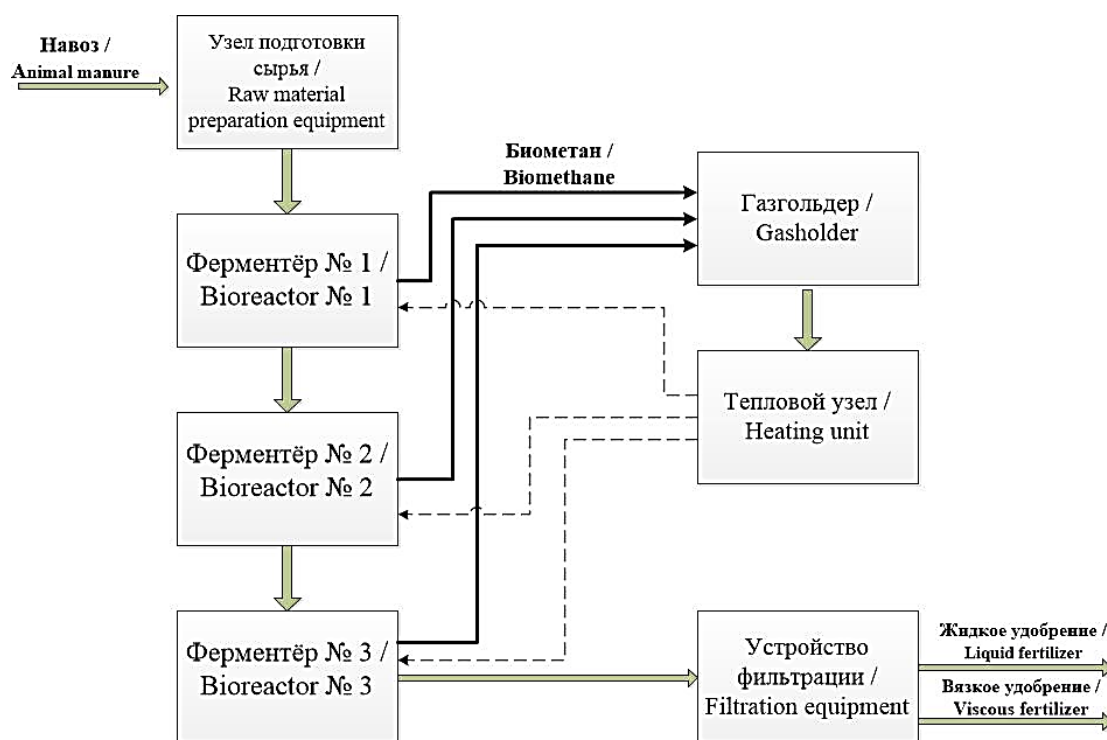


Рис. 1. Функциональная схема технологического процесса получения органических удобрений /
Fig. 1. Functional diagram of the technological process for producing organic fertilizers

¹РД 26-01-90-85. Механические перемешивающие устройства. Метод расчёта. Утвержден и введен в действие приказом СОЮЗХИММАШа от 15.11.85 № 129. Л.: РТП ЛенНИИХиммаша, 1985. 257 с.
URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200043740?ysclid=lpky4qxwu8527597254>

Общая схема технологической линии изображена на рисунке 2. На рисунке 3 приво-

дится сборочный чертеж ферментера с обозначением геометрических размеров.

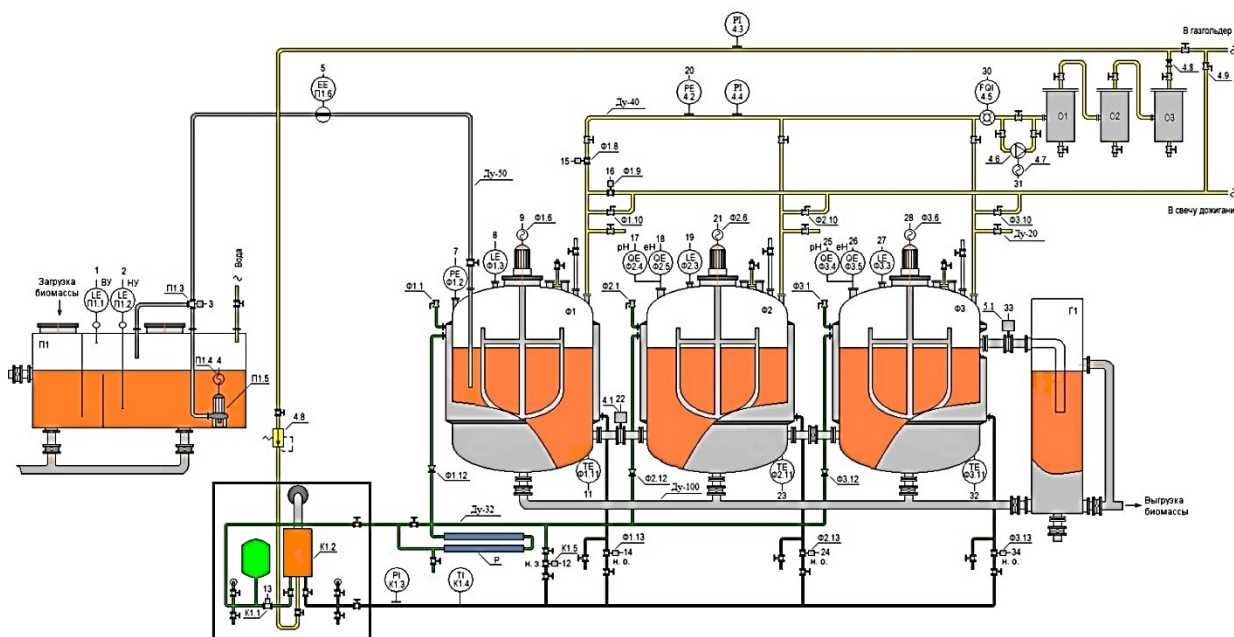


Рис. 2. Технологическая схема биогазовой станции БГУ /
Fig. 2. Technological diagram of the biogas station

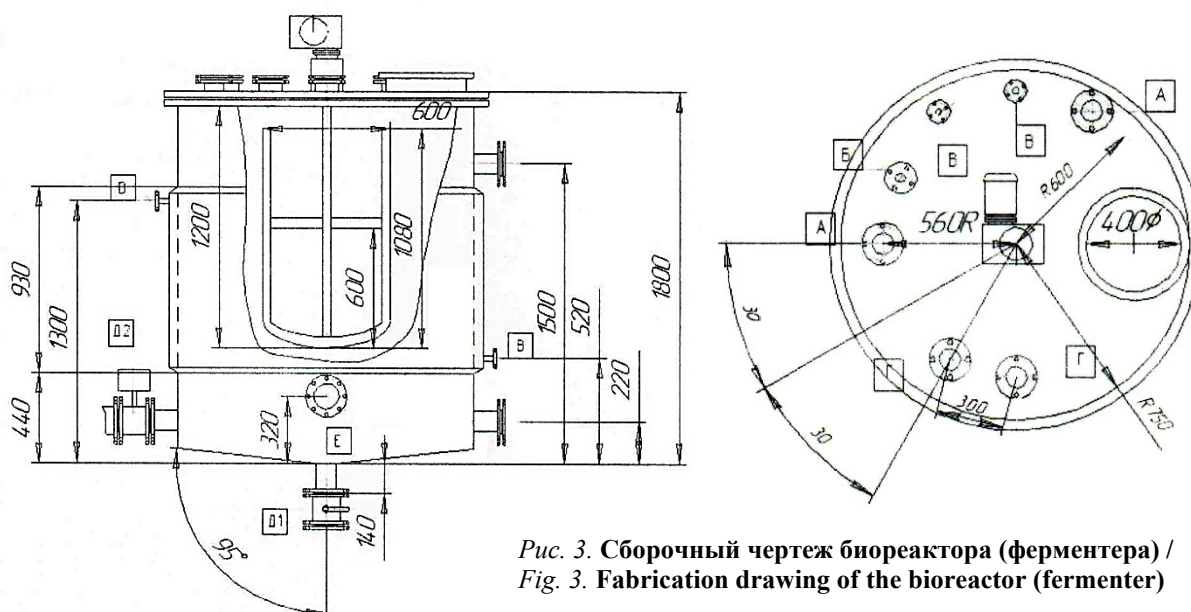


Рис. 3. Сборочный чертеж биореактора (ферментера) /
Fig. 3. Fabrication drawing of the bioreactor (fermenter)

Описание технологического процесса на стадии ферментации можно представить следующим образом. Основой процесса анаэробного сбраживания является нахождение органического субстрата в бескислородном состоянии в нескольких емкостях (ферментерах) с определенными физико-химическими параметрами, соответствующими параметрам желудочно-кишечного тракта коровы. Каждому ферментеру соответствует своя микробиологическая среда: температура, pH, eH, давление.

В последнем ферментере-дображивателе происходит температурное обеззараживание субстрата от патогенной микрофлоры и окончание процесса выделения биогаза (биометана).

Выделение биогаза происходит в процессе анаэробного сбраживания без каких-либо химических добавок. Биогаз проходит очистку и собирается в газгольдере-накопителе. При достижении требуемой порции биогаза по давлению и количеству тепловой узел автоматически переходит на собственное

потребление. Таким образом, выделившийся в технологическом процессе биогаз полностью потребляется установкой, что снижает себестоимость производимого удобрения. Периодическое перемешивание субстрата в ферментерах гомогенизирует и делает субстрат однородным по температуре и плотности, облегчает перелив в последующие ферментеры.

Время нахождения субстрата в ферментерах – 21 сутки, что достаточно для полного оптимального процесса его переработки. Слив порции готового субстрата и закачивание новой порции сырья в первый ферментер производится ежедневно. Процесс анаэробного сбраживания в ферментерах непрерывный. Рабочая температура в емкостях ферментеров определяется мезофильным режимом сбраживания.

Жидкий субстрат – органическое удобрение образуется в ферментерах при переработке жидких органических отходов (на данный момент – отходы КРС). Влажность удобрения доводится до 96-97 %.

Для целей расчета режимов перемешивания принято, что субстрат представляет собой суспензию (гетерогенная смесь жидкости и взвешенной в ней твердой фазы), учет химических процессов, в том числе вызванных жизнедеятельностью микроорганизмов, не производится. Также при расчете не учитывается изменение реологических свойств суспензии, концентрации твердой фазы и размеров частиц твердой фазы, которые непрерывно происходят в условиях ферментера в результате жизнедеятельности микроорганизмов.

В рамках данной работы пробы субстрата отбирали из третьего ферментера и лабораторные исследования проводили физико-химическими методами. Более подробно характеристики субстрата, образующегося в ферментерах данной биогазовой установки, будут приведены в другой работе авторов. Здесь ограничимся механическими характеристиками субстрата (суспензии), которые необходимы нам в качестве исходных данных для расчета режимов перемешивания (табл. 1).

Таблица 1 – Физические характеристики субстрата биогазовой установки при рабочей температуре ферментера / Table 1 – Physical characteristics of the substrate of biogas unit at operating temperature of the fermenter

Проба / Sample	Массовая концентрация BB и CO, мг/л / Mass concentration of SM and DR, mg/l	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с / Dynamic coefficient of viscosity, mPa·s	Плотность субстрата, кг/м³ / Mass density of substrate, kg/m³	Средняя плотность твердых частиц, кг/м³ / Average mass density of solid particles, kg/m³	Содержание минеральной части в осадке, масс. % / Content of mineral part in the sediment, mass percentage
Субстрат / Substrate	8224,7±93	0,560	993,5	1980,9	43,0

Примечания: BB – взвешенные вещества, CO – сухой остаток / Notes: SM – suspended materials, DR – dry residue.

Определение концентрации взвешенных веществ и сухого остатка проводили с использованием методики РД 52.24.468-2019 «Массовая концентрация взвешенных веществ и сухого остатка в водах. Методика измерений гравиметрическим методом». Суммарное содержание взвешенных веществ и сухого остатка определяли гравиметрическим методом при выпаривании известного объема анализируемой пробы субстрата и высушивании до постоянной массы при температуре 100 °С.

Вязкость измеряли ротационным вискозиметром (экспресс-анализатор ЭАК-1М) с калибровкой по дистиллированной воде.

Определение плотности и средней плотности твердых частиц проводили пикнометрическим методом. Образцы твердой фракции готовились выпариванием аликвоты субстрата в фарфоровых чашках и измельчались в ступке.

Определение минеральной составляющей проводилось выпариванием субстрата в фарфоровых чашках (выделение твердой фракции субстрата) и прокаливанием навески в муфельной печи при 1000 °С.

Согласно РД², данная суспензия считается малоконцентрированной, так как объемная доля твердой фазы в ней не превышает 0,1, а массовая – 0,2 (табл. 1). Предполагается отсутствие существенного влияния твердых частиц на гидродинамические характеристики при перемешивании.

Обоснование выбора типа мешалки и ее расположения в ферментере. Основная задача, которая решается установкой мешалки в ферментере, – предотвращение расслоения суспензии (субстрата) под действием силы тяжести, т. е. его гомогенизация по вертикали. При этом

²РД 26-01-90-85. URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200043740?ysclid=lpky4qxwu8527597254>

радиальной (по радиусу мешалки) неоднородностью концентрации, формирующейся благодаря возникающей при вращении мешалки центробежной силе, можно пренебречь.

Эффективность перемешивания суспензии можно характеризовать относительной разностью концентраций взвешенных частиц по высоте аппарата (ΔX_{\max}) и согласно исследованиям Л. Н. Брагинского с соавт. [22] определением минимальной окружной (линейной, u) скорости лопастей мешалки, достаточной для полного подъема твердых частиц с дна, – при большей окружной скорости осадок образовываться не будет. Соответственно, чем меньше абсолютное значение ΔX_{\max} , тем эффективнее работает мешалка.

В рамках предварительного расчета предлагается сравнить эффективность распределения твердых частиц при работе мешалки (по параметру ΔX_{\max}) для двух видов:

1) рекомендованной трехлопастной мешалки (рис. 4);

2) установленной в аппарате на данный момент рамной мешалки (рис. 5).

В обзорных работах В. М. Барабаш с коллегами [23, 24] отмечено, что наиболее рациональной конструкцией в случаях перемешивания суспензий в вертикальных цилиндрических реакторах является мешалка трехлопастного типа и ее модификации. При этом частота вращения мешалки может быть достаточно низкой, а диаметр, в отличие от типовых вариантов компоновки аппарата по РД³, достаточно большим. Для дальнейших исследований нами выбрана трехлопастная мешалка (рис. 4) с геометрией, рекомендованной РД⁴ и источником [23]. Для интенсификации вертикального перемещения используются наклонные лопасти (30°).

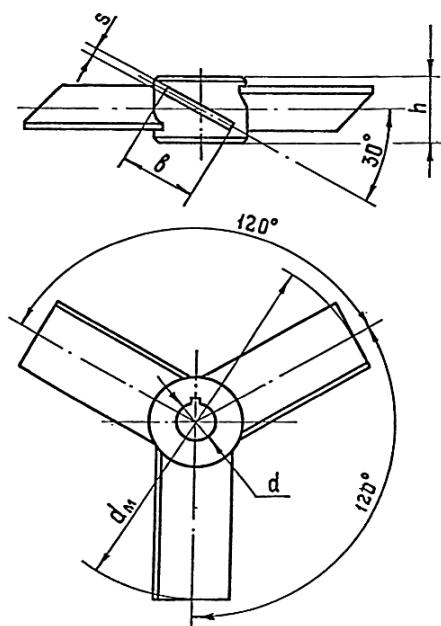


Рис. 4. Схема трехлопастной мешалки, тип 01⁵:
 s, d, b, h – геометрические параметры, зависящие от d_m /
Fig. 4. Diagram of three-bladed stirrer, type 01⁵:
 s, d, b, h – geometric parameters depending on d_m

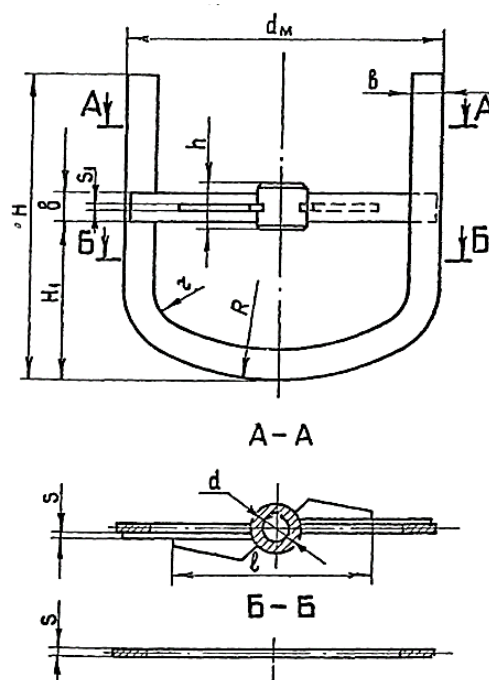


Рис. 5. Схема рамной мешалки, тип 10⁶:
 $l = 0,7d_m; r = 0,152d_m; R = 0,82d_m; s_1 = 1,2s$
Fig. 5. Diagram of gate stirrer, type 10⁶:
 $l = 0,7d_m; r = 0,152d_m; R = 0,82d_m; s_1 = 1,2s$

³РД 26-01-90–85. URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200043740?ysclid=lpky4qxwu8527597254>

⁴Там же.

⁵АТК 24.201.17-90. Альбом типовых конструкций. Мешалки. Типы, параметры, конструкция, основные размеры и технические требования. Утверждено Мин-вом тяж. машиностроения СССР от 27.11.90 № ВА-002-1-11125. М., 1991. 32 с. URL: <https://gostrf.com/normadata/1/4293831/4293831993.pdf?ysclid=lqbwvsjll1973301013>

⁶Там же.

Согласно⁷ [22], уменьшение высоты установки мешалки над днищем аппарата способствует подъему твердых частиц, но чрезмерное приближение приводит к увеличению потребляемой мощности. Рекомендованная высота размещения мешалки над днищем:

- (0,5...1,0) d_m при $\Gamma_D \geq 1,5$,
- (0,5...5,0) ($\Gamma_D - 1$) d_m при $\Gamma_D < 1,5$.

где Γ_D – симплекс геометрического подобия (методика расчета дана ниже).

Методика расчета оптимальных параметров перемешивания. Введем основные параметры и определения.

Критерии гидродинамического подобия для процесса перемешивания определяются следующим образом:

1. Критерий Рейнольдса (центробежный):

$$Re_u = \frac{\rho_c \cdot n \cdot d_m^2}{\eta_c}, \quad (1)$$

где ρ_c – плотность суспензии, кг/м³; n – частота вращения мешалки, с⁻¹; d_m – диаметр мешалки; η_c – динамический коэффициент вязкости суспензии, Па·с.

Критическое значение этого критерия:

$Re_u^{kp} \approx 80$ – переход от ламинарного к турбулентному режиму (переходная область), разбитый турбулентный режим – при $Re_u > 1000$.

2. Критерий мощности (центробежный критерий Эйлера):

$$K_N = \frac{N}{\rho_c n^3 d_m^5}, \quad (2)$$

где N – мощность, затрачиваемая на перемешивание, Вт.

3. $\Gamma_D = D/d_m$ – симплекс геометрического подобия, характеризующий конструкцию мешалки.

Характеристики аппарата и мешалки:

d_m – диаметр мешалки;

D – внутренний диаметр аппарата;

H – высота заполнения аппарата рабочей средой без перемешивания;

z_m – число мешалок на валу;

ζ – коэффициент сопротивления мешалки;

k_2 – коэффициент циркуляционного расхода.

Расчет основных параметров, характеризующих гидродинамические потоки в процессе перемешивания, произведем, основываясь на нормативной методике РД⁸ для турбулентных

условий в области чисел Рейнольдса от 10^3 до 10^6 . Оценка величин отдельных параметров проводилась с учетом рекомендаций исследований авторов из библиографического списка данной работы – пояснения даны в тексте.

Перенос частиц твердой фазы суспензии в вертикальном (осевом) направлении описывается уравнением:

$$\Delta X_{\max} = \frac{Pe_m}{1 - e^{-Pe_m}} - 1, \quad (3)$$

где: $\Delta X_{\max} = \max \left[\frac{X(h) - X_{cp}}{X_{cp}} \right]$ – значение относительной разности концентраций взвешенных частиц по высоте аппарата; $X(h)$ – концентрация твердой фазы на расстоянии h от днища ферментера; X_{cp} – средняя концентрация твердых частиц в аппарате;

Pe_m – модифицированный критерий Пекле, который отражает отношение скорости сепарации частиц под действием силы тяжести к скорости их переноса турбулентной диффузией. Согласно [22], за критическое значение Pe_m можно принимать 0,45, т. е. при $Pe_m < 0,45$ предотвращается осаждение твердых частиц для большинства промышленных применений.

Для случая аппарата (ферментера) без перегородок и других внутренних устройств критерий Пекле будет иметь вид:

$$Pe_m = (w_{oc} - w_2) \frac{H}{D_T}, \quad (4)$$

где: w_{oc} – скорость осаждения твердых частиц, определяется по формуле:

$$w_{oc} = 1,15 \sqrt{\frac{d_c(\rho_m - \rho_{ж})g}{\rho_{ж}}},$$

где: d_c – средний диаметр частиц; ρ_m , $\rho_{ж}$ – плотность твердой и жидкой фаз суспензии;

D_T – коэффициент турбулентного переноса;

w_2 – скорость восходящего потока перемешиваемой среды определяли:

$$w_2 = \frac{4q}{\pi(D^2 - d_m^2 \cdot \bar{r}_m^2)}. \quad (5)$$

В соответствии с диффузионно-циркуляционной моделью при отсутствии в аппарате внутренних устройств формируются две концентрические зоны – центральная и периферийная, которые геометрически характеризуются параметром r_m (радиус раздела зон – расстояние от оси вала мешалки до поверхности

⁷РД 26-01-90–85. URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200043740?ysclid=lpky4qxwu8527597254>

⁸Там же.

раздела указанных зон). Для мешалок с вертикальными лопастями (якорных, рамных) определяющей является центральная зона, для мешалок с горизонтальными лопастями (лопастных) – периферийная. Перемешивание в каждой из зон осуществляется за счёт турбулентной диффузии,

а обмен между ними обеспечивается циркуляцией, диффузия через границу зон не учитывается.

Циркуляционный расход между центральной и периферийной зонами q , а также коэффициенты турбулентного переноса определяются в зависимости от геометрии аппарата:

1) при $\Gamma_D > 1,5$ для мешалок с горизонтальными лопастями:

$$D_T = 0,318 \cdot n \cdot d_m^2 \cdot \frac{(\Gamma_D - \bar{r}_m)^2}{\Gamma_D^2 - \bar{r}_m^2} \cdot [1,6\psi_1(\bar{r}_m^5 - 1) + 1,5\psi_2(\bar{r}_m^4 - 1) + (\bar{r}_m^2 - 1) + 2 \lg \Gamma_D] \cdot (1 + \psi_1 + \psi_2), \quad (6)$$

$$q = k_2 \cdot n \cdot d_m^3 \cdot \exp(6,9(1 + \psi_1 + \psi_2)); \quad (7)$$

2) при $\Gamma_D \leq 1,5$ для мешалок с вертикальными лопастями:

$$D_T = 0,318 \cdot n \cdot d_m^2 \cdot \bar{r}_m^2 \cdot [1,6\psi_1 \bar{r}_m^3 + 1,5\psi_2 \bar{r}_m^2 + 1], \quad (8)$$

$$q = k_2 \cdot n \cdot d_m^3, \quad (9)$$

где: ψ_1 и ψ_2 – параметры профиля окружной скорости жидкости в аппарате (по РД⁹); $\bar{r}_m = 2r_m / d_m$ – относительный радиус раздела зон. Радиус раздела зон r_m равен радиусу максимума окружной скорости жидкости при перемешивании, в точке максимума градиент окружной скорости принимает нулевое значение, соответственно r_m можно определить решением уравнения:

$$\frac{du(r)}{dr} = 4\psi_1 \bar{r}_m^3 + 3\psi_2 \bar{r}_m^2 + 1 = 0. \quad (10)$$

По уравнению (10) определяются корни (значение \bar{r}_m), и выбирается наиболее подходящий радиус раздела зон, учитывая рекомендации [22]: $r_m = (0,35 \div 0,40)d_m$.

Параметры профиля окружной скорости можно найти, используя методику РД¹⁰. Параметр ψ_1 определяется по экспериментальным графикам в зависимости от параметра гидравлического сопротивления (E), типа выбранной мешалки и Γ_D .

$$E = \frac{\gamma}{\zeta \cdot z_m \cdot \text{Re}_u^{0,25}}, \quad (11)$$

где: γ – параметр высоты заполнения аппарата (ферментера), для аппаратов со свободной поверхностью жидкости и без внутренних перегородок (устройств) рассчитывается:

$$\gamma = (8H / D) + 1.$$

Параметр профиля окружной скорости ψ_2 рассчитывается в зависимости от Γ_D :

$$1) \text{ при } \Gamma_D \geq 1,5: \psi_2 = -0,5 - 1,25 \cdot \psi_1, \quad (12)$$

$$2) \text{ при } \Gamma_D \leq 1,33: \psi_2 = -u_1 - u_2 \cdot \psi_1, \quad (13)$$

где: u_1 и u_2 – параметры, зависящие от типа мешалки, значения Γ_D можно определить по РД¹¹ или методике [25]:

1) при $\Gamma_D > 1,5$ для мешалок с горизонтальными лопастями:

$$u_1 = 0,5, \quad u_2 = 1,25, \quad (14)$$

2) при $\Gamma_D \leq 1,5$ для мешалок с вертикальными лопастями:

$$u_1 = \frac{7\Gamma_D - 6}{21\Gamma_D - 20}; \quad u_2 = \frac{28\Gamma_D - 27}{21\Gamma_D - 20}. \quad (15)$$

Результаты и их обсуждение. Параметры выбранных мешалок, рассчитанные по вышеуказанной методике, представлены в таблице 2.

Для расчета и подбора оптимальных параметров составляли математическую модель в программной среде. Варьировали рабочие параметры в диапазонах, рекомендованных в научных публикациях. Методом обратного счета определяли диаметр мешалки и частоту ее вращения, ориентируясь на значения критерия Пекле и минимизацию величины ΔX_{\max} . Согласно [22], рекомендованная величина модифицированного критерия Пекле – менее 0,45, соответственно при $Pe_m < 0,45$ предотвращается осаждение твердых частиц суспензии при работе мешалки.

⁹РД 26-01-90-85. URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200043740?ysclid=lpky4qxwu8527597254>

¹⁰Там же.

¹¹Там же.

Таблица 2 – Параметры выбранных мешалок и аппарата /
Table 2 – Parameters of selected stirrers and fermenter

Наименование величины, параметра / Name of value, parameter	Значение для рамной мешалки / Value for gate stirrer	Значение для лопастной мешалки / Value for paddle-type stirrer			Источник информации / A source of information
		вариант 1 / variant 1	вариант 2 / variant 2	вариант 3 / variant 3	
Внутренний диаметр аппарата, D , м / Internal diameter of the fermenter, D , m	1,50	1,50	1,50	1,50	ТУ / TS
Высота заполнения аппарата рабочей средой без перемешивания, H , м / Height of filling the fermenter with working medium without mixing, H , m	1,44	1,44	1,44	1,44	ТУ / TS
Диаметр мешалки, d_m , м / Stirrer diameter, d_m , m	0,60	0,85	0,85	1,00	расчет, с учетом реком. [23] / calculation GD, [23]
Частота вращения мешалки, n , с ⁻¹ / Rate of stirrer rotation, n , s ⁻¹	0,5	1,0	2,0	0,5	Расчет / Calculation
Число мешалок на валу, z_m , шт. / Number of stirrers on the shaft, z_m , pieces	1	1	1	1	ТУ / TS
Коэффициент сопротивления мешалки, ζ / Resistance factor of stirrer, ζ	1,28	0,56	0,56	0,56	РД / GD
Коэффициент циркуляционного расхода, k_2 / Circulation flow coefficient, k_2	0,033	0,0028	0,0028	0,0028	РД / GD
Рекомендованная величина Γ_D / Recommended value of Γ_D	1,1...1,3	1,4...2,0 [23] 3...6 РД			РД, [23] / GD, [23]
Тип мешалки / Type of stirrer	Тип 10, рис. 5 / Type 10, fig. 5	Тип 01, наклон лопастей 30°, рис. 4 / Type 01, blade tilt 30°, fig. 4			РД, ATK ¹² / GD, ASD ¹²
Средний диаметр частиц суспензии, $d_{\text{с}}$, м / Average particle diameter of dis- persion, $d_{\text{с}}$, m	$0,3 \cdot 10^{-3}$	$80 \cdot 10^{-6}$	$0,3 \cdot 10^{-3}$	$80 \cdot 10^{-6}$	Протокол, ТУ / Protocol, TS

Примечания: РД¹³; ТУ – технические условия на биогазовую установку; протокол – результаты исследований проб субстрата физико-химическими методами /

Notes: GD¹³; TS – technical specifications for a biogas plant; protocol – results of studies of substrate samples using physical and chemical methods.

Результаты расчета параметров режима перемешивания приведены в таблице 3

По результатам обзора публикаций для гомогенизации суспензии рекомендована лопастная мешалка периодического действия с наклоном лопастей 30°, с геометрическими параметрами по РД¹⁴ и ATK¹⁵ (рис. 4). Простота изготовления и монтажа является важным ее преимуществом.

В таблице 2 указаны оптимальные диаметры и минимальные частоты вращения лопастных мешалок 1, 2 и 3 вариантов, при которых не допускается осаждение твердой фазы (т. к. Re_m меньше или близок 0,45).

Расчет скорости осаждения частиц при определении Re_m для рамной мешалки и лопастной мешалки 2 варианта производили для среднего размера частиц суспензии (субстрата) – 300 мкм, что соответствует результатам исследования субстрата среднему размеру минеральных твердых частиц, обладающих наибольшей плотностью и соответственно большей скоростью осаждения. Для лопастных мешалок 1 и 3 варианта расчет произведен для среднего размера частиц 80 мкм (характеристика целевого продукта по ТУ), то есть подобрана мешалка, позволяющая удерживать во взвешенном состоянии частицы размером

¹² ATK 24.201.17-90. URL: <https://gostrf.com/normadata/1/4293831/4293831993.pdf?ysclid=lqbwvsjll1973301013>

¹³ РД 26-01-90-85. URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200043740?ysclid=lpky4qxwu8527597254>

¹⁴ Там же

¹⁵ ATK 24.201.17-90. URL: <https://gostrf.com/normadata/1/4293831/4293831993.pdf?ysclid=lqbwvsjll1973301013>

менее 80 мкм, представляющие собой преимущественно твердую фазу органического происхождения. Но в этом случае минеральная часть будет осаждаться и накапливаться в приемке на дне ферментера, а затем удаляться через патрубок. При расчете режимов переме-

шивания для лопастной мешалки 3 варианта учтена необходимость снижения частоты вращения, соответственно максимально увеличен диаметр мешалки, при котором еще соблюдаются рекомендованные значения симплекса геометрического подобия (Γ_D).

Таблица 3 – Результаты расчета параметров перемешивания /
Table 3 – Results of calculation of mixing parameters

Наименование величины, параметра / Name of value, parameter	Формула / Formula	Значение для рамной мешалки / Value for gate stirrer	Значение для лопастной мешалки / Value for paddle-type stirrer /		
			вариант 1 / variant 1	вариант 2 / variant 2	вариант 3 / variant 3
Число Рейнольдса, Re_{Π} / Reynolds number, Re_{Π}	(1)	$3,2 \cdot 10^5$	$1,3 \cdot 10^6$	$2,6 \cdot 10^6$	$8,8 \cdot 10^5$
Отношение диаметра аппарата к диаметру мешалки, Γ_D / Ratio of plant vessel diameter to stirrer diameter, Γ_D	$\Gamma_D = D/d_m$	2,50	1,76	1,76	1,50
Параметр высоты заполнения, γ / Innager parameter, γ	$\gamma = (8H/D) + 1$	8,68	8,68	8,68	8,68
Параметр гидравлического сопротивления, E / Liquid resistance parameter, E	(11)	0,2853	0,4902	0,4902	0,5051
Параметр профиля окружной скорости, ψ_1 / Contour of tip speed parameter, ψ_1	PD^{16} / GD^{16}	-0,90	0,20	0,20	0,10
Параметр профиля окружной скорости, ψ_2 / Contour of tip speed parameter, ψ_2	(12), (13)	0,63	-0,75	-0,75	-0,63
Относительный радиус раздела зон, \bar{r}_m / Relative radius of zone separation, \bar{r}_m	Корни уравнения (10) / Roots of the equation (10)	0,880	0,785	0,785	0,802
Радиус раздела зон, r_m , м / Radius of zone separation, r_m , m	$\bar{r}_m = 2r_m / d_m$	0,264	0,334	0,334	0,401
Коэффициент турбулентного переноса в осевом направлении, D_T / Turbulent transfer coefficient in the axial direction, D_T	(6), (8)	$3,301 \cdot 10^{-2}$	$2,315 \cdot 10^{-2}$	$4,630 \cdot 10^{-2}$	$1,003 \cdot 10^{-2}$
Циркуляционный расход, q / Circulatory rate, q	(7), (9)	$3,564 \cdot 10^{-3}$	$3,757 \cdot 10^{-2}$	$7,513 \cdot 10^{-2}$	$3,630 \cdot 10^{-2}$
Скорость восходящего потока, w_2 , м/с / Upward velocity, w_2 , m/s	(5)	$2,303 \cdot 10^{-3}$	$2,652 \cdot 10^{-2}$	$5,303 \cdot 10^{-2}$	$2,878 \cdot 10^{-2}$
Скорость осаждения твердых частиц, w_{oc} , м/с / Sedimentation rate of solid particles, w_{oc} , m/s	(4)	$6,216 \cdot 10^{-2}$	$3,210 \cdot 10^{-2}$	$6,216 \cdot 10^{-2}$	$3,210 \cdot 10^{-2}$
Модифицированный критерий Пекле, Pe_m / Modified Peclet criterion, Pe_m	(4)	2,61	0,35	0,28	0,48
Перенос частиц твердой фазы суспензии в вертикальном (осевом) направлении, ΔX_{\max} / Transfer of solid phase particles in the vertical direction, ΔX_{\max}	(3)	1,82	0,19	0,16	0,26

¹⁶РД 26-01-90–85. URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200043740?ysclid=lpky4qxwu8527597254>

Максимальное снижение частоты вращения мешалки вызвано требованием минимизации воздействия на экосистему микроорганизмов в ферментере. Для поиска оптимального значения частоты вращения были построены расчетные зависимости, изображенные на рисунке 6, при различных значениях Γ_D (1,5; 2; 3). В качестве компромиссных можно определить значения в диапазоне 0,3...0,5 об/с (изгиб кривой), при которых значения критерия Пекле незначительно отличаются от рекомендован-

ного 0,45. К сожалению, на данный момент нет однозначной информации о влиянии высокой частоты вращения мешалки, а точнее о возникающих интенсивных турбулентных потоках у поверхности лопастей, на жизнедеятельность микроорганизмов субстрата. Низкие скорости вращения лопастей позволяют уменьшить их негативное воздействие на микробиоценозы, но могут приводить к образованию осадка и корки на поверхности.

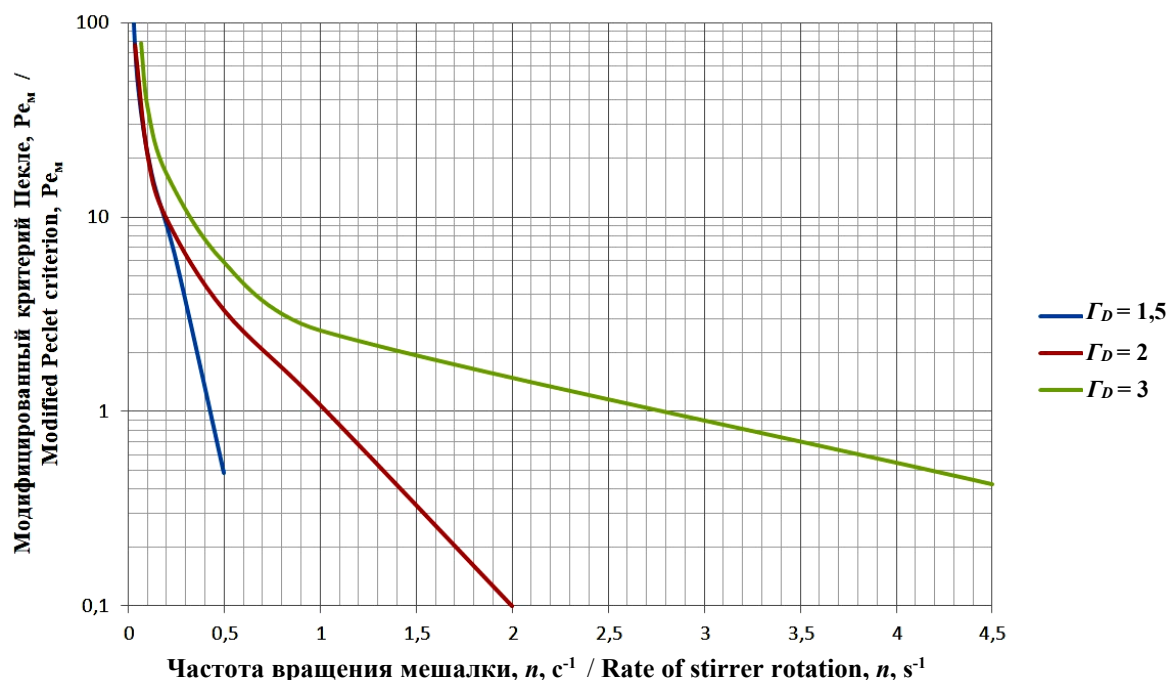


Рис. 6. Зависимость величины критерия Пекле от частоты вращения мешалки при различных значениях Γ_D (в логарифмических координатах, расчетные данные) /

Fig. 6. Dependence of Peclet (Pe_m) criterion on the stirrer rotation speed for different values of Γ_D (in logarithmic coordinates, calculated data)

Проводя сравнение расчетных параметров процесса для лопастных мешалок и рамной мешалки, фактически установленной в аппарате, можно видеть, что рамная мешалка не обеспечивает эффективного перемешивания в части гомогенизации суспензии – $Pe_m = 2,61$, $\Delta X_{\max} = 1,82$, но значения указанных параметров незначительно отличаются от оптимальных. Кроме того, установленная рамная мешалка не соответствует рекомендованным¹⁷ [23] значениям параметра Γ_D . Дополнительно сравним потребление электрической мощности рамной мешалкой и рекомендованными лопастными мешалками.

Расчет потребляемой мощности производили с использованием критерия мощности

по формуле (2) с учетом рекомендаций и графических материалов РД¹⁸. Для типовых конструкций мешалок используем графические зависимости критерия мощности от числа Рейнольдса, полученные на основе данных широкомасштабного эксперимента. Расчет мощности, непосредственно потребляемой при перемешивании, показал, что рамной мешалке требуется 3,5 Вт, лопастным 1, 2, 3 вариантов – 38,2; 305,7 и 9,4 Вт соответственно.

Для определения периодичности включения мешалки проводили отстаивание проб субстрата в лабораторных условиях в цилиндрической делительной воронке. Через определенные промежутки времени отбирали пробы

¹⁷РД 26-01-90–85. URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200043740?ysclid=lpky4qxwu8527597254>

¹⁸Там же

осветленной жидкости и анализировали на содержание взвешенных веществ и сухого остатка. Суммарное содержание взвешенных веществ и сухого остатка определялось гравиметрическим методом при выпаривании известного объема анализируемой пробы субстрата и высушивании до постоянной массы при температуре 95 °С.

Изменение концентрации твердой фазы в осветленном субстрате происходит в первый час, в дальнейшем изменения незначительные. В первый час происходит, в основном, осаждение минеральной части субстрата (остаток после прокаливании твердого осадка при 1000 °С), т. к. частицы имеют большую плотность. Органическая часть твердой фазы в течение 24 часов лабораторного эксперимента практически не осаждается, т. к. представляет собой преимущественно коллоидные частицы.

Расчетная скорость осаждения частиц размером 300 мкм составляет $6,216 \cdot 10^{-2}$ м/с, частиц 80 мкм – $3,210 \cdot 10^{-2}$ м/с (табл. 3). Так как высота заполнения ферментера 1,44 м, то в

среднем частицы проходят весь путь осаждения: 300 мкм – за 23,2 с, 80 мкм – за 44,9 с (табл. 4). Расчетная скорость плохо учитывает агрегацию частиц в условиях ферментера и реальную геометрию осаждаемых частиц – отличие от сферической формы. Соответственно реальное время осаждения частиц немного вышеуказанного.

Аналогично, по рассчитанным значениям скорости восходящего потока (табл. 3), можно оценить наибольшее время гомогенизации суспензии от запуска мешалки – время прохождения частицей пути 1,44 м (табл. 4). Можно видеть, что лопастные мешалки с наклоном лопастей 30° обеспечивают подъем твердых частиц с днища в течение менее 1 минуты, рамной мешалке требуется в 11,5 раза больше времени.

При рассчитанных условиях перемешивания гомогенизация суспензии (субстрата) достигается менее чем за 1 минуту, без учета времени стабилизации гидродинамических условий в аппарате после пуска.

Таблица 4 – Данные для оценки периодичности включения мешалки /
Table 4 – Data for assessing the frequency of stirrer activation

Наименование величины, параметра / Name of value, parameter	Значение для рамной мешалки / Value for gate stirrer	Значение для лопастной мешалки / Value for paddle-type stirrer		
		вариант 1 / variant 1	вариант 2 / variant 2	вариант 3 / variant 3
Скорость восходящего потока, w_2 , м/с / Upward velocity, w_2 , m/s	$2,303 \cdot 10^{-3}$	$2,652 \cdot 10^{-2}$	$5,303 \cdot 10^{-2}$	$2,878 \cdot 10^{-2}$
Наибольшее время гомогенизации, с / Longest homogenisation time, s	625,3	54,3	27,2	50,0
Скорость осаждения твердых частиц, w_{oc} , м/с / Sedimentation rate of solid particles, w_{oc} , m/s	$6,216 \cdot 10^{-2}$	$3,210 \cdot 10^{-2}$	$6,216 \cdot 10^{-2}$	$3,210 \cdot 10^{-2}$
Наибольшее время осаждения, с / Longest sedimentation time, s	23,2	44,9	23,2	44,9

Перемешивание в ферментере выполняет несколько функций, включающих кроме поддержания твердых частиц во взвешенном состоянии, также распределение в массе свежей порции субстрата, распределение тепла и питательных веществ по объему, обеспечение выделения биогаза. Это приводит к увеличению времени работы мешалки и необходимости экспериментального исследования процесса перемешивания на модельной установке.

Заключение. С целью оптимизации режимов перемешивания и подбора более эффективной мешалки для ферментеров действующей биогазовой установки были решены следующие задачи:

– произведен отбор проб субстрата из ферментера БГУ, проведены лабораторные исследования комплексом физико-химических методов, определены, в том числе, механические характеристики субстрата, позволяющие математически моделировать процесс перемешивания;

– на основе научных публикаций и опыта эксплуатации установки подобран тип мешалки для данной конструкции ферментера – трехлопастная мешалка периодического действия с углом наклона лопастей 30°;

– с учетом современных исследований модифицирована методика расчета геометрии мешалки и режимов перемешивания, на основе которой подобраны три варианта лопастных

мешалок, отличающиеся размером рабочего колеса и частотой вращения; модификация заключается в совмещении известного метода расчета геометрии мешалки (и режимов перемешивания) и критериев эффективности (ΔX_{\max} , Re_m), а также в расширении диапазонов критериев гидродинамического подобия (Γ_D , Re_H) под условия биогазового ферментера;

– построена графическая зависимость критерия Пекле от частоты вращения мешалки для условий данного ферментера, позволя-

ющая определить частоту вращения мешалки без существенного снижения эффективности по гомогенизации суспензии;

– на основе лабораторного эксперимента и результатов расчета скорости осаждения определена периодичность включения мешалки (1 раз в сутки) и время ее непрерывной работы для гомогенизации суспензии (около 1 минуты) при условии возможного образования *минерального* осадка на дне ферментера и необходимости периодического удаления.

Список литературы

1. Руководство по биогазу. От получения до использования: проект. Агентство по возобновляемым ресурсам (FNR), перев. с немецкого, 5-е издание, перераб. Германия, Гюльцов, 2010. 213 с. Режим доступа: <https://rnei.de/wp-content/uploads/2013/09/handreichungbiogasru2012.pdf>
2. Шаяхметов Р. Г., Исаков В. Г., Ефремов С. М. Опыт применения программного комплекса ANSYS WORKBENCH для моделирования процессов перемешивания в метантенках. Вестник ИжГТУ имени М. Т. Калашникова. 2013;(3(59)):127–131. Режим доступа: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=20281318> EDN: RBVFMX
3. Веденев А. Г., Маслов А. Н. Строительство биогазовых установок: краткое руководство. Бишкек: «Евро», 2006. 28 с. Режим доступа: https://www.studmed.ru/view/vedenev-ag-maslov-an-stroitelstvo-biogazovyh-ustanovok_bc5b8a6d035.html?ysclid=lp1488nbc833612647
4. Rico C., Rico J. L., Muñoz N., Gómez B., Tejero I. Effect of mixing on biogas production during mesophilic anaerobic digestion of screened dairy manure in a pilot plant. Engineering in Life Sciences. 2011;11(5):476–481. DOI: <https://doi.org/10.1002/elsc.201100010>
5. Сулов Д. Ю. Перемешивание биомассы в биореакторе получения биогаза. Эпоха науки. 2015;(4):444–447. Режим доступа: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=25429518> EDN: VKMIHV
6. Караева Ю. В. Модифицированная система гидравлического перемешивания в метантенке биогазовой установки. Вестник Казанского технологического университета. 2013;(1):199–201. Режим доступа: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=18726019> EDN: PTUICZ
7. Караева Ю. В., Халитова Г. Р., Трахунова И. А. Установка анаэробной переработки органических отходов: Полезная модель к пат. №115350 Российская Федерация. № 2011124487/05; заявл. 16.06.2011; опубл. 27.04.2012. Бюл. 12. 2 с. Режим доступа: https://fips.ru/registers-doc-view/fips_servlet
8. Lindmark J., Thorin E., Fdhila R. B., Dahlquist E. Effects of mixing on the result of anaerobic digestion: Review. Renewable and Sustainable Energy Reviews. 2014;40:1030–1047. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.182>
9. Качан Ю. Г., Курис Ю. В., Левицкая И. Н. Процессы перемешивания субстрата в реакторе биогазовой установки. Восточно-Европейский журнал передовых технологий. 2009;2(4(38)):4–8. Режим доступа: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=23126841> EDN: TMCFAV
10. Conti F., Saidi A., Goldbrunner M. Numeric simulation-based analysis of the mixing process in anaerobic digesters of biogas plants. Chemical Engineering & Technology. 2020;43(8):1522–1529. DOI: <https://doi.org/10.1002/ceat.201900650>
11. Karim K., Hoffmann R., Klasson T., Al-Dahhan M. H. Anaerobic digestion of animal waste: waste strength versus impact of mixing. Bioresource Technology. 2005;96(16):1771–1781. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.01.020>
12. Шаяхметов Р. Г. Опыт применения программного комплекса ANSYS для моделирования процессов перемешивания животноводческих стоков в биореакторах. Вестник Всероссийского научно-исследовательского института механизации животноводства. 2016;(4(24)):176–180.
13. Ямпиров С. С., Кобякова Е. Н., Друзьянова В. П. Обоснование применения перемешивающего устройства в биогазовой установке для малых животноводческих хозяйств. Вестник ВСГУТУ. 2014;(4):13–19. Режим доступа: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=21988009> EDN: SNEGKN
14. Wiedemann L., Conti F., Saidi A., Sonnleitner M., Goldbrunner M. Modeling mixing in anaerobic digesters with computational fluid dynamics validated by experiments. Chemical Engineering Technology. 2018;41(11):2101–2110. DOI: <https://doi.org/10.1002/ceat.201800083>
15. Рубцов А. А., Заушинцева А. В. Технология получения органического удобрения из отходов животноводства. Аграрная наука – сельскохозяйственному производству Сибири, Монголии, стран СНГ и BRICS: сб. научн. докл. XXV юбилейного международного научно-практического форума (г. Новосибирск, 29 ноября 2022 г.). Новосибирск: СФНЦА РАН, 2023. С. 62–64.

16. Vavilin V. A., Angelidaki I. Anaerobic degradation of solid material: importance of initiation centers for methanogenesis, mixing intensity, and 2D distributed model. *Biotechnology and Bioengineering*. 2005;89(1):113–122. DOI: <https://doi.org/10.1002/bit.20323>
17. Vavilin V. A., Lokshina L. Y., Flotats X., Angelidaki I. Anaerobic digestion of solid material: multidimensional modeling of continuous-flow reactor with nonuniform influent concentration distributions. *Biotechnology and Bioengineering*. 2007;97(2):354–366. DOI: <https://doi.org/10.1002/bit.21239>
18. Keshtkar A., Meyssami B., Abolhamd G., Ghaforian H., Khalagi Asadi M. Mathematical modeling of non-ideal mixing continuous flow reactors for anaerobic digestion of cattle manure. *Bioresource Technology*. 2003;87(1):113–124. DOI: [https://doi.org/10.1016/s0960-8524\(02\)00104-9](https://doi.org/10.1016/s0960-8524(02)00104-9)
19. Huber B., Krebs G. J., Putra L. A., Gaderer M. Positioning a measurement system for determining the mixing quality in biogas digesters. *Chemical Engineering & Technology*. 2023;46(10):2154–2166. DOI: <https://doi.org/10.1002/ceat.202300241>
20. Kress P., Nagele H.-J., Lemmer A., Kolb B. Flow velocities and flow profiles in a thoroughly mixed biogas fermenter. *LANDTECHNIK*. 2020;75(2):35–50. DOI: <https://doi.org/10.1515/lt.2020.3230>
21. Кононов В. Н., Рубцов А. А. Биореактор модульный: пат. № 2747414 Российская Федерация. № 2020122799: заяв. 03.07.2020; опубл. 04.05.2021. Бюл. № 13. 9 с. Режим доступа: https://fips.ru/registers-doc-view/fips_servlet
22. Брагинский Л. Н., Бегачёв В. И., Барабаш В. М. Перемешивание в жидких средах: физические основы и инженерные методы расчета. Л.: Химия, 1984. 336 с. Режим доступа: https://www.studmed.ru/braginskiy-ln-peremeshivanie-v-zhidkih-sredah_1736bb6c817.html?ysclid=lp149sgvv4707714778
23. Барабаш В. М., Абиев Р. Ш., Кулов Н. Н. Обзор работ по теории и практике перемешивания. Теоретические основы химической технологии. 2018;52(4):367–383. DOI: <https://doi.org/10.1134/S0040357118040024> EDN: XWLKMX
24. Барабаш В. М., Бегичев В. И., Белевицкая М. А., Смирнов Н. Н. Проблемы и тенденции развития теории и практики перемешивания жидких сред. Теоретические основы химической технологии. 2007;41(2):140–147. Режим доступа: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=9495369> EDN: HFAFQM
25. Карпушкин С. В., Краснянский М. Н., Афанасьева Н. Н. Система выбора конструкции механического перемешивающего устройства вертикального емкостного аппарата. Вестник Тамбовского государственного технического университета. 2005;11(2):423–231. Режим доступа: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=11897394> EDN: KAJCYT

References

1. A guide to biogas. From receipt to use: the project. Renewable Resources Agency (FNR), transl. from the German, 5th edition, revised. Germaniya, Gyul'tsov, 2010. 213 p. URL: <https://rnei.de/wp-content/uploads/2013/09/handreichungbiogasru2012.pdf>
2. Shayakhmetov R. G., Isakov V. G., Efremov S. M. Experience of software ANSYS WORKBENCH application for simulation of mixing processes in digesters. *Vestnik IzhGTU imeni M. T. Kalashnikova*. 2013;(3(59)):127–131. (In Russ.). URL: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=20281318>
3. Vedenev A. G., Maslov A. N. Construction of biogas plants: a quick guide. Bishkek: «Evro», 2006. 28 p. URL: https://www.studmed.ru/view/vedenev-ag-maslov-an-stroitelstvo-biogazovyh-ustanovok_bc5b8a6d035.html?ysclid=lp1488nbecd833612647
4. Rico C., Rico J. L., Muñoz N., Gómez B., Tejero I. Effect of mixing on biogas production during mesophilic anaerobic digestion of screened dairy manure in a pilot plant. *Engineering in Life Sciences*. 2011;11(5):476–481. DOI: <https://doi.org/10.1002/elsc.201100010>
5. Suslov D. Yu. Mixing the biomass in the bioreactor biogas. *Epokha nauki*. 2015;(4):444–447. (In Russ.). URL: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=25429518>
6. Karaeva Yu. V. Modified hydraulic mixing system in the methane tank of a biogas plant. *Vestnik Kazanskogo tekhnologicheskogo universiteta*. 2013;(1):199–201. (In Russ.). URL: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=18726019>
7. Karaeva Yu. V., Khalitova G. R., Trakhunova I. A. Installation of anaerobic processing of organic waste: Utility model for patent RF no. 115350. 2012. URL: https://fips.ru/registers-doc-view/fips_servlet
8. Lindmark J., Thorin E., Fdhila R. B., Dahlquist E. Effects of mixing on the result of anaerobic digestion: Review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2014;40:1030–1047. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.182>
9. Kachan Yu. G., Kuris Yu. V., Levitskaya I. N. Substrate mixing processes in a biogas plant reactor. *Vostochno-Evropeyskiy zhurnal peredovykh tekhnologiy* = Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. 2009;2(4(38)):4–8. (In Ukraine). URL: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=23126841>
10. Conti F., Saidi A., Goldbrunner M. Numeric simulation-based analysis of the mixing process in anaerobic digesters of biogas plants. *Chemical Engineering & Technology*. 2020;43(8):1522–1529. DOI: <https://doi.org/10.1002/ceat.201900650>
11. Karim K., Hoffmann R., Klasson T., Al-Dahhan M. H. Anaerobic digestion of animal waste: waste strength versus impact of mixing. *Bioresource Technology*. 2005;96(16):1771–1781. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.01.020>

12. Shayakhmetov R. G. Experience of ANSYS software using for livestock runoff's mixing processes modeling. *Vestnik Vserossiyskogo nauchno-issledovatel'skogo instituta mekhanizatsii zhivotnovodstva*. 2016;(4(24)):176–180. (In Russ.).
13. Yampilov S. S., Kobyakova E. N., Druzyanova V. P. A rationale for the mixer in biogas plants for small livestock farms. *Vestnik VSGUTU = The Bulletin of ESSTUM*. 2014;(4):13–19. (In Russ.).
URL: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=21988009>
14. Wiedemann L., Conti F., Saidi A., Sonnleitner M., Goldbrunner M. Modeling mixing in anaerobic digesters with computational fluid dynamics validated by experiments. *Chemical Engineering Technology*. 2018;41(11):2101–2110. DOI: <https://doi.org/10.1002/ceat.201800083>
15. Rubtsov A. A., Zaushintsena A. V. The technology of obtaining organic fertilizer from animal husbandry waste. Agricultural Science to agricultural production of Siberia, Mongolia, CIS countries and BRICS: collection of scientific reports of the XXV anniversary International Scientific and Practical Forum (Novosibirsk, November 29, 2022). Novosibirsk: *SFNTsA RAN*, 2023. pp. 62–64.
16. Vavilin V. A., Angelidaki I. Anaerobic degradation of solid material: importance of initiation centers for methanogenesis, mixing intensity, and 2D distributed model. *Biotechnology and Bioengineering*. 2005;89(1):113–122. DOI: <https://doi.org/10.1002/bit.20323>
17. Vavilin V. A., Lokshina L. Y., Flotats X., Angelidaki I. Anaerobic digestion of solid material: multidimensional modeling of continuous-flow reactor with nonuniform influent concentration distributions. *Biotechnology and Bioengineering*. 2007;97(2):354–366. DOI: <https://doi.org/10.1002/bit.21239>
18. Keshtkar A., Meyssami B., Abolhamd G., Ghaforian H., Khalagi Asadi M. Mathematical modeling of non-ideal mixing continuous flow reactors for anaerobic digestion of cattle manure. *Bioresource Technology*. 2003;87(1):113–124. DOI: [https://doi.org/10.1016/s0960-8524\(02\)00104-9](https://doi.org/10.1016/s0960-8524(02)00104-9)
19. Huber B., Krebs G. J., Putra L. A., Gaderer M. Positioning a measurement system for determining the mixing quality in biogas digesters. *Chemical Engineering & Technology*. 2023;46(10):2154–2166. DOI: <https://doi.org/10.1002/ceat.202300241>
20. Kress P., Nagele H.-J., Lemmer A., Kolb B. Flow velocities and flow profiles in a thoroughly mixed biogas fermenter. *LANDTECHNIK*. 2020;75(2):35–50. DOI: <https://doi.org/10.1515/lt.2020.3230>
21. Kononov V. N., Rubtsov A. A. Modular bioreactor: Patent RF no. 2747414. 2021.
URL: https://fips.ru/registers-doc-view/fips_servlet
22. Braginskiy L. N., Begachev V. I., Barabash V. M. Mixing in liquid media: physical foundations and engineering calculation methods. Leningrad: *Khimiya*, 1984. 336 p. URL: https://www.studmed.ru/braginskiy-In-peremeshivanie-v-zhidkih-sredah_1736bb6c817.html?ysclid=lp49sgvv4707714778
23. Barabash V. M., Abiev R. Sh., Kulov N. N. Theory and practice of mixing: a review. *Teoreticheskie osnovy khimicheskoy tekhnologii*. 2018;52(4):367–383. (In Russ.). DOI: <https://doi.org/10.1134/S0040357118040024>
24. Barabash V. M., Begichev V. I., Belevitskaya M. A., Smirnov N. N. Problems and trends in the development of the theory and practice of mixing of fluid media. *Teoreticheskie osnovy khimicheskoy tekhnologii*. 2007;41(2):140–147. (In Russ.). URL: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=9495369>
25. Karpushkin S. V., Krasnyanskiy M. N., Afanas'eva N. N. The system of selecting design of a mechanical mixing unit of a vertical vessels. *Vestnik Tambovskogo gosudarstvennogo tekhnicheskogo universiteta*. 2005;11(2):423–231. (In Russ.). URL: <https://www.elibrary.ru/item.asp?id=11897394>

Сведения об авторах

Рубцов Александр Алексеевич, аспирант, ФГБОУ ВО «Кемеровский государственный университет», д. 6, ул. Красная, г. Кемерово, Российская Федерация, 650000, e-mail: rector@kemsu.ru,
ORCID: <https://orcid.org/0009-0008-5989-8165>

✉ **Немущенко Дмитрий Андреевич**, старший преподаватель кафедры инженерных проблем экологии, ФГБОУ ВО «Новосибирский государственный технический университет», д. 20, пр-т Карла Маркса, г. Новосибирск, Российская Федерация, 630087, e-mail: rector@nstu.ru,
ORCID: <https://orcid.org/0009-0000-8262-237X>, e-mail: nemuschenko@corp.nstu.ru

Information about the authors

Aleksandr A. Rubcov, post-graduate student, Kemerovo State University, 6, st. Krasnaya, Kemerovo, Russian Federation, 650000, e-mail: rector@kemsu.ru, ORCID: <https://orcid.org/0009-0008-5989-8165>

✉ **Dmitriy A. Nemuschenko**, senior lecturer, the Department of Engineering Problems of Ecology, Novosibirsk State Technical University, 20 Prospekt K. Marksa, Novosibirsk, Russian Federation, 630073, e-mail: rector@nstu.ru, ORCID: <https://orcid.org/0009-0000-8262-237X>, e-mail: nemuschenko@corp.nstu.ru

✉ – Для контактов / Corresponding author