

МАЛООБЪЁМНЫЕ БИОРЕАКТОРЫ (МЕТАНТЕНКИ) С ПУЛЬСАЦИОННОЙ СИСТЕМОЙ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ И ТЕПЛОМАСООБМЕНА ДЛЯ БИОЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ КОМПАКТНЫХ УСТАНОВОК

С. Г. Белов¹, Е. И. Дмухайло²

¹ К. т. н., доцент, заведующий кафедрой водоснабжения, водоотведения и охраны водных ресурсов УО «Брестский государственный технический университет», Брест, Беларусь

² Инженер-изобретатель, ветеран кафедры водоснабжения, водоотведения и охраны водных ресурсов УО «Брестский государственный технический университет», Брест, Беларусь

Реферат

В статье рассматриваются проблемы переработки жидких концентрированных органических отходов в высокоэффективные удобрения, готовые к применению, с одновременным получением дешевого альтернативного источника энергии – биогаза. Приводится динамика процесса анаэробной ферментации биомассы в непрерывно смешивающих реакторах, имеющих более высокую скорость производства метана по сравнению с другими типами биореакторов. Показана принципиальная схема биоэнергетической установки для анаэробной переработки сельскохозяйственных отходов растительно-животного происхождения с соответствующими кинетическими параметрами для расчета. Предложена оригинальная конструкция метантенки с применением пульсационной мешалки со встроенным теплообменником, впервые разработанной кафедрой ВВ БИСИ, работа над усовершенствованием которого ведется в настоящее время на кафедре ВВиОВР БрГТУ.

Ключевые слова: биомасса, биогаз, биореактор, анаэробное сбраживание.

LOW-VOLUME BIOREACTORS (METHANE TANKS) WITH A PULSATING MIXING AND HEAT AND MASS TRANSFER SYSTEM FOR BIOENERGY COMPACT UNITS

S. G. Belov, E. I. Dmuhailo

Abstract

The article deals with the problems of processing liquid concentrated organic waste into highly effective fertilizers ready for use, while simultaneously obtaining a cheap alternative energy source – biogas. The dynamics of the process of anaerobic fermentation of biomass in continuously mixing reactors with a higher rate of methane production compared to other types of bioreactors is presented. A schematic diagram of a bioenergy plant for anaerobic processing of agricultural waste of plant and animal origin with the corresponding kinetic parameters for calculation is shown. The original design of the digester with the use of pulse jet mixers with built-in heat exchanger, first developed by the Department VIV BISI, work on improving which is currently at the Department of VViOVR BSTU.

Keywords: biomass, biogas, bioreactor, anaerobic fermentation.

Введение

Есть несколько причин, по которым биоэнергетическая установка должна быть неотъемлемой частью любого сельхозпроизводства, фермерского хозяйства. Одна из главных – снижение выбросов продуктов гниения биомассы (газа метана) в атмосферу земли. Известно, что парниковая активность метана примерно в 21 раз выше, чем углекислого газа. Анализ пузырьков воздуха во льдах свидетельствует о том, что сейчас в атмосфере земли содержится больше метана, чем в любое время за последние 400 тысяч лет.

Другой немаловажной причиной является быстрая переработка жидких концентрированных органических отходов в высокоэффективные удобрения, готовые к применению.

Третья причина – получение дешевого альтернативного источника энергии. Биогаз как продукт брожения биомассы может перерабатываться в газовых котлах в тепловую энергию или когенерационных установках – в электрическую.

Анаэробное сбраживание проводится как при пониженных (30–35°C) так и при повышенных температурах (до 55°C), при повышении температуры процесс ускоряется в 2 раза и более, однако ухудшается водоотдача сброженного осадка и возрастает время сушки сброженной биомассы.

Биогаз содержит 50–80% метана, 20–50% диоксида углерода и в небольших количествах H₂S, H₂, CO, N₂, O₂ и NH₃. Большое количество углекислого газа, содержащегося в биогазе, ухудшает его использование в качестве топлива для энергетических установок. Поэтому использовать биогаз целесообразно после очистки от CO₂ и H₂S.

Поддержание необходимой для проведения процесса температуры и компенсации тепловых потерь обеспечивается с помощью теплообменников, в которые подается вода или пар низкого давления.

Теплотворная способность 1 м³ биогаза, в зависимости от содержания метана, составляет 20–25 МДж/м³, что эквивалентно теплоте сгорания 0,6–0,8 л бензина, 1,3–1,7 кг дров или использования 2–3 кВт·ч электроэнергии.

Суточный выход метана составляет:

$$r_{Г.В.} = r - r_{С.Н.}, \quad (1)$$

где r – суточный выход метана из биореактора, м³/сут;

$r_{С.Н.}$ – суточный расход метана на подогрев субстрата и компенсацию теплотерь (на собственные нужды).

Суточный выход метана из биореактора, м³/сут:

$$r = RV, \quad (2)$$

где V – рабочий объем биореактора (объем субстрата в биореакторе), м³;

R – удельная скорость выхода метана из биореактора, м³/((сут·м³)).

В настоящее время наиболее распространенным типом биореакторов для анаэробной ферментации (АФ) биомассы является непрерывно смешивающий реактор (НСБ). При равных условиях такой биореактор имеет высокую скорость производства метана по сравнению с другими типами биореакторов.

Основная часть

Динамика процесса АФ биомассы в НСБ описывается системой дифференциальных уравнений:

$$\frac{dM}{dt} = \frac{F}{V}(M_0 - M) + (\mu - b)M; \quad (3)$$

$$\frac{dS}{dt} = \frac{F}{V}(S_0 - S) - \frac{\mu}{Y}M, \quad (4)$$

где M_0 и M – концентрации микроорганизмов во вводимом в биореактор и выводимом из биореактора потоках, кг/м³;

S_0 и S – концентрации органического вещества (ОВ) во вводимом и выводимом потоках, кг/м³;

μ – удельная скорость роста микроорганизмов, 1/сут;

b – удельная скорость гибели микроорганизмов, 1/сут;

Y – количество образовавшихся микроорганизмов при утилизации 1 кг ОВ, кг/кг;

F – суточный расход вводимого в биореактор субстрата, м³/сут.

Удельная скорость роста микроорганизмов определяется по формуле:

$$\mu = \frac{\mu_m (S/S_0)}{K + (1-K)(S/S_0)}, \quad (5)$$

где μ_m – максимальная удельная скорость роста микроорганизмов, 1/сут.; K – безразмерный кинетический параметр.

Удельную скорость выхода метана из биореактора определим по выражению:

$$R = B_0 \left(\frac{\mu}{Y} \right) M, \quad (6)$$

где B_0 – предельный выход метана на 1 кг вводимого ОВ, м³/кг.

При АФ биомассы в НСБ без рециркуляции обработанного субстрата можно предполагать соблюдение условия

$$M_0 = 0. \quad (7)$$

Поскольку питание биореактора предположительно является непрерывным, процесс АФ может достигать стационарного состояния, которое описывается математически путем приведения всех производных по времени к нулю:

$$\frac{dM}{dt} = 0 \text{ и } \frac{dS}{dt} = 0. \quad (8)$$

С учетом (3), (4) и (7) условие (8) можно представить в виде:

$$\frac{\mu_m (S/S_0)}{K + (1-K)(S/S_0)} - b - \frac{F}{V} = 0; \quad (9)$$

$$\frac{F}{V}(S_0 - S) - \frac{\mu_m (S/S_0)}{K + (1-K)(S/S_0)} = \frac{M}{Y} = 0. \quad (10)$$

Решая уравнение (9), получаем значение концентрации ОВ на выходе из биореактора (S). Концентрацию микроорганизмов на выходе из биореактора (M) определим из формулы (10).

Подставляя значения S и M в выражения (5) и (6), после преобразования получаем следующее выражение для расчета удельной скорости выхода метана из биореактора:

$$R = \frac{B_0 S_0 F}{V} \left[\frac{(\mu_m - b) \left(\frac{V}{F} \right) - 1}{(\mu_m + Kb - b) \left(\frac{V}{F} \right) + (K - 1)} \right]. \quad (11)$$

Из уравнения (11) видно, что удельная скорость вывода метана из биореактора является функцией суточного расхода вводимого в биореактор субстрата F – м³/сут, рабочего объема биореактора V – м³, концентрации органического вещества в исходной биомассе S_0 – кг/м³ и условий анаэробной переработки (температура, давление и др.). Значения B_0 – предельного выхода метана, м³/кг; μ_m – максимальной удельной скорости роста микроорганизмов, 1/сут, b – удельной скорости гибели микроорганизмов, 1/сут.; K – безразмерного кинетического параметра, зависящие основном от температуры и концентрации органического вещества в исходной биомассе, определяются экспериментально.

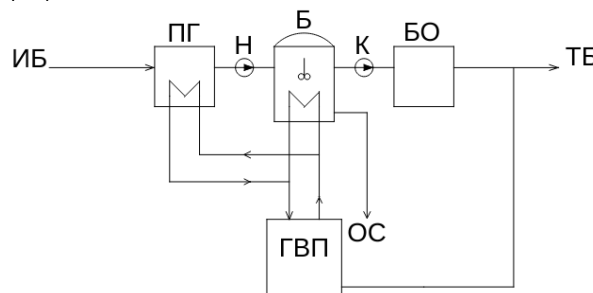
Суточный расход тепла на подогрев субстрата и компенсацию теплотерь ($Q_{c.н.}$) можно рассчитать по формуле:

$$Q_{c.н.} = \left(\frac{1}{\eta_{т.у.}} \right) [FC_p(T - T_H) + \alpha S(T - T_0)], \quad (12)$$

где $\eta_{т.у.}$ – тепловой КПД. теплообменных нагревательных устройств; C_p – удельная теплоемкость субстрата, кДж/(м³ °С); α – удельный коэффициент теплопередачи от нагретого субстрата в биореакторе к окружающей среде, кДж/(м²сут°С); S – суммарная площадь поверхностей стенок биореактора, соответствующая объему V , м²; T – температура аэробной ферментации, °С; T_H – среднесуточная температура исходной биомассы, °С; T_0 – среднесуточная температура окружающей среды, °С.

При расчете основных показателей биоэнергетической установки для анаэробной переработки сельскохозяйственных отходов растительно-животного происхождения при $S_0=100$ кг/м³ и $T=60$ °С кинетические параметры могут быть приняты: $B_0=0,169$ м³/кг; $M=0,79$ 1/сут.; $K=1,62$. Удельная скорость гибели микроорганизмов $b=0,0191$ 1/сут.; удельная теплоемкость субстрата $C_p=4180$ кДж/(м³ °С); теплотемкость сгорания метана $Q_M=35800$ кДж/м³ [2, 3].

Принципиальная схема биоэнергетической установки показана на рисунке 1.



ИБ – исходная биомасса; ОС – отработанный субстрат; ТБ – товарный биогаз; ПГ – подогреватель гомогенизатор; Н – насос; Б – биореактор; К – компрессор; БО – блок очистки биогаза; ГВП – газовый водонагреватель-парогенератор

Рисунок 1 – Принципиальная схема биоэнергетической установки переработки биомассы в топливо

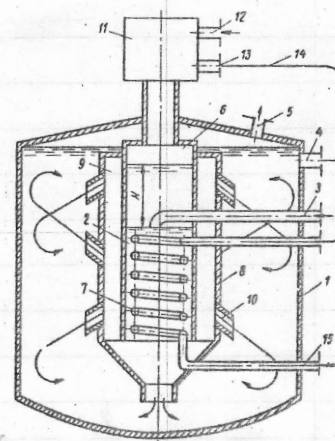
В настоящее время, как правило, в современных биореакторах реализуется система полного смешения, обеспечивающая мгновенное разбавление входящего потока в биореактор, что позволяет защитить микрофлору активного ила от ингибирующих и токсичных компонентов, или компонентов с высоким БПК.

Два немаловажных требования необходимы для более полного проведения процессов анаэробного сбраживания – это необходимость интенсивного перемешивания и эффективность систем подвода тепла.

Первое необходимо для сведения к минимуму таких побочных эффектов, как слипание, осаждение крупных частиц и образование пены. Оно также способствует большому выходу газа и усреднению температуры во всем объеме биореактора. Применяется два основных способа перемешивания: с помощью механических устройств (мешалок) и за счет устройств рециркуляции биогаза (барботёров). Расход энергии на перемешивание составляет от 2 до 14 Вт/м³. Подвод тепла может осуществляться инъекцией острого пара либо с помощью водяных или паровых теплообменников [4, 5].

Хотя биогазовые установки нашли широкое распространение во всем мире, конструкция биореакторов не отличается оригинальностью. Одной из оригинальных конструкций является биореактор (метантенк), впервые предложенный кафедрой ВиВ БИСИ в 1985 г. [6], работа над усовершенствованием которого ведется в настоящее время на кафедре ВВиОВР БрГТУ. Наиболее интересной особенностью этой конструкции является применение пульсационной мешалки со встроенным теплообменником, что позволяет обеспечить более равномерное перемешивание и подогрев субстрата, и как следствие, оптимизировать технологические показатели работы биогазовой установки.

Предлагаемый метантенк показан на рис. 2.



1 – корпус метантенка; 2 – пульсационная мешалка перекрестно-струйного типа; 3, 4 – трубопроводы подачи сырого и отвода сброженного осадка; 5 – газоотводящий патрубок; 6 – пульсационная камера; 7 – теплообменник; 8 – корпус мешалки; 9 – распределительная полость; 10 – сопла; 11 – пульсатор; 12 и 13 – патрубки для подвода и отвода пара; 14 – паропровод; 15 – трубопровод отвода конденсата

Рисунок 2 – Метантенк с перемешивающим пульсационным устройством кафедры ВВиОВР БрГТУ

Метантенк работает следующим образом.

Сырой осадок (биомассу) подают по трубопроводу 3 в пульсационную камеру 6 мешалки 2, приводимой в действие паром, подаваемым через патрубок 12 в пульсатор 11.

Пар вытесняет осадок из пульсационной камеры 6, и уровень осадка в ней понижается (прямой такт пульсации).

Осадок через распределительную полость 9 и сопла 10 в виде струй со значительной скоростью поступает в реакционный объем метантенка, обеспечивая основной эффект перемешивания.

В конце прямого такта пульсации между уровнями осадка в метантенке и пульсационной камере 6 образуется перепад уровней жидкости – H .

В этот момент посредством пульсатора 11 поступление пара в пульсационную камеру 6 прекращается, и отработавший пар через патрубок 13 и трубопровод 14 поступает в теплообменник 7 на подогрев осадка.

При этом конденсат отводится по трубопроводу 15, и давление в пульсационной камере 6 сбрасывается (обратный такт пульсации).

Под действием перепада H осадок из реакционного объема метантенка через те же сопла 10 и распределительную полость 9 заполняет пульсационную камеру 6.

Затем цикл повторяется, благодаря чему происходит интенсивное констатирующее сырого осадка со зрелым в реакционном объеме метантенка.

Подача сырого осадка в пульсационную камеру с теплообменником обеспечивает его эффективный подогрев и смешение с основной массой зрелого осадка в метантенке и способствует удалению отложений на поверхности теплообменника, что улучшает газообразование и интенсифицирует процесс сбраживания.

При проектировании метантенков, из соображений взрывобезопасности, пульсационные перемешивающие устройства (ППУ) перекрестно-струйного типа могут использоваться как альтернатива мешалкам различных типов с электродвигателями, а также барботажу перемешивающим биогазом, что недопустимо по технологическим соображениям. ППУ – широко использовалось в атомной промышленности для переработки ядерного топлива, где требуется абсолютная надежность при отсутствии обслуживающего персонала. Последнее время наметилось применение ППУ для приготовления реагентов, для усреднения состава нефтепродуктов в хранилищах объемом 500–100 м³ [7].

Расчет проектирования ППУ приведен в [7], где рассматриваются конструкции и характеристики сложных в изготовлении и имеющих высокую стоимость пневматических пульсаторов. Однако в последнее время в связи с появлением современных электронных устройств и надежных электромагнитных клапанов существенно упрощается система пульсации, повышается работа ППУ и эффективность использования энергии [8].

Перемешивание реакционного объема биореакторов (метантенков) с ППУ осуществляется кинетической энергией пульсирующей струи жидкой среды. Варьируя различными типами сопла и их расположением в объеме метантенка, можно получить различную структуру потоков и, следовательно, различный уровень перемешивания среды в зависимости от её концентрации, свойств, и т. д.

При истекании жидкой среды из погружного сопла с высокой турбулентностью, со скоростью истечения, характерной в ППУ $\geq 0,5$ –3,0 м/с, струя эжектирует окружающую ее жидкость (рисунок 3).

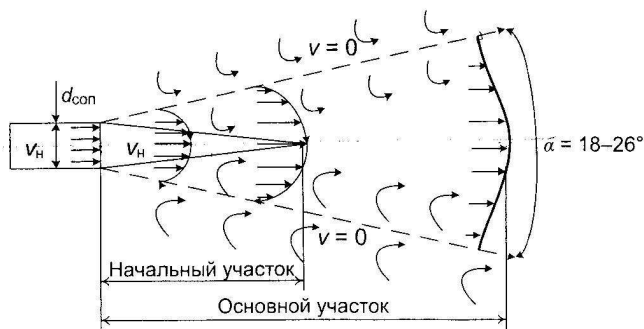


Рисунок 3 – Структура потока при струйном истечении из погружного сопла

Различают начальный участок струи, на котором скорость на оси струи постоянна и равна изначально: $V_H L_H = (4 \div 5) d_H$.

Длина основного участка струи: $L_0 = 80 - 100 d_H$.

На основном участке скорость на оси струи монотонно убывает.

Угол раскрытия струи α , по границе которого скорость $V_x = 0$, составляет по разным данным 12–28°.

На основном участке скорость по оси струи убывает по закону:

$$V_x = 0.35 V_H \left(\frac{L_H}{d_H} - 1.81 \right). \quad (13)$$

Наиболее эффективна перемешивающая способность струи до $L_H = (15 - 20) d_H$ и замедляется к $L_K = (80 - 100) d_H$.

Заключение

Для пневматических ППУ, применяемых для перемешивания систем "жидкость-жидкость" в реакторах объемом от единиц до десятков кубометров при атмосферном и повышенном давлении разработаны основы теории, расчета и конструирования пульсаторов [7, 8]. Однако в области анаэробного сбраживания и пульсационного перемешивания концентрированных жидких отходов еще предстоит разработать наиболее современные, экологически чистые биоэнергетические установки для нужд народного хозяйства Республики Беларусь.

Список цитированных источников

1. Чан, Куанг Кы Расчетно-теоретическое исследование процесса анаэробной ферментации биомассы с целью получения биогаза энергетического назначения. – Деп. В ВИНТИ. – 1990. – № 3561–B90.
2. Chen, Y. R. Kinetics of methane fermentation / Y. R. Chen, A. G. Hashimoto // Biotechnology and Bioengineering Symp. – 1978. – № 8.
3. Alonzo, W. Lawrence. Application of process kinetics to design of anaerobic processes // Advances in Chemistry series. Amer. Chem. Soc. – 1971. – № 105.
4. Айба, Ш. Биохимическая технология и аппаратура; пер. с англ. / Ш. Айба, А. Хемфри, Н. Миллис. – М., 1975.
5. Форстер, К. Ф. Экологическая биотехнология / К. Ф. Форстер, Д. А. Дж. Вейзер. – Л.: Химия, 1990. – 384 с.
6. Дмухайло, Е. И. Открытия и изобретения № 30/03-87. Метантенк. А.с. СССР МПК CO2F3/28/ Бул. №12.
7. Карпачева, С. М. Основы теории и расчета горизонтальных пульсационных аппаратов и пульсаторов / С. М. Карпачева, Л. С. Рагинский, В. М. Муратов. – М.: Атомиздат, 1981. – 192 с.
8. Рябчиков, Б. Е. Пульсационные перемешивающие устройства для приготовления реагентов // Водоснабжение и санитарная техника. – № 2. – 2017.

References

1. Chan, Kuang Ka Calculated-theoretical study of the process of anaerobic fermentation of biomass for the purpose of obtaining biogas of energy purpose. – Dep. IN VINITI. – 1990. – № 3561–B90.
2. Chen, Y. R. Kinetics of methane fermentation / Y. R. Chen, A. G. Hashimoto // Biotechnology and Bioengineering Symp. – 1978. – № 8.
3. Alonzo, W. Lawrence. Application of process kinetics to design of anaerobic processes // Advances in Chemistry series. Amer. Chem. Soc. – 1971. – № 105.
4. Aiba, S. Biochemical technology and equipment; perl. / S. Aiba, A. Hemfrey, N. Millis. – M., 1975.
5. Forster, K. F. Environmental Biotechnology / K. F. Forster, D. A. J. Weiser. – L.: Chemistry, 1990. – 384 p.
6. Dmuhailo, E. I. Discoveries and inventions № 30/03-87. Metantenk. A.S. USSR MPC CO2F3/28/ Bul. № 12.
7. Karpacheva, S. M. Foundations of Theory and Calculation of Horizontal Pulsating Apparatus and Pulsators / S. M. Karpacheva, L. S. Raginsky, V. M. Muratov. – M.: Atomizdat, 1981. – 192 p.
8. Ripple, B. E. Pulsation mixing devices for the preparation of reagents // Water supply and sanitation of Tek. – № 2. – 2017.

Материал поступил в редакцию 14.03.2020