

УДК 51-74

Профессор А.В. Жучков, доцент И.Е. Шабанов,
аспирант А.А. Чернецкая, ассистент Ю.Н. Смолко

(Воронеж. гос. ун-т. инж. технол.) кафедра машин и аппаратов химических производств, тел. (473) 249-91-13

Математическое моделирование тепло- и массообменных процессов в реакторе анаэробного сбраживания

Разработанная программа позволяет смоделировать температурный режим реактора и разработать рекомендации по оптимальным величинам основных параметров процесса. Математическая модель тепло- и массообменных процессов в реакторе анаэробного сбраживания строится с учетом трехслойной структуры среды в реакторе.

The developed program allows to simulate the temperature of the reactor and to develop recommendations for the optimal values of the main parameters of the process. A mathematical model of heat and mass transfer processes in anaerobic digestion reactor is constructed taking into account the three-layer structure of the medium in the reactor.

Ключевые слова: анаэробное сбраживание, консорциум, коммунально-бытовые отходы, утилизация и переработка отходов, субстрат.

Разработанная технология утилизации (переработки) отходов путем анаэробного сбраживания строится на базе муниципальных образований, жилищно-коммунального сектора и других источников их образования.

Она предназначена для переработки пищевых отходов в местах их образования с целью:

- предотвращения экологического ущерба, наносимого окружающей среде от полигонов ТБО;

- получения энергетических ресурсов (биогаз, электрическая и тепловая энергия);
- получения экологически чистых органических удобрений;
- предотвращения платежей за образование отходов.

Технологические установки микробиологической утилизации органических отходов (коммунальные и пищевые отходы, а также отходы пищевых и кормовых производств) позволяют в качестве конечных продуктов получать биогаз с большим содержанием метана и органические, азотосодержащие удобрения.

Таким образом, существенно уменьшается загрязнение окружающей среды отходами:

- жилищно-коммунального сектора;
- сельского хозяйства (животноводство, растениеводство);
- пищевой и кормовой промышленности (мясокомбинаты, спиртзаводы, сыроваренные заводы, молокозаводы, маслоэкстракционные предприятия и пр.)

Предлагаемый способ сбора и утилизации (переработки) пищевых отходов методом анаэробного сбраживания базируется на адаптации сырьевых комплексов к технологическим условиям переработки анаэробными бактериями, при этом подбор рецептур и технологических параметров обеспечивает наибольшую эффективность процесса биосинтеза.

Главным преимуществом разработанной технологии является возможность утилизации пищевых отходов сложного морфологического и непостоянного состава, а также получение на выходе экологически безопасных продуктов. При этом резко снижаются выбросы вредных веществ в окружающую среду.

Исследуемый процесс анаэробного сбраживания органического сырья является многофакторным. Биомасса, в конечном итоге, представляет собой три фазы: твердая фаза, суспензия и водно-масляная эмульсия, а также зоны перехода.

Математическая модель тепло- и массообменных процессов в реакторе анаэробного сбраживания должна отвечать следующим условиям:

- строиться с учетом трехслойной структуры среды в реакторе (массообменный процесс);
- учитывать различия газовой выделений в трех слоях биомассы (массообменный процесс);
- строиться с учетом зависимости теплофизических характеристик слоев от состава питающей смеси (массообменный процесс);

- учитывать гидродинамические характеристики течения реакционной массы в зависимости от интенсивности перемешивания;
- учитывать характер консорциума;
- относиться к разнородности реакционной массы;
- реализовывать учет зависимости характеристики потока жидкости в реакционном пространстве от интенсивности перемешивания;
- протекать при давлении над поверхностью реакционного пространства, не превышающем 0,02 атм.

Рассматривается реактор с рубашкой и мешалкой, внутри которого осуществляется процесс анаэробного сбраживания органической массы (рисунок 1).

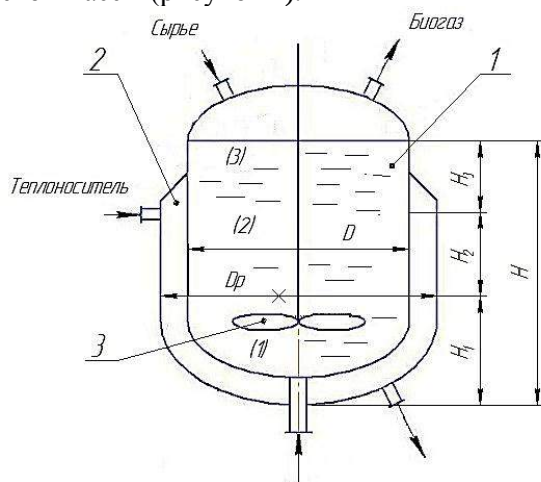


Рисунок 1- Реактор для получения биогаза:
1 - корпус реактора, 2 - рубашка, 3 - мешалка.

Водный раствор органической массы периодически загружается в реактор с одновременным отводом продуктов разложения. Образующийся биогаз отводится через верхний штуцер. Рабочая среда при работе биогазового реактора расслаивается на три области:

- суспензия, состоящая из твердых частиц органической природы, взвешенных в слое воды;
- светлый слой, состоящий, преимущественно, из воды;
- масляный слой.

После первоначальной загрузки реакционная среда нагревается теплоносителем, циркулирующим в рубашке, до температуры 37 °С. При такой температуре процесс анаэробного сбраживания протекает наиболее интенсивно. В результате жизнедеятельности бактерий вырабатывается биогаз, состоящий на 70 % из метана и примерно на 30 % из углекислого газа с теплотой сгорания примерно 25-

29 МДж/м³. Производительность биореактора при оптимальном режиме составляет 2-7 м³/сутки на 1 м³ реакционной смеси.

Эффективность работы биореактора определяется многими параметрами [1], важнейшими из которых являются температура, интенсивность перемешивания, показатель pH и др.

Субстрат подается в реактор в непрерывном режиме или мелкими порциями, а прореагировавшее сырье выводится из реактора.

Газовые пузыри зарождаются, преимущественно, в нижней части реактора на поверхности твердых органических частиц субстрата и стенках. При достижении радиуса отрыва R_0 газовый пузырь отрывается от твердой поверхности и всплывает. По мере движения его радиус увеличивается из-за массообмена с жидкой фазой. Закон изменения радиуса пузыря и скорость всплытия существенно влияют на процессы тепломассообмена и производительность реактора.

На первом этапе происходит зарождение, отрыв и всплытие газового пузыря.

Радиус пузыря, при котором происходит его отрыв от твердой поверхности, определяется соотношением [2]:

$$R_0 = 0,01\theta \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})}}, \quad (1)$$

где θ – краевой угол в момент отрыва; σ – коэффициент поверхностного натяжения жидкости; $\rho_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{г}}$ – плотности жидкости и газа.

После отрыва газовый пузырь всплывает. В процессе всплытия количество газа в нем увеличивается пропорционально коэффициенту массоотдачи и площади поверхности газового пузыря.

Закон изменения объема газового пузыря определяется соотношением:

$$\rho_{\text{г}} \frac{dV}{d\tau} = \frac{\beta}{R_{\text{г}} \pi} \Delta P_{\text{г}} S, \quad (2)$$

где β – коэффициент массоотдачи от жидкости; $R_{\text{г}}$ – газовая постоянная газа; T – абсолютная температура; $\Delta P_{\text{г}}$ – перепад парциальных давлений газа; $\rho_{\text{г}}$ – плотность газа; S – площадь поверхности пузыря.

С учетом выражений для объема газового пузыря

$$V = \frac{4}{3} \pi R^3 \quad (3)$$

и площади его поверхности

$$S = 4\pi R^2 \quad (4)$$

из (2) получим:

$$\rho_{\text{г}} \frac{dR}{d\tau} = \frac{\beta}{R_{\text{г}} T} \Delta P_{\text{г}}, \quad (5)$$

Коэффициент массоотдачи к поверхности пузыря определяется уравнением Бусинеска [3]:

$$Sh = 1,13Re^{1/2} \cdot Sc^{1/2}, \quad (6)$$

где $Sh = \frac{\beta \cdot d_r}{D}$ – число Шервуда; $Re = \frac{V_{\text{п}} \cdot d_{\text{п}}}{\nu_{\text{ж}}}$ – число Рейнольдса; $Sc = \frac{\nu_{\text{ж}}}{D}$ – число Шмидта; $d_{\text{п}} = 2R$ – диаметр пузыря; D – коэффициент диффузии биогаза в жидкости; $V_{\text{п}}$ – относительная скорость пузыря в жидкости.

С учетом (6) преобразуем уравнение (5) к виду:

$$\frac{dR}{d\tau} = k_{\text{ж}} \left(\frac{V_{\text{п}}}{R} \right)^{1/2}, \quad (7)$$

где $k_{\text{ж}} = 1,13 \left(\frac{D}{2} \right)^{1/2} \cdot \frac{1}{R_{\text{г}} \cdot T \cdot \rho_{\text{г}}}$ – коэффициент пропорциональности, зависящий от режимных параметров.

Проведем моделирование процессов теплообмена в биогазовом реакторе.

Поскольку теплофизические свойства жидкости в слоях 1, 2, 3 существенно отличаются, коэффициенты теплопередачи рассчитываются для каждого слоя отдельно, а затем определяется средний коэффициент теплоотдачи.

Для первого слоя:

Плотность среды:

$$\rho_1 = \Phi \rho_{\text{т}} + (1 - \Phi) \rho_{\text{ж}}, \quad (8)$$

где Φ – объемная доля твердых взвешенных частиц; $\rho_{\text{т}}$ – плотность твердых частиц; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости.

Динамическая вязкость среды [с]:

$$\mu_1 = \begin{cases} \mu_{\text{ж}}(1 + 4,5\Phi), & \text{если } \Phi \leq 0,4 \\ \frac{\mu_{\text{ж}}}{1 - \Phi^{1/3}}, & \text{если } \Phi \geq 0,4 \end{cases} \quad (9)$$

Теплоемкость и теплопроводность среды:

$$c_1 = x_{\text{т}} c_{\text{т}} + (1 - x_{\text{т}}) c_{\text{ж}}, \quad (10)$$

$$\lambda_1 = x_{\text{т}} \lambda_{\text{т}} + (1 - x_{\text{т}}) \lambda_{\text{ж}}, \quad (11)$$

где $c_{\text{т}}$, $c_{\text{ж}}$ – теплоемкости твердых частиц и жидкости; $\lambda_{\text{т}}$, $\lambda_{\text{ж}}$ – теплопроводности твердых частиц и жидкости; $x_{\text{т}}$ – массовая доля твердых частиц:

$$x_{\text{т}} = \frac{\rho_{\text{т}} \Phi}{\rho_{\text{т}} \Phi + \rho_{\text{ж}} (1 - \Phi)} \quad (12)$$

Число Рейнольдса для мешалки:

$$Re_1 = \frac{n_{\text{м}} d_{\text{м}}}{\nu_1}, \quad (13)$$

где $n_{\text{м}}$ – частота вращения мешалки, 1/с; $d_{\text{м}}$ – диаметр мешалки, м; $\nu_1 = \mu_1 \rho_1$ – кинематический коэффициент вязкости.

Число Нуссельта:

$$Nu_1 =$$

$$0,44 Re_1^{0,44} Pr_1^{0,34} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_1} \right)^{0,14} \left(\frac{D}{H_1} \right)^{0,47} \left(\frac{x_{\text{т}}}{1 - x_{\text{т}}} \right)^{0,3}, \quad (14)$$

где $Nu_1 = \frac{\alpha_1 D}{\lambda_1}$ – число Нуссельта.

Коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \lambda_1}{D} \quad (15)$$

Аналогично определяются коэффициенты теплоотдачи для слоев 2, 3. Критериальная формула для числа Нуссельта в этих случаях имеет вид [6]:

$$Nu = 0,36 Re_{\text{м}}^{2/3} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{ст}}} \right)^{0,14}, \quad (16)$$

где $\mu_{\text{ст}}$ – динамическая вязкость жидкости при температуре стенки.

Средний коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_{\text{ср}} = \frac{\alpha_1 H_1 + \alpha_2 H_2 + \alpha_3 H_3}{H} \quad (17)$$

Определим закон изменения температуры реакционной смеси от времени из уравнения теплового баланса:

$$c_{\text{ср}} m_{\text{общ}} \frac{dt}{d\tau} = q_V V + k \pi D H (t_{\text{тн}} - t) - c_{\text{с}} G_{\text{с}} (t - t_{\text{сн}}) + k_{\text{р}} \pi D_{\text{р}} H (t_{\text{тн}} - t_{\text{н}}), \quad (18)$$

где $m_{\text{общ}}$ – общая масса реакционной смеси; V – общий объем реакционной смеси; k – коэффициент теплопередачи от теплоносителя к реакционной смеси; $t_{\text{тн}}$ – средняя температура теплоносителя в рубашке; $t_{\text{сн}}$ – начальная температура сырья, подаваемого в реактор; $t_{\text{н}}$ – температура наружного воздуха.

$$m_{\text{общ}} = \frac{\pi D^2}{4} (\rho_1 H_1 + \rho_2 H_2 + \rho_3 H_3) \quad (19)$$

$$V = \frac{\pi D^2}{4} H \quad (20)$$

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{тн}}} + \frac{\delta_{\text{с}}}{\lambda_{\text{с}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{ср}}}} \quad (21)$$

Разделив (18) на $c_{\text{ср}} m_{\text{общ}}$, получим:

$$\frac{dt}{d\tau} = A(t_{\text{тн}} - t) + B(t - t_{\text{сн}}) + Q_{\text{в}} + Q_{\text{п}}, \quad (22)$$

где:

$$A = \frac{k \pi D H}{c_{\text{ср}} m_{\text{общ}}}, \quad (23)$$

$$B = \frac{c_{\text{с}} G_{\text{с}}}{c_{\text{ср}} m_{\text{общ}}}, \quad (24)$$

$$Q_{\text{в}} = \frac{q_V V}{c_{\text{ср}} m_{\text{общ}}}, \quad (25)$$

$$Q_{\text{п}} = \frac{k_{\text{р}} \pi D_{\text{р}} H (t_{\text{тн}} - t_{\text{н}})}{c_{\text{ср}} m_{\text{общ}}}. \quad (26)$$

Преобразуем (22) к виду:

$$\frac{dt}{d\tau} = (B - A)t + S, \quad (27)$$

$$\text{где: } S = A t_{\text{тн}} - B t_{\text{сн}} + Q_{\text{в}} + Q_{\text{п}} \quad (28)$$

Интегрируя (27) по времени τ при начальном условии:

$$t(0) = t_0, \quad (29)$$

получим:

$$t(\tau) = t_{\infty} + (t_0 - t_{\infty}) \exp[(B - A)\tau] \quad (30)$$

Программа, реализующая режимы работы биогазового реактора составлена в среде Mathcad 15.

Результаты моделирования режимов работы биореактора представлены ниже.

На рисунках. 2, 3, 4 представлены результаты моделирования реактора при следующих значениях исходных данных: $m_{CH_4} = 0,7$; СВ = 10%; $t_p = 37^\circ\text{C}$; $R_H = 0,02$ м; $D = 1$ м; $H_1 = 0,3$ м; $H_2 = 0,5$ м; $H_3 = 0,2$ м; $\Phi = 0,34$; $\rho_T = 1800$ кг/м³; $c_T = 840 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}\cdot\text{K}}$; $\lambda_T = 0,9 \frac{\text{Вт}}{\text{м}\cdot\text{K}}$;

$\rho_2 = 992$ кг/м³; $\rho_3 = 868$ кг/м³; $c_2 = 4200 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}\cdot\text{K}}$; $c_3 = 1780 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}\cdot\text{K}}$; $\mu_3 = 8,94 \cdot 10^{-3}$ Па*с; $\lambda_2 = 0,635 \frac{\text{Вт}}{\text{м}\cdot\text{K}}$; $\lambda_3 = 0,109 \frac{\text{Вт}}{\text{м}\cdot\text{K}}$; $n_M = 0,2$ 1/с; $d_M = 0,5$ м; $\alpha_{TH} = 1500$ Вт/м²*K; $\lambda_c = 16 \frac{\text{Вт}}{\text{м}\cdot\text{K}}$; $\delta_c = 0,003$ м; $c_c = 3700 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}\cdot\text{K}}$; $G_c = 10^{-3}$ кг/с; $q_V = 5000$ Вт/м³; $k_p = 1$ Вт/м²*K; $D_p = 1,06$ м; $t_{TH} = 40^\circ\text{C}$; $t_H = 10^\circ\text{C}$; $t_{CH} = 20^\circ\text{C}$; $t_0 = 20^\circ\text{C}$; $\xi = 1,5$.

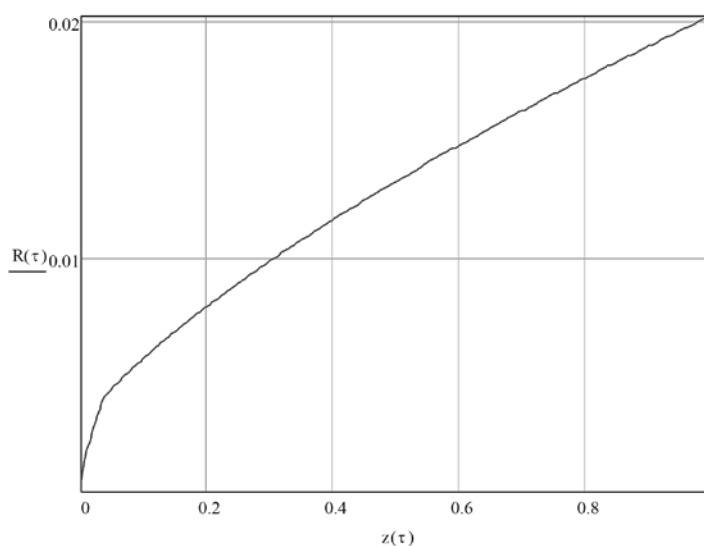


Рисунок 2 - Зависимость радиуса газового пузыря от координаты z

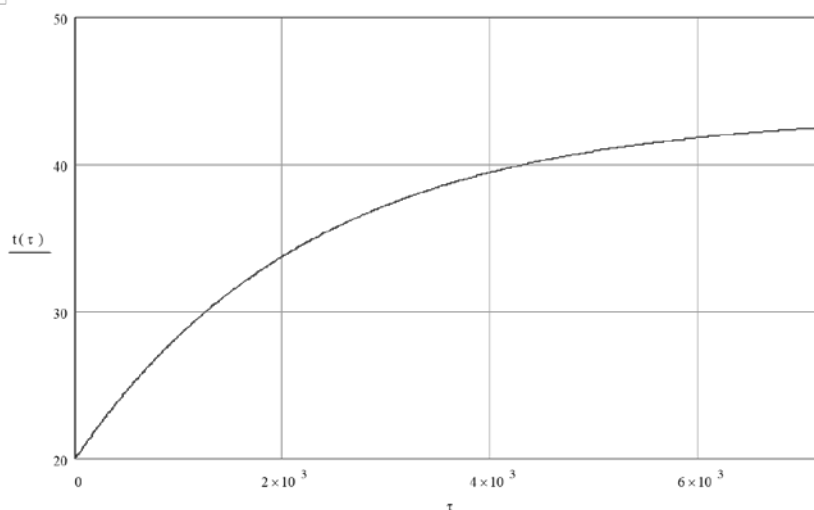


Рисунок 3 - Зависимость температуры реакционной смеси от времени

Газовый пузырь быстро, за время $\tau_{ж} = 0,27$ с, достигает радиуса $R_{ж} = 4,21$ мм и дальше всплывает с постоянной скоростью (рисунок 1).

Необходимо поддерживать мягкий режим нагревания или охлаждения реакционной

смеси, поскольку резкие процессы нагревания-охлаждения неблагоприятно сказываются на жизнеспособности бактерий.

Уменьшение частоты вращения мешалки в 2 раза (до 0,1 1/с) приводит к увеличению времени нагревания реакционной смеси до 40°C с

4400 до 5100. Увеличение температур теплоносителя с 40 до 60 °С уменьшает необходимое время нагревания реакционной смеси до 1200.

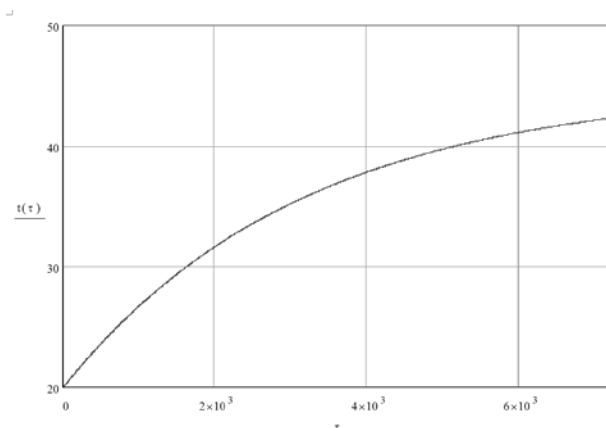


Рисунок 4 - Зависимость температуры реакционной смеси от времени при $n=1$ 1/с

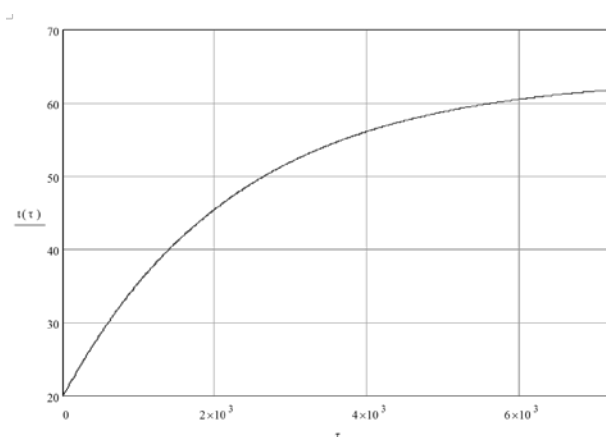


Рисунок 5 - Зависимость температуры реакционной смеси от времени при $n_m=1$ 1/с и $t_{тн}=60$ °С

На рисунке 6 показано влияние средней температуры теплоносителя на необходимое время разогрева реактора.

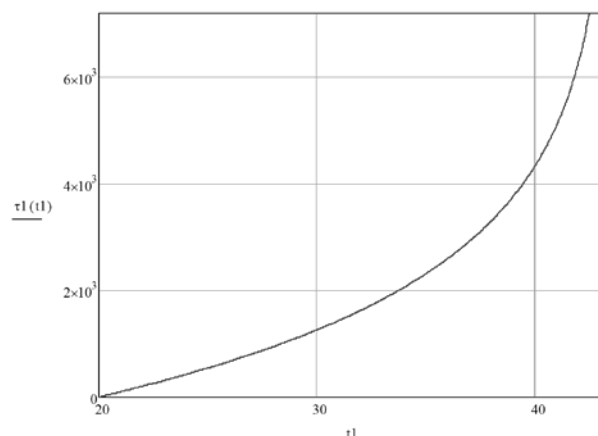


Рисунок 6 - Зависимость времени нагревания реакционной смеси от температуры теплоносителя

Предложенная математическая модель процессов в реакторе анаэробного сбраживания учитывает особенность трехслойной структуры среды в реакторе в зависимости от очевидной разницы и, соответственно, отдельно рассчитываемых значений коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи для первого, второго и третьего слоев в реакционном пространстве.

В математической модели учтены различия газовыделений в трех слоях биомассы на основе особенности массоотдачи к поверхности образуемого пузырька, генерируемого в процессе биосинтеза газа, при помощи коэффициента массоотдачи в уравнении Буссинеска.

Модель в полной мере построена с учетом зависимости теплофизических и других характеристик слоев и от состава питающей смеси посредством плотности, динамической вязкости, теплоемкости, теплопроводности слоев и частиц, распределенных в биореакторе.

Также в модели учтены гидродинамические характеристики течения реакционной массы в зависимости от интенсивности перемешивания посредством параметров, определяющих значения чисел Нуссельта и Рейнольдса.

При расчете учитывается интенсивность деятельности разновидностей потенциально используемых для анаэробного сбраживания консорциумов микроорганизмов, в свою очередь выбираемых в зависимости от морфологического состава перерабатываемых коммунально-бытовых отходов при помощи введенного коэффициента, учитывающего характер консорциума.

Работа выполнена в рамках ФЦП «Исследования и разработки по приоритетным направлениям развития научно-технологического комплекса России на 2007-2013 годы» по Государственному контракту от «16» октября 2013 г. № 14.515.11.0089. Статья подготовлена по результатам работ, выполненных на оборудовании ЦКП «КУЭП».

ЛИТЕРАТУРА

1 Родионова, А.А. Оптимизация процесса получения биотоплива методом анаэробного сбраживания органических отходов [Текст] / А.А. Родионова, А.В. Жучков // Материалы Международной научно-практической интернет-конференции, посвященной 50-летию кафедры "Процессы и аппараты пищевых и химических производств" «Энергосберегающие процессы и аппараты в пищевых и химических производств (ЭПАХПП-2011)». - Воронеж, 2011. - С. 356-360.

2 Родионова, А.А. Разработка научных основ технологии биоконверсии многокомпонентного органического сырья в энергоносители [Текст] / А.А. Родионова, А.В. Жучков // Актуальная биотехнология. - 2013. - №1(4). - С.46 - 48

3 Жучков, А.В. Перспектива получения топлива и энергии методом анаэробного сбраживания [Текст] / А.В. Жучков, А.А. Родионова, И.Е. Шабанов // Труды научнотехнической конференции молодых ученых, аспирантов и студентов «Физико-технические проблемы энергетики, экологии и энергоресурсоснабжения». - Воронеж: ФГБОУ ВПО «ВГТУ», 2011. – Вып. 13. – С. 64.

4 Ракитова, О. Государство и биоэнергетика [Текст] / О. Ракитова // Альтернативная энергетика. - 2007. - № 5-6. - С. 5 – 10.

REFERENCES

1 Rodionova, A.A. Optimization of the process of biofuel production by anaerobic digestion of organic waste [Text] / A.A. Rodionov, A.V. Zhuchkov // Proceedings of the International

Scientific and Practical Internet Conference dedicated to the 50th Anniversary of department "Processes and devices food and chemical industries ", "Energy saving processes and devices in the food and chemical industries (ESPDFCI -2011)". - Voronezh, 2011. - P. 356-360.

2 Rodionova, A.A. Development of scientific basic of technology of the bioconversion organic multi-component materials to energy [Text] / A.A. Rodionova, A.V. Zhuchkov // Actual biotechnology. - 2013. - № 1 (4). - P. 46 – 48.

3 Zhuchkov, A.V. The prospect of obtaining a fuel and energy by anaerobic digestion [Text] / A.V. Zhuchkov, A.A. Rodionova, I.E. Shabanov // Proceedings of the scientific-technical conference of young scientists and students "Physical and technical problems of energy, environment and energy and resource saving". – Voronezh: VSTU, 2011. - № 13. - P. 64.

4 Rakitova, O. State and bioenergy [Text] / O. Rakitova // Alternative energy. - 2007. - № 5-6. - P. 5 - 10.