

УДК: 66.097.3

UDC: 66.097.3

**ИМИТАЦИОННАЯ МАТЕМАТИЧЕСКАЯ
МОДЕЛЬ ФУНКЦИОНИРОВАНИЯ
КАТАЛИТИЧЕСКИХ СИСТЕМ ДЛЯ
ПРОИЗВОДСТВА И ПРЕОБРАЗОВАНИЯ
ЭНЕРГИИ ПРИ АНАЭРОБНОЙ
ПЕРЕРАБОТКЕ ОРГАНИЧЕСКИХ ОТХОДОВ
ЖИВОТНОВОДСТВА**

**SIMULATION MATHEMATICAL MODEL OF
CATALYTIC SYSTEMS FOR THE
PRODUCTION AND CONVERSION OF
ENERGY IN ANAEROBIC DIGESTION OF
ORGANIC MANURE**

Сидыганов Юрий Николаевич
д.т.н., профессор

Sydiganov Yuri Nikolaevich
Doct.Sci.Tech., professor

Медяков Андрей Андреевич
к.т.н.

Medyakov Andrey Andreevich
Cand.Tech.Sci.

Онучин Евгений Михайлович
к.т.н., доцент

Onychin Evgeny Mihailovich
Cand.Tech.Sci., assistant professor

Каменских Александр Дмитриевич
инженер
*Поволжский государственный технологический
университет, Йошкар-Ола, Россия*

Kamenskih Aleksandr Dmitrievich
engineer
*Volga State University of Technology, Ioshkar-Ola,
Russia*

В статье рассмотрены особенности моделирования каталитических систем для производства и преобразования энергии при анаэробной переработке органических отходов животноводства. Представлена имитационная математическая модель, устанавливающая взаимосвязь между конструктивными и технологическими параметрами каталитических систем и параметрами, характеризующими эффективность функционирования каталитических систем в процессе производства и преобразования тепловой энергии при анаэробной переработке органических отходов животноводства

The article describes the details of modeling of catalytic systems for the production and conversion of energy in anaerobic digestion of organic manure. We have also presented a simulation mathematical model that establishes the relationship between structural and technological parameters of catalytic systems and the parameters characterizing the efficiency of the catalytic system in the production and conversion of thermal energy in the anaerobic treatment of organic manure

Ключевые слова: ЧИСЛЕННЫЕ МЕТОДЫ, ДВИЖЕНИЕ ГРАНУЛ КАТАЛИЗАТОРА, КОНВЕРСИЯ ОРГАНИЧЕСКОЙ СОСТАВЛЯЮЩЕЙ, ШАГ МОДЕЛИРОВАНИЯ

Keywords: NUMERICAL METHODS, MOTION OF GRANULES OF CATALYST, CONVERSION OF ORGANIC COMPONENT, STEP SIMULATION

Введение

Существенным факторами, влияющим на эффективность функционирования каталитических систем в рамках производства и преобразования энергии при анаэробной переработке органических отходов животноводств [1-4], являются:

- обеспечение оптимальной температуры в каталитической системе для процесса конверсии органосодержащего газа с выделением тепла;

- обеспечение полной конверсии органических составляющих газа для последующего использования при анаэробной переработке органических отходов животноводства (при непосредственной подаче дымовых газов в биореактор необходимо обеспечивать полную конверсию окислителя для обеспечения анаэробных условий);

- обеспечение минимального перепада давления при прохождении газа через каталитическую систему для обеспечения минимальных затрат на подачу газа;

- обеспечение на выходе каталитической системы требуемого количества нагретого теплоносителя для использования его при анаэробной переработке органических отходов животноводства.

Для оптимизации конструктивно-технологических параметров каталитических систем, используемых для производства и преобразования энергии при анаэробной переработке органических отходов животноводства, необходимо исследовать нестационарный процесс производства и преобразования энергии при функционировании каталитической системы.

Для исследования нестационарных процессов производства и преобразования энергии при функционировании каталитических систем могут быть использованы существующие численные методы, в частности метод конечных разностей, метод конечных элементов. Однако использование этих методов для описания процессов в каталитических системах осложняется следующими особенностями описываемого процесса: сложная геометрическая форма объектов, участвующих в теплообмене (метод конечных разностей, метод конечных элементов) и сложное описание начальных условий (метод конечных элементов), связанных со множеством движущихся гранул катализатора, являющихся источниками тепла, а так же с организуемым движением гранул катализатора в каталитической системе.

Таким образом, допущения будут следующими:

- каталитическая система заменяется дискретной моделью;
- модель времени является дискретной с шагом в интервал моделирования;
- состояние объекта изменяется равномерно за интервал моделирования.

В результате каталитическую систему и протекающие в ней при производстве и преобразовании энергии процессы представляются в соответствии со схемой, представленной на рисунке 1.

Изменение состава газа по длине каталитической системы

В расчетной части имитационной модели использовались следующие формулы и зависимости для описания изменения состава газа по длине каталитической системы.

Первоначально определяется количество органической составляющей газа (СН₄ – метан, $N_{\text{СН}_4}$, моль/с), которое осуществляет конверсию в рамках ячейки каталитической системы в единицу времени:

$$N_{\text{СН}_4} = \frac{U_{\text{КА}} \cdot S_{\text{акт}}}{N_A}, \quad (1)$$

где $U_{\text{КА}}$ – удельная каталитическая активность катализатора, молек./((см²*с)); $S_{\text{акт}}$ – активная поверхность катализатора в ячейке, см²; N_A – постоянная Авогадро, молек./моль.

При этом активная поверхность катализатора в ячейке ($S_{\text{акт}}$) определяется следующим соотношением:

$$S_{\text{акт}} = m_{\text{кат}} * S_{\text{уд}} * k_{\text{эф}}, \quad (2)$$

где $m_{\text{кат}}$ – масса катализатора в ячейке, кг; $S_{\text{уд}}$ – удельная поверхность катализатора, см²/кг; $k_{\text{эф}}$ – коэффициент эффективности использования поверхности катализатора, в долях.

В результате изменение массового содержания органической составляющей газа (ΔCH_4 , доли) в результате конверсии на катализаторе будет определяться по формуле:

$$\Delta CH_4 = \frac{\mu * N_{CH_4}}{G_{газа}} = \mu * \frac{УКА * m_{кат} * S_{уд} * k_{эф}}{N_A * G_{газа}}, \quad (3)$$

где μ – молярная масса метана, кг/моль; $G_{газа}$ – расход органосодержащего газа, кг/с.

Ввиду того, что реакция конверсии органической составляющей осуществляется по стехиометрической реакции окисления углеводорода, при которой для окисления 1 моля метана (CH₄) необходимо 2 моля кислорода (O₂), при этом выделяется 1 моль двуокиси углерода (CO₂) и 2 моля водяных паров (H₂O). Таким образом, изменение массового содержания других составляющих газа ($\Delta O_2, \Delta CO_2, \Delta H_2O$, доли) в результате конверсии метана на катализаторе будет определяться по формулам:

$$\Delta O_2 = 2 * \mu_{O_2} * \frac{N_{CH_4}}{G_{газа}}, \Delta CO_2 = \mu_{CO_2} * \frac{N_{CH_4}}{G_{газа}}, \Delta H_2O = 2 * \mu_{H_2O} * \frac{N_{CH_4}}{G_{газа}}, \quad (4)$$

где $\mu_{O_2}, \mu_{CO_2}, \mu_{H_2O}$ – молярные массы кислорода, двуокиси углерода, воды, кг/моль.

При расчетах выделения теплоты при конверсии метана на катализаторах за интервал моделирования необходимо использовать следующую формулу для определения массы сгоревшего метана (кг):

$$\Delta m_{CH_4} = \mu * \frac{УКА * m_{кат} * S_{уд} * k_{эф}}{N_A} * t_{модел.}, \quad (5)$$

где $t_{модел.}$ – интервал моделирования, с.

Движение катализатора по каталитической системе

Для описания движения катализатора по каталитической системе и падения давления органосодержащего газа при прохождении через

каталитическую систему в расчетной части имитационной модели использовались следующие формулы и зависимости.

Движение гранулы катализатора в потоке газа обуславливается действием на нее двух сил: силы тяжести ($F_{тяж.}$) и силы лобового сопротивления потоку газа ($F_{лоб.сопр.}$), то есть уравновешиванием этих сил в процессе движения по каталитической системе:

$$F_{тяж.} = F_{лоб.сопр.} \quad (6)$$

Сила лобового сопротивления потоку ($F_{лоб.сопр.}$) пропорциональна квадрату скорости потока при условии совмещения начала координат с движущейся гранулой. Таким образом, в неподвижной системе координат сила лобового сопротивления потоку будет пропорциональна разности скоростей потока ($v_{газ}$) и гранулы катализатора ($v_{гр.кат.}$) при условии совпадения направления скоростей. Таким образом, (6) с учетом зависимостей для соответствующих сил будет записываться следующим образом:

$$\xi * \rho_{ср.} * S_{гр.кат.} * \frac{(v_{газ} - v_{гр.кат.})^2}{2} = \frac{\pi}{6} * D_{гр.кат.}^3 * g * \rho_{кат.} \quad (7)$$

где ξ – коэффициент сопротивления; $\rho_{ср.}$ – плотность потока газа, кг/м³; $S_{гр.кат.}$ – лобовая площадь гранулы катализатора, м²; $D_{гр.кат.}$ – диаметр гранулы катализатора, м; $\rho_{кат.}$ – плотность гранулы катализатора, кг/моль.

Откуда скорость гранулы катализатора ($v_{гр.кат.}$) может быть выражена в виде:

$$v_{гр.кат.} = v_{газ} - \sqrt{\frac{4\pi}{3} * R_{гр.кат.}^3 * \rho_{кат.} * g * \frac{2}{\xi * \rho_{ср.} * \pi * R_{гр.кат.}^2}} \quad (8)$$

При этом в зоне опускания катализатора движение газа отсутствует, гранулы катализатора опускаются под действием тех же сил, однако сила

лобового сопротивления будет пропорциональна скорости гранулы катализатора ($v_{гр.кат.}$), то есть (6) запишется следующим образом:

$$\xi * \rho_{ср.} * S_{гр.кат.} * \frac{v_{гр.кат.}^2}{2} = \frac{\pi}{6} * D_{гр.кат.}^3 * g * \rho_{кат.}, \quad (9)$$

Откуда скорость гранулы катализатора ($v_{гр.кат.}$) может быть выражена в виде:

$$v_{гр.кат.} = \sqrt{\frac{\frac{4\pi}{3} * R_{гр.кат.}^3 * \rho_{кат.} * g * \frac{2}{\xi * \rho_{ср.} * \pi * R_{гр.кат.}^2}}{}}. \quad (10)$$

При этом потери давления (ΔP) при прохождении через слой засыпки катализатора будут определяться с помощью следующего выражения:

$$\Delta P = \left(150 * \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} * \frac{\eta * u}{D_{гр.кат.}^2} + 1.75 * \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^2} * \frac{\rho_{ср.} * u^2}{D_{гр.кат.}} \right) * h, \quad (11)$$

где ε – степень пустоты засыпки ($\varepsilon = 1 - \frac{V_{кат.}}{V_{сист.}}$); η – динамическая вязкость потока; u – мнимая скорость потока (скорость в отсутствие засыпки), м/с.

Изменение температуры внутри каталитической системы

Для описания изменения температуры внутри каталитической системы в расчетной части имитационной модели использовались следующие формулы и зависимости.

Общий тепловой баланс для ячеек каталитической системы с учетом принятых допущений будет иметь следующий вид:

$$Q_{яч} = Q_{теплопр.} + Q_{вх.газ} + Q_{охл.} + Q_{окр} + Q_{сгор.} + Q_{вх.кат.}, \quad (12)$$

где $Q_{яч}$ – количество теплоты, поступившей в ячейку; $Q_{теплопр.}$ – теплота, поступившая от соседних ячеек с помощью теплопроводности; $Q_{вх.газ}$ – теплота, поступившая с входящим в ячейку потоком газа; $Q_{охл.}$ – теплота, поступившая от охладителя (в случае отбора теплоты -

отрицательная); $Q_{окр}$ - теплота, поступившая от окружающей среды (в случае отбора теплоты - отрицательная); $Q_{сгор}$. теплота, выделившаяся в ячейке при конверсии органической составляющей газа; $Q_{вх.кат.}$ - теплота, поступившая с входящими в ячейку гранулами катализатора.

При этом количество теплоты, поступившей в ячейку ($Q_{яч}$) может быть выражено следующим образом:

$$Q_{яч} = M_{яч} * C_{яч} * \Delta t_{яч}, \quad (13)$$

где $M_{яч}$ – масса ячейки, в том числе газ и гранулы катализатора; $C_{яч}$ – теплопроводность ячейки; $\Delta t_{яч}$ – изменение состояния ячейки за интервал моделирования ($\Delta t_{яч} = T^1 - T^0$).

Количество теплоты, поступившей от соседних ячеек с помощью теплопроводности, ($Q_{теплопр.}$) может быть выражено следующим образом:

$$Q_{теплопр.} = -\lambda * \tau_{модел.} * \left(\frac{T^1 + T^0 - T^1_{пр} - T^0_{пр}}{2 * R_A} * S_{пр} + \frac{T^1 + T^0 - T^1_{лев} - T^0_{лев}}{2 * R_A} * S_{лев} + \frac{T^1 + T^0 - T^1_{верх} - T^0_{верх}}{2 * a} * S_{верх} + \frac{T^1 + T^0 - T^1_{низ} - T^0_{низ}}{2 * a} * S_{низ} \right) \quad (14)$$

где λ – коэффициент теплопроводности; $\tau_{модел.}$ – период моделирования; T^1, T^0 – начальное и конечное состояния ячейки в интервале моделирования; $T^1_{пр}, T^1_{лев}, T^1_{верх}, T^1_{низ}$ – конечные состояния соседних ячеек в интервале моделирования; $T^0_{пр}, T^0_{лев}, T^0_{верх}, T^0_{низ}$ – начальные состояния соседних ячеек в интервале моделирования; $S_{пр}, S_{лев}, S_{верх}, S_{низ}$ – площади контакта с соседними ячейками; R_A – радиальная протяженность ячейки; a – вертикальная протяженность ячейки.

Количество теплоты, поступившей с входящим в ячейку потоком газа, ($Q_{\text{вх.газ}}$) будет выражаться следующим образом:

$$Q_{\text{вх.газ}} = \tau_{\text{модел.}} * (G_{\text{газ}} * C_{\text{газ}}) * \left(\frac{T_{\text{ниж}}^1 + T_{\text{ниж}}^0}{2} - \frac{T^1 + T^0}{2} \right), \quad (15)$$

где $G_{\text{газ}}$ – массовый расход потока газа; $C_{\text{газ}}$ – теплоемкость входящего газа.

Количество теплоты, поступившей от охладителя, ($Q_{\text{охл.}}$) будет выражаться следующим образом:

$$Q_{\text{охл.}} = \tau_{\text{модел.}} * \frac{\left(T_{\text{охл.}} - \frac{T^1 + T^0}{2} \right)}{D_{\text{конт}}} * F_{\text{конт}} * k_{\text{охл.}}, \quad (16)$$

где $T_{\text{охл.}}$ – средняя температура теплоносителя в охладителе; $D_{\text{конт}}$ – диаметр контакта охладителя с ячейкой; $F_{\text{конт}}$ – площадь контакта охладителя с ячейкой; $k_{\text{охл.}}$ – коэффициент теплопередачи к охладителю.

Количество теплоты, поступившей от окружающей среды, ($Q_{\text{окр.}}$) будет выражаться следующим образом:

$$Q_{\text{окр.}} = \tau_{\text{модел.}} * \frac{\left(T_{\text{окр.}} - \frac{T^1 + T^0}{2} \right)}{D_{\text{окр.}}} * F_{\text{окр.}} * k_{\text{окр.}}, \quad (17)$$

где $T_{\text{окр.}}$ – средняя температура окружающей среды; $D_{\text{окр.}}$ – диаметр контакта окружающей среды с ячейкой; $F_{\text{окр.}}$ – площадь контакта окружающей среды с ячейкой; $k_{\text{окр.}}$ – коэффициент теплопередачи к окружающей среде.

Количество теплоты, выделившейся в ячейке при конверсии органической составляющей газа, ($Q_{\text{сгор.}}$) может быть выражено следующим образом:

$$Q_{\text{сгор.}} = \tau_{\text{модел.}} * G_{\text{газ}} * Q_{\text{в}}^p * (CH_4^{\text{нач}} - CH_4^{\text{кон}}), \quad (18)$$

где $Q_{\text{в}}^{\text{р}}$ – высшая теплота сгорания органической составляющей; $CH_4^{\text{нач}}, CH_4^{\text{кон}}$ – начальное и конечное содержание метана в потоке газа.

Количество теплоты, поступающей с входящими в ячейку гранулами катализатора, ($Q_{\text{вх.кат.}}$) может быть выражено следующим образом:

$$Q_{\text{вх.кат.}} = \tau_{\text{модел.}} * G_{\text{кат}} * C_{\text{кат}} * (T_{\text{кат}}^{\text{вх}} - T_{\text{кат}}^{\text{вых}}), \quad (19)$$

где $G_{\text{кат}}$ – поток катализатора через ячейку; $C_{\text{кат}}$ – теплоемкость катализатора, $T_{\text{кат}}^{\text{вх}}, T_{\text{кат}}^{\text{вых}}$ – температуры катализатора на входе и выходе из ячейки.

С помощью программы Wolfram Mathematica 8.0 составленные тепловые балансы были решены относительно величины T_1 (конечное состояния ячейки в интервале моделирования).

Пример решения теплового баланса для ячеек ближайшего к центру ряда ячеек:

$$\left\{ \left\{ T_1 \rightarrow \left[- (-CH_{\text{кон}} + CH_{\text{нач}}) G_{\text{газ}} Q_{\text{рв}} - \left(C_{\text{пкат}} m_{\text{кат}} + \left(\frac{1}{2} C_{\text{ч}} (CH_{\text{кон}} + CH_{\text{нач}}) + \frac{1}{2} C_{\text{сo}} (CO_{\text{кон}} + CO_{\text{нач}}) + \frac{1}{2} C_{\text{ho}} (HO_{\text{кон}} + HO_{\text{нач}}) + \frac{1}{2} C_{\text{o}} (O_{\text{кон}} + O_{\text{нач}}) \right) \right. \right. \right. \\ \left. \left. \left. \text{rogaz} \left(- \frac{m_{\text{кат}}}{r_{\text{окат}}} + A \text{Sniz} \right) \right] T_0 + \frac{1}{2} (C_{\text{пгаз}} G_{\text{газ}} + C_{\text{пкат}} G_{\text{кат}}) T_0 t_{\text{модел}} + \frac{\lambda_{\text{sniz}} T_0 t_{\text{модел}}}{2 A} + \frac{\lambda_{\text{справ}} T_0 t_{\text{модел}}}{2 RA} + \frac{\lambda_{\text{сверх}} T_0 t_{\text{модел}}}{2 A} - \frac{\lambda_{\text{sniz}} T_{0\text{низ}} t_{\text{модел}}}{2 A} - \frac{\lambda_{\text{справ}} T_{0\text{прав}} t_{\text{модел}}}{2 RA} - \frac{\lambda_{\text{сверх}} T_{0\text{верх}} t_{\text{модел}}}{2 A} - \frac{\lambda_{\text{sniz}} T_{1\text{низ}} t_{\text{модел}}}{2 A} - \frac{1}{2} (C_{\text{пгаз}} G_{\text{газ}} + C_{\text{пкат}} G_{\text{кат}}) (T_{0\text{низ}} + T_{1\text{низ}}) t_{\text{модел}} - \frac{\lambda_{\text{справ}} T_{1\text{прав}} t_{\text{модел}}}{2 RA} - \frac{\lambda_{\text{сверх}} T_{1\text{верх}} t_{\text{модел}}}{2 A} \right] \right\} / \\ \left\{ -C_{\text{пкат}} m_{\text{кат}} - \left(\frac{1}{2} C_{\text{ч}} (CH_{\text{кон}} + CH_{\text{нач}}) + \frac{1}{2} C_{\text{сo}} (CO_{\text{кон}} + CO_{\text{нач}}) + \frac{1}{2} C_{\text{ho}} (HO_{\text{кон}} + HO_{\text{нач}}) + \frac{1}{2} C_{\text{o}} (O_{\text{кон}} + O_{\text{нач}}) \right) \right. \\ \left. \text{rogaz} \left(- \frac{m_{\text{кат}}}{r_{\text{окат}}} + A \text{Sniz} \right) - \frac{1}{2} (C_{\text{пгаз}} G_{\text{газ}} + C_{\text{пкат}} G_{\text{кат}}) t_{\text{модел}} - \frac{\lambda_{\text{sniz}} t_{\text{модел}}}{2 A} - \frac{\lambda_{\text{справ}} t_{\text{модел}}}{2 RA} - \frac{\lambda_{\text{сверх}} t_{\text{модел}}}{2 A} \right\} \right\}$$

Элемент математической модели, составленный с использованием представленных выше зависимостей с использованием возможностей итеративных вычислений Microsoft Office Excel, в рамках которого описывается изменения температуры внутри каталитической системы, представлен на рисунке 2.

Начальные значения T, оС						Текущие значения T, оС					
	газ		катал			газ		катал		П	
10	400	400	400	400	399,1285	399,1284534	397,5330679	398,6836633	400		
9	400	400	400	400	399,0163	399,0162664	397,5070814	398,6958294	400		
8	400	400	400	400	398,8874	398,8873164	397,4756245	398,6958296	400		
7	400	400	400	400	398,7415	398,7414591	397,4400306	398,6958296	400		
6	400	400	400	400	398,5649	398,5648059	397,388084	398,6958296	400		
5	400	400	400	400	398,2958	398,2958109	397,2601291	398,6958296	400		
4	400	400	400	400	397,9915	397,9914919	397,1153178	398,6958296	400		
3	400	400	400	400	397,6472	397,6472032	396,9514266	398,6958296	400		
2	400	400	400	400	397,2577	397,2576871	396,7659374	398,6958294	400		
1	400	400	400	400	396,817	396,816993	396,5559998	398,6836633	400		
Тсмеси вх	400				Тсмеси вх	396,3204341					

Рисунок 2 - Элемент математической модели, описывающий изменение температуры внутри каталитической системы

Вывод

Разработанная имитационная математическая модель функционирования каталитических систем для производства и преобразования энергии при анаэробной переработке органических отходов животноводства позволяет установить взаимосвязь между конструктивными и технологическими параметрами каталитических систем и параметрами, характеризующими эффективность функционирования каталитических систем в процессе производства и преобразования тепловой энергии при анаэробной переработке органических отходов животноводства.

Работа выполнена в рамках реализации ФЦП «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009-2013 годы (Соглашение № 14.В37.21.1490).

Библиографический список

1. Медяков А.А. Разработка новых каталитических систем для процессов получения биогаза / Медяков А.А., Каменских А.Д. // Вестник Марийского государственного технического университета. Серия: Лес. Экология. Природопользование. - 2011. - № 3. – С. 88-94.
2. Онучин Е.М. Наноструктурированные наполнители каталитических систем для установок анаэробной переработки органических отходов / Онучин Е.М., Медяков А.А. // Вестник Марийского государственного технического университета. Серия: Лес. Экология. Природопользование. - 2011. - № 3. – С. 95-100.
3. Онучин Е.М. Нестационарные каталитические системы для утилизации биогаза / Е.М. Онучин, А.А. Медяков, А.Д. Каменских, П.Н. Анисимов //

Политематический сетевой электронный научный журнал Кубанского государственного аграрного университета (Научный журнал КубГАУ) [Электронный ресурс]. – Краснодар: КубГАУ, 2012. – №04(78). – Режим доступа: <http://ej.kubagro.ru/2012/04/pdf/46.pdf>, 1,000 у.п.л.

4. Онучин Е.М. Повышение эффективности разрабатываемых каталитических систем для утилизации биогаза / Е.М. Онучин, А.А. Медяков, А.Д. Каменских, П.Н. Анисимов // Политематический сетевой электронный научный журнал Кубанского государственного аграрного университета (Научный журнал КубГАУ) [Электронный ресурс]. – Краснодар: КубГАУ, 2012. – №04(78). – Режим доступа: <http://ej.kubagro.ru/2012/04/pdf/47.pdf>, 0,875 у.п.л.

References

1. Medjakov A.A. Razrabotka novyh kataliticheskikh sistem dlja processov poluchenija biogaza / Medjakov A.A., Kamenskih A.D. // Vestnik Marijskogo gosudarstvennogo tehničeskogo universiteta. Serija: Les. Jekologija. Prirodopol'zovanie. - 2011. - № 3. – S. 88-94.

2. Onuchin E.M. Nanostrukturirovannye napolniteli kataliticheskikh sistem dlja ustanovok anajerobnoj pererabotki organicheskikh othodov / Onuchin E.M., Medjakov A.A. // Vestnik Marijskogo gosudarstvennogo tehničeskogo universiteta. Serija: Les. Jekologija. Prirodopol'zovanie. - 2011. - № 3. – S. 95-100.

3. Onuchin E.M. Nestacionarnye kataliticheskie sistemy dlja utilizacii biogaza / E.M. Onuchin, A.A. Medjakov, A.D. Kamenskih, P.N. Anisimov // Politematicheskij setevoj jelektronnyj nauchnyj zhurnal Kubanskogo gosudarstvennogo agrarnogo universiteta (Nauchnyj zhurnal KubGAU) [Jelektronnyj resurs]. – Krasnodar: KubGAU, 2012. – №04(78). – Rezhim dostupa: <http://ej.kubagro.ru/2012/04/pdf/46.pdf>, 1,000 u.p.l.

4. Onuchin E.M. Povyshenie jeffektivnosti razrabatyvaemyh kataliticheskikh sistem dlja utilizacii biogaza / E.M. Onuchin, A.A. Medjakov, A.D. Kamenskih, P.N. Anisimov // Politematicheskij setevoj jelektronnyj nauchnyj zhurnal Kubanskogo gosudarstvennogo agrarnogo universiteta (Nauchnyj zhurnal KubGAU) [Jelektronnyj resurs]. – Krasnodar: KubGAU, 2012. – №04(78). – Rezhim dostupa: <http://ej.kubagro.ru/2012/04/pdf/47.pdf>, 0,875 u.p.l.