

## МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕРМОХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ В ЧАСТИЦЕ БИОМАССЫ, ПОГРУЖЕННОЙ В НИЗКОТЕМПЕРАТУРНЫЙ КИПЯЩИЙ СЛОЙ КАТАЛИЗАТОРА

Д. В. Климов<sup>1</sup>, С. Н. Кузьмин<sup>1</sup>, Р. Л. Исьёмин<sup>2</sup>, Н. С. Муратова<sup>1</sup>

*Кафедра «Энергообеспечение предприятий и теплотехника» (1),  
НОЦ «Региональные проблемы развития автономной энергетики  
на базе переработки и утилизации техногенных образований и отходов» (2),  
ФГБОУ ВО «ТГТУ», г. Тамбов, Россия; penergy@list.ru*

**Ключевые слова:** гранулированная биомасса; катализатор; кипящий слой.

**Аннотация:** Рассмотрена роль катализатора – оливинового песка, используемого в качестве материала низкотемпературного кипящего слоя при проведении в нем процесса окисления (сжигания) гранулированных отходов биомассы, замещающей ископаемые виды сырья. Предлагаемая модель окисления позволяет вычислить необходимое время пребывания частицы биомассы и, как следствие, время процесса для расчета геометрических параметров реактора с кипящим слоем. Отмечено совпадение результатов расчета по модели с экспериментальными данными.

---

Для снабжения теплом химико-технологических процессов в химической, нефтехимической промышленности ископаемые виды топлива могут быть успешно заменены на биомассу – не востребуемые отходы сельского хозяйства (например, гранулированная солома – биогенный отход 4 класса опасности). Годовые объемы соломы в России достигают 24 млн т и позволяют не только снизить стоимость полученной тепловой энергии, но и решить проблему ее утилизации. Используемые при этом преимущества технологии кипящего слоя (КС) (развитая поверхность контакта твердого материала и газовой фазы, интенсивный теплоперенос как от твердой фазы к газовой, так и от КС к погруженным в него поверхностям теплообмена, возможность непрерывного ввода и вывода обработанного твердого материала) обусловили большие перспективы его промышленного использования. Применение же вместо инертного кипящего слоя (ИКС) каталитического способствует ускорению химических реакций в обрабатываемом материале [1]. Кроме того, если процесс осуществляется в аппарате с каталитическим кипящим слоем (ККС), одновременно с каталитической очисткой продуктов окисления выполняется условие низкотемпературности КС (600...950 °С) – соединения тяжелых металлов остаются в твердом минеральном остатке [2]. При этом одной из проблем является определение необходимого времени пребывания частицы обрабатываемого материала до полного завершения процесса окисления. При обработке гранулированной биомассы в КС, как правило, используются достаточно крупные частицы – 5...10 мм в диаметре, что обуславливает их сушку и пиролиз в течение начального промежутка времени после загрузки в разогретый ККС.

Предлагаемая модель термохимического разложения гранулы из биомассы, помещенной в предварительно разогретый КС инертного материала или катализатора, включает стадии: сушку (испарение влаги); пиролиз с выделением летучих

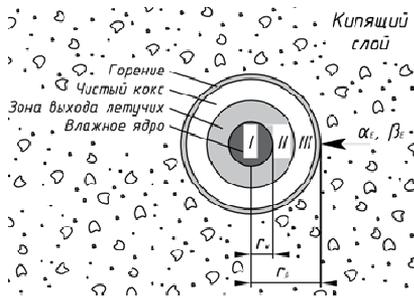


Рис. 1. Внутренние зоны гранулы

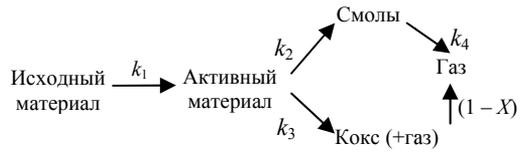


Рис. 2. Кинетическая схема Миллера и Беллана

веществ и тяжелых конденсируемых фракций (смола), которые диффундируют через коксовую зону с деструкцией: окисление коксового остатка. Для перехода к одномерной задаче, цилиндрическая форма частицы в моделях заменена на сферическую (рис. 1). За пределами частицы среда считается изотермической с интенсивностью тепло- и массообмена, зависящей от параметров КС. На стадии окисления коксового остатка учитывается влияние газового потока продуктов пиролиза на процесс окисления. В моделях используется кинетическая схема, предложенная Миллером и Белланом [3], где пиролиз всех компонентов биомассы (целлюлоза  $X_1$ , гемицеллюлоза  $X_2$  и лигнин  $X_3$ ) происходит по схеме, представленной на рис. 2, со своими кинетическими параметрами и брутто-реакциями первого порядка.

В центре постепенно «сжимающейся» частицы наблюдается влажная зона I (см. рис. 1), химический состав которой соответствует исходному материалу, на ее внешней границе идет активный процесс испарения влаги. Влажное ядро окружено зоной II, где происходит пиролиз биомассы. В зоне II протекают окислительные процессы взаимодействия образующихся газовых компонентов с коксом (зона III), в которой возможность образования слоя золы не учитывается. Вблизи внешней поверхности частицы процесс пиролиза завершается и имеется только чистый пористый кокс, участвующий в процессе окисления. На стадии испарения и пиролиза влияние катализатора не учитывается.

В каждой точке частицы присутствуют компоненты трех фаз: твердой, жидкой и газообразной с парциальными плотностями соответственно  $\rho_s$ ,  $\rho_l$  и  $\rho_g$ . Причем твердая фаза  $\rho_s$  представлена двумя компонентами – сухой биомассой  $\rho_b$  и коксом  $\rho_c$ . Сухая биомасса, в свою очередь, состоит из исходных составляющих – целлюлозы, гемицеллюлозы и лигнина ( $\rho_{v1}$ ,  $\rho_{v2}$ ,  $\rho_{v3}$ ) и их активированных модификаций ( $\rho_{a1}$ ,  $\rho_{a2}$ ,  $\rho_{a3}$ ), образующихся в результате их деполимеризации под действием температуры. Концентрации компонентов выражены безразмерными величинами  $\mu_{vn}$ ,  $\mu_{an}$ ,  $\mu_c$  и  $\mu_l$ , являющимися отношением текущей парциальной плотности данного компонента к плотности исходной биомассы:

$$\begin{aligned} \mu_{vn}(r, \tau) &= \rho_{vn}(r, \tau) / \rho_{v0}; \quad \mu_{an}(r, \tau) = \rho_{an}(r, \tau) / \rho_{v0}; \\ \mu_c(r, \tau) &= \rho_c(r, \tau) / \rho_{v0}; \quad \mu_l(r, \tau) = \rho_l(r, \tau) / \rho_{v0}. \end{aligned}$$

В зоне I для расчета движения зоны испарения используется кинетическое уравнение по концентрации влаги

$$\frac{\partial \mu_l(r, \tau)}{\partial \tau} = -k_{ev}(r, \tau) \mu_l(r, \tau), \quad (1)$$

где

$$k_{ev}(r, \tau) = \begin{cases} 1,0 \cdot 10^7 \exp(-4817/T(r, \tau)), & T \geq 380 \text{ К и } \rho_l > 0; \\ 1,0 \cdot 10^7 \exp(-4817/T(r, \tau)) \exp[-2(380 - T(r, \tau))], & T < 380 \text{ К и } \rho_l = 0. \end{cases} \quad (2)$$

Пиролиз  $n$ -го компонента исходного материала (зона II) ведет к образованию твердого коксового остатка с массовой долей  $\chi_n$ . Часть исходного материала, равная по массе  $\rho_{n0} = (1 - \chi_n)\rho_{b0}$ , превращается в летучие компоненты. Характерной особенностью модели является то, что газ и кокс образуются одновременно, однако для каждого из компонентов биомассы можно задать массовую долю газа  $(1 - \chi_n)$ , образовавшегося при данном превращении. В процессе пиролиза (зона II) с увеличением температуры протекает вторичная реакция термического разрушения смолы с образованием неконденсирующихся газов. Константа скорости данной реакции  $k_4$  принята одинаковой для всех компонентов, что предполагает также одинаковый состав образующихся из них смол. Приведем выражения для вычисления скорости изменения плотности всех твердых компонентов на стадии пиролиза:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \mu_{vn}(r, \tau)}{\partial \tau} &= -k_{1n} \mu_{vn}(r, \tau); \\ \frac{\partial \mu_{an}(r, \tau)}{\partial \tau} &= -(k_{2n} + k_{3n}) \mu_{an}(r, \tau) + k_{1n} \mu_{vn}(r, \tau); \\ \frac{\partial \mu_c(r, \tau)}{\partial \tau} &= \sum_{n=1}^3 k_{3n} \mu_{an}(r, \tau) X_n. \end{aligned} \quad (3)$$

Массовые скорости выделения (поглощения) газовых компонентов, образующихся в единице объема, выражаются следующим образом:

$$\begin{aligned} \Phi_l(r, \tau) &= -\rho_{v0} k_{ev} \mu_l(r, \tau); \\ \Phi_t(r, \tau) &= \rho_{v0} \sum_{n=1}^3 k_{2n} \mu_{an}(r, \tau) - \rho_g(r, \tau) k_4 \xi_t(r, \tau); \\ \Phi_g(r, \tau) &= \rho_{v0} \sum_{n=1}^3 k_{3n} \mu_{an}(r, \tau) (1 - X_n) + \rho_g(r, \tau) k_4 \xi_t(r, \tau). \end{aligned} \quad (4)$$

Образование кокса в результате пиролиза и его термохимическое разложение описывалось кинетическим уравнением по концентрации сухой биомассы

$$\frac{d\mu_c(r, \tau)}{d\tau} = W_c(r, \tau) = k_{c0} \exp(-E_c/RT(r, \tau)) S \rho_g(r, \tau) \xi_{O_2}(r, \tau), \quad (5)$$

где  $S$  – удельная поверхность кокса (на единицу объема);  $\xi_{O_2}$  – массовая концентрация газообразного кислорода в рассматриваемой точке внутри кокса. Предполагается также, что удельная поверхность кокса  $S$  пропорциональна его плотности, где  $S = S_{m0} \rho_c$ ,  $S_{m0}$  – удельная массовая поверхность. На стадии полного разложения кокса происходит сокращение размеров частицы до нуля.

Температура внутри обрабатываемой частицы определялась с использованием уравнения сохранения энергии

$$C_p(r, \tau) \frac{\partial T(r, \tau)}{\partial \tau} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^2 \lambda_{\text{eff}}(r, \tau) \frac{\partial T(r, \tau)}{\partial r} \right) - G(r, \tau) c_{pg}(r, \tau) \frac{1}{r^2} \frac{\partial (r^2 T(r, \tau))}{\partial r} - Q_{ev} \Phi_l(r, \tau) + \sum_{n=1}^3 \sum_{m=1}^3 Q_{mn} \Phi_{mn}(r, \tau) + Q_4 \rho_g(r, \tau) k_4 \xi_l(r, \tau) + Q_c \rho_{cf} W_c(r, \tau), \quad (6)$$

где  $\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^2 \lambda_{\text{eff}}(r, \tau) \frac{\partial T(r, \tau)}{\partial r} \right)$  – тепловой поток к частице от разогретого кипящего слоя с эффективным коэффициентом теплоотдачи  $\alpha_E$ ;  $G(r, \tau) c_{pg}(r, \tau) \frac{1}{r^2} \frac{\partial (r^2 T(r, \tau))}{\partial r}$  – тепловой поток с выделяющимися в процессе газами;  $Q_{ev} \Phi_l(r, \tau)$  – тепловой поток, вызванный парообразованием;  $\sum_{n=1}^3 \sum_{m=1}^3 Q_{mn} \Phi_{mn}(r, \tau)$  – объемный тепловой поток, вызванный тепловыми эффектами реакций пиролиза отдельных компонентов (целлюлозы, гемицеллюлозы, лигнина);  $Q_4 \rho_g(r, \tau) k_4 \xi_l(r, \tau)$  – объемный тепловой поток, вызванный тепловым эффектом реакции разложения образующейся в процессе пиролиза смолы;  $Q_{ev}$  – тепловой эффект испарения влаги;  $Q_{mn}$ ,  $Q_4$  – тепловые эффекты соответствующих реакций пиролиза. На стадии окисления кокса расчет проводился отдельно, при этом были исключены источники и стоки тепла, определяемые процессами испарения и пиролиза, и добавлен источник тепла  $Q_c \rho_{cf} W_c$ , связанный с тепловым эффектом окисления кокса.

Эффективные удельные теплофизические свойства единицы объема частицы, вычислялись как суперпозиция характеристик ее компонентов.

При расчете газового потока  $G(r, \tau)$  принималось условие отсутствия накопления газообразных компонентов в поровом пространстве частицы биомассы

$$\frac{1}{r^2} \frac{\partial (r^2 G(r, \tau) \xi_j(r, \tau))}{\partial r} = \Phi_j(r, \tau). \quad (7)$$

При этом на стадии испарения и пиролиза приняты следующие начальные и граничные условия:

$$T(r, 0) = T_0; \quad \mu_l(r, 0) = 1; \quad \mu_w(r, 0) = 1; \quad \mu_c(r, 0) = 0;$$

$$\left. \frac{\partial T(r, \tau)}{\partial r} \right|_{r=0} = 0; \quad \left. \frac{\partial \xi_l}{\partial r} \right|_{r=0} = 0; \quad \left. \frac{\partial G(r, \tau)}{\partial r} \right|_{r=0} = 0;$$

$$\left[ \lambda_{\text{eff}} \frac{\partial T(r, \tau)}{\partial r} \right]_{r=R} = \alpha_E [T_\infty - T(R, \tau)]. \quad (8)$$

Перенос массы газовых компонентов на стадии окисления коксового остатка происходит за счет конвекции и диффузии внутри частицы и описывается с учетом уравнения неразрывности

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g \xi_j(r, \tau))}{\partial \tau} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (-r^2 J_{D,j}(r, \tau)) - \frac{1}{r^2} \frac{\partial(r^2 G(r, \tau) \xi_j(r, \tau))}{\partial r} + v_{c,j} \rho_{cf} W_{cj}(r, \tau), \quad (9)$$

где  $J_{D,j}$  – диффузионный поток  $j$ -го газового компонента;  $\xi_j$  – относительная массовая концентрация;  $v_{c,j}$  – стехиометрические коэффициенты для соответствующих фазовых и химических превращений.

Для стадии окисления кокса приняты следующие начальные и граничные условия:

$$\begin{aligned} T(r, 0) = T_0; \quad \xi_j(r, 0) = \xi_j^0; \quad \mu_l(r, 0) = 0; \quad \mu_b(r, 0) = 0; \quad \mu_c(r, 0) = 1; \\ \left. \frac{\partial T(r, \tau)}{\partial r} \right|_{r=0} = 0; \quad \left. \frac{\partial \xi_j}{\partial r} \right|_{r=0} = 0; \quad \left. \frac{\partial G(r, \tau)}{\partial r} \right|_{r=0} = 0; \\ \left[ \lambda_{\text{eff}}(r, \tau) \frac{\partial T(r, \tau)}{\partial r} \right]_{r=R} = \alpha_E(\tau) [T_\infty - T(R, \tau)]; \\ (-J_{D,j})_{r=R} = \beta_E(\tau) \rho_{g,E} [\xi_{j,\infty} - \xi_j(R, \tau)]. \end{aligned} \quad (10)$$

На стадии окисления коксового остатка наличие ККС учитывалось путем изменения граничных условий по концентрации кислорода на поверхности частицы путем уменьшения массового потока. Граничное условие для кислорода принимает вид

$$(-J_{D,O_2})_{r=R} = \beta_{E,O_2}(\tau) \rho_{g,E} [\xi_{O_2,\infty} - \xi_{O_2}(R, \tau)] - \frac{1}{2} \beta_{E,CO}(\tau) \rho_{g,E} [\xi_{CO}(R, \tau) - \xi_{CO,\infty}]. \quad (11)$$

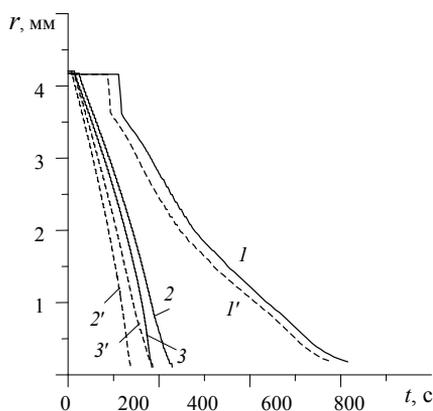
Для определения коэффициентов теплоотдачи  $\alpha_E$  и массоотдачи  $\beta_{E,j}$  на внешней границе частицы использовались критериальные уравнения (12). Уменьшение размера частицы биомассы в процессе разложения учитывалось линейной интерполяцией между значениями критериев Нуссельта  $Nu_{i,\infty}$  и Шервуда  $Sh_{i,\infty}$ , соответствующими случаю  $d_p \gg d_i$  ( $d_i$  – диаметр частиц КС), и значениями  $Nu_1$ ,  $Sh_1$ , представляющими случай  $d_p = d_i$ :

$$\begin{aligned} \frac{Nu - Nu_{i,\infty}}{Nu_1 - Nu_{i,\infty}} = \left( \frac{d_i}{d_p} \right)^{2/3}; \quad \frac{Sh - Sh_{i,\infty}}{Sh_1 - Sh_{i,\infty}} = \left( \frac{d_i}{d_p} \right)^{2/3}; \\ Nu_{1,\infty} = 0,85 Ar_i^{0,19} + 0,006 Ar_i^{0,5} Pr^{0,33}; \quad Sh_{1,\infty} = 0,009 Ar_i^{0,5} Sc^{0,33}; \\ Nu_1 = 6 + 0,117 Ar_i^{0,39} Pr^{0,33}; \quad Sh_1 = 2 \varepsilon_{mf} + 0,117 Ar_i^{0,39} Sc^{0,33}. \end{aligned} \quad (12)$$

В формуле (12)  $\varepsilon_{mf}$  – пористость слоя при минимальной скорости псевдоожижения, принимаемая равной 0,4.

### Результаты моделирования

В работе выбраны параметры моделирования, соответствующие условиям проводившихся физических экспериментов. В них соломенные гранулы цилиндрической формы рассматривались как эквивалентные по массе сферические частицы



**Рис. 3. Изменение радиуса частицы биотоплива при окислении коксового остатка:**  
 ККС – сплошные линии; ИКС – пунктирные;  
 1, 1' –  $T_{KC} = 873$  К; 2, 2' – 973 К; 3, 3' – 1073 К

биотоплива диаметром 2...10 мм; диаметры частиц ККС из оливкового песка и ИКС из кварцевого песка составляли 0,4 мм; интервал температур КС варьировался в диапазоне 600...800 °С. Поскольку в принятой модели влияние катализатора на стадию сушки и пиролиза может быть учтено лишь косвенно (путем задания увеличенной температуры в нем продуктов пиролиза), при моделировании этой стадии различия между каталитическим и инертным слоями не делались. На стадии окисления коксового остатка случаи ИКС и ККС рассматривались раздельно.

В рассматриваемой модели процесса роль катализатора сводится к быстрому доокислению образующегося в реакции окисления СО в непосредственной окрестности частицы. Данный эффект приводит к ослаблению потока кислорода из газового потока к поверхности частицы кокса и, как результат, снижению скорости окисления. Особенно сильно снижение скорости окисления в ККС по сравнению с ИКС наблюдается при высоких температурах слоя, что обусловлено двумя причинами. *Во-первых*, с ростом температуры реакция окисления кокса сдвигается в сторону образования СО. *Во-вторых*, усиление внешних массообменных ограничений по транспорту кислорода к поверхности частицы с ростом температуры действует в том же направлении. Кроме того, влияние каталитических свойств слоя сказывается более заметно на окислении частиц большего диаметра, что также объясняется увеличением ограничений по внешнему массообмену с ростом размеров обрабатываемых частиц. Отмеченные выше тенденции, связанные с влиянием каталитических свойств КС на окисление коксовых частиц, иллюстрируются на рис. 3 (расчеты по модели) и позволяют оценить время пребывания частиц биомассы в КС до полного завершения процесса.

Сопоставление результатов моделирования стадий сушки-пиролиза и окисления коксового остатка частицы биотоплива из соломы в ККС с экспериментальными данными [4] позволяет сделать вывод об их достаточно хорошем количественном совпадении. Основные расхождения между предложенной моделью и экспериментом наблюдаются в области низких температур слоя. Они могут быть связаны с проблемой выбора адекватной кинетической модели, так как именно при низких температурах кинетические характеристики процесса играют определяющую роль.

#### Список литературы

1. Miller, R. S. A Generalized Biomass Pyrolysis Model Based on Superimposed Cellulose, Hemicellulose and Lignin Kinetics / R. S. Miller, J. Bellan // *Combustion Science and Technology*. – 1997. – Vol. 126. – P. 97 – 137.
2. К вопросу о выборе катализатора для окислительных реакций в реакторе с кипящим слоем / С. Н. Кузьмин [и др.] // *Химическое и нефтехимическое машиностроение*. – 2017. – № 4. – С. 18 – 20.

3. Сжигание осадков сточных вод коммунального хозяйства в псевдооживленном слое катализатора / А. Д. Симонов [и др.] // Альтернативная энергетика и экология. – 2010. – № 6 (86). – С. 61 – 66.

4. О запуске котла с псевдооживленным слоем / Е. А. Пицуха [и др.] // Инженерно-физический журнал. – 2017. – Т. 90, № 2. – С. 1015 – 1021.

---

## **Modeling of Thermochemical Processes in the Biomass Particle Dipped into the Low-Temperature Binding Layer of the Catalyst**

**D. V. Klimov<sup>1</sup>, S. N. Kuzmin<sup>1</sup>, R. L. Isyomin<sup>2</sup>, N. S. Muratova<sup>1</sup>**

*Department of Energy Supply of Enterprises and Heat Engineering (1),  
Scientific and Educational Center "Regional Problems  
of Autonomous Energy Development on the basis of processing  
and disposal of man-made structures and waste " (2),  
TSTU, Tambov, Russia; penergy@list.ru*

**Keywords:** granulated biomass; catalyst; fluidized bed.

**Abstract:** The paper explores the role of a catalyst, the olivine sand, used as a material of a low-temperature fluidized bed during the process of oxidation (burning) of pelleted biomass wastes, replacing fossil raw materials. The proposed oxidation model makes it possible to calculate the necessary residence time of the biomass particle and, as a consequence, the process time for calculating the geometric parameters of a fluidized bed reactor. A good qualitative agreement between the calculation results for the model and the experimental data was observed.

### *References*

1. Miller R. S., Bellan J. A Generalized Biomass Pyrolysis Model Based on Superimposed Cellulose, Hemicellulose and Lignin Kinetics, *Combustion Science and Technology*, 1997, vol. 126, pp. 97-137.

2. Kuz'min S.N., Is'emin R.L., Mikhalev A.V., Balybina N.N., Muratova N.S., Klimov D.V. [On the choice of a catalyst for oxidative reactions in a reactor with a fluidized bed], *Khimicheskoe i neftekhimicheskoe mashinostroenie* [Chemical and petrochemical machinery], 2017, no. 4, pp. 18-20. (In Russ., abstract in Eng.)

3. Simonov A.D., Yazykov N.A., Trachuk A.V., Yakovlev V.A. [Combustion of municipal sewage sludge in a fluidized catalyst bed], *Al'ternativnaya energetika i ekologiya* [Alternative Energy and Ecology], 2010, no. 6 (86), pp. 61-66. (In Russ., abstract in Eng.)

4. Pitsukha E.A., Teplitskii Yu.S., Roslik A.R., Is'emin R.L., Klimov D.V., Mikhalev A.V., Borodulya V.A., Dubina V.A. [On the launch of a fluidized-bed boiler], *Inzhenerno-fizicheskii zhurnal* [Engineering-Physics Journal], 2017, vol. 90, no. 2, pp. 1015-1021. (In Russ., abstract in Eng.)

---

## **Modellierung der thermochemischen Prozesse im Teilchen der in die niedrigtemperaturkochende Katalysatorschicht eingetauchten Biomasse**

**Zusammenfassung:** Es ist die Rolle eines Katalysators, des Olivinsandes, betrachtet, der als Material für eine Niedrigtemperaturkochschicht bei der Durchführung des Oxidationsprozesses (Verbrennung) von granulierten, fossile Rohstoffe ersetzenden

Biomasseabfällen, verwendet wird. Das vorgeschlagene Oxidationsmodell erlaubt es, die notwendige Verweilzeit des Biomasepartikels und damit die Prozesszeit zur Berechnung der geometrischen Parameter eines Wirbelreaktors mit der kochenden Schicht zu berechnen. Eine gute qualitative Übereinstimmung zwischen den Berechnungsergebnissen für das Modell und den experimentellen Daten ist festgestellt.

---

**Modélisation des processus thermochimiques  
dans l'unité de la biomasse immergée dans une couche  
d'ébullition à basse température du catalyseur**

**Résumé:** Est examinée le rôle du catalyseur, sableolivinique, utilisé comme un matériau de la couche d'ébullition à basse température lors de l'exécution du processus de l'oxydation (combustion) des déchets granulés de la biomasse remplaçant les matières premières. Le modèle proposé de l'oxydation permet de calculer le temps nécessaire à la présence des particules de la biomasse et par conséquent le temps du processus pour le calcul des paramètres géométriques du réacteur avec une couche d'ébullition. Est soulignée une bonne qualité de la coïncidence des résultats du calcul par le modèle et avec les données expérimentales.

---

**Авторы:** *Климов Дмитрий Владимирович* – аспирант кафедры «Энергообеспечение предприятий и теплотехника»; *Кузьмин Сергей Николаевич* – кандидат технических наук, доцент кафедры «Энергообеспечение предприятий и теплотехника»; *Исьёмин Рафаил Львович* – кандидат технических наук, директор НОЦ «Региональные проблемы развития автономной энергетики на базе переработки и утилизации техногенных образований и отходов»; *Муратова Наталья Сергеевна* – аспирант кафедры «Энергообеспечение предприятий и теплотехника», ФГБОУ ВО «ТГТУ», г. Тамбов, Россия.

**Рецензент:** *Туголуков Евгений Николаевич* – доктор технических наук, профессор кафедры «Техника и технологии производства нанопродуктов», ФГБОУ ВО «ТГТУ», г. Тамбов, Россия.