

<https://doi.org/10.21122/1029-7448-2021-64-1-51-64>

УДК 662.711.4

Экспериментальное и расчетное исследования пиролиза биомассы в цилиндрическом реакторе

А. В. Митрофанов¹⁾, В. Е. Мизонов¹⁾, С. В. Василевич²⁾, М. В. Малько³⁾

¹⁾Ивановский государственный энергетический университет (Иваново, Российская Федерация),

²⁾Белорусская государственная академия авиации (Минск, Республика Беларусь),

³⁾Институт энергетики НАН Беларуси (Минск, Республика Беларусь)

© Белорусский национальный технический университет, 2021
Belarusian National Technical University, 2021

Реферат. В статье представлено экспериментальное исследование пиролиза термически тонких частиц биомассы (березовая щепа 17×8×6 мм) в лабораторном аппарате периодического действия. Реактор установки имеет вид стального цилиндра с внутренним диаметром 200 мм и высотой 500 мм. Во время эксперимента температура наружной боковой поверхности аппарата поддерживалась постоянной (550 °С) за счет электрического нагрева. Масса начальной загрузки составляла около 4 кг при влагосодержании материала порядка 14 % по массе. В процессе эксперимента фиксировались значения температур материала в двух точках радиальной координаты: у стенки аппарата и на его оси. Предложена и верифицирована одномерная численная модель нестационарного процесса конверсии биомассы (тепло-массообмена, совмещенного с реакционной моделью Аврамы – Ерофеева). Реактор представлен как набор из счетного числа цилиндрических слоев, рассматриваемых как ячейки (представительные мезообъемы) с идеальным перемешиванием свойств внутри. Цилиндрические поверхности, образующие ячейки, считаются изотермическими. Размер ячеек выбран достаточно большим по сравнению с отдельными частицами слоя, что позволяет считать температурное поле внутри объема ячейки монотонным. Эволюция распределения температуры по радиусу цилиндрического реактора определяется на основе разностной аппроксимации процесса нестационарной теплопроводности. Расчетные прогнозы и экспериментальные данные показали хорошее соответствие, что свидетельствует об адекватности разработанной математической модели и позволяет рекомендовать ее для проведения инженерных расчетов пиролиза биомассы. Данная модель может оказаться полезной и в отношении углубления понимания основных физических и химических процессов, протекающих в условиях пиролиза биомассы.

Ключевые слова: пиролиз, древесная биомасса, уравнение Аврамы – Ерофеева, численное моделирование, тепло- и массообмен

Для цитирования: Экспериментальное и расчетное исследования пиролиза биомассы в цилиндрическом реакторе / А. В. Митрофанов [и др.] // *Энергетика. Изв. высш. учеб. заведений и энерг. объединений СНГ*. 2021. Т. 64, № 1. С. 51–64. <https://doi.org/10.21122/1029-7448-2021-64-1-51-64>

Адрес для переписки

Василевич Сергей Владимирович
Белорусская государственная академия авиации
ул. Уборевича, 77,
220096, г. Минск, Республика Беларусь
Тел.: +375 17 272-98-22
svasilevich@yandex.ru

Address for correspondence

Vasilevich Siarhei V.
Belarusian State Academy of Aviation
77, Uborevich str.,
220096, Minsk, Republic of Belarus
Tel.: +375 17 272-98-22
svasilevich@yandex.ru

Experiments and Computational Research of Biomass Pyrolysis in a Cylindrical Reactor

A. V. Mitrofanov¹⁾, V. E. Mizonov¹⁾, S. V. Vasilevich²⁾, M. V. Malko³⁾

¹⁾Ivanovo State Power Engineering University (Ivanovo, Russian Federation),

²⁾Belarusian State Academy of Aviation (Minsk, Republic of Belarus),

³⁾Institute of Power Engineering of the National Academy of Sciences of Belarus (Minsk, Republic of Belarus)

Abstract. The article features an experimental study of thermally thin biomass samples (beech wood particles 17×8×6 mm) pyrolysis in a laboratory scale batch reactor. The reactor was a cylindrical steel body with internal diameter of 200 mm and height of 500 mm. The temperature of a lateral surface of the cylinder during the experiment was being kept constant (550 °C) due to electrical heating. The initial loading of the apparatus was about 4 kg with moisture content of about 14 % by weight. During the experiment, the temperature values of the material being pyrolyzed were recorded at two points of the radial coordinate, viz. at the wall of the apparatus and on its axis. A one-dimensional numerical model of the nonstationary process of biomass conversion (heat and mass transfer in combination with the Avrami – Erofeev reaction model) has been proposed and verified. The reactor is represented as a set of a countable number of cylindrical layers, considered as cells (representative meso-volumes) with an ideal mixing of the properties inside. The cylindrical surfaces that form cells are considered to be isothermal. The size of the cells is chosen to be sufficiently large in comparison with the individual particles of the layer, which makes it possible to consider the temperature field inside the cell volume as monotonic. The evolution of the temperature distribution over the radius of a cylindrical reactor is determined on the basis of a difference approximation of the process of non-stationary thermal conductivity. The calculated forecasts and experimental data showed a good agreement, which indicates the adequacy of the developed mathematical model of pyrolysis and makes it possible to recommend it for engineering calculations of biomass pyrolysis. This model can also be useful in improving the understanding of the basic physical and chemical processes occurring in the conditions of biomass pyrolysis.

Keywords: pyrolysis, wood biomass, Avrami – Erofeev equation, numerical model, heat and mass transfer

For citation: Mitrofanov A. V., Mizonov V. E., Vasilevich S. V., Malko M. V. (2021) Experiments and Computational Research of Biomass Pyrolysis in a Cylindrical Reactor. *Energetika. Proc. CIS Higher Educ. Inst. and Power Eng. Assoc.* 64 (1), 51–64. <https://doi.org/10.21122/1029-7448-2021-64-1-51-64> (in Russian)

Введение

В настоящее время вектор развития энергетических комплексов ряда стран, в том числе России и Беларуси, направлен на увеличение выработки электроэнергии за счет расширения твердотопливной ниши и вовлечения в оборот различных видов возобновляемого дисперсного топлива [1, 2]. Одним из эффективных процессов термохимической переработки органических соединений является пиролиз, осуществляемый при повышенных температурах без участия кислорода. При этом к числу важнейших направлений исследований в области пиролиза биомассы относится изучение кинетики химических реакций, определяющих протекание данного процесса. Результаты подобного рода исследований с акцентом на различ-

ные виды местного сырья достаточно активно публикуются, что заметно даже на малом интервале наблюдения [3–5].

Очевидно, что практически невозможно учесть все элементарные реакции, поэтому моделирование процесса пиролиза, как правило, ограничивается рассмотрением некоторой эффективной реакции. Такой подход, в частности, был использован в экспериментальном исследовании кинетики пиролиза образцов древесной биомассы (древесина дуба обыкновенного – *Quercus robur*) в изотермических условиях при температурах 673, 773 и 873 К [4]. Установлено, что термическое разложение биомассы соответствует реакционной модели Аврами – Ерофеева с показателем n , изменяющимся от образца к образцу. Согласно данным [4, 5], значение энергии активации, соответствующее одноступенчатому глобальному подходу, изменяется в пределах 57,2–64,9 кДж/моль).

Другим важным направлением в области развития технологии пиролиза биомассы является разработка математической модели, адекватно описывающей основные физические и химические процессы, протекающие в пиролизном реакторе. Как известно, модель брутто-реакции (одноступенчатая реакция) – это основа для начала моделирования технологического процесса, но сама по себе она не дает возможности перейти к расчету конкретного реактора. Материал, подвергаемый термической конверсии в технологическом аппарате, представляет собой гетерогенную среду. Анализ известных моделей процессов с гетерогенными средами показывает, что при моделировании дискуссионными остаются вопросы, не только возникающие на стадии формирования модельных представлений конкретного оформления процесса, но и касающиеся выбора принципиальной методологии исследования, связанные с обоснованием размера представительного объема моделируемого объекта. Если для процессов в однородных средах эту проблему можно считать в известной степени решенной (использование подхода Эйлера), то для процессов с гетерогенными средами выбор приемлемого с теоретической и практической точек зрения уровня декомпозиции моделируемого объекта часто является, на наш взгляд, ключевым.

Гетерогенный характер протекания процессов в системе «газ – твердое тело» приводит к разнообразным подходам к описанию движения и взаимодействия фаз [6, 7]. Это могут быть метод Эйлера, метод Лагранжа или комбинированные методы Эйлера – Лагранжа [6–8]. Подобные подходы практически предельно детализируют структуру гетерогенной среды и в качественном отношении являются, по-видимому, наиболее адекватными реальному процессу. Однако вопросы количественного прогнозирования протекания этих процессов в подобных работах редко ставятся, так как высокая степень детализации явления подразумевает практически невозможный для реализации в полном объеме набор идентификационных процедур. В итоге значения по крайней мере части параметров идентификации

принимаются из некоторых правдоподобных диапазонов, а результаты моделирования позволяют характеризовать процесс только в качественном отношении. В связи с этим ряд авторов [9–15] обращают внимание, что для разработки расчетных моделей процессов актуальным является поиск компромисса между уровнем детализации и доступностью идентификационных и вычислительных процедур для инженерной практики.

Противоположным подходом будет рассмотрение всего ансамбля частиц как объекта с равномерно распределенными по его объему параметрами. Подобные модели обладают физической ясностью, а их неполное соответствие действительности компенсируется многочисленными экспериментальными поправочными коэффициентами, при помощи которых достигается довольно высокая адекватность описания процессов. Недостатком их является то, что расчетные прогнозы при изменении конструкции аппарата, а часто и перерабатываемого дисперсного материала практически равны нулю.

Изложенные крайние позиции при выборе размера представительного объема не исключают поиск компромисса, т. е. перехода к рассмотрению некоторого малого, но конечного мезообъема [10–12]. Компромисс может быть следствием достаточно грубого шага при использовании различных разностных схем. При этом некоторые теоретические подходы априори предполагают мезомасштабный уровень декомпозиции (например, дискретные модели на основе теории цепей Маркова [13, 14], дискретных аналогов уравнения Больцмана [15] и др.). В данной работе при построении математической модели реактора выбор сделан в пользу явной разностной схемы, которая позволяет рассматривать технологическую переработку навески дисперсной древесины как процесс с распределенными параметрами. Результаты расчетов и экспериментов сопоставлялись, что позволило оценить адекватность разработанной модели.

Методы и результаты исследования

Описание теплопереноса в слое частиц. В основу математической модели положено рассмотрение протекания физико-химических и транспортных процессов в цилиндрическом реакторе, заполненном частицами пиролизуемого материала.

Реактор представлен как набор из счетного числа n цилиндрических слоев толщиной Δr каждый. Цилиндрические слои рассматриваются как ячейки (представительные мезообъемы) с идеальным перемешиванием свойств внутри и имеют нумерацию (рис. 1). Цилиндрические поверхности, образующие ячейки, считаются изотермическими. Размер ячеек выбран достаточно большим по сравнению с отдельными частицами слоя, что позволяет считать температурное поле внутри объема ячейки монотонным.

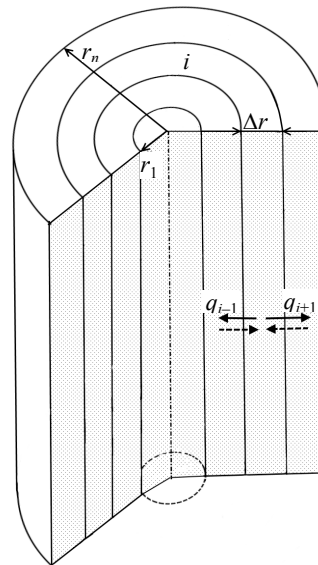


Рис. 1. Расчетная схема моделирования радиального переноса теплоты в цилиндрическом слое

Fig. 1. The calculation scheme of the modeling radial heat transfer in a cylindrical fixed bed

Эволюция распределения температуры по радиусу цилиндрического реактора определяется на основе разностной аппроксимации процесса нестационарной теплопроводности.

Количество теплоты, содержащееся в слоях по ячейкам, организовано в вектор-столбец теплового состояния дисперсного материала $\mathbf{Q} = \{Q_i\}$, который имеет размерность $n \times 1$. Эволюция вектора состояний наблюдается в дискретные моменты времени $t_k = (k - 1)\Delta t$, где Δt – продолжительность временного перехода; k – номер временного перехода (целочисленный аналог времени). Эволюция состояния рассчитывается на основе рекуррентных матричных процедур. При рассмотрении теплового баланса в i -й ячейке учитывается, что она граничит с соседними ячейками с номерами $(i + 1)$ и $(i - 1)$, которые могут обмениваться с ней порциями теплоты q_{i-1} и q_{i+1} :

$$q_{i-1}^k = \left[-\lambda_i^k \frac{(T_i^k - T_{i-1}^k)}{\Delta r} \right] (2\pi r_{i-1} L) \Delta t \text{ для } i = \overline{2, n}; \quad (1)$$

$$q_{i+1}^k = \left[-\lambda_i^k \frac{(T_i^k - T_{i+1}^k)}{\Delta r} L \right] (2\pi r_i) \Delta t \text{ для } i = \overline{1, n-1}, \quad (2)$$

где λ – коэффициент эффективной теплопроводности слоя сыпучего материала; T_i – элемент вектора температур $\mathbf{T} = \{T_i\}$ материала в ячейках, который имеет размерность $n \times 1$; L – высота цилиндрического слоя (высота реактора).

В правой части уравнений (1), (2) множитель в квадратных скобках определяет линейную плотность теплового потока (тепловой поток в расчете на единицу длины аппарата) исходя из разностной формулировки

одномерной записи закона теплопроводности Фурье, а слагаемые в круглых скобках позволяют учесть зависящую от радиуса ячейки поверхность теплопереноса.

Описанная расчетная схема основана на предположении, что перенос теплоты осуществляется как процесс с распределенными в радиальном направлении аппарата параметрами. Это позволяет учитывать зависимость температуры не только от времени (номера шага k), но и от пространственной координаты r (зависящей от номера i ячейки). В расчетах учитывается зависимость коэффициента теплопроводности слоя от температуры, т. е. считается, что $\lambda = \lambda(i, k)$. Зависимость $\lambda = \lambda(T)$ определяется следующим соотношением [16]:

$$\lambda = (1 - \varepsilon^{2/3})\lambda_s + \frac{\varepsilon^{2/3}}{\left(1 - \varepsilon^{1/3} / 2\lambda_s\right) + \left(\varepsilon^{1/3} / \lambda_g\right)}, \quad (3)$$

где ε – пористость слоя ($\varepsilon = 0,7$); λ_s – теплопроводность материала частиц, зависящая от степени конверсии α материала, $\lambda_s = (0,2 - 0,142)\alpha$ [16]; λ_g – то же газовой фазы.

Текущее теплосодержание ячеек без учета тепловых эффектов конверсии частиц рассчитывается как:

$$Q_i^{k+1} = Q_i^k + q_{i-1}^k + q_{i+1}^k \text{ для } i = \overline{2, (n-1)}; \quad (4)$$

$$Q_i^{k+1} = Q_i^k + q_{i+1}^k \text{ для } i = 1; \quad (5)$$

$$Q_i^{k+1} = Q_i^k + q_{i-1}^k + q_s^k \text{ для } i = n, \quad (6)$$

где $q_s^k = -\lambda_n^k (T_n^k - T_s) (2\pi r_n L) \frac{\Delta t}{dr}$ – количество теплоты, поступающее в реактор от источника через наружную поверхность аппарата на k -м рекуррентном шаге; температура поверхности реактора T_s считается постоянной (изотермическое граничное условие).

Описание обезвоживания частиц. Процесс обезвоживания частиц биомассы описан на основе формального механизма, соответствующего протеканию реакции первого порядка. Согласно этому подходу, масса влаги, исходящая в течение промежутка Δt из частиц, содержащихся в каждой ячейке, рассчитывается как

$$\Delta m_{w,i} = k_w^k (X_{w0} - X_{w,i}^k) m_{w,i}^k \Delta t, \quad (7)$$

где k_w – константа скорости процесса обезвоживания материала; X_w , X_{w0} – текущее и начальное влагосодержание материала ячейки; m_w – масса влаги в материале ячейки.

Константа скорости процесса записана в форме аррениусовской зависимости

$$k_{w,i}^k = k_{w0} \exp\left(-\frac{E_{aw}}{RT_i^k}\right), \quad (8)$$

где $k_{w0} = 5,13 \cdot 10^{10}$; $E_{aw} = 88$ кДж/моль [16–18].

Описание термической конверсии частиц. Процесс пиролиза – это совокупность элементарных реакций, которые протекают параллельно или последовательно. Продуктами этих реакций могут быть твердые, жидкие, в том числе древесная смола, и газообразные вещества. В настоящей работе предполагается, что термическое разложение биомассы в отсутствие кислорода, включая все элементарные химические реакции, формально может быть заменено одной реакцией, что соответствует традиционному инженерному подходу [4, 19, 20].

В соответствии с [4] аррениусовское выражение для константы скорости k_p имеет вид

$$k_{p,i}^k = 38,5 \exp\left(-\frac{57200}{RT_i^k}\right). \quad (9)$$

Итоговые балансовые соотношения модели. Соотношения (1)–(9) в конечном счете позволяют описать изменение теплового состояния аппарата и эволюцию навески материала, подвергаемого термической конверсии, при помощи следующих балансовых уравнений, записываемых в векторной форме.

Эволюция массы материала:

$$\mathbf{M}^{k+1} = \mathbf{M}^k - (\mathbf{k}_p^k)^{\wedge(1/m)} \cdot (\mathbf{M}^1 - \mathbf{M}_{fin}) \times \\ \times (k \cdot \Delta t)^{(m-1)/m} \cdot \exp(-(\mathbf{k}_p^k \cdot k \cdot t)^{1/m}) \cdot \Delta t / m; \quad (10)$$

$$\mathbf{M}_w^{k+1} = \mathbf{M}_w^k - \Delta \mathbf{m}_w^k; \quad (11)$$

$$\boldsymbol{\rho}^k = (\mathbf{M}_w^k + \mathbf{M}^k) / [(1-\varepsilon) \cdot \mathbf{V}_a], \quad (12)$$

где \mathbf{M}_{fin} – вектор асимптотического состояния процесса пиролиза, суммарное значение которого оценивается в 25 % от массы начальной загрузки аппарата; значение эмпирического параметра $m = 0,546$ получено в [4]; символы « \wedge », « \cdot », « $/$ » означают поэлементное выполнение операций возведения в степень, умножения и деления соответственно; \mathbf{k}_p – вектор, содержащий константы скорости реакции термопреобразования материала по ячейкам; $\boldsymbol{\rho}$ – вектор плотностей частиц по ячейкам с учетом массы каркаса частиц и массы влаги, содержащейся в частицах; \mathbf{V}_a – вектор объемов ячеек.

Второе слагаемое в уравнении (10) отражает соответствующее разностной расчетной схеме выражение для расчета массы, теряемой рассматри-

ваемым количеством частиц за время рекуррентного шага Δt (оно основано на кинетической зависимости, полученной в [4]).

Распределение влагосодержания по ячейкам рассчитывается как

$$\mathbf{X}^k = \mathbf{M}_{w*}^k / \mathbf{M}^k. \quad (13)$$

Степень конверсии материала для k -го расчетного шага в различных ячейках аппарата представлена вектор-столбцом α

$$\alpha^k = (\mathbf{M}^1 - \mathbf{M}^k) / [\mathbf{M}^1 - \mathbf{M}^1 * (\mathbf{M}^k / \mathbf{M}^1)_{\min}]. \quad (14)$$

Температура ячеек на рекуррентном шаге с номером k рассчитывается как

$$\mathbf{T}^k = \mathbf{Q}^k / (\mathbf{c}^k \cdot \rho^k \cdot \mathbf{V}_a), \quad (15)$$

где \mathbf{Q} – вектор теплоты материала в ячейках, который формируется с учетом внутренней теплопроводности в реакторе (зависимости (1)–(6)), тепловых эффектов реакции и испарения влаги.

Таким образом, сформированные по зависимостям (4)–(6) векторы распределения \mathbf{Q} необходимо на том же рекуррентном шаге скорректировать:

$$\mathbf{Q}^{k+1} = \mathbf{Q}^{k+1} + \mathbf{k}_p^k * \mathbf{M}^k \cdot \Delta t \cdot r_r - \Delta \mathbf{m}_w^k \cdot r_w, \quad (16)$$

где r_r – удельный тепловой эффект реакции пиролиза древесины ($r_r = 1150$ кДж/кг) [4]; r_w – то же испарения влаги ($r_w = 2600$ кДж/кг) [19].

Экспериментальное исследование пиролиза

Экспериментальное исследование процесса пиролиза выполнялось на лабораторной установке, схема и общий вид которой представлены на рис. 2.

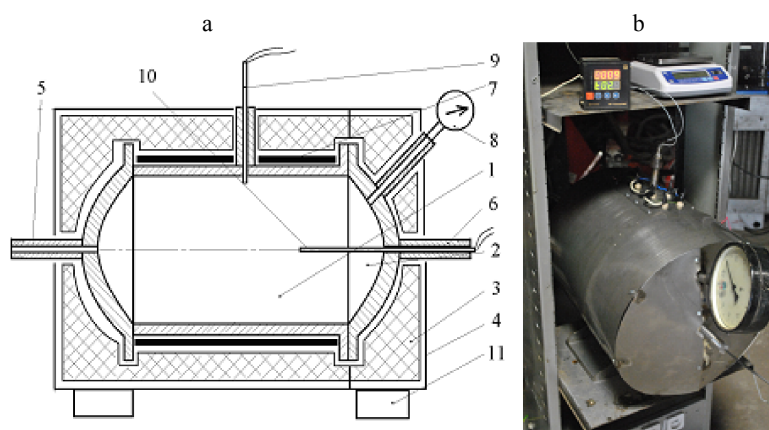


Рис. 2. Схема (а) и общий вид (б) лабораторного реактора: 1 – корпус; 2 – крышка; 3 – тепловая изоляция; 4 – кожух; 5, 6 – штуцер; 7 – электрический нагреватель; 8 – манометр; 9, 10 – термопара; 11 – опорная стойка

Fig. 2. A laboratory reactor: scheme (a) and general view (b): 1 – housing; 2 – cover; 3 – thermal insulation; 4 – casing; 5, 6 – fitting; 7 – electric heater; 8 – manometer; 9, 10 – thermocouple; 11 – support rack

Экспериментальное исследование образования древесного угля выполнено при атмосферном давлении. Основные составные элементы установки: корпус 1, крышка 2, тепловая изоляция 3, кожух 4, штуцера 5 и 6, электрический нагревательный элемент 7, манометр 8, термопары 9 и 10, опорные стойки 11. Наличие двух штуцеров принципиально дает возможность реализовать различные режимы проведения процесса: с принудительным удалением газообразных продуктов реакции, без принудительного отвода, при избыточном давлении (для этого штуцер 5 заглушается, а к штуцеру 6 вместо термопары 10 прикрепляется регулируемый предохранительный клапан для сброса давления при превышении заданного значения).

Температура внутри реактора измерялась с помощью термопар, помещаемых внутри слоя щепы (рис. 2а, позиция 10) и у края боковой поверхности установки (рис. 2а, позиция 9). Опыты длились до установления постоянной температуры в зоне пиролиза, что достигалось за 600 мин (10 ч). По окончании процесса пиролиза электронагреватель отключали, полученный древесный уголь охлаждался. Эксперимент был проведен трижды, а его результаты усреднены. Потеря объема слоя за все время реализации термохимической конверсии не превышала 7–8 %, и было принято решение не учитывать усадку при расчете.

Исследования проводились по следующей методике (более подробно приведена в [21]): навеска массой 4 кг исходного материала загружалась в реактор, после чего включался электрический нагреватель, работающий на постоянной мощности, которая контролировалась на основе непрерывных замеров силы и напряжения подводимого электрического тока. В качестве исходного сырья была использована березовая древесина в виде щепы размером частиц 17×8×6 мм. Влажность исходной древесины составляла 14,2 % по массе, плотность – 506,4 кг/м³, зольность – 0,23 % массы. Важность древесины определялась с помощью влагомера ФАУНА-М (изготовитель ООО «Лента», РФ).

Результаты и обсуждение

Результаты расчетного (линии) и экспериментального (точки) исследований теплового состояния слоя представлены на рис. 3, 4. Рис. 3 иллюстрирует прогрев *n*-й ячейки, т. е. наружного цилиндрического слоя, который непосредственно контактирует с нагреваемой поверхностью аппарата. Как видно, температура ячейки повышается почти линейно практически все время, до выхода на горизонтальный участок, который свидетельствует об истощении реакционной массы. Обращает на себя внимание незначительный перегиб графика (точка перегиба примерно соответствует моменту времени 137 мин), когда слой интенсивно обезвоживается. Процесс удаления влаги несколько замедляет прогрев слоя, что наблюдается даже в прилегающей к нагреваемой поверхности ячейке. Более заметным этот

процесс становится во внутренних ячейках, нагрев которых начинается с запаздыванием из-за постепенности кондуктивного распространения теплоты внутрь реактора.

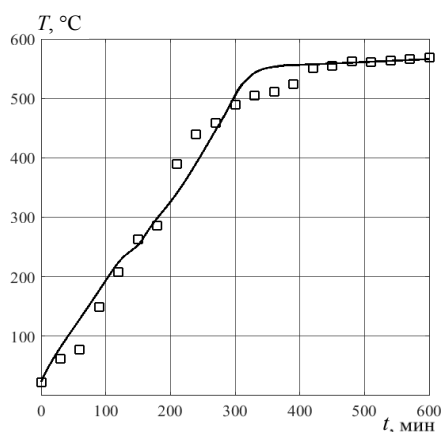


Рис. 3. Расчетно-экспериментальные данные изменения температуры в n -й (наружной) ячейке

Fig. 3. Calculated and experimental data on temperature variation in the n^{th} (outside) cell

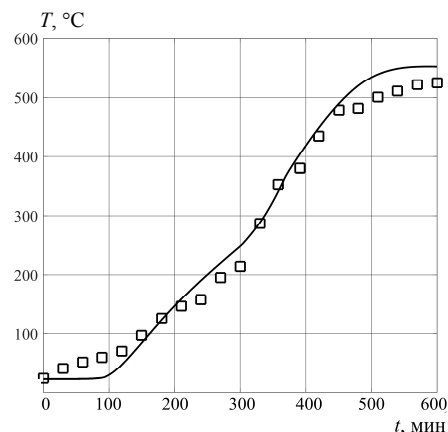


Рис. 4. Расчетно-экспериментальные данные изменения температуры в первой (осевой) ячейке

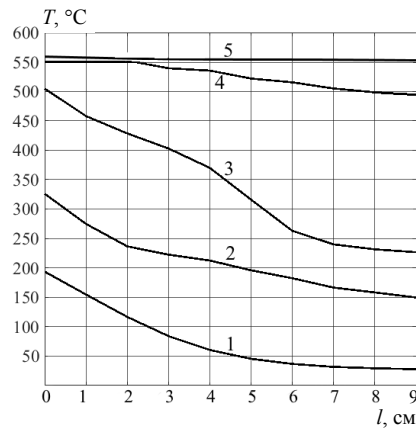
Fig. 4. Calculated and experimental data on temperature variation in the first (axial) cell

Иллюстрацией этого процесса в известной степени служит рис. 4: сложный нелинейный характер повышения температуры в первой ячейке обусловлен указанным запаздыванием, потерей теплоты материалом, в том числе в предшествующих по направлению миграции теплоты ячейках, а также экзотермическим характером реакции пиролиза. Расчетные процедуры не предполагают удаления теплоты из материала в аппарате, кроме потерь теплоты при удалении влаги из частиц. В результате весь аппарат прогревается до температуры нагревательного элемента (550 °С), однако продолжающаяся экзотермическая реакция сообщает дополнительную теплоту, поэтому температура может подняться (рис. 3). Внутри слоя (рис. 4, 5) температура повышается медленнее, но вследствие учета тепловыделения от реакции расчетные значения температур оказываются выше, чем экспериментальные.

Расчетные радиальные профили температуры в различные моменты времени приведены на рис. 5. Видно, что распределение температуры на отметке 100 мин формируется в основном за счет кондуктивного распространения теплоты внутрь цилиндра, однако уже к 200 мин характер распределения меняется из-за появления локальных источников и стоков теплоты. На кривых рис. 5 (кроме линии 1) возникают перегибы и локальные экстремумы, несмотря на их монотонное убывание для любых моментов времени.

Рис. 5. Расчетные радиальные профили температур в различные моменты времени: 1 – 100 мин; 2 – 200; 3 – 300; 4 – 450; 5 – 600 мин (координата l отсчитывается в радиальном направлении от поверхности к оси аппарата)

Fig. 5. Calculated radial temperature profiles at different moments of time: 1 – 100 min; 2 – 200; 3 – 300; 4 – 450; 5 – 600 min (the l coordinate is measured in the radial direction from the surface to the axis of the device)



Изменение плотности материала, рассчитанного с учетом наличия в нем влаги, показано на рис. 6, т. е. здесь представлена суммарная кинетика обезвоживания и конверсии частиц. В значительной мере кинетика этих процессов зависит не от расчетной схемы модели, а от выбора эмпирических кинетических зависимостей. Так, зависимости (8)–(10), обеспечивая интегральную убыль плотности (рис. 6), вносят существенно различный вклад, а, кроме того, уменьшение плотности за счет обезвоживания и протекания реакции происходит в разное время технологического процесса.

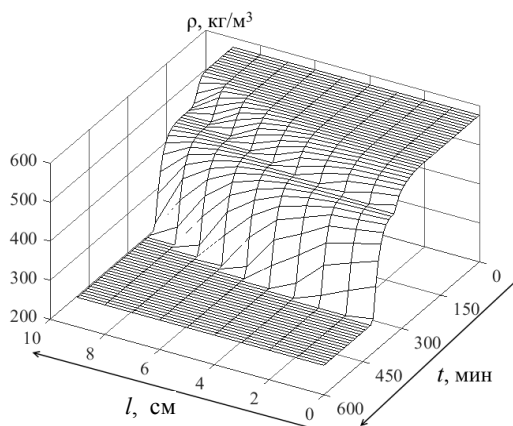


Рис. 6. Расчетное изменение плотности (с учетом влажности) материала в пространстве реактора
Fig. 6. Calculated change in the density (taking into account humidity) of the material in the reactor space

Дифференциальные кривые убыли массы для процессов обезвоживания (линия 1) и для термической конверсии (линия 2) представлены на рис. 7.

Как видно, эти процессы идут параллельно, внося существенный вклад в убыль массы частиц, только на участке с 200 до 335 мин. Соответственно до указанного временного интервала уменьшение массы навески в основном связано с процессом сушки (который, однако, инициируется примерно после 100 мин от начала нагрева аппарата). После 335 мин убыль массы определяется только термической конверсией частиц.

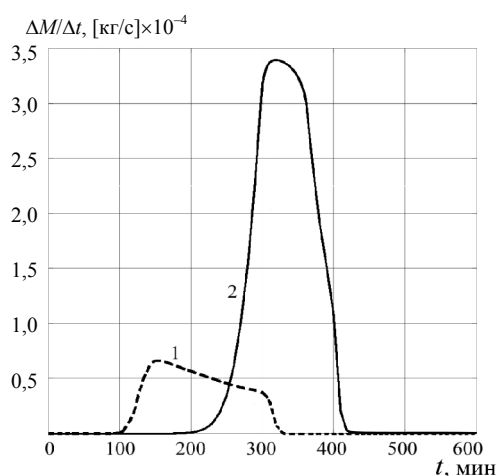


Рис. 7. Дифференциальные кривые уменьшения массы навески для процесса:

1 – сушки частиц;
2 – термической конверсии частиц

Fig. 7. Differential curves of mass loss of a hitch for process:
1 – drying particles;
2 – particles thermal conversion

ВЫВОДЫ

1. В работе выполнено построение математической модели функционирования аппарата периодического действия для проведения пиролиза древесной биомассы. Данная модель основана на декомпозиции пространства реактора на объемы малого, но конечного размера, что позволяет повысить адекватность описания процесса за счет его расчета по локальным параметрам состояния и потенциалам переноса.

2. Прогностическая эффективность модели обеспечивается использованием полученных ранее кинетических закономерностей брутто-реакции термического разложения. Таким образом, предложенная математическая модель и кинетические закономерности для описания брутто-реакции пиролиза частиц древесины являются независимыми, но их сочетание позволяет с приемлемой точностью прогнозировать протекание процесса. Данная математическая модель может рассматриваться в качестве достоверной основы компьютерного метода расчета процесса пиролиза.

ЛИТЕРАТУРА

1. Корсак, Е. П. Формирование системы угроз энергетической безопасности Республики Беларусь / Е. П. Корсак // Энергетика. Изв. высш. учеб. заведений и энерг. объединений СНГ. 2019. Т. 62, № 4. С. 388–398. <https://doi.org/10.21122/1029-7448-2019-62-4-388-398>.
2. Фортов, В. Е. Состояние развития возобновляемых источников энергии в мире и в России / В. Е. Фортов, О. С. Попель // Теплоэнергетика. 2014. № 6. С. 4–13.
3. Лосюк, Ю. А. Некоторые аспекты термохимической конверсии торфа / Ю. А. Лосюк, С. В. Жибрик, С. В. Корчиненко // Энергетика. Изв. высш. учеб. заведений и энерг. объединений СНГ. 2008. № 5. С. 60–66.
4. Малько, М. В. Кинетика пиролиза древесной биомассы в изотермических условиях / М. В. Малько, С. В. Василевич // Вес. Нац. акад. наук Беларусі. Сер. фіз.-тэхн. навук. 2019. Т. 64, № 3. С. 321–331. <https://doi.org/10.29235/1561-8358-2019-64-3-321-331>.
5. Расчетное исследование выхода твердых продуктов пиролиза древесины при повышенном давлении / С. В. Василевич [и др.] // Энергетика. Изв. высш. учеб. заведений и энерг. объединений СНГ. 2020. Т. 63, № 3. С. 253–263. <https://doi.org/10.21122/1029-7448-2020-63-3-253-263>.

6. Gidaspow, D. *Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions* / D. Gidaspow. San Diego: Academic Press, 1994. 467 p. <https://doi.org/10.1016/C2009-0-21244-X>.
7. Multiscale Modeling of Gas-Fluidized Beds / M. A. van der Hoef [et al.] // *Advances in Chemical Engineering*. 2006. Vol. 31. P. 65–149. [https://doi.org/10.1016/s0065-2377\(06\)31002-2](https://doi.org/10.1016/s0065-2377(06)31002-2).
8. Review of Discrete Particle Modeling of Fluidized Beds / N. G. Deen [et al.] // *Chemical Engineering Science*. 2007. Vol. 62, Iss. 1–2. P. 28–44. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2006.08.014>.
9. Доброго, К. В. Макрокинетические модели термического разложения доломита для расчета сорбционных систем газогенераторов / К. В. Доброго // *Энергетика. Изв. высш. учеб. заведений и энерг. объединений СНГ*. 2015. № 5. С. 51–59.
10. Babkin, V. A. Turbulent Fluid Flows in a Circular Pipe and Plane Channel and Models of Mesoscale Turbulence / V. A. Babkin, V. N. Nikolaevskii // *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*. 2011. Vol. 84, No. 2. P. 430–439. <https://doi.org/10.1007/s10891-011-0489-5>.
11. Meso-scale Oriented Simulation Towards Virtual Process Engineering (VPE) – the EMMS Paradigm / W. Ge [et al.] // *Chemical Engineering Science*. 2011. Vol. 66, Iss. 19. P. 4426–4458. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.05.029>.
12. Dai, Q. Influence of Meso-scale Structures on Drag in Gas-solid Fluidized Beds / Q. Dai, C. Chen, H. Qi // *Powder Technology*. 2016. Vol. 288. P. 87–95. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2015.10.031>.
13. Application of the Theory of Markov Chains to Theoretical Study of Processes in a Circulating Fluidized Bed / A. Mitrofanov [et al.] // *Particulate Science and Technology*. 2019. Vol. 37, Iss. 8. P. 1032–1037. <https://doi.org/10.1080/02726351.2018.1525459>.
14. Theoretical and Experimental Study of Particulate Solids Drying in Circulating Fluidized Bed / A. Mitrofanov [et al.] // *JP Journal of Heat and Mass Transfer*. 2019. Vol. 18, No 2. P. 267–276. <https://doi.org/10.17654/hm018020267>.
15. Zhukov, V. P. Simulation of Combined Heterogeneous Processes Based on Discrete Models of the Boltzmann Equation / V. P. Zhukov, A. N. Belyakov // *Theor. Found. Chem. Eng.* 2017. Vol. 51, Iss. 1. P. 88–93. <https://doi.org/10.1134/s0040579517010158>.
16. Radiative Pyrolysis of Wet Wood under Intermediate Heat Flux: Experiments and Modelling / V. Pozzobon [et al.] // *Fuel Processing Technology*. 2014. Vol. 128. P. 319–330. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2014.07.007>.
17. Bryden, K. M. Modeling the Combined Impact of Moisture and Char Shrinkage on the Pyrolysis of a Biomass Particle / K. M. Bryden, M. J. Hagge // *Fuel*. 2003. Vol. 82, Iss. 13. P. 1633–1644. [https://doi.org/10.1016/s0016-2361\(03\)00108-x](https://doi.org/10.1016/s0016-2361(03)00108-x).
18. Comprehensive Study of Biomass Particle Combustion / H. Lu [et al.] // *Energy and Fuels*. 2008. Vol. 22, Iss. 4. P. 2826–2839. <https://doi.org/10.1021/ef800006z>.
19. Fatehi, H. A Comprehensive Mathematical Model for Biomass Combustion / H. Fatehi, X. S. Bai // *Combustion Science and Technology*. 2014. Vol. 186, Iss. 4–5. P. 574–593. <https://doi.org/10.1080/00102202.2014.883255>.
20. Mujumdar, A. S. *Handbook of Industrial Drying* / A. S. Mujumdar. 3rd ed. New York: CRC Press; Taylor & Francis Group, 2006. 1278 p. <https://doi.org/10.1201/9781420017618>.
21. Исследование процесса получения древесного угля путем пиролиза под давлением / С. В. Василевич [и др.] // *Вес. Нац. акад. наук Беларусі. Сер. фіз.-тэхн. навук*. 2017. № 3. С. 64–71.

Поступила 01.07.2020 Подписана в печать 08.09.2020 Опубликована онлайн 29.01.2021

REFERENCES

1. Korsak E. P. (2019) Formation of the System of Threats to Energy Security of the Republic of Belarus. *Energetika. Izvestiya Vysshikh Uchebnykh Zavedenii i Energeticheskikh Ob'edinenii SNG = Energetika. Proceedings of CIS Higher Education Institutions and Power Engineering Associations*, 62 (4), 388–398. <https://doi.org/10.21122/1029-7448-2019-62-4-388-398> (in Russian).
2. Fortov V. E., Popel' O. S. (2014) The Current Status of the Development of Renewable Energy Sources Worldwide and in Russia. *Teploenergetika = Thermal Engineering*, 61 (6), 389–398. <https://doi.org/10.1134/s0040601514060020>.

3. Losiuk Y. A., Gibric S. V., Korchinenko S. V. (2008) Some Aspects of Thermochemical Decomposition of Peat. *Energetika. Izvestiya Vysshikh Uchebnykh Zavedenii i Energeticheskikh Ob'edinenii SNG = Energetika. Proceedings of CIS Higher Education Institutions and Power Engineering Associations*, (5), 60–66 (in Russian).
4. Malko M. V., Vasilevich S. V. (2019) Kinetics of Pyrolysis of Wood Biomass under Isothermal Conditions. *Vestsi Natsyyanal'nai Akademii Navuk Belarusi. Seryya Fizika-Tekhnichnykh Navuk = Proceedings of the National Academy of Sciences of Belarus. Physical-Technical Series*, 64 (3), 321–331. <https://doi.org/10.29235/1561-8358-2019-64-3-321-331> (in Russian).
5. Vasilevich S. V., Malko M. V., Degterov D. V., Asadchyi A. N. (2020) Computational Study of the Yield of Solid Wood Pyrolysis Products under High Pressure. *Energetika. Izvestiya Vysshikh Uchebnykh Zavedenii i Energeticheskikh Ob'edinenii SNG = Energetika. Proceedings of CIS Higher Education Institutions and Power Engineering Associations*, 63 (3), 253–263. <https://doi.org/10.21122/1029-7448-2020-63-3-253-263> (in Russian).
6. Gidaspow D. (1994) *Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions*. San Diego, Academic Press Publ. 467. <https://doi.org/10.1016/C2009-0-21244-X>.
7. Hoef van der M. A., Ye M., Sint Annaland van M., Andrews A. T., Sundaresan S., Kuipers J. A. M. (2006) Multiscale Modeling of Gas-Fluidized Beds. *Advances in Chemical Engineering*, 31, 65–149. [https://doi.org/10.1016/s0065-2377\(06\)31002-2](https://doi.org/10.1016/s0065-2377(06)31002-2).
8. Deen N. G., Sint Annaland van M., Hoef van der M. A., Kuipers J. A. M. (2007) Review of Discrete Particle Modeling of Fluidized Beds. *Chemical Engineering Science*, 62 (1–2), 28–44. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2006.08.014>.
9. Dobrego K. V. (2015) Dolomite Thermal-Decomposition Macrokinetic Models for Evaluation of the Gasgenerators Sorbent Systems. *Energetika. Izvestiya Vysshikh Uchebnykh Zavedenii i Energeticheskikh Ob'edinenii SNG = Energetika. Proceedings of CIS Higher Education Institutions and Power Engineering Associations*, (5), 51–59 (in Russian).
10. Babkin V. A., Nikolaevskii V. N. (2011) Turbulent Fluid Flows in a Circular Pipe and Plane Channel and Models of Mesoscale Turbulence. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*, 84 (2), 430–439. <https://doi.org/10.1007/s10891-011-0489-5>.
11. Ge W., Wang W., Yang N., Li J., Kwauk M., Chen F. [et al.] (2011) Meso-Scale Oriented Simulation Towards Virtual Process Engineering (VPE) – the EMMS Paradigm. *Chemical Engineering Science*, 66 (19), 4426–4458. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.05.029>.
12. Dai Q., Chen C., Qi H. (2016) Influence of Meso-Scale Structures on Drag in Gas-Solid Fluidized Beds. *Powder Technology*, 288, 87–95. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2015.10.031>.
13. Mitrofanov A., Mizonov V., Camelo A., Tannous K. (2019) Application of the Theory of Markov Chains to Theoretical Study of Processes in a Circulating Fluidized Bed. *Particulate Science and Technology*, 37 (8), 1032–1037. <https://doi.org/10.1080/02726351.2018.1525459>.
14. Mitrofanov A., Mizonov V., Shuina E., Kasatkina N., Shpeynova N. (2019) Theoretical and Experimental Study of Particulate Solids Drying in Circulating Fluidized Bed. *JP Journal of Heat and Mass Transfer*, 18 (2), 267–276. <https://doi.org/10.17654/hm018020267>.
15. Zhukov V. P., Belyakov A. N. (2017) Simulation of Combined Heterogeneous Processes Based on Discrete Models of the Boltzmann Equation. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, 51 (1), 88–93. <https://doi.org/10.1134/s0040579517010158>.
16. Pozzobon V., Salvador S., Bézian J. J., El-Hafi M., Le Maout Y., Flamant G. (2014) Radiative Pyrolysis of Wet Wood under Intermediate Heat Flux: Experiments and Modelling. *Fuel Processing Technology*, 128, 319–330. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2014.07.007>.
17. Bryden K. M., Hagge M. J. (2003) Modeling the Combined Impact of Moisture and Char Shrinkage on the Pyrolysis of a Biomass Particle. *Fuel*, 82 (13), 1633–1644. [https://doi.org/10.1016/s0016-2361\(03\)00108-x](https://doi.org/10.1016/s0016-2361(03)00108-x).
18. Lu H., Robert W., Peirce G., Ripa B., Baxter L. L. (2008) Comprehensive Study of Biomass Particle Combustion. *Energy and Fuels*, 22 (4), 2826–2839. <https://doi.org/10.1021/ef800006z>.
19. Fatehi H., Bai X. S. (2014) A Comprehensive Mathematical Model for Biomass Combustion. *Combustion Science and Technology*, 186 (4–5), 574–593. <https://doi.org/10.1080/00102202.2014.883255>.
20. Mujumdar A. S. (ed.) (2006) *Handbook of Industrial Drying*. 3rd ed. New York, CRC Press; Taylor & Francis Group. 1278. <https://doi.org/10.1201/9781420017618>.
21. Vasilevich S. V., Malko M. V., Bahach U. N., Degterev D. V., Asadchyi A. N. (2017) Study of the Process of Charcoal Producing by Pyrolysis under Pressure. *Vestsi Natsyyanal'nai Akademii Navuk Belarusi. Seryya Fizika-Tekhnichnykh Navuk = Proceedings of the National Academy of Sciences of Belarus. Physical-Technical Series*, (3), 64–71 (in Russian).