

МЕТОДЫ МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ

УДК 66.096.5

Расчетно-экспериментальное исследование термической обработки биоорганических частиц в аппаратах с кипящим и циркуляционным кипящим слоем³

В.А. Огурцов, А.Ф. Camelo, В.С. Гарманов, А.В. Тумаков, В.Е. Мизонов
ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина»,
г. Иваново, Российская Федерация
E-mail: and2mit@mail.ru

Авторское резюме

Состояние вопроса: Термохимическая переработка твердых видов топлива включает в себя некоторые дополнительные процедуры, в частности процесс сушки. Сушка частиц может быть реализована в различных вариантах псевдооживленного состояния. Системы с псевдооживленным слоем широко распространены из-за их высокой производительности и интенсивности тепло- и массопереноса. Современные требования к скорости и энергетической эффективности процессов побуждают обращаться к поиску инструментов для прогнозирования этих процессов и их операционного контроля. В связи с этим развитие простой, но информативной модели описания технологических переделов в кипящем слое остается актуальной задачей.

Материалы и методы: Теория цепей Маркова используется в качестве математической основы моделирования. Предложенная модель дополнена следующими полуэмпирическими субмоделями: межфазного теплообмена, межфазного массообмена и изменения коэффициента сопротивления частиц в зависимости от чисел Re и Ar . Верификация модели выполнена в ходе специально предпринятых экспериментальных исследований, которые предполагали регистрацию как локальных, так и валовых характеристик процесса.

Результаты: На основе теории цепей Маркова предложены ячеечные модели сушки в кипящем слое и циркуляционном кипящем слое. Переходные матрицы поставлены в соответствие с физическими параметрами потоков, участвующих в процессе сушки, что позволяет формировать эти матрицы в соответствии с текущим состоянием системы и делает предлагаемую модель нелинейной. В свою очередь, это позволяет осуществлять прогнозирование термопреобразования материала. Модель, основанная на теории цепей Маркова, была дополнена независимыми полуэмпирическими субмоделями процессов в псевдооживленном слое и успешно использована для описания сушки

Выводы: Показано, что гидродинамическое состояние слоя во всех исследованных режимах является лимитирующим для процесса сушки. Полученные экспериментальные и расчетные результаты находятся в хорошем соответствии. Предложенная математическая модель может быть рассмотрена как научная основа для операционного контроля и проектирования установок кипящего слоя и ЦКС.

Ключевые слова: кипящий слой, циркуляционный кипящий слой, вектор состояния, переходная матрица, скорость витания частицы, теплоотдача, массоотдача, содержание влаги, твердое топливо.

Theoretical and experimental study of thermal treatment of particulate biofuel in the fluidized bed reactors and circulating fluidized bed reactors

V.A. Ogurtzov, A.F. Camelo, V.S. Garmanov, A.V. Tumakov, V.E. Mizonov
Ivanovo State Power Engineering University, Ivanovo, Russian Federation
E-mail: and2mit@mail.ru

Abstract

Background: Thermochemical treatment of solid fuels includes several additional steps, such as drying process. Drying of solids can be organized in various types of fluidized states. The fluidized systems are widely used because of its good performance and high rates of heat and mass transfers. The modern requirements for quick process and energy saving give an attention to search for innovative instruments of prediction and control of these processes. As a result, the devel-

³ Исследование выполнено при финансовой поддержке РФФИ в рамках научного проекта № 18-08-00028А.

opment of a simple but informative model to describe the technological processes in the fluidized bed is actual problem at present.

Materials and methods: The Markov chain approach is used as a mathematical basis for modeling. The proposed model is equipped by the following semi-empirical sub-models: gas-solid heat transfer, gas-solid mass transfer and estimation of correlation of drag force coefficient with Re and Ar numbers. The model has been verified by ad hoc experiments. The experiments were carried out for detecting of local and gross characteristics of the process.

Results: The cell models of fluidized bed dryer and circulating fluidized bed (CFB) dryer based on the Markov chains theory are proposed. The complementation of transition matrices with the current physical properties of substances involved to the drying process allows forming transition matrixes according to the current status of the process and makes the model non-linear. This in turn permits to predict the process of solids heat treatment. The Markov chains model has been modified by the adding the independent semi-empirical sub-models of processes in fluidized bed and has been successfully used for simulating the drying process.

Conclusions: It's shown that the hydrodynamic regime is a rate-determining step for the drying process in all tested conditions. The comparison of obtained experimental results with the model predictions shows the good agreement. The obtained mathematical model can be established as the scientific foundation for operating control and design of fluidized bed and CFB reactors.

Key words: fluidized bed, circulating fluidized bed, state vector, matrix of transition probabilities, particle settling velocity, heat transfer, mass transfer, moisture content, solid fuel.

DOI: 10.17588/2072-2672.2018.2.050-056

Состояние вопроса. В топливной энергетике, а также химической, строительной и смежных отраслях широко распространены процессы тепловой обработки сыпучего материала, взвешенного в потоке жидкости или газа. Техника псевдооживления зернистого материала проникла в энергетическую отрасль позднее, чем в химическую технологию, однако в связи с накопившимися претензиями к классическим схемам псевдооживления была реализована в более форсированных режимах, предполагающих унос частиц из реактора и последующий принудительный возврат обратно (циркуляцию). Такая технология подготовки (сушки), сжигания и пиролиза твердых топлив получила импульс к развитию в конце 70-х годов прошлого века под влиянием ужесточающихся экологических и технологических требований [1, 2].

Хорошо известны основные преимущества технологии с циркуляционным кипящим слоем (ЦКС), которые определяются длительным временем пребывания частиц в реакционной зоне за счет высокой кратности циркуляции при обеспечении интенсивного межфазного взаимодействия газ-частицы. Аппараты ЦКС позволяют значительно снизить требования к гранулометрическому составу частиц перерабатываемого материала [3]. К недостаткам технологии ЦКС относятся усложнение конструкции котла, наличие большой массы футерованных элементов и длительный пуск из «холодного» состояния, повышенные расходы на собственные нужды за счет использования высоконапорных вентиляторов. Кроме того, режимы форсированного псевдооживления исследованы в значительно меньшей степени, что практически исключает использование накопленного опыта в форме эмпирических и полуэмпирических зависимостей, которые в конечном счете обеспечивают прогностическую эффективность имеющихся моделей псевдооживленного

слоя, базирующихся на широком спектре подходов к моделированию [3–5].

Таким образом, поиск инструментов для математического описания комплексных процессов термической переработки топлива в реакторах ЦКС продолжает оставаться актуальной задачей. Другим актуальным вопросом организации целенаправленной высокоэффективной обработки дисперсного твердого топлива является выбор между агрегатами кипящего слоя (КС) и ЦКС, который не всегда очевиден, так как обе технологии имеют свои преимущества. Основой для рационального выбора и сравнения организации технологических процессов, особенно на стадии проектирования, является их математическое моделирование.

Задача настоящего исследования состоит в развитии и верификации ячеечной модели описания формирования массопотоков в аппаратах КС и ЦКС и протекания в них теплообменных процессов, которая позволит на единой методологической основе осуществить сравнение эффективности работы этих аппаратов для заданных режимов и свойств зернистой среды.

Материалы и методы. В основу разрабатываемой модели положена ячеечная компоновка: пространство аппарата подвергается декомпозиции по высоте на счетное число n объемов малого, но конечного размера. Внутри каждой получаемой таким образом ячейки свойства фаз считаются однородными. Совокупность ячеек образует цепь, выбранные для наблюдения свойства которой представляются набором характеристик, организованных в вектор состояния. Изменения векторов состояний фиксируются только в дискретные моменты времени $t_k = (k-1)\Delta t$, где Δt – продолжительность временного интервала между сменой состояний; k – номер временного шага.

Для периодического процесса, организационная схема которого показана на рис. 1, эволюция векторов состояния может быть описана при помощи рекуррентных матричных равенств:

$$\mathbf{S}_p^{k+1} = \mathbf{P}_p^k \mathbf{S}_p^k, \quad (1)$$

$$\mathbf{S}_g^{k+1} = \mathbf{P}_g^k \mathbf{S}_g^k + \mathbf{S}_{gf}, \quad (2)$$

где \mathbf{S}_p и \mathbf{S}_g – векторы состояния объемного содержания твердой фазы и сушильного агента; \mathbf{P}_p^k и \mathbf{P}_g^k – матрицы переходных вероятностей для дисперсной и газовой фаз, определяющиеся текущим распределением газовой фазы по высоте реактора; \mathbf{S}_{gf} – вектор подачи сушильного агента (при организации его поступления через газораспределитель снизу он имеет единственный отличный от нуля элемент в первой ячейке, равный объему воздуха, поступающему в нее за один временной шаг Δt).

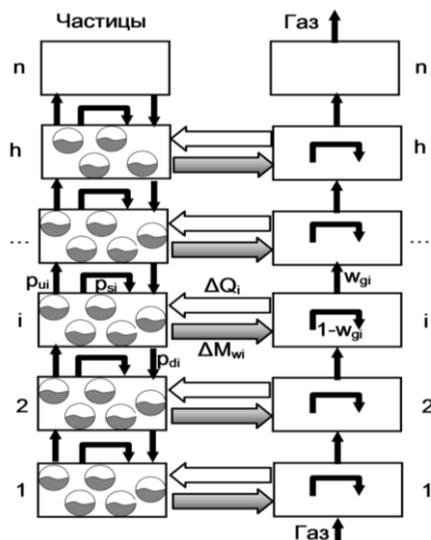


Рис. 1. Расчетная схема модели периодического псевдооживления

При организации процесса в циркуляционном режиме расчетная схема снабжается дополнительной возможностью переноса частиц из последней («верхней») ячейки цепи в первую, как это показано на рис. 2. В таком случае эволюция состояния системы для твердой фазы представляется рекуррентным матричным соотношением:

$$\mathbf{S}_p^{k+1} = \mathbf{P}_p^k (\mathbf{S}_p^k + \Delta \mathbf{S}_p^k), \quad (3)$$

где $\Delta \mathbf{S}_p$ – вектор-столбец циркуляции частиц, содержащий два ненулевых элемента: $\Delta \mathbf{S}_p^k(1) = K_c \{ \mathbf{S}_p^k(n) \}$ и $\Delta \mathbf{S}_p^k(n) = -K_c \{ \mathbf{S}_p^k(1) \}$, где K_c – доля частиц, попадающих из верхней ячейки слоя в циркуляционный контур.

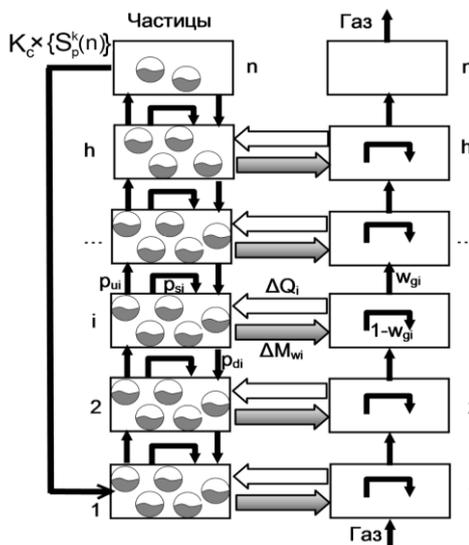


Рис. 2. Расчетная схема модели циркулирующего псевдооживленного слоя

При описании циркуляции в соответствии с уравнением (3) действует допущение, что удаляемые из верхней ячейки частицы без задержки попадают назад в основной реактор, что и позволяет считать $|\Delta \mathbf{S}_p^k(n)| = |\Delta \mathbf{S}_p^k(1)|$. Такое допущение можно считать справедливым, если режим работы или конструкция аппарата создают условия, при которых время пребывания частиц в основном реакторе много больше, чем время осаждения в обратном контуре.

Дополнительный возврат некоторой доли твердой фазы из последней ячейки цепи в первую создает между этими ячейками дополнительный поток других аддитивных свойств (теплоты и влаги), пропорциональный массе и влагосодержанию частиц в последней ячейке. Переток теплоты и массы может быть учтен на основе достаточно очевидных балансовых соотношений, приводимых в наших предыдущих работах [6, 7], добавлением источниковых и стоковых слагаемых в уравнения распределенного тепло- и массопереноса.

В [6, 7] также приводится порядок формирования матриц переходных вероятностей \mathbf{P}_p и \mathbf{P}_g при известных значениях скоростей витания частиц, которые, в свою очередь, определяют установившуюся скорость фильтрации сквозь слой оживающего агента.

Расчет вероятностей переходов частиц между ячейками (вверх – p_u ; вниз – p_d и остаться на месте – p_s) осуществляется через определение их скоростей витания. Скорость витания, в свою очередь, связана с весом и коэффициентом сопротивления частиц C_d , который оценивается по предложенной ранее [8] эмпирической формуле:

$$C_d(Re_p, Ar) = \frac{24}{Re_p} + \frac{Ar}{Re_p^{1.96}}, \quad (4)$$

где Re_p – критерий Рейнольдса; Ar – критерий Архимеда.

Для расчета определяющих критериев тепло- и массообменных процессов (значений чисел Нуссельта (Nu) и Шервуда (Sh)) необходимых для количественной оценки коэффициентов межфазной теплоотдачи и массоотдачи, были использованы заимствованные из литературного источника [9] соотношения:

$$\text{Nu} = 2,0 + 0,6(\text{Re}_p)^{1/2}(\text{Pr})^{1/3}; \quad (5)$$

$$\text{Sh} = 2,0 + 0,6(\text{Re}_p)^{1/2}(\text{Sc})^{1/3}, \quad (6)$$

где Pr – число Прандтля; Sc – число Шмидта.

Зависимости (4)–(6) замыкают модель движения фаз слоя и межфазного тепло- и массообмена, при этом не зависят от предлагаемой экспериментальной процедуры, а поэтому могут рассматриваться в качестве достоверной основы верификации предлагаемой расчетной схемы.

Само экспериментальное исследование выполнялось на установке, схема которой приведена на рис. 3. Установка представляет собой реактор ЦКС. Подача сушильного агента в основной цилиндрический реактор осуществляется воздуходувкой 1. Обратный поток твердой фазы поддерживается дополнительной воздуходувкой 2. Температура и скорость воздуха, нагнетаемого воздуходувками и подогреваемого электрокалориферами 4 и 5, измерялась двумя термоанемометрами 3 и 8 модели РСЕ424. Суммарный расход воздуха дополнительно контролировался ротаметром 7. Для предотвращения уноса материала на выходе из аппарата размещалась стальная сетка 6 с квадратными ячейками 1×1 мм. Газораспределительная решетка 9 основного реактора была смонтирована на поворотном устройстве, которое в закрытом состоянии обеспечивало герметичность аппарата, а в открытом состоянии позволяло по лотку 10 выгрузить сыпучий материал (175 г. чечевицы с размером частиц 2,7 мм) для взвешивания и определения его влагосодержания (начальное влагосодержание материала $X_0 = 0,05$ г.вл/г.сух).

По высоте корпуса основного реактора с шагом 10 см начиная с уровня газораспределительной решетки были выполнены отверстия, в которые затем были вставлены воздухопроницаемые колпачки из сетки с ячейкой 0,5×0,5 мм. Колпачки имели цилиндрическую форму с диаметром 10 мм и высотой 35 мм. Такой размер соответствовал датчикам восьмиканального термогигрометра 11 (модель ИТВ2605-8), что позволяло измерить относительную влажность и температуру сушильного агента в различных зонах реактора.

Кроме того, в процессе эксперимента датчики термогигрометра последовательно извлекались и заменялись на датчик одного из термоанемометров, что позволяло измерить локальную скорость воздуха w в стесненном

потоке газозвеси при расходной скорости воздуха W_0 . Локальная скорость связана с концентрацией частиц C_p через соотношение, предложенное в [8]:

$$w = \frac{W_0}{1 - \pi \left(\frac{3C_p}{4\pi} \right)^{2/3}} = \frac{W_0}{1 - \pi \left(\frac{C_p}{8C_{\text{max}}} \right)^{2/3}}, \quad (7)$$

где C_{max} – объемная концентрация частиц в неподвижном рыхлонасыпанном слое; S_{max} – соответствующее плотному слою объемное содержание твердой фазы.

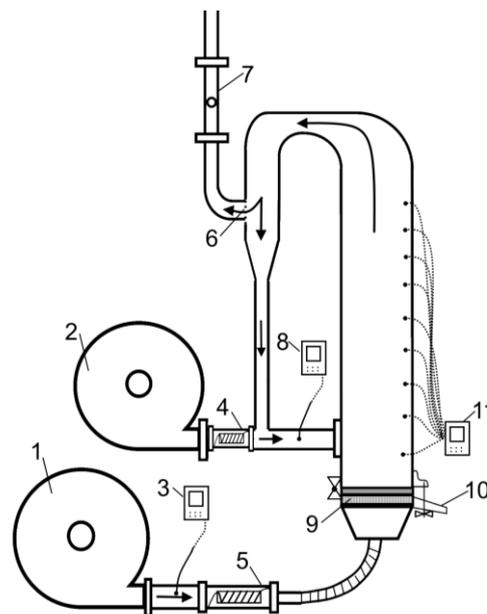


Рис. 3. Схема экспериментальной установки: 1, 2 – воздуходувки; 3 – термоанемометр; 4, 5 – электрокалориферы; 6 – стальная сетка; 7 – ротаметр; 8 – термоанемометр; 9 – газораспределительная решетка; 10 – поворотное устройство с лотком для выгрузки сыпучего материала; 11 – многоканальный термогигрометр

В ходе рекуррентного расчета по соотношениям (1)–(3) зависимость (7) используется для расчета конвективных (несимметричных) вероятностей переходов частиц между ячейками, которые определяют значение высоты слоя, но не влияют на неравномерность распределения частиц по высоте аппарата. В то же время при проведении экспериментальной работы зависимость (7) позволяла для определенного момента времени расчетным путем восстановить профиль концентрации частиц. Таким образом, в расчете и эксперименте через зависимость (7) определяются разные, хотя и связанные характеристики псевдооживления.

Результаты. Сравнение расчетного и экспериментального распределений частиц по высоте аппарата для кипящего слоя ($W_0 = 4,7$ м/с) и в режиме ЦКС ($W_0 = 6,2$ м/с) для двух моментов времени приведено на рис. 4. Для различных моментов времени распределения частиц

для каждого из режимов функционирования аппарата достаточно близки друг к другу, что объясняется незначительным вкладом влаги в вес частиц. Несмотря на это, на расчетном и экспериментальном уровне можно отметить закономерное повышение свободной поверхности кипящего слоя и увеличение концентрации частиц в верхней зоне аппарата при циркуляционном режиме по мере обезвоживания материала. Кроме того, можно отметить, что концентрация частиц в верхней зоне слоя мала, что, с одной стороны, свидетельствует о малой кратности циркуляции частиц, с другой стороны, делает допустимым принятое ранее в расчетах предположение о полном удалении частиц из последней ячейки цепи.

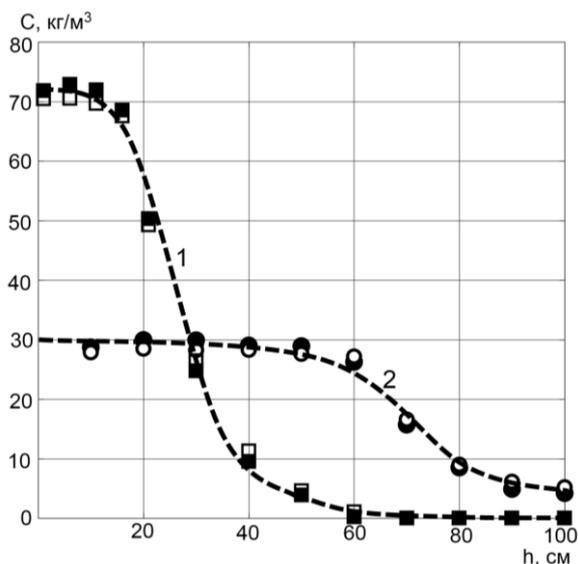


Рис. 4. Распределение (линии – расчет для 10-й мин процесса; точки – эксперимент: маркер с заливкой – показание через 2 мин сушки; без заливки – перед выгрузкой материала) концентрации твердой фазы слоя в кипящем слое (линия 1, квадратный маркер) и циркуляционном кипящем слое (линия 2, круглые маркеры)

Расчетные и экспериментальные кривые сушки, иллюстрирующие кинетику удаления влаги, показаны на рис. 5. Температура охлаждающего агента поддерживалась невысокой – на уровне 30 °С. При таких условиях гидродинамический режим является наиболее значимым фактором регулирования интенсивности процесса, о чем свидетельствуют и представленные результаты (рис. 5): увеличение расхода воздуха в 1,3 раза приводит почти к двукратному сокращению времени сушки.

В ходе эксперимента термогигрометром измерялись температура и влажность сушильного агента. В связи с тем, что исследование в первую очередь подразумевало анализ влияния на процесс гидромеханических характеристик слоя, были реализованы достаточно интенсивные гидродинамические режимы, при которых тепловлажностные характеристики сушильного агента не успевали значительно

измениться в сравнении с их соответствующими параметрами на входе в реактор. По этой причине на экспериментальном уровне не удалось зафиксировать достаточно четкие локальные термодинамические эффекты: температура воздуха для исследованных режимов изменялась на величину менее 1 °С; а при сушке в ЦКС относительная влажность воздуха также колебалась в диапазоне 33,2–32,3 %, т. е. практически соответствовала входным значениям для подаваемого сушильного агента. Расчетным путем также подтверждается практически постоянный уровень этих параметров, который обеспечивается интенсивным обновлением сушильного агента в аппарате.

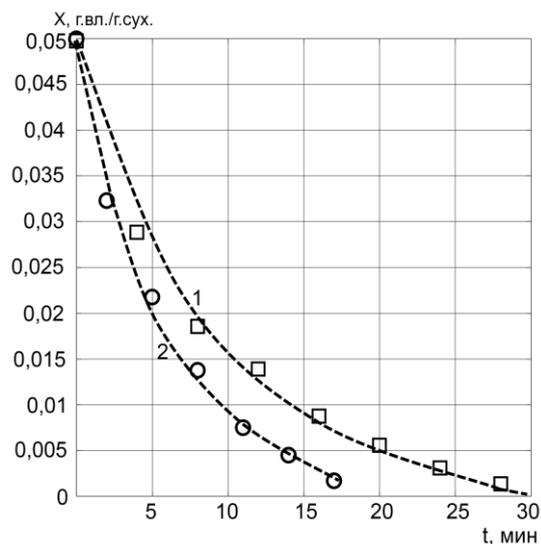


Рис. 5. Кинетика сушки (линии – расчет; маркер – эксперимент) частиц чечевицы в кипящем (линия 1, круглый маркер) и циркуляционном слое (линия 2, квадратный маркер)

Для режима кипящего слоя, однако, отчетливо было зафиксировано изменение относительной влажности воздуха на выходе из аппарата. Учет этого параметра в модели производился в соответствии с расчетными процедурами, предложенными в наших предыдущих работах [7, 8]. Сравнение расчетно-экспериментальных данных, демонстрирующее хорошее соответствие между ними, приведено на рис. 6. Расчетные и экспериментальные значения снижаются в течение почти половины времени процесса практически линейно. Этот период соответствует и участку постоянной скорости сушки (рис. 5). Затем из-за обезвоживания частиц материала процесс сушки замедляется и влажность воздуха асимптотически стремится к значениям, соответствующим параметрам сушильного агента на входе в аппарат.

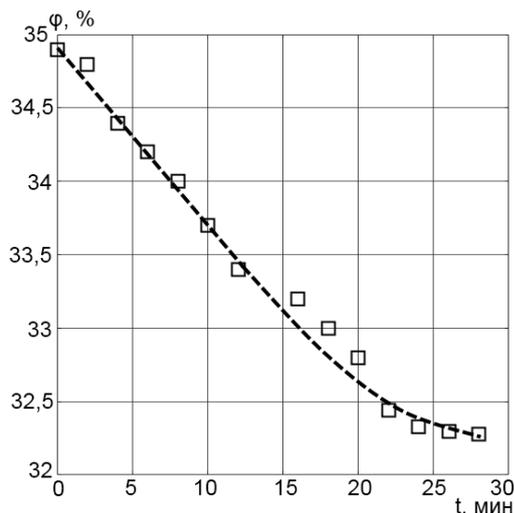


Рис. 6. Относительная влажность сушильного агента на выходе из аппарата кипящего слоя: линии – расчет; маркер – эксперимент

Выводы. Таким образом, разработанная ранее ячеечная модель сушки в периодическом режиме кипящего слоя, а также предложенная ее модификация для описания функционирования ЦКС, дополненные эмпирическими соотношениями для коэффициентов межфазного взаимодействия, обладают высокой прогностической эффективностью и могут рассматриваться в качестве достоверной научной основы инженерного метода расчета указанных процессов.

Список литературы

1. Саломатов Вл.В., Рычков А.Д., Саломатов Вас.В. Экспериментальное исследование и математическое моделирование аэродинамики, теплообмена, излучения и горения дробленого топлива в циркулирующем кипящем слое // Ползуновский вестник. – 2010. – № 1. – С. 60–71.
2. Рябов Г.А. Котельные установки, использующие технологию кипящего и циркулирующего кипящего слоя // Теплоэнергетическое оборудование ТЭС: сб. публикаций. Вып. 1 / Челяб. филиал Петерб. энерг. ин-та повышения квалификации. – Челябинск: ЧФПЭИпк, 2009. – С. 5–50.
3. Расчеты аппаратов кипящего слоя: справочник / под ред. И.П. Мухленова, Б.С. Сажина, В.Ф. Фролова. – Л.: Химия, 1986. – 352 с.
4. *Handbook of Industrial Drying*. 3rd edition / edited by A.S. Mujumdar. – CRC Press: Taylor & Francis Group, 2006. – 1312 p.
5. Жуков В.П., Беляков А.Н. Термодинамический подход к описанию механических процессов в сыпучих средах // Вестник ИГЭУ. – 2013. – Вып. 1. – С. 74–77.
6. Митрофанов А.В. Математическая модель эволюции состояния слоя дисперсного топлива при нагреве и сушке в плотном и псевдооживленном слое // Вестник ИГЭУ. – 2015. – Вып. 2. – С. 67–70. doi: 10.17588/2072-2672.2015.2.067-070
7. Расчетно-экспериментальное исследование распределения твердых частиц в аппарате с

двухмерным псевдооживленным слоем / А.В. Огурцов, А.В. Митрофанов, В.Е. Мизонов и др. // Изв. вузов. Химия и химическая технология. – 2009. – Т. 52, № 11. – С.131–134.

8. Mitrofanov A.V., Mizonov V.E., Tannous K. Markov chain model of particulate solids batch drying in a conical fluidized bed // Изв. вузов. Химия и химическая технология. – 2016. – Т. 59, № 12. – С. 93–99.

9. Bird R.B., Steward W.E., Lightfoot E.N. Transport Phenomena. John Wiley & Sons, Inc. – New York, 2002. – 1069 p.

References

1. Salomatov, V.I., Rychkov, A.D., Salomatov, V.S. Eksperimental'noe issledovanie i matematicheskoe modelirovanie aerodinamiki, teploobmena, izlucheniya i goreniya droblenogo topliva v tsirkuliruyushchem kipyashchem sloe [Experimental study and mathematical modeling of aerodynamics, heat and mass transfer, radiation and combustion of crushed fuel in a circulating fluidized bed]. *Polzunovskiy vestnik*, 2010, no. 1, pp. 60–71. (in Russian)
2. Ryabov, G.A. Kotel'nye ustanovki, ispol'zuyushchie tekhnologiyu kipyashchego i tsirkuliruyushchego kipyashchego sloya [Boiler installations using fluidized and circulating fluidized bed technology]. *Sbornik publikatsiy «Teploenergeticheskoe oborudovanie TES»*. Vyp. 1 [A collection of papers «Heat power equipment»]. Chelyabinsk: ChFPEIpk, 2009, pp. 5–50. (in Russian)
3. Mukhlenov, I.P., Sazhin, B.S., Frolov, V.F. *Raschetnyy apparat kipyashchego sloya* [Calculation of fluidized bed reactors]. Leningrad, Khimiya, 1986. 352 p. (in Russian)
4. Mujumdar, A.S. *Handbook of Industrial Drying*. CRC Press: Taylor & Francis Group, 2006. 1312 p.
5. Zhukov, V.P., Belyakov, A.N. *Termodinamicheskiy podkhod k opisaniyu mekhanicheskikh protsessov v syuchikh sredakh* [Thermodynamic Approach to Describing Mechanical Processes in Granular Media]. *Vestnik IGEU*, 2013, issue 1, pp. 74–77.
6. Mitrofanov, A.V. Matematicheskaya model' evolyutsii sostoyaniya sloya dispersnogo topliva pri nagreve i sushke v plotnom i psevdoozhivlennom sloe [A mathematical model of state evolution of dispersed fuel bed under heating and drying in a dense fluidized bed]. *Vestnik IGEU*, 2015, issue 2, pp. 67–70. doi: 10.17588/2072-2672.2015.2.067-070.
7. Ogurtsov, A.V., Mitrofanov, A.V., Mizonov, V.E., Ogurtsov, V.A., Tannous, K. *Raschetno-eksperimental'noe issledovanie raspredeleniya tverdykh chastits v apparate s dvukhmernym psevdoozhivlennym sloem* [A numerical and experimental study of solid particles distribution in a two-dimensional fluidized bed]. *Izvestiya vuzov. Khimiya i khimicheskaya tekhnologiya*, 2009, vol. 52, no. 11, pp.131–134.
8. Mitrofanov, A.V., Mizonov, V.E., Tannous, K. Markov chain model of particulate solids batch drying in a conical fluidized bed. *Izvestiya vysshikh uchebnykh zavedeniy. Khimiya i khimicheskaya tekhnologiya*, 2016, vol. 59, no. 12, pp. 93–99.
9. Bird, R.B., Steward, W.E., Lightfoot, E.N. *Transport Phenomena*. John Wiley & Sons, Inc. New York, 2002. 1069 p.

Огурцов Валерий Альбертович,
ФГБОУВО «Ивановский государственный политехнический университет»,
доктор технических наук, профессор, зав. кафедрой технологии строительного производства,
e-mail: ogurtzovvawork@mail.ru
Ogurtsov Valery Albertovich,
Ivanovo State Polytechnic University,
Doctor of Engineering, Professor, Head of Construction Technologies Department,
e-mail: ogurtzovvawork@mail.ru

Arnold Figerar Camelo Amaya,
ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина»,
аспирант кафедры прикладной математики,
e-mail: arnoldfigerar@mail.ru
Arnold Figerar Camelo Amaya,
Ivanovo State Power Engineering University,
Post-Graduate Student of the Applied Mathematics Department,
e-mail: arnoldfigerar@mail.ru

Гарманов Виктор Сергеевич,
ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина»,
студент кафедры прикладной математики,
e-mail: viktor101999@mail.ru
Garmanov Viktor Sergeevich,
Ivanovo State Power Engineering University,
Student of the Applied Mathematics Department,
e-mail: viktor101999@mail.ru

Тумаков Артемий Владимирович,
ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина»,
студент кафедры прикладной математики,
e-mail: Tumakov-2012@yandex.ru
Tumakov Artemy Vladimirovich,
Ivanovo State Power Engineering University,
Student of the Applied Mathematics Department,
e-mail: Tumakov-2012@yandex.ru

Мизонов Вадим Евгеньевич,
ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина»,
доктор технических наук, профессор кафедры прикладной математики,
e-mail: mizonov46@mail.ru
Mizonov Vadim Evgenyevich,
Ivanovo State Power Engineering University,
Doctor of Engineering Sciences (Post-Doctoral Degree), Professor of the Applied Mathematics Department,
e-mail: mizonov46@mail.ru