

<https://doi.org/10.21122/1029-7448-2021-64-4-349-362>

УДК 662.711.4

Опытно-теоретическое исследование аксиального распределения частиц твердой фазы в кипящем слое

А. В. Митрофанов¹⁾, В. Е. Мизонов¹⁾, Н. С. Шпейнова¹⁾, С. В. Василевич²⁾,
Н. К. Касаткина³⁾

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

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

³⁾Ивановский государственный политехнический университет (Иваново, Российская Федерация)

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

Реферат. В статье представлены результаты расчетных и экспериментальных исследований распределения модельного материала (пластмассовых сферических частиц размером 6 мм) по высоте лабораторного двумерного аппарата кипящего слоя периодического принципа действия. Для экспериментального определения распределения твердой фазы по высоте аппарата выполнены цифровые фотографии кипящего слоя, которые затем анализировались при помощи специально разработанного для этого алгоритма. Алгоритм подразумевал разбиение изображения по высоте на отдельные прямоугольные области, идентификацию частиц и подсчет их числа в каждой из указанных областей. Численные эксперименты выполнялись с использованием предложенной ранее одномерной ячеечной модели процесса псевдооживления, построенной на основе математического аппарата теории счетных цепей Маркова с дискретным пространством и временем. Расчетная схема модели предполагает пространственную декомпозицию слоя по высоте на отдельные элементы малых конечных размеров. Таким образом, получаемые численно результаты в качественном отношении отвечают поставленному натурному эксперименту. Для обеспечения количественной достоверности расчетных прогнозов выполнена параметрическая идентификация модели с привлечением известных эмпирических зависимостей для расчета коэффициента сопротивления частиц и оценки коэффициента их макродиффузии. Сравнение результатов численных и натуральных экспериментов позволило выделить наиболее продуктивные эмпирические соотношения, сочетающиеся с ячеечной схемой моделирования процесса. Полученная физико-математическая модель обладает высокой прогностической эффективностью и может использоваться для инженерных расчетов аппаратов с кипящим слоем, а также для постановки и решения задач оптимального управления технологическими процессами в этих аппаратах по различным целевым функциям.

Ключевые слова: псевдооживление, цепи Маркова, численное моделирование, коэффициент сопротивления, дисперсионный коэффициент

Для цитирования: Опытно-теоретическое исследование аксиального распределения частиц твердой фазы в кипящем слое / А. В. Митрофанов [и др.] // *Энергетика. Изв. высш. учеб. заведений и энерг. объединений СНГ*. 2021. Т. 64, № 4. С. 349–362. <https://doi.org/10.21122/1029-7448-2021-64-4-349-362>

Адрес для переписки

Митрофанов Андрей Васильевич
Ивановский государственный энергетический университет,
ул. Рабфаковская, 34,
153003, г. Иваново, Российская Федерация
Тел.: +7 493 226-97-45
and2mit@mail.ru

Address for correspondence

Mitrofanov Andrey V.
Ivanovo State Power Engineering
University,
34, Rabfakovskaya str.,
153003, Ivanovo, Russian Federation
Tel.: +7 493 226-97-45
and2mit@mail.ru

Experimental and Theoretical Study of the Axial Distribution of Solid Phase Particles in a Fluidized Bed

A. V. Mitrofanov¹⁾, V. E. Mizonov¹⁾, N. S. Shpeynova¹⁾, S. V. Vasilevich²⁾,
N. K. Kasatkina³⁾

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

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

³⁾Ivanovo State Polytechnic University (Ivanovo, Russian Federation)

Abstract. The article presents the results of computational and experimental studies of the distribution of a model material (plastic spherical particles with a size of 6 mm) along the height of a laboratory two-dimensional apparatus of the fluidized bed of the periodic principle of action. To experimentally determine the distribution of the solid phase over the height of the apparatus, digital photographs of the fluidized bed were taken, which were then analyzed using an algorithm that had been specially developed for this purpose. The algorithm involved splitting the image by height into separate rectangular areas, identifying the particles and counting their number in each of these areas. Numerical experiments were performed using the previously proposed one-dimensional cell model of the fluidization process, constructed on the basis of the mathematical apparatus of the theory of Markov chains with discrete space and time. The design scheme of the model assumes the spatial decomposition of the layer in height into individual elements of small finite sizes. Thus, the numerically obtained results qualitatively corresponded to the full-scale field experiment that had been set up. To ensure the quantitative reliability of the calculated forecasts, a parametric identification of the model was performed using known empirical dependencies to calculate the particle resistance coefficient and estimate the coefficient of their macrodiffusion. A comparison of the results of numerical and field experiments made us possible to identify the most productive empirical dependencies that correspond to the cellular scheme of modeling the process. The resulting physical and mathematical model has a high predictive efficiency and can be used for engineering calculations of devices with a fluidized bed, as well as for setting and solving problems of optimal control of technological processes in these devices for various target functions.

Keywords: fluidization, Markov chains, numerical modeling, resistance coefficient, dispersion coefficient

For citation: Mitrofanov A. V., Mizonov V. E., Shpeynova N. S., Vasilevich S. V., Kasatkina N. K. (2021) Experimental and Theoretical Study of the Axial Distribution of Solid Phase Particles in a Fluidized Bed. *Energetika. Proc. CIS Higher Educ. Inst. and Power Eng. Assoc.* 64 (4), 349–362. <https://doi.org/10.21122/1029-7448-2021-64-4-349-362> (in Russian)

Введение

Развитие энергетических комплексов ряда стран (в том числе России и Беларуси) ориентировано на диверсификацию выработки электроэнергии, расширение твердотопливной ниши в топливно-энергетическом балансе и вовлечение в оборот различных видов дисперсного топлива в широком диапазоне его характеристик [1–2]. В связи с этим сохраняют актуальность вопросы совершенствования сжигания многокомпонентного и нестандартного топлива [3]. Фронт исследовательских работ в этом направлении достаточно широк, однако, как правило, анализу подвергаются технические аспекты того или иного способа сжигания, а результаты обобщаются на уровне монографий [4, 5]. Несмотря на объективную ценность подобного рода исследований, они не продвигают в инженерную практику универсальные подходы к расчету и моделированию даже отдельных технологий

сжигания. Таким образом, существует необходимость не только накопления эмпирических знаний о технических аспектах процессов энерготехнологии, совершенствования расчетных методик и моделей этих процессов, но также поиска и исследования адекватных инструментов прогнозирования явлений, лежащих в основе используемого технологического приема.

Наряду со слоевым сжиганием многокомпонентных топливных систем [3, 6] широко распространены установки с активными гидродинамическими режимами, предполагающими псевдооживление частиц топлива [7, 8]. При этом псевдооживление как технологический прием имеет значительные резервы для повышения технико-экономической эффективности за счет совершенствования физико-математических моделей и дальнейшего их использования для решения оптимизационных задач. Так, при функционировании в режиме непрерывного действия аппаратуры с циркуляционным кипящим слоем имеет место оптимальное с точки зрения производительности положение подвода возврата материала из контура циркуляции, определяемое с учетом распределения порозности сыпучей среды по высоте подъемной колонны установки [9]. Таким образом, уже на этапе численных экспериментов могут намечаться принципиальные пути совершенствования технологического процесса.

Анализ подходов к описанию псевдооживления показывает, что существующие физико-математические модели оперируют двумя типами масштаба процесса: дифференциально малым объемом (подход Эйлера, в основе которого лежат постулаты механики сплошных сред [10, 11]) и масштабным уровнем одиночной частицы (метод Лагранжа, базирующийся на принципах классической механики, применяемых для описания движения отдельной частицы [12]). Указанные подходы предельно детализируют структуру псевдооживления, однако вопрос об адекватности получаемых моделей природе явления остается настолько острым, что в практических расчетах часто оказывается предпочтительнее принять весь слой за объем идеального смешения, а пространственную неоднородность характеристик действительного процесса компенсировать введением поправочных эмпирических коэффициентов [4, 5]. В связи с этим ряд авторов [13, 14] обращают внимание на необходимость поиска компромисса, т. е. перехода к рассмотрению некоторого малого, но конечного мезообъема. Подобный масштаб декомпозиции может являться следствием относительно грубого шага пространственной дискретизации при использовании различных разностных расчетных схем, однако существует немало теоретических подходов, априори предполагающих мезомасштабный уровень моделирования (например, дискретные модели [15–17]).

В данной статье проводятся экспериментально-теоретическое обобщение и критический анализ применения математического аппарата теории цепей Маркова для построения физико-математических моделей псевдооживления. Цель исследования – выработка рекомендаций по параметрической идентификации подобных моделей, неоднозначность выполнения которой часто лимитирует применение их на практике.

Методы и результаты исследования

Расчетная схема модели. Методология исследования основана на декомпозиции слоя на представительные объемы (ячейки) малого, но конечного размера. Расчетная схема моделирования показана на рис. 1. Миграции экстенсивных свойств между ячейками (переходы частиц и газовой фазы) описываются в рамках теоретико-вероятностного подхода, базирующегося на математическом аппарате теории счетных цепей Маркова с дискретным временем. Текущее состояние слоя представляется набором его характеристик, организованных в вектор-столбец. Эволюция состояния фиксируется через малые конечные промежутки времени и описывается матрицей переходных вероятностей. Каждое последующее состояние получается из предыдущего путем умножения матрицы переходных вероятностей на текущий вектор состояния вплоть до достижения установившегося состояния, если таковое есть. Переходная матрица представляет собой основной оператор модели, элементы которого подлежат идентификации. Анализ подходов к выявлению и количественной оценке связей между оператором и физическими локальными характеристиками процессов в слое является одной из основных задач настоящей работы.

Пространство псевдооживленного слоя представлено совокупностью из счетного числа n ячеек идеального смешения, организованных в цепь. Так как система двухфазная (в одном объеме находятся дисперсная и несущая среды), состояние цепи ячеек характеризуется двумя векторами: \mathbf{S}_p – для твердой фазы, кг; \mathbf{S}_g – для газовой фазы, кг. Движение фаз слоя рассматривается в рамках одномерной задачи, и каждая ячейка характеризуется конечным вертикальным размером Δx . Параметры векторов состояний фиксируются только в дискретные моменты времени $t_k = (k - 1)\Delta t$, с, где k – номер временного шага; Δt – промежуток времени между соседними состояниями системы (шаг по времени), с.

Таким образом, продольные миграции твердой и несущей фаз вдоль соответствующих цепей для периодического процесса описываются следующими рекуррентными матричными равенствами [18]:

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

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

где $\mathbf{S}_p^k, \mathbf{S}_g^k$ – векторы-столбцы содержания массы частиц и оживающего агента в ячейках соответственно для k -го рекуррентного расчетного шага (целочисленного аналога времени), кг; $\mathbf{P}_p^k, \mathbf{P}_g^k$ – матрицы переходных вероятностей для частиц и оживающего агента, зависящие от векторов состояния и меняющиеся на каждом рекуррентном переходе; \mathbf{S}_{gf} – вектор поступления оживающего агента (при подаче снизу через газораспределительное

устройство имеет единственный ненулевой элемент в первой ячейке, равный массе газа, подаваемого в нее за один временной переход), кг.

Вероятности всех возможных миграций описываемых аддитивных свойств из данной ячейки вдоль цепи записываются в стохастический вектор (столбец соответствующей переходной матрицы), при этом в рассматриваемой модели для твердой фазы вводятся следующие вероятности: перехода в соседнюю ячейку вниз p_d (расположены над главной диагональю матрицы \mathbf{P}_p); вверх p_u (расположены под главной диагональю матрицы \mathbf{P}_p); сохранения в наблюдаемой ячейке p_s (составляют главную диагональ матрицы \mathbf{P}_p) (рис. 1). Для i -й ячейки вероятности перемещения частиц p_{si} , p_{ui} и p_{di} , составляющие матрицу переходных вероятностей, связаны с параметрами реализации процесса и крупностью фракции следующими соотношениями [16, 18]:

$$p_{si} = 1 - p_{ui} - p_{di}; \quad (3)$$

$$p_{di} = d_i \text{ при } W_i - V_{si} \geq 0; \quad (4)$$

$$p_{di} = v_i + d_i \text{ при } W_i - V_{si} < 0; \quad (5)$$

$$p_{ui} = v_i + d_i \text{ при } W_i - V_{si} \geq 0; \quad (6)$$

$$p_{ui} = d_i \text{ при } W_i - V_{si} < 0, \quad (7)$$

где d_i – безразмерный дисперсионный коэффициент для i -й ячейки (вероятность диффузионного переноса); W_i – локальная скорость обтекания частиц потоком оживающего воздуха в i -й ячейке, м/с; V_{si} – скорость витания одиночной частицы заданной крупности (скорость воздушного потока, при которой вес частицы начинает компенсироваться силой гидродинамического сопротивления), м/с; v_i – вероятность конвективного переноса частицы [16, 18].

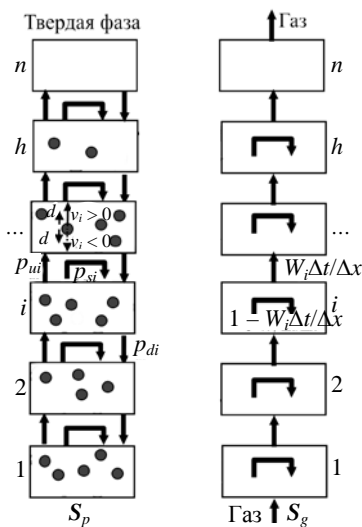


Рис. 1. Расчетная схема моделирования аксиального переноса фаз псевдооживленного слоя в цилиндрическом аппарате периодического принципа действия

Fig. 1. The calculation layout for modeling the axial phase transfers of fluidized bed in a cylindrical apparatus of periodic action

Вероятности конвективного переноса частицы v_i и диффузионного переноса d_i отвечают за несимметричный и симметричный переносы вдоль цепи и связаны с размерными параметрами процесса. Так, под конвективным переносом понимается механизм движения зерен сыпучей среды, при котором группы частиц перемещаются относительно друг друга таким образом, что увеличивается площадь межфазного контакта «газ – частица» [18, 19]. Интенсивность переноса зависит от скорости движения частицы при контактном взаимодействии с потоком несущей среды, рассчитываемой как разность между локальной скоростью обтекания частиц потоком оживающего воздуха в i -й ячейке W_i и скоростью витания одиночной частицы заданной крупности V_{si} [18]:

$$V_i = W_i - V_{si}, \quad (8)$$

где V_i – скорость движения частицы, м/с.

Переход от скорости конвективного переноса к вероятности переноса заключается в расчете доли частиц, которые за один рекуррентный шаг могут быть перенесены в соседнюю ячейку, и выполняется по соотношению

$$v_i = V_i \frac{\Delta t}{\Delta x}. \quad (9)$$

На характер распределения частиц в псевдооживленном слое также оказывают влияние случайные воздействия, традиционно объясняемые наличием контактного взаимодействия отдельных частиц или их групп [9–12]. Учет случайных по своей природе миграций частиц в модели выполнен путем введения дополнительных вероятностей симметричного переноса d , которые в переходной матрице прибавляются ко всем элементам, расположенным на соседних с главной диагоналях. Значение этих вероятностей рассчитывается как [18, 19]

$$d = D \frac{\Delta t}{\Delta x^2}, \quad (10)$$

где D – дисперсионный коэффициент (коэффициент макродиффузии частиц), м²/с [9, 10, 18, 19].

Параметрическая идентификация модели. Процессы в локальных объемах области существования псевдооживленного слоя рассматриваются в соответствии со схемой (рис. 1), при этом формальные связи между соседними ячейками вводятся на базе математического аппарата теории цепей Маркова. Однако точность количественного прогноза вероятностной модели зависит от физических представлений гидромеханических процессов, обуславливающих движение частиц в каждой ячейке. Таким образом, прогностическая эффективность модели определяется надлежащим выбором зависимостей для расчета скорости витания одиночной частицы V_s и дисперсионного коэффициента D .

В контексте конвективного переноса параметром модели является скорость витания, связанная с весом одиночной частицы P через соотношение [18]

$$P = C_d f_p \rho_g \frac{V_{si}^2}{2}, \quad (11)$$

где C_d – коэффициент сопротивления одиночной частицы; f_p – площадь наибольшего поперечного сечения одиночной частицы, перпендикулярно вектору скорости, м²; ρ_g – плотность оживающей среды, кг/м³.

Коэффициент сопротивления частицы C_d является основой для расчета многих гидромеханических процессов, поэтому на его установление направлен широкий фронт исследовательских работ. Для практически интересных случаев химико-энергетической технологии, характеризующихся высокими значениями числа Рейнольдса, аналитические решения уравнений гидромеханики не найдены [20], а на практике используются многочисленные эмпирические зависимости [20–22]. В настоящем исследовании для расчета коэффициента сопротивления частицы использованы эмпирические зависимости, приведенные в табл. 1.

Таблица 1

Перечень используемых зависимостей для расчета коэффициента сопротивления частиц

The list of dependencies used for calculating of the particle resistance coefficient

Формула	Диапазон значений числа Рейнольдса	Источник
$C_d = \frac{24}{Re} \left(1 + 0,1806 Re^{0,6459} \right) + \frac{0,4251}{1 + 6880,95 Re^{-1}}$ (12)	$Re < 2,6 \cdot 10^5$	[23]
$C_d = \left(2,25 Re^{-0,31} + 0,36 Re^{0,06} \right)^{0,45}$ (13)	$Re < 3 \cdot 10^5$	[24]
$C_d = \frac{24}{Re} \left(1 + 0,173 Re^{0,657} \right) + \frac{0,413}{1 + 16300 Re^{-1,09}}$ (14)	$Re < 2,6 \cdot 10^5$	[25]
$C_d = \frac{24}{Re} \cdot 10^{\frac{0,261 Re^{0,369} - 0,105 Re^{0,431} - 0,124}{1 + (\log_{10} Re)^2}}$ (15)	$Re < 8,6 \cdot 10^4$	[26]
$D = 0,051 \frac{W}{W_{in}} (W - W_{in})^{1,471}$, где W_{in} – скорость начала псевдооживления, м/с	–	[27]
$D \approx 0,5 \frac{d_p}{2} \langle V \rangle$, где d_p – размер частицы, м; $\langle V \rangle$ – средняя по ансамблю скорость частицы, м/с	–	[28]
$D \approx 0,011 d_p U$, где U – скорость несущей среды, м/с	–	[29]

С формальной позиции суть диффузионной модели (10) сводится к утверждению некоторых допущений относительно переноса частиц через введенную в рассмотрение прямоугольную границу между ячейками. Физический смысл коэффициента D традиционно раскрывается при решении гиперболического уравнения диффузии [30]. Однако, несмотря на достаточный уровень формализованного описания задачи, придающей коэффициенту D понятный физический смысл, математический аппарат диффузии находится на стадии становления, и для практически важных случаев приемлемых решений, позволяющих однозначно идентифицировать параметр D , не существует. Таким образом, для псевдооживленных систем D выступает параметром модели, за счет которого учитывается широкий спектр явлений, а не физической однозначной характеристикой. Количественная оценка D связана с использованием некоторых эмпирических соотношений, в основе которых лежат различные гипотезы [27–29].

Описание натурного эксперимента. Для исследования распределения твердой фазы по высоте псевдооживленного слоя использовался аппарат плоской формы, одна из стенок которого была выполнена из прозрачного стекла, а другая служила непрозрачным фоном. Расстояние между стенками 6,2 мм. Ширина в цилиндрической части 166 мм, высота аппарата 800 мм. Движение воздуха через аппарат обеспечивалось напорной воздуходувкой. Фиктивную скорость движения воздуха в пустом аппарате определяли по величине скоростного напора, измеренного U-образным манометром, подключенным к трубке Пито – Прандтля, а также проверяли по показаниям анемометра РСЕ-424. На газораспределительную решетку (металлическую сетку с квадратными ячейками 1×1 мм, живое сечение решетки 40 %) укладывали одинаковые пластмассовые сферические частицы диаметром 6 мм (пули для пневматического оружия). Средняя масса одной частицы 0,191 г. После перехода кипящего слоя в установившееся состояние выполнялось 50 его цифровых фотографий. Полученные изображения обрабатывали при помощи специально разработанного алгоритма с использованием Image Processing Toolbox MatLab. Алгоритм предусматривает разбиение изображения по высоте на фрагменты и подсчет количества элементов в каждом из них. Подробное описание эксперимента приведено в наших предыдущих работах [31–32]. На рис. 2. представлена схема экспериментальной установки и общий вид интерфейса программы обработки цифровых изображений (на примере разбиения изображения на пять фрагментов).

Результаты и обсуждение

Результаты численного моделирования расширения слоя с учетом допущения, что диффузионное перемешивание в слое отсутствует ($D = 0$), представлены на рис. 3. В предыдущих работах показано, что модель в таком варианте с достаточной для инженерных расчетов точностью прогнозирует среднее по времени значение положения свободной поверхности кипящего слоя, которая в реальном процессе, как правило, испытывает значительные колебания [18, 31]. Таким образом, для прогнозирования некоторого осредненного значения расширения кипящего слоя с помощью ячеечной модели необходима идентификация только коэффициента сопротивления C_d , при этом получаемые распределения твердой фазы по высоте

слоя всегда будут практически равномерными. Незначительное повышение концентрации частиц по высоте объясняется тем, что скорость газа в аппарате подчиняется закону Бернулли, т. е. убывает по высоте аппарата (рис. 3).

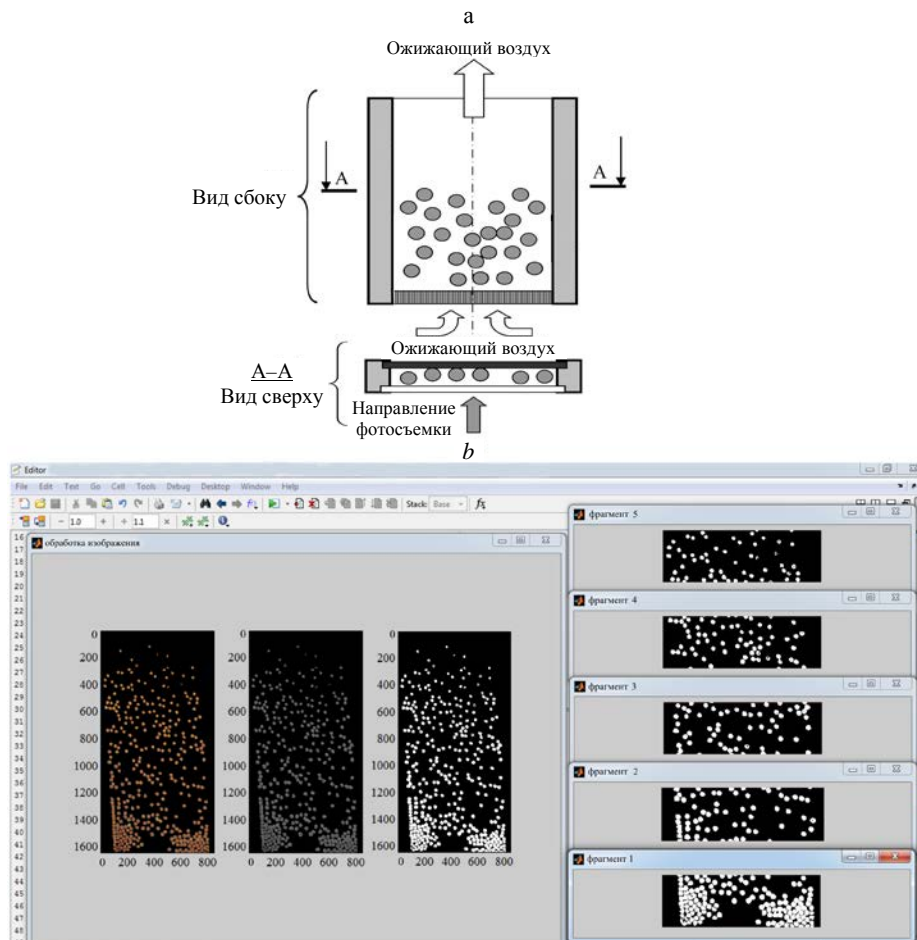


Рис. 2. Схема лабораторного аппарата с псевдооживленным слоем (а) и общий вид интерфейса программы обработки изображений (б)
Fig. 2. A diagram of the laboratory apparatus with a fluidized bed (а) and a general view of interface of the image processing program (б)

При использовании для параметрической идентификации модели зависимостей (12), (14), (15) коэффициенты сопротивления при стесненном обтекании частиц имеют очень близкие значения: 0,3971, 0,3938 и 0,3943 соответственно (рис. 3). Расчетные значения высоты слоя не различаются, так как слой занимает одинаковое количество ячеек (различия менее высоты ячейки Δx , равной диаметру частицы $d_p = 6$ мм, не могут быть зафиксированы).

Таким образом, для исследованных гидродинамических условий зависимости (12), (14), (15) дают практически одинаковые результаты, а полученные с их помощью значения расширения слоя являются заниженными (последнее подтверждается рис. 4).

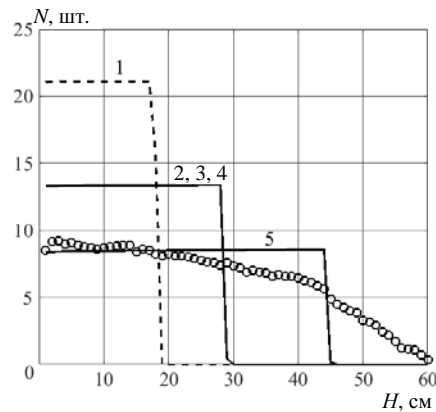


Рис. 3. Расчетное (линии) и экспериментальное (маркеры) распределение частиц по высоте аппарата: 1 – плотный слой; 2–4 – кипящий слой (C_d рассчитан по (12), (14), (15)); 5 – кипящий слой (C_d рассчитан по (13))

Fig. 3. Calculated (lines) and experimental (markers) distributions of the number of particles over the height of the apparatus: 1 – fixed bed; 2–4 – fluidized bed (C_d is calculated from the dependencies (12), (14), (15) respectively); 5 – fluidized bed (C_d is calculated according to the dependence (13))

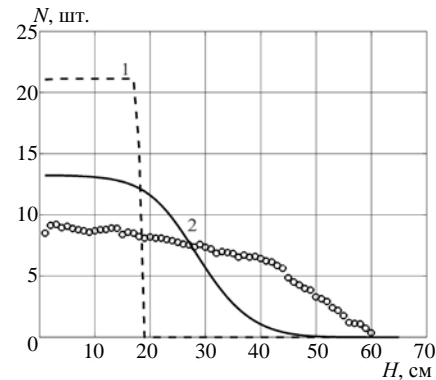


Рис. 4. Расчетное (линии) и экспериментальное (маркеры) распределение частиц по высоте аппарата: 1 – плотный слой; 2 – кипящий слой (C_d рассчитан по (12), D рассчитан по (16))

Fig. 4. Calculated (lines) and experimental (markers) distributions of the number of particles along the height of the apparatus: 1 – fixed bed; 2 – fluidized bed (C_d is calculated by the formula (12), D is calculated by the dependence (16))

На рис. 5 представлены результаты численных экспериментов, когда параметрическая идентификация модели в отношении коэффициентов диффузии выполнена с использованием эмпирических зависимостей (17), (18).

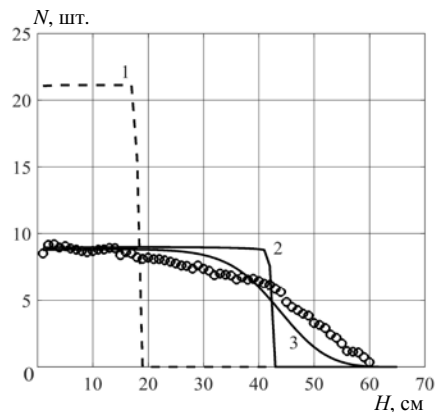


Рис. 5. Расчетное (линии) и экспериментальное (маркеры) распределение частиц по высоте аппарата: 1 – плотный слой; 2 – кипящий слой (C_d рассчитан по (12), D рассчитан по (17)); 3 – кипящий слой (C_d рассчитан по (12), D рассчитан по (18))

Fig. 5. Calculated (lines) and experimental (markers) distributions of the number of particles along the height of the apparatus height: 1 – fixed bed; 2 – fluidized bed (C_d is calculated according to the formula (12), D is calculated according to the dependence (17));

3 – fluidized bed (C_d is calculated according to the formula (12), D is calculated according to the dependence (18))

Как видно из результатов сравнения с экспериментальными данными (маркеры на рис. 5), зависимости для расчета коэффициентов макроdiffузии (17), (18) в недостаточной степени, по сравнению с зависимостью (16) (рис. 4), влияют на расчетный профиль распределения концентрации частиц и не обес-

печивают достаточной для инженерных расчетов прогностической эффективности модели. Последнее, однако, нельзя однозначно трактовать как недостаток уравнений регрессий (17), (18). С уверенностью можно констатировать только их плохую сочетаемость с предложенной ячеечной схемой моделирования [18, 31–32]. Дело в том, что эмпирические соотношения (17), (18) содержат множители, так или иначе ориентированные на средние пространственно-временные показатели скоростей движения фаз, в то время как предложенная ячеечная схема моделирования оперирует локальными показателями движения фаз в представительных объемах слоя. Таким образом, для успешной параметрической идентификации ячеечных моделей требуется, чтобы форма уравнений регрессии и характер натурального эксперимента учитывали пространственную неоднородность характеристик кипящего слоя.

На рис. 6 представлены результаты расчетно-экспериментального исследования аксиальной структуры слоя, полученные при использовании предложенной ячеечной модели совместно с эмпирическими соотношениями (13), (16) для оценки коэффициентов сопротивления и макродиффузии соответственно. Представленные расчетные и экспериментальные данные находятся в хорошем соответствии.

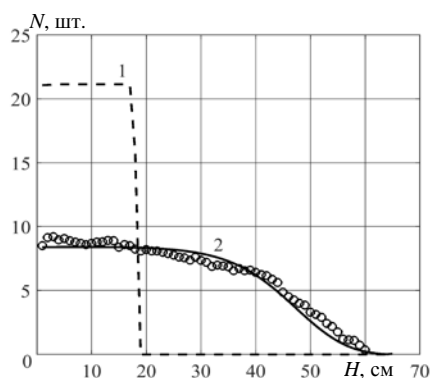


Рис. 6. Расчетное (линии) и экспериментальное (маркеры) распределение частиц по высоте аппарата: 1 – плотный слой; 2 – кипящий слой (C_d рассчитан по (13), D рассчитан по (16))

Fig. 6. Calculated (lines) and experimental (markers) distributions of the number of particles along of the apparatus height: 1 – fixed bed; 2 – fluidized bed (C_d is calculated by the formula (13), D is calculated by the dependence (16))

ВЫВОД

В статье представлено построение математической модели функционирования аппарата с кипящим слоем. Параметрическая идентификация модели проведена с привлечением известных зависимостей для расчета коэффициентов гидродинамического сопротивления и макродиффузии частиц. Сравнение результатов численных и натуральных экспериментов позволило выделить наиболее продуктивные эмпирические соотношения, сочетающиеся с ячеечной схемой моделирования процесса. Предложенная математическая модель и используемые для ее параметрической идентификации эмпирические соотношения, являясь независимыми, позволяют получить физико-математическую модель с высокой прогностической эффективностью, которая может рассматриваться как достоверная научная основа компьютерного метода расчета процесса псевдооживления.

ЛИТЕРАТУРА

1. Корсак, Е. П. Формирование системы угроз энергетической безопасности Республики Беларусь // 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. Доброго, К. В. Численное моделирование слоевого горения двухфазной системы «горючая жидкость – твердое топливо» / К. В. Доброго, И. А. Козначеев // Энергетика. Изв. высш. учеб. заведений и энерг. объединений СНГ. 2019. Т. 62, № 3. С. 247–263. <https://doi.org/10.21122/1029-7448-2019-62-3-247-263>.
4. Липов, Ю. М. Котельные установки и парогенераторы / Ю. М. Липов, Ю. М. Третьяков. М.: Ижевск: Регулярная и хаотическая динамика, 2003. 591 с.
5. Coal and Biomass Gasification. Recent Advances and Future Challenges / S. De [et al.]. Singapore: Springer, 2018. 521 p. <https://doi.org/10.1007/978-981-10-7335-9>.
6. Salganskii, E. A. Modeling Filtration Combustion of Pyrolyzing Solid Fuel / E. A. Salganskii, E. V. Polianchik, G. B. Manelis // Combustion, Explosion and Shock Waves. 2013. Vol. 49, Iss. 1. P. 38–52. <https://doi.org/10.1134/s001050821301005x>.
7. Литун, Д. С. Трехзонный инженерный метод теплового расчета топков с кипящим слоем на основе данных промышленных исследований распределения тепловыделения при сжигании биомассы / Д. С. Литун, Г. А. Рябов // Теплоэнергетика. 2016. № 2. С. 65–74.
8. Das, B. Modeling of Hydrodynamics in a Bubbling Fluidized-Bed Gasifier and Evaluation of the Inter-Phase Gas Exchange Rate under Different Operating Conditions / B. Das, A. Datta // Particuology. 2016. Vol. 25. P. 151–158. <https://doi.org/10.1016/j.partic.2015.05.009>.
9. Theoretical Study of Particulate Flows Formation in Circulating Fluidized Bed / V. Mizonov [et al.] // Recent Innovations in Chemical Engineering. 2018. Vol. 11, No 1. P. 20–28. <https://doi.org/10.2174/2405520410666170620105102>.
10. 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>.
11. 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).
12. Review of Discrete Particle Modeling of Fluidized Beds / N. G. Deen [et al.] // Chemical Engineering Science. 2007. Vol. 62, No 1–2. P. 28–44.
13. Ge, W. Meso-Scale Oriented Simulation Towards Virtual Process Engineering (VPE) – The EMMS Paradigm / W. Ge, W. Wang, N. Yang // Chemical Engineering Science. 2011. Vol. 66, No 19. P. 4426–4458. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.05.029>.
14. 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>.
15. 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, No 8. P. 1028–1033. <https://doi.org/10.1080/02726351.2018.1525459>.
16. Theoretical and Experimental Study of Particulate Solids Drying in Circulating Fluidized Bed / A. Mitrofanov [et al.] // Journal of Heat and Mass Transfer. 2019. Vol. 18, No 2. P. 267–276. <https://doi.org/10.17654/hm018020267>.
17. Экспериментальное и расчетное исследование 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>.
18. A Markov Chain Model to Describe Fluidization of Particles with Time-Varying Properties / A. V. Mitrofanov [et al.] // Particulate Science and Technology. 2018. Vol. 36, No 2. P. 244–253. <https://doi.org/10.1080/02726351.2016.1243180>.
19. Berthiaux, H. Application of the Theory of Markov Chains to Model Different Processes in Particle Technology / H. Berthiaux, V. Mizonov, V. Zhukov // Powder Technology. 2005. Vol. 157, No 1–3. P. 128–137. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2005.05.019>.
20. Бекман, И. Н. Высшая математика: математический аппарат диффузии / И. Н. Бекман. 2-е изд., испр. и доп. М.: Юрайт, 2017. 459 с.
21. Mikhailov, M. D. The Drag Coefficient of a Sphere: An Approximation Using Shanks Transform / M. D. Mikhailov, A. P. Silva Freire // Powder Technology. 2013. Vol. 237. P. 432–435. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2012.12.033>.
22. Stanly, R. Detailed Analysis of Recent Drag Models Using Multiple Cases of Monodisperse Fluidized Beds with Geldart-B and Geldart-D Particles / R. Stanly, G. Shoen // Chemical Engineering Science. 2018. Vol. 188, No 12. P. 132–149. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2018.05.030>.
23. Evaluation of the Performance of the Drag Force Model in Predicting Droplet Evaporation for R134a Single Droplet and Spray Characteristics for R134a Flashing Spray / Z-F. Zhou [et al.] // Energies. 2019. Vol. 12, Iss. 24. P. 4618. <https://doi.org/10.3390/en12244618>.
24. Haider, A. Drag Coefficient and Terminal Velocity of Spherical and Non-Spherical Particles / A. Haider, O. Levenspiel // Powder Technology. 1989. Vol. 58, No 1. P. 63–70. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(89\)80008-7](https://doi.org/10.1016/0032-5910(89)80008-7).

25. Khan, A. R. The Resistance to Motion of a Solid Sphere in a Fluid / A. R. Khan, J. F. Richardson // *Chemical Engineering Communications*. 1987. Vol. 62, No 1–6. P. 135–150. <https://doi.org/10.1080/00986448708912056>.
26. Turton, R. A Short Note on the Drag Correlation for Spheres / R. Turton, O. Levenspiel // *Powder Technology*. 1986. Vol. 47, No 1. P. 83–86. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(86\)80012-2](https://doi.org/10.1016/0032-5910(86)80012-2).
27. Flemmer, R. L. C. On the Drag Coefficient of a Sphere / R. L. C. Flemmer, C. L. Banks // *Powder Technology*. 1986. Vol. 48, No 3. P. 217–221. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(86\)80044-4](https://doi.org/10.1016/0032-5910(86)80044-4).
28. Esin, A. Correlation of Axial Mixing of Solids in Fluidized Beds by a Dispersion Coefficient / A. Esin, M. Altun // *Powder Technology*. 1984. Vol. 39, No 2. P. 241–244. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(84\)85041-x](https://doi.org/10.1016/0032-5910(84)85041-x).
29. Diffusion of a Single Particle in a 3D Random Packing of Spheres / I. Ippolito [et al.] // *European Physical Journal E*. 2000. Vol. 3, Iss. 3. P. 227–236. <https://doi.org/10.1007/pl00013679>.
30. On the Apparent Particle Dispersion in Granular Media / Z. Qin [et al.] // *Advanced Powder Technology*. 2011. Vol. 22, No 6. P. 728–734 <https://doi.org/10.1016/j.apt.2010.10.010>.
31. Modeling of Particle Concentration Distribution in a Fluidized Bed by Means of the Theory of Markov Chains / V. Mizonov [et al.] // *Particulate Science and Technology*. 2014. Vol. 32, No 2. P. 171–78. <https://doi.org/10.1080/02726351.2013.839016>.
32. Расчетно-экспериментальное исследование распределения твердых частиц в аппарате с двухмерным псевдооживленным слоем / А. В. Огурцов [и др.] // *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 2009. Т. 52, № 11. С. 131–134.

Поступила 23.04.2021 Подписана в печать 21.06.2021 Опубликована онлайн 30.07.2021

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. *Thermal Engineering*, 61 (6), 389–398. <https://doi.org/10.1134/s0040601514060020>.
3. Dobrego K. V., Koznacheev I. A. (2019) Numerical Simulation of Two-Phase System of “Combustible Liquid – Solid Fuel” Combustion in a Fixed Bed. *Energetika. Izvestiya Vysshikh Uchebnykh Zavedenii i Energeticheskikh Ob'edinenii SNG = Energetika. Proceedings of CIS Higher Education Institutions and Power Engineering Associations*, 62 (3), 247–263. <https://doi.org/10.21122/1029-7448-2019-62-3-247-263> (in Russian).
4. Lipov Yu. M., Tret'yakov Yu. M. (2003) *Boiler Plants and Steam Generators*. Moscow, Izhevsk, Regul'yarnaya i Khaoticheskaya Dinamika Publ. 591 (in Russian).
5. De S., Agarwal A. K., Moholkar V. S., Bhaskar T. (eds.) (2018) *Coal and Biomass Gasification. Recent Advances and Future Challenges*. Singapore, Springer Publ. 521. <https://doi.org/10.1007/978-981-10-7335-9>.
6. Salganskii E. A., Polianchik E. V., Manelis G. B. (2013) Modeling Filtration Combustion of Pyrolyzing Solid Fuel. *Combustion, Explosion and Shock Waves*, 49 (1), 38–52. <https://doi.org/10.1134/s001050821301005x>.
7. Litoun D., Ryabov G. (2016) Three-Zonal Engineering Method of Heat Calculation for Fluidized Bed Furnaces Based on Data on Commercial Investigations of Heat Generation Distribution during Biomass Combustion. *Thermal Engineering*, 63 (2), 140–149.
8. Das B., Datta A. (2016) Modeling of Hydrodynamics in a Bubbling Fluidized-Bed Gasifier and Evaluation of the Inter-Phase Gas Exchange Rate under Different Operating Conditions. *Particuology*, 25, 151–158. <https://doi.org/10.1016/j.partic.2015.05.009>.
9. Mizonov V., Mitrofanov A., Camelo A., Ovchinnikov L. (2018) Theoretical Study of Particulate Flows Formation in Circulating Fluidized Bed. *Recent Innovations in Chemical Engineering*, 11 (1), 20–28. <https://doi.org/10.2174/2405520410666170620105102>.
10. 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>.
11. van der Hoef M. A., Ye M., van Sint Annaland M., Andrews IV 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).
12. Deen N. G., van Sint Annaland M., van der Hoef 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>.

13. Ge W., Wang W., Yang N. (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>.
14. 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>.
15. 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), 1028–1033. <https://doi.org/10.1080/02726351.2018.1525459>.
16. Mitrofanov A., Mizonov V., Shuina E., Kasatkina N., Shpeynova N. (2019) Theoretical and Experimental Study of Particulate Solids Drying in Circulating Fluidized Bed. *Journal of Heat and Mass Transfer*, 18 (2), 267–276. <https://doi.org/10.17654/hm018020267>.
17. 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. Izvestiya Vysshikh Uchebnykh Zavedenii i Energeticheskikh Ob'edinenii SNG = Energetika. Proceedings of CIS Higher Education Institutions and Power Engineering Associations*, 64 (1), 51–64. <https://doi.org/10.21122/1029-7448-2021-64-1-51-64> (in Russian).
18. Mitrofanov A. V., Mizonov V. E., Tannous K., Ovchinnikov L. N. (2018) A Markov Chain Model to Describe Fluidization of Particles with Time-Varying Properties. *Particulate Science and Technology*, 36 (2), 244–253. <https://doi.org/10.1080/02726351.2016.1243180>.
19. Berthiaux H., Mizonov V., Zhukov V. (2005) Application of the Theory of Markov Chains to Model Different Processes in Particle Technology. *Powder Technology*, 157 (1–3), 128–137. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2005.05.019>.
20. Beckman I. N. (2017) *Higher Mathematics: the Mathematical Apparatus of Diffusion*. 2nd ed. Moscow, Yurajt Publ. 459 (in Russian).
21. Mikhailov M. D., Silva Freire A. P. (2013) The Drag Coefficient of a Sphere: An Approximation Using Shanks Transform. *Powder Technology*, 237, 432–435. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2012.12.033>.
22. Stanly R., Shoev G. (2018) Detailed Analysis of Recent Drag Models Using Multiple Cases of Monodisperse Fluidized Beds with Geldart-B and Geldart-D Particles. *Chemical Engineering Science*, 188 (12), 132–149. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2018.05.030>.
23. Zhou Z-F., Zhu D-Q., Lu G-Y., Chen B., Wu W-T., Li Y-B. (2019) Evaluation of the Performance of the Drag Force Model in Predicting Droplet Evaporation for R134a Single Droplet and Spray Characteristics for R134a Flashing Spray. *Energies*, 12 (24), 4618. <https://doi.org/10.3390/en12244618>.
24. Haider A., Levenspiel O. (1989) Drag Coefficient and Terminal Velocity of Spherical and Non-Spherical Particles. *Powder Technology*, 58 (1), 63–70. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(89\)80008-7](https://doi.org/10.1016/0032-5910(89)80008-7).
25. Khan A. R., Richardson J. F. (1987) The Resistance to Motion of a Solid Sphere in a Fluid. *Chemical Engineering Communications*, 62 (1–6), 135–150. <https://doi.org/10.1080/00986448708912056>.
26. Turton R., Levenspiel O. (1986) A Short Note on the Drag Correlation for Spheres. *Powder Technology*, 47 (1), 83–86. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(86\)80012-2](https://doi.org/10.1016/0032-5910(86)80012-2).
27. Flemmer R. L. C., Banks C. L. (1986) On the Drag Coefficient of a Sphere. *Powder Technology*, 48 (3), 217–221. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(86\)80044-4](https://doi.org/10.1016/0032-5910(86)80044-4).
28. Esin A., Altun M. (1984) Correlation of Axial Mixing of Solids in Fluidized Beds by a Dispersion Coefficient. *Powder Technology*, 39 (2), 241–244. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(84\)85041-x](https://doi.org/10.1016/0032-5910(84)85041-x).
29. Ippolito I., Samson L., Bourles S., Hulin J.-P. (2000) Diffusion of a Single Particle in a 3D Random Packing of Spheres. *European Physical Journal E*, 3 (3), 227–236. <https://doi.org/10.1007/pl00013679>.
30. Qin Z., Fox R., Subramaniam S., Pletcher R., Zhang L. (2011) On the Apparent Particle Dispersion in Granular Media. *Advanced Powder Technology*, 22 (6), 728–734. <https://doi.org/10.1016/j.apt.2010.10.010>.
31. Mizonov V., Mitrofanov A., Ogurtsov A., Tannous K. (2014) Modeling of Particle Concentration Distribution in a Fluidized Bed by Means of the Theory of Markov Chains. *Particulate Science and Technology*, 32 (2), 171–78. <https://doi.org/10.1080/02726351.2013.839016>.
32. Ogurtsov A. V., Mitrofanov A. V., Mizonov V. E., Ogurtsov V. A., Tannous K. (2009) Computational and Experimental Study of the Distribution of Solid Particles in an Apparatus with a Two-Dimensional Fluidized Bed. *Izvestiya Vysshikh Uchebnykh Zavedenii, Seriya Khimiya i Khimicheskaya Tekhnologiya*, 52 (11), 131–134 (in Russian).