

**И. С. Родионов, Н. В. Улитин, К. А. Терещенко,
В. И. Анисимова, О. В. Стоянов, Х. Э. Харлампици**

ВЕРИФИКАЦИЯ CFD-TFM МОДЕЛИ ПСЕВДООЖИЖЕННОГО СЛОЯ КАТАЛИЗАТОРА ПРОЦЕССА ФИШЕРА-ТРОПША

Ключевые слова: процесс Фишера-Тропша, псевдоожигенный слой, двухжидкостная модель, метод дискретных элементов, вычислительная гидродинамика.

Процесс Фишера-Тропша (ФТ) представляет собой каталитическую реакцию полимеризационного типа, позволяющую получать синтетические углеводороды из монооксида углерода и водорода. Данный процесс является перспективным методом переработки альтернативного углеродного сырья - природного газа, угля, биомассы - в моторные топлива и высококачественные химические продукты, включая олефины и оксигенаты (спирты, альдегиды, кетоны, кислоты). Эффективная промышленная реализация процесса ФТ требует применения реакторов с псевдоожигенным слоем катализатора, обеспечивающих интенсивный теплообмен и возможность организации циркуляции частиц катализатора. Однако гидродинамика таких аппаратов сложна для прогнозирования при масштабировании, а натурные эксперименты дорогостоящи, что обуславливает необходимость развития численных методов. В работе выполнена верификация двухжидкостной модели (CFD-TFM) псевдоожигенного слоя катализатора ФТ путем сопоставления с результатами CFD-DEM моделирования, принятого в качестве эталонного. На основе результатов CFD-DEM моделирования определены значения эмпирических параметров замыкающих соотношений кинетической теории гранулярного потока: предел упаковки (0.63), фрикционный предел упаковки (0.6), угол внутреннего трения (30°) и коэффициент восстановления при ударе частиц катализатора (0.89). Для коррекции межфазного взаимодействия, обусловленной различиями в учете полидисперсности частиц катализатора, потребовалось введение эмпирической константы сопротивления (0.225 от модели Гидасова). Сравнительный анализ показал, что TFM-модель завышает гидравлическое сопротивление слоя на ~25 Па относительно DEM и не воспроизводит флуктуации давления из-за континуального приближения слоя частиц. Поведение твердой фазы в TFM характеризуется большей «вязкостью», что указывает на необходимость уточнения фрикционных моделей. Несмотря на требуемые уточнения, разработанная TFM-модель обеспечивает приемлемую точность расчета гидравлического сопротивления и качественно верное воспроизведение гидродинамики слоя. Основное преимущество – существенно меньшая вычислительная стоимость по сравнению с DEM, что позволяет перейти к моделированию более крупных сегментов реактора. Также это позволит более просто ввести учет кинетики процесса ФТ, имеющего полимеризационный характер, при моделировании промышленных аппаратов.

**I. S. Rodionov, N. V. Ulitin, K. A. Tereshchenko,
V. I. Anisimova, O. V. Stoyanov, Kh. E. Kharlampidi**

VERIFICATION OF A CFD-TFM MODEL FOR A FLUIDIZED BED CATALYST IN THE FISCHER-TROPSCH PROCESS

Keywords: Fischer-Tropsch process, fluidized bed, Two-Fluid Model, Discrete Element Method, Computational Fluid Dynamics

The Fischer-Tropsch (FT) process is a polymerization-type catalytic reaction that enables the synthesis of liquid hydrocarbons from carbon monoxide and hydrogen. This process represents a promising method for converting alternative carbon feedstocks – such as natural gas, coal, and biomass – into motor fuels and high-purity chemical products, including olefins and oxygenates (alcohols, aldehydes, ketones, and acids). Efficient industrial implementation of the FT process requires the use of fluidized bed reactors, which provide intensive heat and mass transfer and facilitate catalyst particle circulation. However, the hydrodynamics of such systems are difficult to predict during scaling, and full-scale experiments are prohibitively expensive, necessitating the development of advanced numerical methods. In this work, the verification of a two-fluid model (CFD-TFM) for an FT catalyst fluidized bed was performed by benchmarking it against CFD-DEM simulation results, which were adopted as the high-fidelity reference. Based on the CFD-DEM data, specific values for the empirical parameters of the Kinetic Theory of Granular Flow (KTGF) closure relations were determined: packing limit (0.63), frictional packing limit (0.6), angle of internal friction (30°), and the restitution coefficient for catalyst particle collisions (0.89). To account for interphase interaction discrepancies arising from different treatments of particle polydispersity, it was necessary to introduce an empirical drag correction constant (0.225 relative to the Gidaspow model). Comparative analysis revealed that the TFM overestimates the bed pressure drop by approximately 25 Pa compared to the DEM and fails to reproduce pressure fluctuations due to the continuum approximation of the particulate phase. The solid phase behavior in the TFM is characterized by higher "viscosity," suggesting a need for more refined frictional models. Despite these required adjustments, the developed TFM provides acceptable accuracy in calculating hydraulic resistance and achieves a qualitatively correct representation of bed hydrodynamics. The primary advantage of the TFM is its significantly lower computational cost compared to the DEM, enabling the simulation of larger reactor segments. Furthermore, this approach facilitates the integration of Fischer-Tropsch polymerization kinetics into the modeling of industrial-scale apparatuses.

Введение

В современной энергетике и нефтехимии сохраняется потребность в альтернативных источниках

моторных топлив и высококачественных химических продуктов [1, 2]. Одним из наиболее перспективных спо-

совов решения этой задачи является процесс Фишера-Тропша (ФТ) – каталитическая полимеризация синтез-газа (CO+H₂) [1, 2]. Состав продуктов варьируется от газов до твердых парафинов в зависимости от типа катализатора (преимущественно Co или Fe) и условий реакции [3-5]. Кобальтовые катализаторы ориентированы на синтез длинноцепочечных углеводородов в низкотемпературном режиме, тогда как железные, благодаря своей активности в реакции паровой конверсии CO, позволяют перерабатывать синтез-газ с низким соотношением H₂/CO и применяются как в низко-, так и в высокотемпературных процессах для получения легких олефинов и оксигенатов [3-5].

Высокая экзотермичность реакции ФТ требует эффективного теплоотвода, что реализуется в реакторах различных типов [6]. Альтернативой реакторам с неподвижным слоем, страдающим от проблем перегрева и дезактивации катализатора, выступают аппараты с псевдооживленным слоем [7]. Последние обеспечивают высокую интенсивность теплообмена и возможность непрерывной циркуляции катализатора без остановки производства, однако их гидродинамика сложна для прогнозирования при масштабировании [7, 8]. Высокая стоимость пилотных исследований обуславливает необходимость применения методов вычислительной гидродинамики (Computational Fluid Dynamics, CFD) [9, 10].

Для моделирования двухфазных систем используются два основных подхода [11]. Метод дискретных элементов (Discrete Element Method, DEM) описывает движение каждой частицы индивидуально, что обеспечивает высокую точность, но ограничивает масштаб моделирования [10, 11]. Двухжидкостная модель (Two Fluid Method, TFM), рассматривающая обе фазы как взаимопроникающие континуумы, применима для более крупных аппаратов, но требует замыкающих соотношений (кинетическая теория гранулярного потока, KTGF), эмпирические параметры которых существенно влияют на результат [11, 12].

Возникает необходимость калибровки TFM-модели по более точным данным. В предыдущей работе ссылка была разработана и валидирована CFD-DEM модель псевдооживленного слоя катализатора. Целью настоящей работы является калибровка и верификация параметров CFD-TFM модели путем сопоставления с результатами CFD-DEM моделирования по гидравлическому сопротивлению слоя и поведению твердой фазы, что позволит в дальнейшем использовать выверенную модель для моделирования реакторов большего масштаба и учета химических реакций.

Экспериментальная часть

Объектом исследования является реактор с псевдооживленным слоем частиц катализатора и инертных частиц (и те, и другие частицы, а также их смесь, далее называются просто частицами), расположенных на распределительных решетках (рис. 1, В, С). Данный реактор был исследован нами ранее методом CFD-DEM в работе [10].

При этом моделировался не весь слой частиц, а лишь одна ячейка распределительной решетки ввиду

вычислительной сложности модели DEM [10]. В данной работе также проведено моделирование одной ячейки, но с использованием TFM. Все представленные результаты в данной работе и в работе [10] получены с помощью CFD-пакета ANSYS Fluent 2021R1.

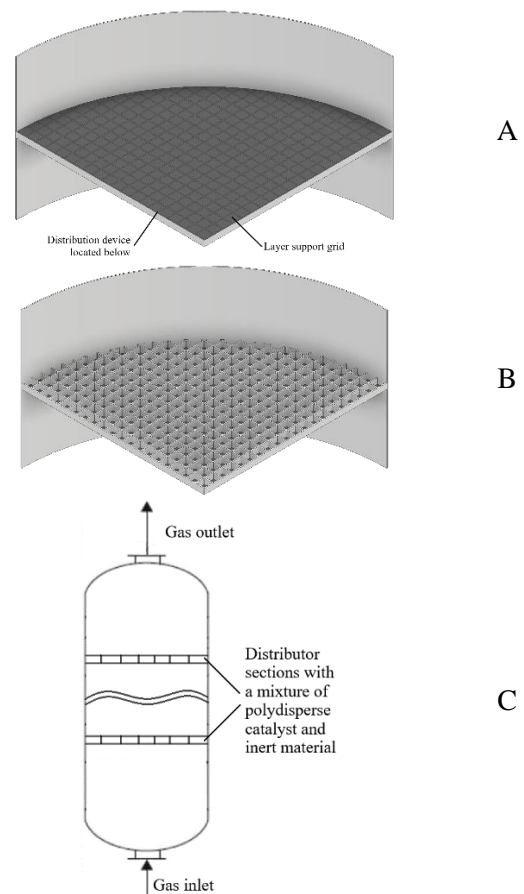


Рис. 1 – Схематическое представление секции реакционной зоны реактора [10]: А – конструкция из работы [10] (опорная решетка слоя имеет вид металлической сетки, размер отверстий которой меньше размера частиц); В – предлагаемая нами конструкция; С – схематичный общий вид реактора

Fig. 1 – Schematic representation of the reactor reaction zone section [10] (the bed support grid is a metal mesh with openings smaller than the particle size); В – our proposed design; С – schematic general view of the reactor

В двухжидкостной модели (TFM) обе фазы рассматриваются как взаимопроникающие континуумы, что подразумевает описание как газа, так и твердых частиц в рамках механики сплошных сред [13]. Движение фаз описывается уравнениями гидромеханики с соответствующими начальными и граничными условиями, которые формулируются для элементарного объема V, содержащего одновременно газовую и твердую фазы. Такой подход позволяет ввести осредненные по объему характеристики: порозность ϵ , определяемую как объемная доля газовой фазы, а также приведенные плотности и скорости каждой из фаз, усредненные по занимаемому ими объему:

$$\epsilon_i = \lim_{V \rightarrow 0} \frac{V_i}{V}, \quad (1)$$

$$\rho_i = \lim_{V \rightarrow 0} \frac{m_i}{V}, \quad (2)$$

$$\rho_i \vec{w}_i = \lim_{V \rightarrow 0} \frac{\vec{K}_i}{V}, \quad (3)$$

где индекс «*i*» представляет собой одну из фаз: газовую (далее «*g*») или твердую (далее «*s*»).

В основе механики кипящего слоя лежат законы сохранения массы и импульса, которые записываются для каждой фазы в отдельности [14, 15]:

$$\frac{\partial \varepsilon_s}{\partial t} + \nabla(\varepsilon_s \vec{w}_g) = 0, \quad (4)$$

$$-\frac{\partial \varepsilon_s}{\partial t} + \nabla((1 - \varepsilon_s) \vec{w}_g) = 0. \quad (5)$$

При записи уравнений (4) и (5) использовались допущения, что обмен массой между фазами отсутствует, плотность частиц и газа постоянна, т.е. среды несжимаемы.

Дифференциальные уравнения, используемые для описания изменения импульса фаз, записанные с учетом уравнений неразрывности и с допущением об отсутствии массообмена имеют вид [14, 15]:

$$\varepsilon \rho_g \left(\frac{\partial}{\partial t} + \vec{w}_g \nabla \right) \vec{w}_g = \nabla \sigma_g + \varepsilon \rho_{g,g} - \vec{F}, \quad (6)$$

$$(1 - \varepsilon) \rho_s \left(\frac{\partial}{\partial t} + \vec{w}_s \nabla \right) \vec{w}_s = \nabla \sigma_s + (1 - \varepsilon) \rho_{s,g} + \vec{F} \quad (7)$$

где σ – тензор напряжений; F – силы межфазного взаимодействия; g – ускорение силы тяжести. Система уравнений (5)-(7) представляет собой математическую основу механики псевдооживленного слоя в рамках эйлерово-эйлерова подхода. Большинство работ, посвященных моделированию псевдооживленного слоя с использованием ТФМ, опираются на данные уравнения с незначительными вариациями в форме записи [14, 15].

Следует отметить, что помимо искомым переменных (порозности ε и скорости фаз w), определяемых в ходе решения, неизвестными остаются тензоры напряжений в фазах и межфазное силовое взаимодействие. Таким образом, возникает необходимость замыкания системы уравнений гидромеханики, то есть выражения указанных величин через ε и w [14, 15]. Как отмечалось выше, для твердой фазы эта проблема решается в рамках кинетической теории гранулярного потока, которая вводит понятие гранулярной температуры и позволяет описать реологию «газа частиц».

Практическая реализация двухжидкостной модели, основанной на кинетической теории гранулярного потока, требует задания ряда эмпирических параметров, отсутствующих в DEM-постановке.

1. Гранулярная вязкость – коэффициент сдвиговой вязкости твердой фазы, характеризующий сопротивление сдвиговым деформациям в ансамбле частиц. Гранулярная вязкость рассчитывается как сумма двух вязкостей: коллизионная и кинетическая вязкость. Поскольку наш слой предполагается плотным, в качестве модели расчета вязкости использовали модель Гидасова [16]:

$$\mu_s = \frac{4}{5} \alpha_s \rho_s d_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2} + \frac{10 \rho_s d_s \sqrt{\Theta_s \pi}}{96 \alpha_s (1 + e_{ss}) g_{0,ss}} \left[1 + \frac{4}{5} g_{0,ss} \alpha_s (1 + e_{ss}) \right]^2, \quad (8)$$

где α_s – объемная доля твердой фазы; ρ_s – плотность материала частиц; d_s – диаметр частиц; e_{ss} – коэффициент восстановления при столкновении частиц; Θ_s – гранулярная температура (m^2/s^2), характеризующая кинетическую энергию флуктуационного движения частиц; $g_{0,ss}$ – радиальная функция распределения, описывающая вероятность столкновения частиц.

2. Объемная гранулярная вязкость – характеризует сопротивление твердой фазы равномерному сжатию и расширению; существенна в областях с высокой плотностью упаковки частиц. Рассчитывали моделью Луна [16]:

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \alpha_s^2 \rho_s d_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2}. \quad (9)$$

3. Давление твердой фазы – аналог кинетического давления в газе, возникающее за счет столкновений и флуктуационного движения частиц. Предотвращает нефизичное сжатие слоя выше предела упаковки. Рассчитывали моделью Луна [16]:

$$P_s = \alpha_s \rho_s \Theta_s + 2 \rho_s (1 + e_{ss}) \alpha_s^2 g_{0,ss} \Theta_s^2. \quad (10)$$

4. Гранулярная температура – скалярная величина, пропорциональная средней квадратичной флуктуационной скорости частиц. Аналог термодинамической температуры в кинетической теории газов, определяет интенсивность псевдотеплового движения частиц [16]:

$$\Theta_s = \frac{1}{3} u_{s,i} u_{s,i}, \quad (11)$$

где $u_{s,i}$ – флуктуационная составляющая скорости частицы твердой фазы s по направлению i (x, y, z).

5. Фрикционная вязкость – дополнительная составляющая вязкости, возникающая в режиме медленного сдвига при плотной упаковке, когда доминируют длительные фрикционные контакты между частицами. Рассчитывали моделью Шеффера [16]:

$$\mu_{s,fr} = \frac{P_{s,fr} \sin \varphi}{2 \sqrt{I_{2D}}}, \quad (12)$$

где $P_{s,fr}$ – фрикционное давление; φ – угол внутреннего трения; I_{2D} – второй инвариант тензора скоростей деформации (интенсивность сдвига в потоке).

6. Фрикционное давление – нормальное напряжение в твердой фазе, обусловленное трением при плотной упаковке; становится значимым при приближении объемной доли твердой фазы к пределу упаковки. Рассчитывали на основе KTGF [16]:

$$P_{fr} = Fr \frac{(\alpha_s - \alpha_{s,min})^n}{(\alpha_{s,max} - \alpha_s)^p}, \quad (13)$$

где $\alpha_{s,min}$ – фрикционный режим предел упаковки; $\alpha_{s,max}$ – предел упаковки; Fr, n, p – эмпирические коэффициенты.

7. Фрикционный предел упаковки – значение объемной доли твердой фазы, при превышении которого начинают доминировать фрикционные взаимодействия и активируются фрикционные модели.

8. Угол внутреннего трения – эмпирический параметр, характеризующий сопротивление сдвигу в плотном слое при фрикционном режиме; используется в

моделях фрикционного давления.

9. Предел упаковки – максимально достижимая объемная доля твердой фазы для данной системы частиц.

10. Функция радиального распределения – поправочный коэффициент, учитывающий увеличение вероятности столкновений частиц при повышении плотности упаковки; стремится к бесконечности при приближении к пределу упаковки [16].

$$g_{0,ss} = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}} \right)^{1/3} \right]^{-1}. \quad (14)$$

Также, по аналогии с CFD-DEM в нашей работе [10], в качестве коэффициента взаимодействия газ-частица была выбрана модель сопротивления Гидаспова [10].

Результаты и их обсуждение

В предыдущей работе [10] в рамках CFD-DEM исследования было определено, что оптимальная скорость газа для достижения кипящего режима псевдооживления при н.у. составила 3 м/с. График перепада давления и визуализация слоя частиц представлены на рис. 2 и рис. 3 соответственно.

На основе данных результатов подбирались параметры TFM. При подборе параметров ориентировались на:

1. среднее значение и флуктуации гидравлического сопротивления слоя частиц катализатора;
2. визуальное корректное (относительно CFD-DEM) поведение слоя частиц.

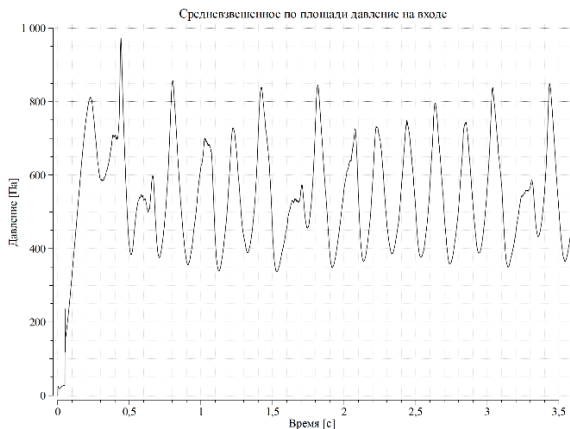


Рис. 2 – Зависимость средневзвешенного по площади давления на входе в моделируемую ячейку от времени процесса при скорости газа на входе 3 м/с [10]

Fig. 2 – Dependence of the area-weighted average pressure at the inlet of the simulated cell on the process time at a gas inlet velocity of 3 m/s [10]

На основе данных результатов подбирались параметры TFM. При подборе параметров ориентировались на:

1. среднее значение и флуктуации гидравлического сопротивления слоя частиц катализатора;
2. визуальное корректное (относительно CFD-DEM) поведение слоя частиц.

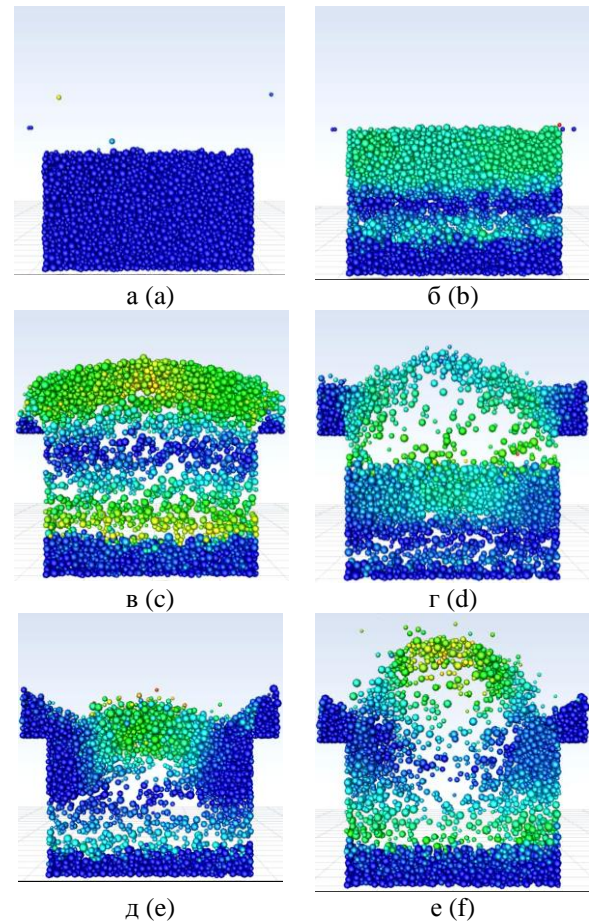


Рис. 3 – Визуализация решения в различных временных точках: а – 0 с; б – 0.15 с; в – 0.39 с; г – 0.45; д – 0.54 с; е – 0.57 с [10]

Fig. 3 – Visualization of the obtained solution at different time instants: а – 0 s; б – 0.15 s; в – 0.39 s; г – 0.45 s; д – 0.54 s; е – 0.57 s [10]

Среди эмпирических параметров, требуемых для замыкания TFM, только 4 параметра не могут быть рассчитаны встроенными в программу моделями и требуется их указать вручную.

1. Предел упаковки был получен из CFD-DEM путем уменьшения скорости газа значительно ниже минимальной скорости псевдооживления (<1м/с). Предел упаковки составил 0.63.

2. Фрикционный предел упаковки обычно на ~5% меньше предела упаковки и при моделировании был равен 0.6.

3. Угол внутреннего трения зависит от формы и диаметра частиц. Для сферических частиц диаметром 1.5-4 мм [10] применяют 28-32°. Выбрали среднее значение 30°.

4. Коэффициент восстановления при ударе зависит от упругости материала и в основном изменяется в диапазоне 0.80-0.95. Значение по умолчанию (0.90) использовалось как исходное при моделировании. В процессе расчета было установлено, что поведение слоя лучше описывается коэффициентом равным 0.89.

В результате моделирования с указанными параметрами было установлено, что весь слой частиц нефизично взлетает в ячейке при скорости газа равной 3 м/с. В ходе вычислительных опытов установили,

что это связано с неточным расчетом коэффициента сопротивления. Это связано с тем, что исходный CFD-DEM содержал частицы различного диаметра и явно учитывал межчастичное расстояние.

Поэтому приняли решение учесть в модели константу, уменьшающую рассчитанное сопротивление. Совпадение поведения слоя, а также его гидравлического сопротивления с CFD-DEM было достигнуто при значении константы 0.225 (т.е. при 22.5% от рассчитанного сопротивления частиц). Результаты моделирования (гидравлическое сопротивление и визуализация решения) представлены на рис.4 и рис. 5 соответственно.

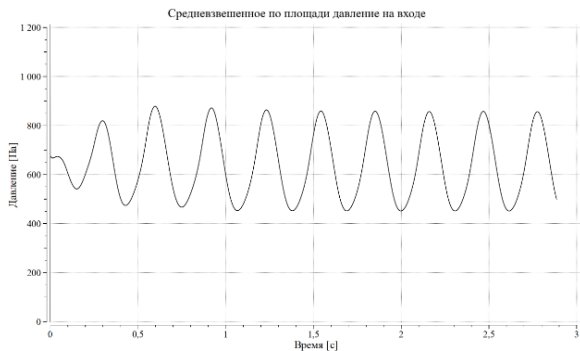


Рис. 4 – Зависимость средневзвешенного по площади давления на входе в моделируемую ячейку CFD-TFM от времени процесса при скорости газа на входе 3 м/с

Fig. 4 – Dependence of the area-weighted average pressure at the inlet of the simulated CFD-TFM cell on the process time at a gas inlet velocity of 3 m/s

По результатам расчета CFD-TFM видно, что график гидравлического сопротивления (рис. 4) в среднем на ~25 Па показывает большее значение, чем для CFD-DEM (рис. 2). Это может быть обусловлено неточными значениями эмпирических параметров замыкающих выражений и неточной константой при модели сопротивления. Отсутствие хаотичных флуктуаций давления объясняется тем, что TFM не учитывает полидисперсность катализатора, микроскопические пузыри и другие эффекты, разрешаемые только моделью DEM или более мелкой расчетной сеткой. Временные точки рис. 2 и рис. 5 не совпадают, поскольку период колебаний слоя в CFD-TFM меньше, чем в CFD-DEM. Это также связано с полидисперсностью катализатора.

С этим частично связаны наблюдаемые различия в визуализации решения моделей. Слой в CFD-TFM ведет себя более «вязко» чем слой в CFD-DEM, где частицы более свободно циркулируют в ячейке под действием газа. На это также оказывает влияние и замыкающие выражения, связанные с фрикционными составляющими (угол внутреннего трения, давление и вязкость), что говорит о необходимости выбора других моделей их расчета.

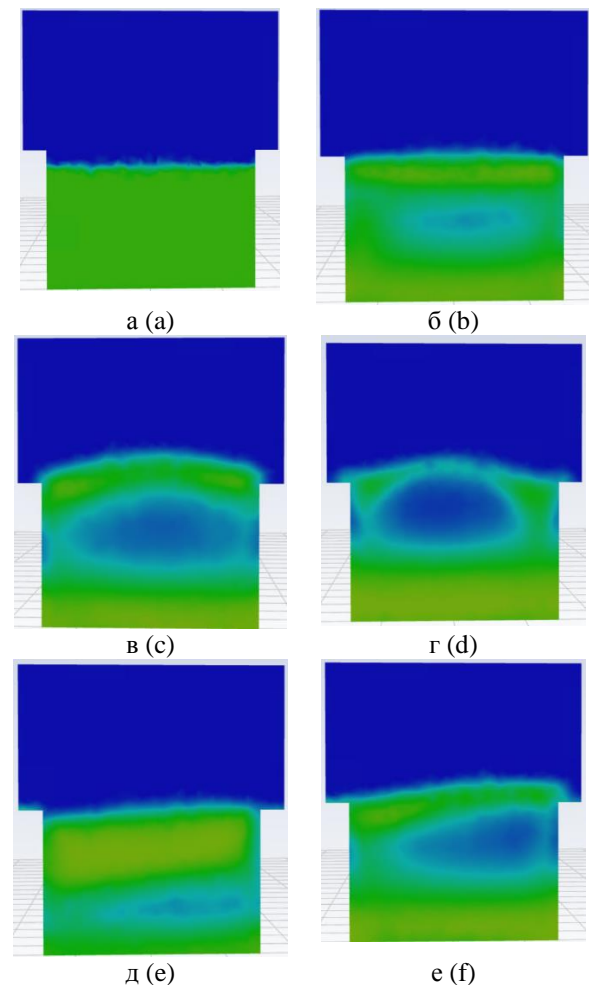


Рис. 5 – Визуализация решения CFD-TFM в различных временных точках: а – 0 с; б – 0.118 с; в – 0.306 с; г – 0.342 с; д – 0.470 с; е – 0.540 с
Fig. 5 – Visualization of the obtained CFD-TFM solution at different time instants: а – 0 s; б – 0.118 s; в – 0.306 s; г – 0.342 s; д – 0.470 s; е – 0.540 s

Выводы

В работе выполнена калибровка CFD-TFM модели псевдооживленного слоя катализатора Фишера-Тропша по данным CFD-DEM моделирования. Определены значения эмпирических параметров замыкающих соотношений: предел упаковки (0.63), фрикционный предел упаковки (0.6), угол внутреннего трения (30°) и коэффициент восстановления (0.89) для исследуемого слоя частиц катализатора. Для коррекции межфазного взаимодействия введена эмпирическая константа сопротивления 0.225 от модели Гидасова.

Сравнение с DEM показало завышение гидравлического сопротивления в TFM на ~25 Па и отсутствие флуктуаций давления, что обусловлено континуальным приближением и неучетом полидисперсности катализатора. Поведение твердой фазы в TFM характеризуется большей «вязкостью», указывая на необходимость оптимизации фрикционных моделей.

Несмотря на требуемые уточнения, TFM-модель обеспечивает приемлемую точность расчета гидравлического сопротивления и гидродинамики слоя. Основное преимущество – существенно меньшая вы-

числительная стоимость, что позволяет перейти к моделированию укрупненных элементов реактора и включению кинетики процесса Фишера-Тропша.

Работа выполнена в рамках государственного задания «Молекулярный дизайн катализаторов с применением искусственного интеллекта», соглашение № 075-00021-26-00 от 12.01.2026.

Литература

References

1. J.-Y. Jia, Y.-L. Shan, Y.-X. Tuo [et al.], Transactions of Tianjin University, **30** (2), 178-197 (2024).
2. H. Mahmoudi, M. Mahmoudi, O. Doustdar [et al.], Biofuels Engineering, **2** (1), 11-31 (2017).
3. K. Jeske, A.C. Kizilkaya, I. López-Luque [et al.], ACS Catalysis, **11** (8), 4784-4798 (2021).
4. A. Keunecke, M. Dossow, V. Dieterich [et al.], Frontiers in Energy Research, **12**, Article 1344179 (2024).
5. D.X. Martínez-Vargas, L. Sandoval-Rangel, O. Campuzano-Calderon [et al.], Industrial & Engineering Chemistry Research, **58** (35), 15872-15901 (2019).
6. R. Guettel, T. Turek, Chemical Engineering Science, **64** (5), 955-964 (2009).
7. N. Elbashir, L. Bani Nassr, E. Elmalik [et al.], Multiscale investigations leading to the design of a novel Fischer-Tropsch reactor for gas-to-liquid processes, in: Qatar Foundation Annual Research Forum, Hamad bin Khalifa University Press, Doha, Qatar, 2012.
8. J.G. Yates, P. Lettieri, Fluidized-Bed Reactors: Processes and Operating Conditions (Particle Technology Series, Vol. 26), Springer, Cham, 2016.
9. K.S. Kshetrimayum, I. Jung, J. Na [et al.], Industrial & Engineering Chemistry Research, **55** (3), 543-554 (2016).
10. N.V. Ulitin, K.A. Tereshchenko, I.S. Rodionov [et al.], Applied Sciences, **14** (12), Article 5009 (2024).
11. M. Založnik, M. Zadavec, Strojniški vestnik - Journal of Mechanical Engineering, **71** (9-10), 349-356 (2025).
12. P. Ostermeier, S. DeYoung, A. Vandersickel [et al.], Chemical Engineering Science, **196**, 291-309 (2019).
13. S. Mokhatab, W.A. Poe, J.Y. Mak, Raw Gas Transmission, in: Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, Elsevier, 2019, pp. 103-176.
14. J.H. Ferziger, M. Perić, Computational Methods for Fluid Dynamics, Springer, Berlin, 2002.
15. H. Khawaja, M. Moatamedi (Eds.), Multiphysics Modelling of Fluid-Particulate Systems, Academic Press, London, 2020.
16. ANSYS Fluent Theory Guide, Release 20.1, ANSYS, Inc., Canonsburg, USA, 2020.

© **И. С. Родионов** – ассистент, каф. общей химической технологии (ОХТ), Казанский национальный исследовательский технологический университет (КНИТУ), Казань, Россия, RodionovIS@corp.knrtu.ru; **Н. В. Улитин** – зав. каф., каф. ОХТ, КНИТУ, Казань, Россия, UlitinNV@corp.knrtu.ru; **К. А. Терешенко** – профессор, каф. ОХТ, КНИТУ, Казань, Россия, TereshchenkoKA@corp.knrtu.ru; **В. И. Анисимова** – доцент, каф. ОХТ, КНИТУ, Казань, Россия, AnisimovaVI@corp.knrtu.ru; **О. В. Стоянов** – и.о. зав. каф., каф. ТПМ, КНИТУ, Казань, Россия, StoyanovOV@corp.knrtu.ru; **Х. Э. Харлампи** – профессор, каф. ОХТ, КНИТУ, KharlampidiKhE@corp.knrtu.ru.

© **I. S. Rodionov** – Assistant, Department of General Chemical Technology (GCT), Kazan National Research Technological University (KNRTU), Kazan, Russia, RodionovIS@corp.knrtu.ru; **N. V. Ulitin** – Head of the GCT Department, KNRTU, Kazan, Russia, UlitinNV@corp.knrtu.ru; **K. A. Tereshchenko** – Professor, the GCT Department, KNRTU, Kazan, Russia, TereshchenkoKA@corp.knrtu.ru; **V. I. Anisimova** – Associate Professor, the GCT Department, KNRTU, Kazan, Russia, AnisimovaVI@corp.knrtu.ru; **O. V. Stoyanov** – Acting Head of the Department of Plastic Mass Technology, KNRTU, Kazan, Russia, StoyanovOV@corp.knrtu.ru; **Kh. E. Kharlampidi** is professor, Department of General Chemical Technology, KNRTU, KharlampidiKhE@corp.knrtu.ru.

Дата поступления рукописи в редакцию – 14.02.26.

Дата принятия рукописи в печать – 03.03.26.