

УДК 661:532.546

У.К. Жапбасбаев, Г.И. Рамазанова

Казахстанско-Британский технический университет, Казахстан, Алматы; E-mail: uzak.zh@mail.ru

Расчет распределения турбулентного течения в реакторах с радиальным подводом потока

Приводятся расчетные данные турбулентного потока в радиальных реакторах с неподвижным зернистым слоем. Расчет проводится с использованием RANS модели. Получены расчетные данные осредненных и турбулентных характеристик. Установлено, что поток в неподвижном зернистом слое вызывает генерацию кинетической энергии турбулентности и скорости ее диссипации. Оптимизационные расчеты позволили определить режимные параметры и конструктивные данные реактора для достижения равномерного распределения потока в неподвижном зернистом слое.

Ключевые слова: реактор, неподвижный зернистый слой, радиальный поток, RANS модель турбулентности.

U.K. Zhapbasbayev, G.I. Ramazanova

Calculation of the turbulent flow in the radial reactor

Calculation data of the turbulent flow in the radial reactors with a fixed granular layer are presented. The calculation is performed using RANS. Calculation data of the averaged and turbulent characteristics are obtained. It is found that flow in the fixed granular layer causes the generation of kinetic energy of turbulence and velocity dissipation. Optimization calculations make it possible to determine the operating parameters and structural data of the reactor to achieve uniform flow distribution in a fixed granular bed.

Key words: reactor, fixed granular layer, radial flow, RANS-model of turbulence.

Ұ.Қ. Жапбасбаев, Г.И. Рамазанова

Радиалды реакторлардағы турбуленттік ағыстың таралуын есептеу

Бұл мақалада жылжымайтын түйіршікті қабаты бар радиалды реакторлардағы турбуленттік ағысты есептеу нәтижелері берілген. Есептеулер RANS моделінің көмегімен жүргізіліп, орташаланған және турбуленттік шамалар бойынша нәтижелер алынды. Жылжымайтын түйіршікті қабаттағы ағыстың турбуленттік кинетикалық энергия мен оның диссипация жылдамдығын генерациялайтыны анықталды. Оптимизациялық есептеулер нәтижесі жылжымайтын түйіршікті қабаттағы ағыстың біртекті таралуын қамтамасыз ететін режимдік параметрлер мен реактордың құрылымдық деректерін анықтауға мүмкіндік берді.

Түйін сөздер: реактор, жылжымайтын түйіршікті қабат, радиалды ағыс, турбуленттік RANS моделі.

Введение

Реакторы с неподвижным зернистым слоем используются для широкого круга промышленных процессов. Радиальные реакторы с неподвижным зернистым слоем имеют

преимущество по сравнению с аксиальными реакторами за счет небольшого гидродинамического сопротивления [1]. Снижение сопротивления слоя и энергосбережение – основные факторы развития радиальных реакторов.

Параметры потока радиального реактора рассчитываются с помощью одномерного метода на основе уравнений законов сохранения массы, энергии и импульса [2]. Одномерный метод не позволяет описать пространственное распределение потока в каналах и неподвижном зернистом слое. Это показано экспериментально в [3] и подтверждено результатами расчетов [3, 4].

Расчеты распределения потоков в реакторах с неподвижным зернистым слоем требуют решения проблемы сопряжения потоков на границах раздела разнородных сред – жидкость–пористая среда [5, 6]. Известны работы по разработке макроскопических моделей и расчеты турбулентных потоков в каналах с пористой средой [7 - 11]. Вместе с тем, остается актуальной моделирование турбулентного потока в пористой среде со сложными геометрическими конфигурациями.

В радиальных реакторах происходит распределение потока в каналах и неподвижном зернистом слое (рис. 1). Исследования гидродинамики радиального реактора устанавливают неравномерности распределения потока [3, 4]. Причиной гидродинамических неравномерностей являются: 1) неоднородности упаковки слоя катализатора в объеме реактора; 2) свойства распределения потоков в подводящих и отводящих каналах.

В настоящей работе рассматривается турбулентный поток в двух конфигурациях радиального реактора (рис. 1). Турбулентный поток в каналах изучается на основе RANS - модели. Течение в слое катализатора описывается уравнением движения с законом сопротивления Эргана и макроскопической $(k - \varepsilon)$ - модели турбулентности [9, 10].

Математическая постановка

На рис. 1 схематически представлены физические конфигурации потока в радиальном реакторе с неподвижным слоем катализатора. Поток в конфигурации CF- π подводится по центральной трубе, перетекает через слой катализатора, и отводится по кольцевому каналу (рис. 1, а). Поток в конфигурации CP- π подводится по кольцевому каналу, перетекает через слой катализатора, и отводится по центральной трубе (рис. 1, б). Поток в кольцевом канале, центральной трубе и неподвижном зернистом слое является турбулентным. Физические свойства жидкости и слоя катализатора считаются постоянными.

Турбулентный поток в кольцевом канале и центральной трубе описывается рейнольдсовыми уравнениями. Рейнольдсовы напряжения можно представить в виде:

$$-\rho \overline{u_i u_j} = \rho \nu_t \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \delta_{ij} \rho k \quad (1)$$

где $-\rho \overline{u_i u_j}$ – рейнольдсовы напряжения, Па; ρ – плотность жидкости, кг/м³; ν_t – вихревая вязкость, м²/с; δ_{ij} – символ Кронекера ($\delta_{ij} = 1$, если $i = j$ и $\delta_{ij} = 0$, если $i \neq j$); $k = (1/2) \overline{u_i^2}$ – кинетическая энергия турбулентности, м²/с².

В цилиндрической системе координат система уравнений движения и неразрывности несжимаемой жидкости имеет вид:

$$\frac{\partial U_z^2}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial r U_z U_r}{\partial r} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial z} + 2 \frac{\partial}{\partial z} \left(\nu_\varepsilon \frac{\partial U_z}{\partial z} \right) - \frac{2}{3} \frac{\partial}{\partial z} \left(\nu_\varepsilon \operatorname{div} \vec{U} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[\nu_\varepsilon r \left(\frac{\partial U_z}{\partial r} + \frac{\partial U_r}{\partial z} \right) \right] \quad (2)$$

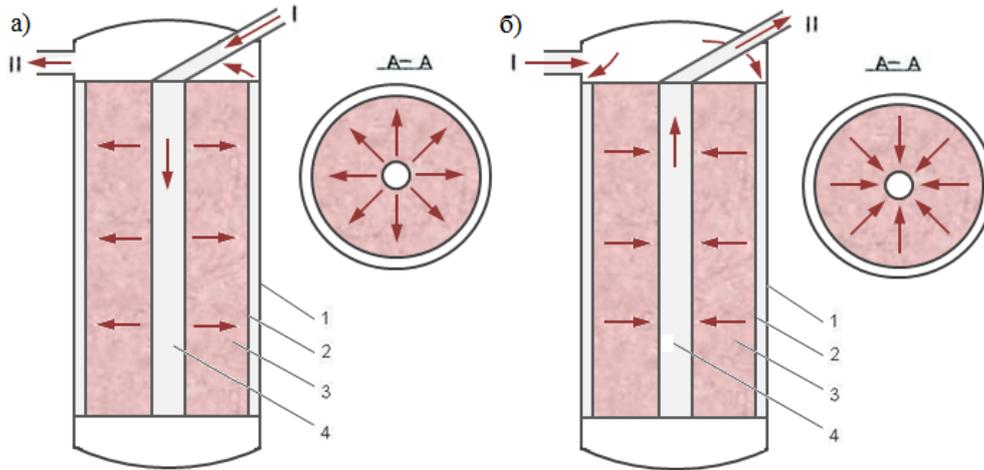


Рисунок 1. Схема радиального реактора конфигураций CF-π(а) и CP-π(б): 1 – корпус реактора; 2 – кольцевой канал; 3 – слой катализатора; 4 – центральная труба

$$\frac{\partial U_z U_r}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial r U_r^2}{\partial r} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial r} + \frac{2}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(\nu_\varepsilon r \frac{\partial U_r}{\partial r} \right) - \frac{2}{3} \frac{\partial}{\partial r} \left(\nu_\varepsilon \operatorname{div} \vec{U} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left[\nu_\varepsilon \left(\frac{\partial U_z}{\partial r} + \frac{\partial U_r}{\partial z} \right) \right] - \frac{2 U_r}{r^2} \nu_\varepsilon \quad (3)$$

$$\frac{\partial U_z}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial U_r r}{\partial r} = 0, \quad (4)$$

где z, r – цилиндрические координаты, м; U_z, U_r – компоненты скорости, м/с; P – давление, Па; $\nu_\varepsilon = (\nu + \nu_t)$, ν – кинематическая вязкость, м²/с.

Вихревая вязкость ν_t является функцией k и скорости ее диссипации ε :

$$\nu_t = C_\mu f_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}, \quad (5)$$

где C_μ – безразмерная постоянная; f_μ – пристеночная функция.

Транспортные уравнения для k и ε можно записать [12]:

$$\frac{\partial}{\partial z} (U_z k) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r U_r k) = P_k + \frac{\partial}{\partial z} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial z} \right] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial r} \right] - \varepsilon \quad (6)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial z} (U_z \varepsilon) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r U_r \varepsilon) = \\ = C_{\varepsilon 1} f_1 \frac{\varepsilon}{k} P_k + \frac{\partial}{\partial z} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial z} \right] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial r} \right] - C_{\varepsilon 2} f_2 \frac{\varepsilon^2}{k} \end{aligned} \quad (7)$$

где $P_k \left(= -\overline{u_i u_j} \frac{\partial U_i}{\partial x_j} \right)$ определяет генерацию k ; f_1 и f_2 – пристеночные функции; $C_{\varepsilon 1}$, $C_{\varepsilon 2}$, σ_k и σ_ε – безразмерные константы. Пристеночные функции имеют вид [12]

$$f_\mu = \exp \left[\frac{-3,4}{(1 + R_T/50)^2} \right], f_1 = 1, f_2 = 1 - 0,3 \exp(-R_T^2), R_T = k^2/\nu\varepsilon \quad (8)$$

Безразмерные постоянные принимают стандартные значения: $C_\mu = 0,09$, $\sigma_k = 1$, $\sigma_\varepsilon = 1,3$, $C_{\varepsilon 1} = 1,44$, $C_{\varepsilon 2} = 1,92$.

В неподвижном зернистом слое для описания потока используются макроскопические переменные, определенные по локальному объему пористой среды [6, 13]. Уравнения движения с законом сопротивления Эргана в макроскопических переменных используются для описания потока в слое катализатора. В макроскопических переменных уравнения непрерывности и движения в слое катализатора можно записать как:

$$\frac{\partial U_z}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial U_r r}{\partial r} = 0 \quad (9)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial U_z^2}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial r U_z U_r}{\partial r} = & -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial z} + 2 \frac{\partial}{\partial z} \left(\nu_\varepsilon \frac{\partial U_z}{\partial z} \right) - \frac{2}{3} \frac{\partial}{\partial z} \left(\nu_\varepsilon \operatorname{div} \vec{U} \right) + \\ & + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[\nu_\varepsilon r \left(\frac{\partial U_z}{\partial r} + \frac{\partial U_r}{\partial z} \right) \right] - \left(\xi_1 + \xi_2 \sqrt{U_z^2 + U_r^2} \right) U_z \end{aligned} \quad (10)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial U_z U_r}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial r U_r^2}{\partial r} = & -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial r} + \frac{2}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(\nu_\varepsilon r \frac{\partial U_r}{\partial r} \right) - \frac{2}{3} \frac{\partial}{\partial r} \left(\nu_\varepsilon \operatorname{div} \vec{U} \right) + \\ & + \frac{\partial}{\partial z} \left[\nu_\varepsilon \left(\frac{\partial U_z}{\partial r} + \frac{\partial U_r}{\partial z} \right) \right] - \frac{2 U_r}{r^2} \nu_\varepsilon - \left(\xi_1 + \xi_2 \sqrt{U_z^2 + U_r^2} \right) U_r, \end{aligned} \quad (11)$$

где ϕ – пористость слоя; $\xi_1 = 150\nu(1-\phi)^2/(\phi^3 d_k^2)$ и $\xi_2 = 1,75(1-\phi)/(\phi^3 d_k)$ – параметры Эргана; d_k – диаметр зерна слоя катализатора, м. Параметры Эргана в уравнениях (10) и (11) определяют сопротивления слоя катализатора. Уравнения (10), (11) принимают вид Рейнольдсовых уравнений (3) и (4) при $\phi \rightarrow 1$.

Макроскопическую $(k - \varepsilon)$ -модель турбулентности [9,10] в переменных, осредненных по локальному объему слоя катализатора, можно записать в виде:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial z} (U_z k) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r U_r k) = \\ = P_k + \frac{\partial}{\partial z} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial z} \right] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial r} \right] + G_k - \varepsilon \end{aligned} \quad (12)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial z} (U_z \varepsilon) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r U_r \varepsilon) = \\ = C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} P_k + \frac{\partial}{\partial z} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial z} \right] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial r} \right] + C_{\varepsilon 2} \left(G_\varepsilon - \frac{\varepsilon^2}{k} \right) \end{aligned} \quad (13)$$

где G_k , G_ε определяют генерацию соответственно k , ε в слое катализатора. Расчеты и эксперименты [11] показали, что для неподвижного зернистого слоя выражения G_k , G_ε можно взять в виде: $G_k = 39\phi^2(1-\phi)^{5/2}(U_j U_j)^{3/2}/d_k$, $G_\varepsilon = 411\phi^{5/2}(1-\phi)^4(U_j U_j)^2/d_k^2$. Выражения G_k и G_ε зависят от пористости (проницаемости) слоя и при $\phi \rightarrow 1$ стремятся к нулю. Тогда (12), (13) переходят к транспортным уравнениям кинетической энергии k и скорости ее диссипации ε потока в кольцевом канале и центральной трубе.

Граничные условия

В конфигурациях СФ- π и СР- π радиального реактора уравнения (2)–(13) описывают течения в кольцевом канале, центральной трубе и слое катализатора. Граничные

условия для уравнений (2) – (13) задаются на входе, выходе потока и непроницаемых стенках кольцевого канала, центральной трубы и слоя катализатора.

На входном сечении потока граничные условия имеют вид:

$$U_z = U_0(r), \quad U_r = 0, \quad k = k_0(r), \quad \varepsilon = \varepsilon_0(r). \quad (14)$$

Граничные условия на непроницаемых стенках кольцевого канала и центральной трубы определяются стандартной формой функции стенки [14]. Логарифмический профиль скорости вблизи стенки в безразмерных переменных можно записать в форме [14]:

$$U_p = u_\tau \left(\frac{1}{\kappa} \ln y_p^* + B \right), \quad \text{где } y_p^* \equiv \frac{y_p u_\tau}{\nu}, \quad B = 5,5 \text{ и } \kappa = 0,41 - \text{константа Кармана, } u_\tau - \text{динамическая скорость на стенке.}$$

Вблизи стенки также имеет место [14] $u_\tau \equiv C_\mu^{1/4} k_p^{1/2}$ (k_p – величина кинетической энергии турбулентности вблизи стенки), для скорости диссипации кинетической энергии турбулентности $\varepsilon_p = C_\mu^{0,75} k_p^{1,5} / \kappa y_p$.

На торцевой стенке кольцевого канала и центральной трубы ставятся условия прилипания для скорости, кинетической энергии турбулентности и скорости ее диссипации.

На оси центральной трубы ставятся условия симметричности:

$$\frac{\partial U_z}{\partial r} = 0, \quad U_r = 0, \quad \frac{\partial k}{\partial r} = \frac{\partial \varepsilon}{\partial r} = 0 \quad (15)$$

на выходном сечении потока – условия:

$$\frac{\partial U_z}{\partial z} = 0, \quad U_r = 0, \quad \frac{\partial k}{\partial z} = \frac{\partial \varepsilon}{\partial z} = 0. \quad (16)$$

Граничные условия для скорости, кинетической энергии турбулентности и скорости ее диссипации на непроницаемых стенках слоя катализатора определяются стандартной формой функции стенки [11, 14].

На проницаемых границах раздела жидкость–слой катализатора ставятся условия сопряжения в виде классических условий непрерывности параметров потока [6, 15].

Уравнения (9) – (13) при $\phi \rightarrow 1$ переходят в уравнения движения в свободной части реактора (2) – (7). Такая единая форма записи уравнений движения позволяет построить численное решение с удовлетворением условий сопряжения на границах раздела сред. Пористость слоя катализатора равна $\phi = 0,35$, а в кольцевом канале и центральной трубе – $\phi = 1$.

Численное решение

Численное решение системы уравнений движения (2) – (4) и (9) – (11) можно построить методом переменных вихрь скорости и функция тока [16 – 18].

Расчетная область состоит из центральной трубы, кольцевого канала и слоя катализатора. Вследствие симметрии потока относительно оси центральной трубы рассматривается только половина расчетной области. Расчеты проведены на разностной сетке с размером 525x180. Шаги контрольной ячейки в радиальном направлении изменяются от 0,0125 до 0,0245, а в продольном направлении – от 0.01 до 0.02. Шаги контрольной ячейки сгущаются вблизи границ раздела сред и непроницаемых стенок кольцевого канала и

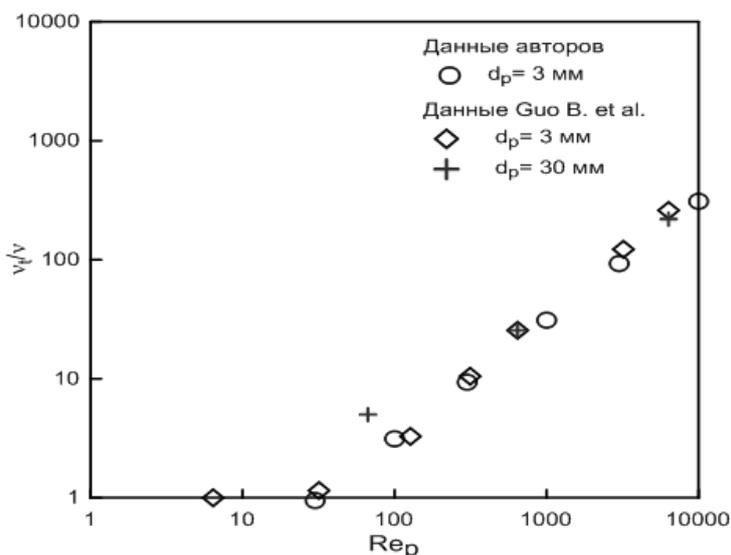


Рисунок 2. Расчетные данные эффективной вязкости от числа Рейнольдса Re_p

центральной трубы. Разностный аналог уравнения вихря скорости рассчитывается методом стабилизирующей поправки [18, 19], разностный аналог уравнения функции тока – методом верхней релаксации [17]. Вблизи непроницаемой стенки кольцевого канала и центральной трубы значения вихря вычисляются стандартной формой функции стенки [14]. На торцевых стенках кольцевого канала и центральной трубы, где ставятся условия прилипания, используется условие Тома [17].

Разностные уравнения кинетической энергии турбулентности и скорости ее диссипации были получены методом контрольного объема, и рассчитаны методом Гаусса–Зейделя [16].

Тестовые расчеты

Верификация модели и метода расчета осуществляется на базе известных расчетных и экспериментальных исследований [4, 11]. В работе [11] получены результаты экспериментов и расчетов турбулентного потока в трубе с неподвижным зернистым слоем. Пористость неподвижного зернистого слоя считается постоянной. Граничные условия вблизи стенки трубы определяются стандартной формой функции стенки [11, 14].

На рис. 2 показаны расчетные данные отношения эффективной вязкости к вязкости жидкости в зависимости от числа Рейнольдса, которое найдено по диаметру зерна неподвижного слоя ($Re_p = U_0 d_p / \nu$).

Здесь же представлены расчетные данные [11]. Как видно из рисунка 2, расчетные данные отношения эффективной вязкости к вязкости жидкости находятся в согласии с результатами исследования [11].

Во второй тестовой задаче проводятся расчеты потоков в конфигурациях радиального реактора для сравнения с данными [4]. Расчеты проводились в соответствии с геометрическими размерами конфигурации CF- π и CP- π радиального реактора и режимными параметрами потоков, изученных в работе [4].

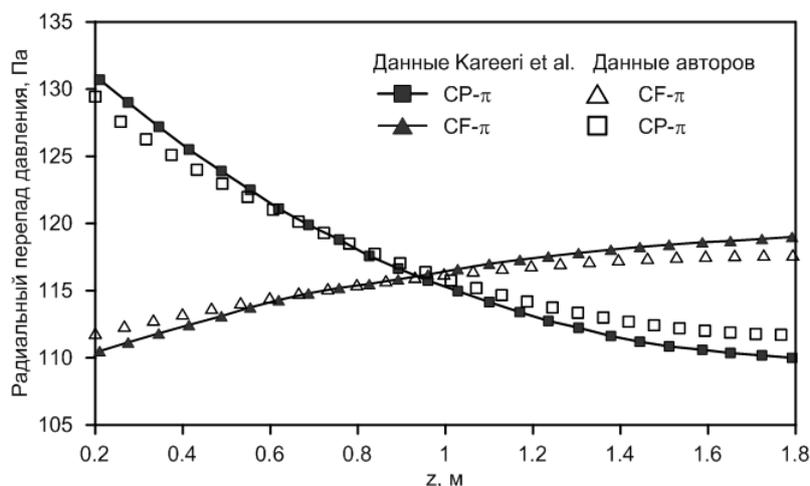


Рисунок 3. Расчетные данные перепада давления по радиусу в зависимости от длины неподвижного зернистого слоя SF- π и CP- π конфигураций радиального реактора

Расчетные данные перепада давления по толщине в конфигурации SF- π повышаются от 110,5 до 118,5 Па по длине неподвижного зернистого слоя (рис. 3). Расчетные данные перепада давления по толщине в конфигурации CP- π снижаются от 132,5 до 110,5 Па по длине неподвижного зернистого слоя (рис. 3). Перепады давления по толщине в конфигурации SF- π показывают более равномерное распределение потока в слое катализатора, чем в конфигурации CP- π . Расчетные данные перепада давления по толщине в разных сечениях неподвижного слоя конфигурации SF- π и CP- π радиального реактора находятся в удовлетворительном согласии с результатами [4].

Тестовые расчеты показывают, что модель турбулентного потока и численный метод решения можно использовать для исследования гидродинамики радиального реактора.

Анализ результатов

Расчеты распределения потока проведены для конфигураций SF- π и CP- π радиального реактора. Рис. 4 показывает расчетные данные поля вектора скорости в конфигурациях SF- π (см. рис. 4, а) и CP- π (см. рис. 4, б). Расчетные данные получены при следующих значениях среднерасходной скорости в центральной трубе и параметрах слоя катализатора: $U_0=1,87$ м/с; $3,74$ м/с; $\nu=0,33 \cdot 10^{-5}$ м²/с, $dk=0,0017$ м, $\phi=0,35$. Длина и толщина слоя катализатора $L=5,05$ м, $H=0,89$ м. Число Рейнольдса ($Re = U_0 d_1 / \nu$) вычисляется по среднерасходной скорости и диаметру центральной трубы $d_1 = 0,5$ м. Расчеты проведены при числах Рейнольдса от 83 250 до 566 500.

В конфигурации SF- π радиального реактора поток распределяется в центральной трубе, перетекает через слой катализатора, и вытекает через кольцевой канал (рис. 4, а). Величина продольной скорости уменьшается по длине центральной трубы из-за перетока жидкости через слой катализатора (рис. 4, а).

Распределение потока в центральной трубе определяется действием силы инерции, давления и сопротивления неподвижного зернистого слоя. На входной части слоя катализатора скорость перетока возрастает от 0,042 до 0,049 м/с, т.е. имеет место неравномерное распределение потока. По толщине слоя катализатора скорость перетока снижа-

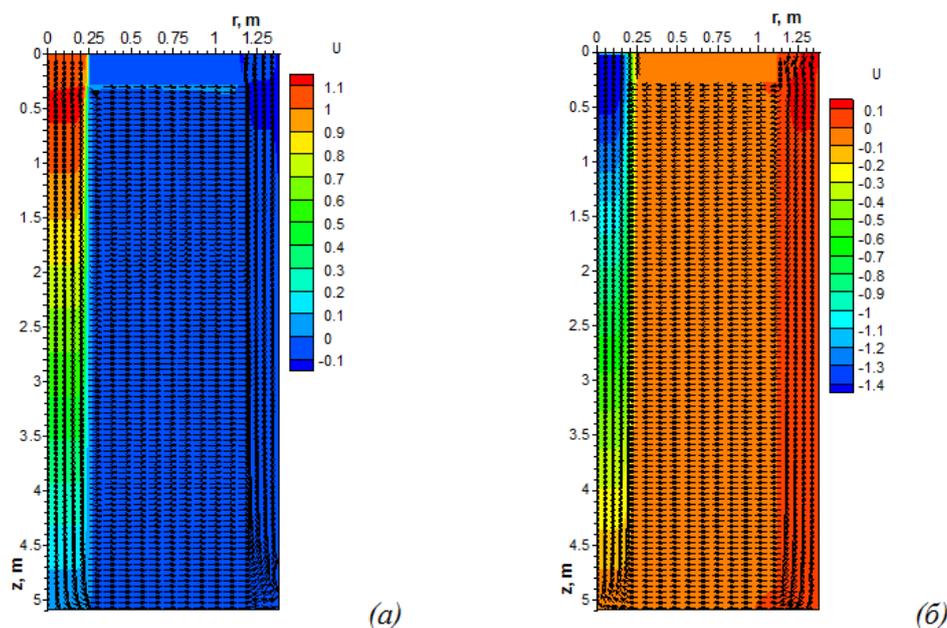


Рисунок 4. Поле вектора скорости в расчетной области:
 а – при конфигурации СФ- π ; б – при конфигурации СР- π ; $Re = 283\ 250$

ется из-за роста радиальной координаты, и на выходе слоя катализатора она изменяется от 0,0095 до 0,0111 м/с. В кольцевом канале происходит ускорение потока по мере перетока жидкости через слой катализатора (см. рис. 4, а).

В конфигурации СР- π поток распределяется в кольцевом канале, перетекает через слой катализатора и вытекает через центральную трубу (см. рис. 4, б). Площадь кольцевого канала в 10,12 раз больше площади центральной трубы и величина среднерасходной скорости в кольцевом канале меньше на такую же величину. Поэтому в кольцевом канале при одном и том же $Re=283250$ сила инерции (кинетической энергии) будет существенно меньше. Скорость перетока снижается во входной части слоя катализатора от 0,0119 до 0,0092 м/с. По толщине слоя катализатора скорость перетока возрастает из-за уменьшения радиальной координаты, и на выходе слоя катализатора она изменяется от 0,0575 до 0,0444 м/с.

Расчетные данные вектора скорости показывают детальную структуру потока в зависимости от режимных параметров (числа Рейнольдса, конструктивные данные каналов и слоя катализатора). Если в СФ- π конфигурации скорость перетока больше в конечной части слоя катализатора, то в СР- π конфигурации, наоборот, радиальная скорость перетока больше в начальной части слоя катализатора. Это можно объяснить соотношением силы инерции, давления и гидродинамического сопротивления потока в каналах и слоя катализатора в конфигурациях СФ- π и СР- π радиального реактора. Данные расчета находятся в согласии с результатами расчетов [4].

На рис. 5 приведены распределения изолиний кинетической энергии турбулентности k в конфигурации СФ- π и СР- π радиального реактора. В центральной трубе конфигурации СФ- π поле k определяется переносом, генерацией ее величины из осредненного движения и скоростью диссипации. Сильное изменение k имеет место во входной ча-

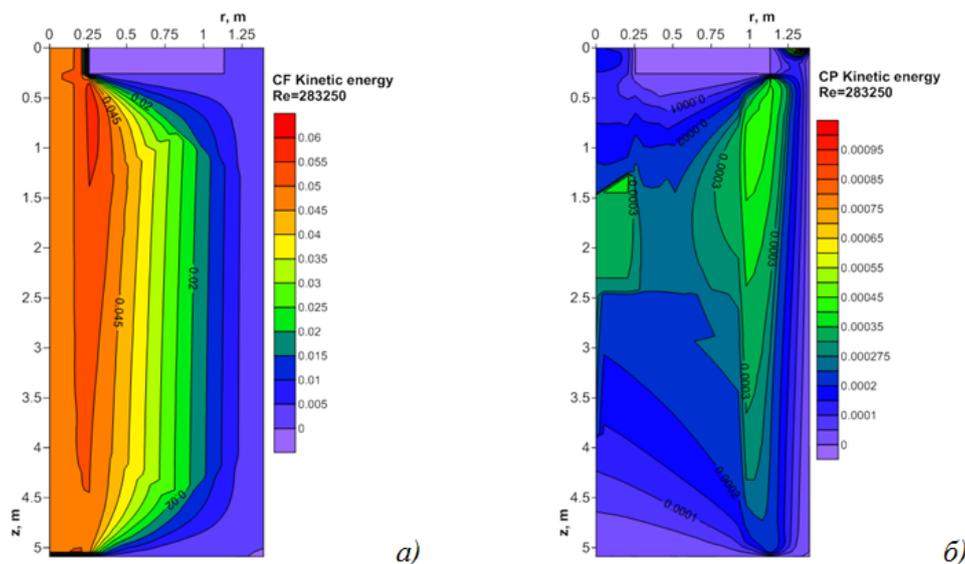


Рисунок 5. Поле кинетической энергии турбулентности в расчетной области:
 а – конфигурация CF- π ; б – конфигурация CP- π ; Re = 283 250

сти слоя катализатора (рис. 5, а). Это объясняется тем, что на границе раздела сред (центральная труба/слой катализатора) происходит генерация кинетической энергии турбулентности. Генерация k в пористой среде определяется выражением [9, 10]:

$$G_k = 39\phi^2 (1 - \phi)^{5/2} (U_j U_j)^{3/2} / d_k \quad (17)$$

и зависит от распределения скорости и характеристик слоя катализатора. Скорость потока жидкости в слое катализатора уменьшается с ростом радиальной координаты. Как видно из рис. 5, а, расчетные данные k также начинает снижаться по толщине слоя катализатора с ростом радиальной координаты. В кольцевом канале происходит дальнейшее уменьшение величины k (см. рис. 5, а).

Таким образом, в слое катализатора CF- π конфигурации радиального реактора имеют место высокие значения k , порожденные взаимодействием потока жидкости с пористой средой.

Распределение кинетической энергии турбулентности в конфигурации CP- π радиального реактора приведено на рис. 5, б. Как отмечалось, в кольцевом канале скорости осредненного движения значительно ниже. Это оказывает влияние на поле кинетической энергии турбулентности k . На границе раздела сред (кольцевой канал–пористая среда) происходит генерация k , которая является определяющим в распределении этой величины в слое катализатора и центральной трубе (рис. 5, б).

Сравнивая расчетные данные изолинии k в CF- π и CP- π конфигурациях радиального реактора, можно отметить высокие значения кинетической энергии турбулентности в CF- π конфигурации. Это объясняется влиянием осредненного движения в подводящем коллекторе и генерацией k в слое катализатора CF- π конфигурации реактора.

На рис. 6 приведены расчетные данные скорости диссипации кинетической энергии турбулентности ϵ в CF- π и CP- π конфигурациях радиального реактора. Как видно

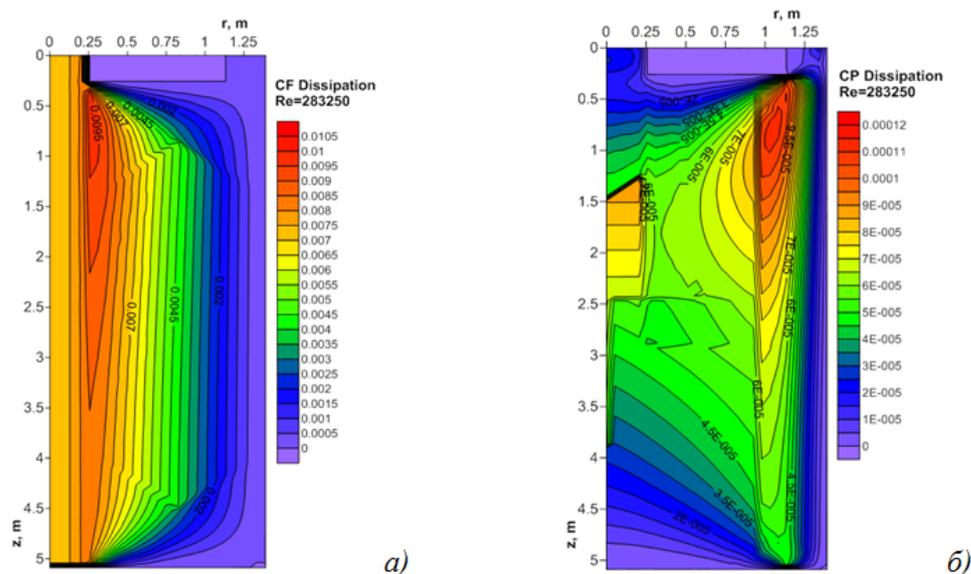


Рисунок 6. Поле скорости диссипации кинетической энергии турбулентности в расчетной области: *a* – конфигурация CF- π ; *б* – конфигурация CP- π ; $Re = 283\ 250$

из рисунка 6, изолинии скорости диссипации кинетической энергии турбулентности ϵ подобны изолиниям k . Причем в слое катализатора CF- π конфигурации величины ϵ намного превосходят их значения в CP- π конфигурации радиального реактора.

Расчетные данные показывают, что в соответствии с выражением $G_\epsilon = 411\phi^{5/2}(1-\phi)^4(U_j U_j)^2/d_k$ генерации скорости диссипации кинетической энергии турбулентности [9, 10] высокие значения ϵ наблюдаются в слое катализатора.

Поле вихревой вязкости, найденное по $(k-\epsilon)$ -модели турбулентности, представлено на рис. 7. В случае CF- π конфигурации поле вихревой вязкости имеет высокие значения по сравнению с таковыми CP- π конфигурацией. Следует отметить, что в большей части обеих конфигураций по высоте слоя катализатора вихревая вязкость имеет одинаковые значения (рис. см. 7).

Рост числа Рейнольдса ($Re=566\ 500$) вызывает повышение гидродинамической неравномерности потока в слое катализатора. В CF- π конфигурации распределение потока приводит к возрастанию радиальной скорости перетока от 0,0818 до 0,0987 м/с, т.е. степень неравномерности потока ($n = v_{\max}/v_{\min}$) по высоте слое катализатора составляет $n=1,207$, а в CP- π конфигурации степень неравномерности потока повышается до $n=1,53$.

Таким образом, с ростом числа Рейнольдса ($Re=566\ 500$) гидродинамическая неравномерность потока по высоте слоя катализатора CP- π конфигурации заметно больше по сравнению с конфигурацией радиального реактора CF- π . Это объясняется ростом неравномерности перепада давления через слой катализатора и вызвано распределением потоков в центральной трубе и кольцевом канале.

Заключение

Приводятся результаты численных расчетов турбулентного потока в двух конфигу-

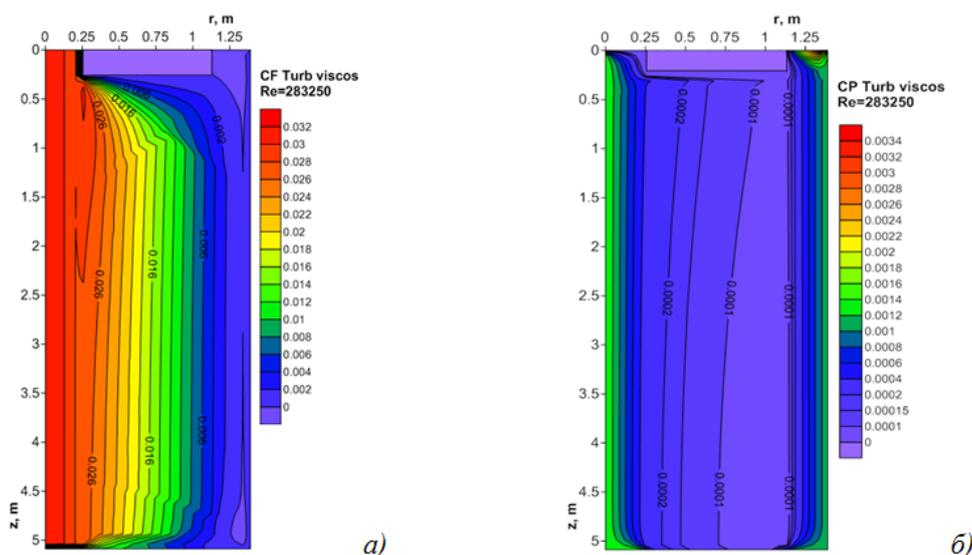


Рисунок 7. Поле вихревой вязкости в расчетной области:
 а – конфигурация CF- π ; б – конфигурация CP- π ; $Re = 283\ 250$

рациях радиального реактора CF- π и CP- π . На границах раздела свободная часть–слой катализатора были использованы условия непрерывности компонентов вектора скорости, давления, кинетической энергии турбулентности и скорости ее диссипации.

Расчетные данные осредненных и турбулентных характеристик потока получены при различных значениях числа Рейнольдса. Поля вектора скорости, кинетической энергии турбулентности, скорости ее диссипации и вихревой вязкости определяют детальную структуру потока в центральной трубе, слое катализатора и кольцевом канале. Расчетные данные турбулентных характеристик показывают генерацию кинетической энергии турбулентности и скорости ее диссипации в слое катализатора. В CP- π конфигурации распределение потока по высоте слоя катализатора происходит неравномерно по сравнению с таковыми CF- π конфигурации радиального реактора. Это объясняется ростом неравномерности перепада давления через слой катализатора и вызвано распределением потоков в центральной трубе и кольцевом канале.

Литература

- [1] *Кирьянов Д.И., Смоликов М.Д., Паиков В.В., Проскура А.Г., Затолокина Е.В., Удрас И.Е., Белый А.С.* Современное состояние процесса каталитического риформинга бензиновых фракций. Опыт производства и промышленной эксплуатации катализаторов риформинга серии ПР // Российский химический журнал. – 2007. – Т. LI, №4. – С. 60–68.
- [2] *Genkin V.S., Dil'man V.V., Sergeev S.P.* The distribution of a gas stream over the height of a catalyst bed in a radial contact apparatus // Int. Chem. Eng. – 1973. – V.13. – P. 24-28.

- [3] Bolton G. T., Hooper C. W., Mann R., Stitt E. H. Flow Distribution and Velocity Measurement in a Radial Flow Fixed Bed Reactor Using Electrical Resistance Tomography // Chem. Eng. Science. – 2004. – V.59. – P. 1989-1997.
- [4] Kareeri A., Zughbi H. D., Al-Ali H. H. Simulation of Flow in a Radial Flow Fixed Bed Reactor (RFBR) // Ind. Eng. Chem. Res. – 2006. – V. 45. – P. 2862-2874.
- [5] Ochoa-Tapia J.A., Whitaker S. Momentum transfer at the boundary between a porous medium and a homogeneous fluid I: theoretical development // Int. J. Heat and Mass Transfer. – 1995. – V.38. – P. 2635–2646.
- [6] Chan H.C., Huang W.C., Leu J.M., Lai C.J. Macroscopic modeling of turbulent flow over a porous medium // Int. J. Heat and Fluid Flow. – 2007. – V. 28. – P. 1157–1166.
- [7] Pedras M.H.J., de Lemos M.J.S. Macroscopic turbulence modeling for incompressible flow through undeformable porous media // Int. J. Heat and Mass Transfer. – 2001. – V. 44, №6. – P. 1081–1093.
- [8] De Lemos M. S. J. Turbulence in Porous Media: Modeling and Applications. – Amsterdam : Elsevier, 2012. – 371 p.
- [9] Nakayama A. and Kuwahara F. A Macroscopic Turbulence Model for Flow in a Porous Medium // ASME J. Fluids Eng. – 1999. – V. 121. – P. 427–433.
- [10] Nakayama A., Kuwahara F. A general macroscopic turbulence model for flows in packed beds, channels, pipes and rod bundles // ASME J. Fluids Eng. – 2008. – V.130. – P.1–7.
- [11] Guo B., Yu A., Wright B. and Zulli P. Simulation of Turbulent Flow in a Packed Bed // Chem. Eng. Technol. – 2006. – V. 29. – P. 596–603.
- [12] Launder B.E., Sharma B.I. Application of the energy dissipation model of turbulence to the calculation of flow near a spinning disk // Lett. Heat Mass Transfer. – 1974. – V.3. – P. 269–289.
- [13] Slattaery J.C. Advanced Transport Phenomena. Cambridge: Cambridge University Press, 1999. – 709 p.
- [14] Pope S.P. Turbulent Flows. Cambridge: Cambridge University Press, 2005. – 771p.
- [15] Бэтчелор Дж. Введение в динамику жидкости. Пер. с англ. – М.: Мир, 1973. – 778с.
- [16] Госмен А.Д., Пан В.И., Ранчел А.К., Сполдинг Д.В., Вольфштейн М. Численные методы течений вязкой жидкости. Пер. с англ. – М.: Мир, 1972. – 320 с.
- [17] Роуч П. Вычислительная гидродинамика. Пер. с англ. – М.: Мир, 1980. – 616 с.
- [18] Kuznetsov G.V., Sheremet M.A. Numerical simulation of turbulent natural convection in a rectangular enclosure having finite thickness walls // Int. J. Heat and Mass Transfer. – 2010. – V.53 – P. 163–177.
- [19] Самарский А.А. Теория разностных схем. – М.: Наука, 1977. – 653 с.

References

- [1] *Kir'yanov D.I., Smolikov M.D., Pashkov V.V., Proskura A.G., Zatulokina E.V., Udras I.E., Belyj A.S.* Sovmestimoe sostoyanie protsessa kataliticheskogo riforminga benzinovih fratchkij. Opyt proizvodstva i promyshlennoi expluatatsii katalyzatorov riforminga serii PR // Rossoskij himicheskij zhurnal. - 2007. - T. LI, № 4. - S. 60-68.
- [2] *Genkin V.S., Dil'man V.V., Sergeev S.P.* The distribution of a gas stream over the height of a catalyst bed in a radial contact apparatus // Int. Chem. Eng. - 1973. - V.13. - P. 24-28.
- [3] *Bolton G. T., Hooper C. W., Mann R., Stitt E. H.* Flow Distribution and Velocity Measurement in a Radial Flow Fixed Bed Reactor Using Electrical Resistance Tomography // Chem. Eng. Science. - 2004. - V.59. - P. 1989-1997.
- [4] *Kareeri A., Zughbi H. D., Al-Ali H. H.* Simulation of Flow in a Radial Flow Fixed Bed Reactor (RFBR) // Ind. Eng. Chem. Res. - 2006. - V. 45. - P. 2862-2874.
- [5] *Ochoa-Tapia J.A., Whitaker S.* Momentum transfer at the boundary between a porous medium and a homogeneous fluid I: theoretical development // Int. J. Heat and Mass Transfer. - 1995. - V.38. - P. 2635-2646.
- [6] *Chan H.C., Huang W.C., Leu J.M., Lai C.J.* Macroscopic modeling of turbulent flow over a porous medium // Int. J. Heat and Fluid Flow. - 2007. - V. 28. - P. 1157-1166.
- [7] *Pedras M.H.J., de Lemos M.J.S.* Macroscopic turbulence modeling for incompressible flow through undeformable porous media // Int. J. Heat and Mass Transfer. - 2001. - V. 44, №6. - P. 1081-1093.
- [8] *De Lemos M. S. J.* Turbulence in Porous Media: Modeling and Applications. - Amsterdam : Elsevier, 2012. - 371 p.
- [9] *Nakayama A. and Kuwahara F.* A Macroscopic Turbulence Model for Flow in a Porous Medium // ASME J. Fluids Eng. - 1999. - V. 121. - P. 427-433.
- [10] *Nakayama A., Kuwahara F.* A general macroscopic turbulence model for flows in packed beds, channels, pipes and rod bundles // ASME J. Fluids Eng. - 2008. - V.130. - P.1-7.
- [11] *Guo B., Yu A., Wright B. and Zulli P.* Simulation of Turbulent Flow in a Packed Bed // Chem. Eng. Technol. - 2006. - V. 29. - P. 596-603.
- [12] *Launder B.E., Sharma B.I.* Application of the energy dissipation model of turbulence to the calculation of flow near a spinning disk // Lett. Heat Mass Transfer. - 1974. - V.3. - P. 269-289.
- [13] *Slattaery J.C.* Advanced Transport Phenomena. Cambridge: Cambridge University Press, 1999. - 709 p.
- [14] *Pope S.P.* Turbulent Flows. Cambridge: Cambridge University Press, 2005. - 771p.

- [15] *Batchelor G. K.* An Introduction to Fluid Dynamics [Russian translation]. - Moscow: Mir, 1973. - 778 s.
- [16] *Gosmen A.D., Pan V.M., Ranchel A.K., Spalding D.B., Wolfstein M.* Numerical methods for the study of viscous liquid [Russian translation]. - Moscow: Mir, 1972. - 320 p.
- [17] *Rouch P.* Computational Hydrodynamics [Russian translation]. - Moscow, 1980. - 616 p.
- [18] *Kuznetsov G.V., Sheremet M.A.* Numerical simulation of turbulent natural convection in a rectangular enclosure having finite thickness walls // Int. J. Heat and Mass Transfer. - 2010. - V.53 - P. 163-177.
- [19] *amarskij A.A.* Teoria rasnostnyh shem. - Moscow: Nauka, 1977. - 653 s.