

Гидродинамические модели и режимы течения различных сред через неупорядоченные и упорядоченные структуры

А. В. Беспалов, Е. М. Чечёткина

Российский химико-технологический университет им. Д. И. Менделеева

Показано преимущество упорядоченных структур перед неупорядоченными. Используя численное моделирование, установлено наличие различных режимов течения среды в каналах блока, расположенных под углом 90° к набегающему потоку, в зависимости от размещения их по высоте блока.

В химической промышленности широкое распространение получили зернистые катализаторы, засыпаемые в неподвижный катализаторный слой «внавал», образуя неупорядоченный слой. Доступность поверхности, тепло- и массоперенос на зернах катализатора в значительной степени зависят от режимов обтекания [1], которые в неупорядоченном зернистом слое имеют сложную неустойчивую структуру. Из-за неоднородности упаковки зерен течение становится также неоднородным. Даже при равномерном распределении потока на входе в зернистый слой прохождение его через зернистый слой, состоящий из частиц различной формы (гранулы, таблетки, кольца и т. д.) характеризуется неравномерностью распределения скоростей по сечению и объему слоя. В зависимости от расходов потока и размеров зерна в неупорядоченном неподвижном зернистом катализаторном слое обнаружено пять наиболее характерных гидродинамических режимов [2], что усложняет управление его использованием.

Все эти недостатки зернистых слоев привели к тому, что в последнее время значительный интерес проявляется к катализаторам новых геометрических форм: блочным катализаторам сотовой структуры, изготовленным непосредственно из каталитической массы или нанесенным блочным катализаторам сотовой структуры. Каналы в блочном катализаторе сотовой структуры — сквозные и имеют по всей высоте блочного катализатора один и тот же гидравлический диаметр. Их укладывают в реактор так, чтобы образовать упорядоченную структуру катализаторного слоя. Это позво-

ляет создать однородное течение реагентов в реакторе, что благоприятно для реализации ряда химических превращений, особенно в том случае, если процесс тормозится внешнедиффузионным сопротивлением.

Характер течения реагентов оказывает существенное влияние на эффективность работы реактора и доступность поверхности блочного катализатора. Вопрос о поле скоростей реагирующей смеси в каналах блочного катализатора сотовой структуры — один из основных при рассмотрении процессов переноса в неподвижном упорядоченном катализаторном слое. По известной скорости течения в каналах блока можно судить о величине коэффициента массообмена в них.

Как правило, регулярное расположение каналов одинакового размера в блочном катализаторном слое сотовой структуры совпадает с направлением потока (газофазные и жидкофазные процессы). Интенсивность процессов тепло- и массопереноса между газовым потоком и поверхностью носителя сотовой структуры характеризуется критерием Нуссельта (Nu), который для широкого спектра геометрических конфигураций каналов и различных режимов течения газов при вынужденной конвекции оценивают по следующим формулам [3]:

$$Nu = k_{\lambda} Re^{0,5} Pr^{0,33} \quad (1)$$

для ламинарного режима;

$$Nu = k_{\tau} Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad (2)$$

для турбулентного режима,

где Re , Pr — критерии Рейнольдса и Прандтля; k_{λ} , k_{τ} — коэффициенты, зависящие от геометрической конфигурации каналов. Точное значение их довольно сложно найти теоретически.

Из приведенных формул видно, что критерий Нуссельта для газов в основном определяется режимом течения, критерием Рейнольдса и геометрической конфигурацией каналов. В [4] показано, что в каналах сотовой структуры, расположенных по направлению потока даже при высоких его скоростях, равных 5–10 м/с, реализуется режим, близкий к ламинарному ($Re = 100$ – 1000).

Известно [5], что в каталитических камерах сгорания газовых турбин находят широкое применение блочные катализаторы сотовой структуры с каналами малого размера, чтобы обеспечить максимальную активную поверхность и наибольшую степень конверсии. Типичные числа Рейнольдса в каналах составляют величину порядка 10 000.

Но может быть и другое расположение каналов по отношению к набегающему потоку. Сквозные каналы по отношению к набегающему потоку сориентированы под углом 90° . Поток обтекает блочный катализатор сотовой структуры сверху вниз, причем он подается таким образом, чтобы

создать *различные потенциалные скорости по обе стороны* блочного катализатора сотовой структуры. В этом случае происходит контактирование реагентов потока с катализатором как по всей его внешней поверхности, так и по поверхности сквозных каналов.

Чтобы достаточно полно определить характер течения в каналах блочного катализатора, установленного таким образом, была предложена математическая модель для его описания.

На входе в расчетную область [6, 7] задается профиль вертикальной скорости [8]. Оценим падение гидравлического напора вдоль блока с числом каналов, равным M . Обозначим через $P_1, P_2, \Delta P_1, \Delta P_2$ давления на входе в реактор и их гидравлический перепад, а давления для произвольного m -го слева и справа от блока, соответственно $P_1 + \Delta P_1 m/M$ и $P_2 + \Delta P_2 m/M$. Так как на выходе из реактора

$$\Delta P = P_1 + \frac{\Delta P_1}{M} m - P_2 - \frac{\Delta P_2}{M} m = (P_1 - P_2) \frac{M - m}{M},$$

то, следовательно, градиент давления вдоль оси

$$\frac{dP}{dx} = \frac{P_1 - P_2}{l} \frac{M - m}{M}. \quad (3)$$

При решении уравнения для функции тока необходимо задать значения $\psi(x, y)$ на всех границах расчетной области. Воспользуемся профилем скоростей Пуазейля в канале $u(y)$. Рассмотрим установившееся течение одного направления между плоскостями $y = h$ и $y = h + \Delta h$. Тогда уравнение движения имеет вид:

$$\frac{d^2 u}{dy^2} = - \frac{dP/dx}{\mu}. \quad (4)$$

Решая уравнение (5), получим профиль течения Пуазейля в плоском канале и получим выражение для функции тока.

Движение среды опишем системой двумерных уравнений для переменных функции тока — завихренность, записанной в консервативной форме в безразмерном виде:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \omega}{\partial t} + \frac{\partial(u\omega)}{\partial x} + \frac{\partial(v\omega)}{\partial y} &= \frac{\partial^2(v\omega)}{\partial x^2} + \frac{\partial^2(v\omega)}{\partial y^2}; \\ \frac{\partial^2 \psi}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \psi}{\partial y^2} &= -\omega; \\ u &= -\frac{\partial \psi}{\partial y}; \quad v = -\frac{\partial \psi}{\partial x}. \end{aligned} \quad (5)$$

Для системы (5) в расчетной области рассматривается внутренняя краевая задача с граничными условиями и с допущениями, подробно рассмотренными в [6,7]. Задачу решали по известной методике [9].

При таком расположении блочного катализатора сотовой структуры в реакторе выделяют два основных гидродинамических режима: *протекание* и *проникновение* (вместо пяти для неупорядоченного зернистого неподвижного катализаторного слоя), причем характерным течением потока в сквозных каналах блочного катализатора является *протекание*, поскольку проникновение реализуется, начиная с $1/6$ высоты от низа блочного катализатора сотовой структуры.

Недостаток такого реактора с блочным катализатором сотовой структуры: начиная с $1/6$ высоты от низа блока реализуется второй гидродинамический режим — *проникновение*. При этом гидродинамическом режиме $1/6$ блочного катализатора сотовой структуры практически не используется, особенно при небольших числах Рейнольдса (например, менее 50). Возникает задача: уменьшение числа гидродинамических режимов работы блочного катализатора сотовой структуры (в реакторе) с целью более точного и полного управления его использованием.

Поставленная задача решается изготовлением сквозных каналов различной геометрической формы (например, круглая, квадратная, шестиугольная, треугольная и т. д.) в блочном катализаторе сотовой структуры с различным гидравлическим диаметром, причем гидравлический диаметр сквозных каналов в блочном катализаторе сотовой структуры монотонно увеличивается сверху вниз по ходу потока, достигая отношения гидравлических диаметров последнего канала к первому не более 1,5.

Поток обтекает блочный катализатор сотовой структуры сверху вниз, причем поток подается таким образом, чтобы создать *различные потенциальные скорости по обе стороны* блочного катализатора сотовой структуры. При наличии монотонно увеличивающихся гидравлических диаметров сквозных каналов в блочном катализаторе сотовой структуры сверху вниз по ходу потока происходит контактирование реагентов с катализатором как по внешней поверхности блочного катализатора сотовой структуры, так и по всей поверхности сквозных потоков, включая и сквозные каналы, расположенные на $1/6$ высоты от низа блочного катализатора сотовой структуры, при этом наблюдается более полное использование катализатора по всей высоте блочного катализатора сотовой структуры. Расчетным путем, получив профиль скорости течения Пуазейля в сквозных каналах блочного катализатора сотовой структуры и решая систему двумерных уравнений для переменных: функция тока — завихренность, а также экспериментально (методом трассирования), было обнаружено, что во всех сквозных каналах по высоте блочного катализатора сотовой структуры наблюдается только *один гидродинамический режим — протекание*.

При этом отношение гидравлических диаметров последнего и первого сквозных каналов в зависимости от потенциальных скоростей потока по обе стороны блочного катализатора не может быть более 1,5.

Таким образом, наличие одного гидродинамического режима — *протекания* во всех сквозных каналах блочного катализатора сотовой структуры, гидравлический диаметр которых монотонно увеличивается по высоте блочного катализатора сотовой структуры при отношении гидравлических диаметров последнего и первого сквозных каналов не более 1,5, увеличивает доступность поверхностей сквозных каналов для реагентов и позволяет более полно использовать блочный катализатор сотовой структуры, даже при значениях Рейнольдса менее, чем 50.

Литература

1. Дильман В. В. Роль гидродинамики в оптимизации реакторов // Химическая промышленность 1985. № 4. С. 245–249.
2. Кириллов В. А., Огарков Б. Л., Воронов В. Г. Гидродинамические режимы в трехфазном неподвижном зернистом слое. Теоретический анализ // Инж.-физ. журн. 1976. Т. 31. № 3. С. 402.
3. Теория тепломассообмена. Учебник для вузов / Под ред. А. И. Леонтьева. М.: Высшая школа, 1979. 456 с.
4. Носков А. С., Загоруйко А. Н. // Тез. международного семинара «Блочные носители и катализаторы сотовой структуры». СПб.; Новосибирск.: ИК СО РАН. 1995. Ч. 1. С. 37.
5. Магне Ф., Виттон Дж. Структура потоков в каналах блочных катализаторов // Химическая промышленность. 1999. № 9. С. 7–12.
6. Беспалов А. В., Бесков В. С., Четкина Е. М., Шинковская Е. Ю., Лесуновский А. В., Герасимов Б. П. Численное моделирование течения в каналах блочного катализатора // ТОХТ. Т. 25. 1991. № 2. С. 234–240.
7. Беспалов А. В., Четкина Е. М., Шинковская Е. Ю., О выборе диаметра сквозного канала в блочном катализаторе сотовой структуры // ЖПХ. Т. 67. 1994. Вып. 11. С. 1897–1899.
8. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. М.: Наука, 1974.
9. Герасимов Б. П., Елизарова Т. Г., Калачинская И. С. и др. Комплекс программ для числового моделирования течения вязкой несжимаемой жидкости. Препринт ИПМ АН СССР. № 65. 1985.