

УДК 532.135

Интенсификация тепло- и массопереноса в коаксиальном реакторе*

Д.В. Ананьев, Г.Р. Халитова

*Исследовательский центр проблем энергетики
Казанского научного центра РАН*

E-mail: Dima211083@yandex.ru

В работе рассматривается тепло- и массообмен в реакторе гомофазной полимеризации. Реактор представляет собой коаксиальный канал, внутренняя труба которого — канал типа конфузор-диффузор. Проводилось сравнение степени превращения полимера в интенсифицированном коаксиальном реакторе с внутренней трубкой типа конфузор-диффузор и реакторе с постоянным прямолинейным продольным сечением. Установлено, что в коаксиальных каналах с внутренней трубкой типа конфузор-диффузор удается достичь высоких значений степени превращения и улучшить качество получаемого полимера.

Ключевые слова: тепло- и массообмен, реактор, конфузор-диффузор, коаксиальный канал, интенсификация, ламинарное течение.

Введение

При полимеризации высокомолекулярных соединений основными критериями качества продукта является его средняя молекулярная масса (ММ) и молекулярно-массовое распределение (ММР). Поэтому большой интерес представляет анализ влияния различных параметров процесса синтеза на молекулярные параметры полимера.

Расчеты тепломассообменного оборудования и выбор оптимальных режимов их работы является сложной задачей даже при течении в них простых ньютоновских сред. В настоящее время во многих отраслях производства в качестве рабочих сред используются материалы, проявляющие в ходе своей переработки сложные реологические неньютоновские свойства. Реологическое поведение таких материалов приводит к усложнению расчетов и затруднению в выборе оптимальных параметров, обеспечивающих заданные режимы работы технологического оборудования. Известно, что для теплообменной аппаратуры главным критерием выбора того или иного метода интенсификации является величина гидродинамического сопротивления. При разработке новых методов интенсификации в реакторах полимеризации основной целью становится получение качественного продукта с высокими степенями превращения полимера и высокими значениями характеристик ММР. С этой точки зрения выбор метода интенсификации тепломассообмена в реакторе гомофазной полимеризации должен осуществляться иным

* Работа выполнена при финансовой поддержке РФФИ и АН РТ (грант № 12-08-97034-р_поволжье_а).

образом. В частности, в коаксиальных каналах с внутренней трубой типа конфузор-диффузор удается достичь высоких значений степени превращения, в том числе за счет увеличения площади теплообмена и увеличения пути прохождения полимера по реактору, что приводит к увеличению времени пребывания полимера в реакторе, и соответственно приводит к лучшим характеристикам ММР. Однако до сих пор не проведены в полной мере исследования тепломассопереноса, охватывающие разнообразные геометрические характеристики каналов типа конфузор-диффузор при течении в них реологически сложных сред. Решение этой проблемы позволит рассчитывать и создавать на практике современную тепло- и массообменную аппаратуру с высокими показателями энерго- и ресурсоэффективности.

Постановка задачи

Рассматривается реактор, представляющий собой коаксиальный канал, внутренняя труба которого — канал типа конфузор-диффузор (рис. 1). Исследовались каналы с различными геометрическими характеристиками, которые определялись отношениями $2S/(r_2 + r_3)$, $2h/(r_2 + r_3)$, где r_1 — радиус внешней трубы, S — длина периодически сужающихся и расширяющихся участков внутренней трубы, $h = r_2 - r_3$, r_2 — максимальное и r_3 — минимальное расстояния между трубами.

При построении математической модели предполагаются следующие допущения: течение жидкости ламинарное со сформировавшимся профилем скорости на входе в канал; силы тяжести пренебрежимо малы по сравнению с силами вязкости; жидкость не проявляет свойств упругости и памяти и может быть отнесена к обобщенным ньютоновским жидкостям; в связи с тем, что плотность, удельная теплоемкость, теплопроводность жидкости и коэффициенты взаимной диффузии в ходе процесса меняются незначительно по сравнению с вязкостью, данные теплофизические характеристики предполагаются постоянными; перенос теплоты, массы и количества движения вдоль основного направления движения за счет теплопроводности и диффузии мал по сравнению с конвективным переносом в этом же направлении. Кроме того, рассмотренный режим проведения процесса характеризуется числом $Pr \gg 1$, а значит, время гидродинамической релаксации много меньше времени тепловой релаксации и профиль скорости почти мгновенно подстраивается под профиль температуры.

Для описания реологических свойств жидкости в работе используется реологическое уравнение состояния:

$$\bar{\mathbf{T}} = -P \cdot \bar{\mathbf{I}} + \mu(I_2) \bar{\mathbf{B}}_1, \quad (1)$$

где $\bar{\mathbf{T}}$ — тензор напряжений, P — давление, $\bar{\mathbf{I}}$ — единичный тензор, $\bar{\mathbf{B}}_1 = 2\bar{\mathbf{D}}$ — кинематический тензор первого порядка Уайта–Метцнера, $\bar{\mathbf{D}} = \frac{1}{2}(\nabla \bar{\mathbf{v}} + \nabla \bar{\mathbf{v}}^T)$ — тензор скоростей деформации (T — символ транспонирования), $\mu(I_2)$ — материальная функция от второго инварианта тензора скоростей деформации $I_2 = tr(\bar{\mathbf{D}}^2)$.

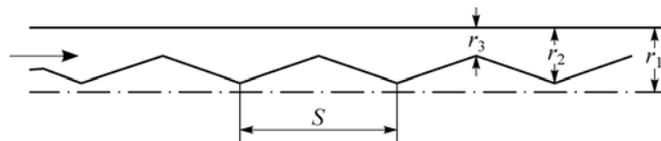


Рис. 1. Область течения в реакторе.

В качестве конкретной зависимости для функции $\mu(I_2)$ выбрана модель Кутателадзе–Хабашпашевой [1], которая учитывает как ньютоновское, так и неньютоновское поведение среды:

$$\varphi_* = \exp(-\tau_*), \text{ где } \varphi_* = \frac{\varphi_\infty - \varphi}{\varphi_\infty - \varphi_0}, \quad \tau_* = \tilde{\theta} \frac{|\tau - \tau_1|}{\varphi_\infty - \varphi_0}. \quad (2)$$

Здесь $\tau = \mu(I_2)\sqrt{I_2}$ — интенсивность касательных напряжений сдвига, φ — текучесть ($\varphi = \frac{1}{\mu(I_2)}$), φ_0 — текучесть при $\tau \rightarrow 0$, φ_∞ — текучесть при $\tau \rightarrow \infty$; $\tilde{\theta}$, τ_1 — мера и предел структурной стабильности.

Для представления зависимости μ от температуры будем использовать экспоненциальные зависимости основных реологических параметров φ_0 , φ_∞ и $\tilde{\theta}$:

$\varphi_0 = A_0 \exp(-B_0/Rt)$, $\varphi_\infty = A_\infty \exp(-B_\infty/Rt)$, $\tilde{\theta} = \tilde{\theta}_0 \exp(-B_0/Rt)$, где A_0 , A_∞ , $\tilde{\theta}_0$ — предэкспоненты, B_0 , B_∞ — энергия активации вязкого течения при $\tau \rightarrow 0$ и $\tau \rightarrow \infty$ соответственно, R — универсальная газовая постоянная. Рассматриваются жидкости без предела структурной стабильности ($\tau_1 = 0$).

В работе используется аналитическая формула вязкости реакционной среды $\mu(I_2, t, \eta)$, учитывающая влияние температуры t , степени превращения η и второго инварианта тензора скоростей деформации I_2 на кривую вязкости в ходе всего технологического процесса полимеризации [2]:

$$\mu(I_2, t, \eta) = 0,000215 + 0,00016325 \cdot \exp(7\eta + (t_1 - t)/(2(t_1 - t_0))) - 5,93 \cdot 10^{-8} \cdot I_2, \quad (3)$$

где t_1 — граничное значение температуры (температура на стенке реактора), К; t_0 — начальное значение температуры (температура жидкости на входе), К. Данная формула описывает реальное поведение вязкости полимеризующейся среды со среднеквадратической погрешностью 5,1 %.

Задача тепломассообмена в коаксиальном кольцевом реакторе полимеризации представлена ниже:

$$\begin{aligned} v_r \frac{\partial v_r}{\partial r} + v_z \frac{\partial v_r}{\partial z} = \frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial}{\partial r} (2\mu(I_2, t, \eta) \frac{\partial v_r}{\partial r} - P) + \frac{\partial}{\partial z} (\mu(I_2, t, \eta) \frac{\partial v_r}{\partial z} + \right. \\ \left. + \mu(I_2, t, \eta) \frac{\partial v_z}{\partial r} \right) + \frac{2\mu(I_2, t, \eta)}{r} \left(\frac{\partial v_r}{\partial r} - \frac{v_r}{r} \right), \end{aligned} \quad (4)$$

$$\begin{aligned} v_r \frac{\partial v_z}{\partial r} + v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} = \frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial}{\partial r} (\mu(I_2, t, \eta) \frac{\partial v_r}{\partial z} + \mu(I_2, t, \eta) \frac{\partial v_z}{\partial r}) + \right. \\ \left. + \frac{\partial}{\partial z} (2\mu(I_2, t, \eta) \frac{\partial v_z}{\partial z} - P) + \frac{1}{r} (\mu(I_2, t, \eta) \frac{\partial v_r}{\partial r} + \mu(I_2, t, \eta) \frac{\partial v_z}{\partial r}) \right), \end{aligned} \quad (5)$$

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (v_r r) + \frac{\partial v_z}{\partial z} = 0, \quad (6)$$

$$\begin{aligned} \rho C_p \left(v_r \frac{\partial t}{\partial r} + v_z \frac{\partial t}{\partial z} \right) = \frac{\partial}{\partial r} \left(\lambda \frac{\partial t}{\partial r} \right) + \frac{\lambda}{r} \frac{\partial t}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda \frac{\partial t}{\partial z} \right) + \mu(I_2, t, \eta) I_2 + \\ + Q_1 K_0 \exp \frac{E}{Rt} M^m J^n, \end{aligned} \quad (7)$$

$$v_r \cdot \frac{\partial M}{\partial r} + v_z \frac{\partial M}{\partial z} = D_{M(J)} \left(\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial M}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\partial M}{\partial z} \right) \right) - K_0 \exp \frac{E}{Rt} M^m J^n, \quad (8)$$

$$v_r \frac{\partial J}{\partial r} + v_z \frac{\partial J}{\partial z} = D_{J(M)} \left(\frac{\partial^2 J}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial J}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\partial J}{\partial z} \right) \right) - k_{i0} \cdot \exp \frac{E_i}{Rt} J^n, \quad (9)$$

где $I_2 = \left(\frac{\partial v_z}{\partial r} \right)^2 + 2 \left(\frac{\partial v_r}{\partial r} \right)^2 + 2 \left(\frac{v_r}{r} \right)^2 + \left(\frac{\partial v_z}{\partial z} \right)^2$ — второй инвариант тензора скоростей

деформации, r, z — координаты, м; ω — область, составляющая поверхность внутренней трубы коаксиального канала, η — степень превращения, M — концентрация мономера, масс. %; J — концентрация инициатора, масс. %; m, n — порядок реакций полимеризации, разложения инициатора соответственно, $D_{M(J)}$; $D_{J(M)}$ — коэффициенты взаимной диффузии мономера и инициатора, м²/с; k_{i0} — константа скорости реакции разложения инициатора, (масс. %)/с; E_i — энергия активации реакции разложения инициатора, Дж/моль; $\mu(I_2, t, \eta)$ — динамическая вязкость, Па·с; P — давление, Па; v_r, v_z — радиальная и осевая компонента вектора скорости, м/с; t — температура, К; c_p — удельная теплоемкость, Дж/(кг·К); ρ — плотность, кг/м³; K_0 — константа скорости, (масс. %)/с; E — энергия активации реакции полимеризации, Дж/моль; Q_1 — тепловой эффект реакции полимеризации, Дж/моль; R — газовая постоянная, Дж/(К·моль).

Для уравнений (4)–(9) граничные условия задаются в виде:

$$v_z|_{r=r_1} = 0, \quad t|_{r=r_1} = t_1, \quad v_r|_{r=r_1} = 0, \quad M|_{r=r_1} = 0, \quad J|_{r=r_1} = 0, \quad (10)$$

$$v_z|_{r \in \omega} = 0, \quad t|_{r \in \omega} = t_1, \quad v_r|_{r \in \omega} = 0, \quad M|_{r \in \omega} = 0, \quad J|_{r \in \omega} = 0, \quad (11)$$

$$M|_{z=0} = M_0, \quad J|_{z=0} = J_0, \quad t|_{z=0} = t_0, \quad v_r|_{z=0} = 0, \quad v_z|_{z=0} = v_{z_0}(r), \quad \mu|_{z=0} = \mu_0, \quad (12)$$

где M_0, J_0, μ_0 — значения концентрации мономера и инициатора и значение вязкости на входе в реактор соответственно, функция $v_{z_0}(r)$ — решение уравнений (4)–(7) при $z = 0$.

Численные исследования проводились для полимеризации (мет)акрилата марки «Д» при следующих исходных данных для уравнения Кутателадзе–Хабахпашевой [1]: $t_0 = 353$ [К] — начальная температура жидкости, $J_0 = 0,5$ [мас. %], $M_0 = 100$ [мас. %] — начальные концентрации инициатора и мономера, где долю мономера условно принимают за 100 %, а под масс. % подразумевается процентная доля растворенного вещества от массы мономера, $K_0 = 1,26 \cdot 10^{-4} \left[\frac{1}{\text{мас. \%} \cdot \text{с}} \right]$ — константа скорости реакции полимеризации, (масс. %)/с, $K_{i0} = 2,818 \cdot 10^{-3} \left[\frac{1}{\text{мас. \%} \cdot \text{с}} \right]$ — константа скорости реакции разложения инициатора, (масс. %)/с, $E = 18,72 \left[\frac{\text{КДж}}{\text{моль}} \right]$ — энергия активации реакции полимеризации, $E_i = 21,16 \left[\frac{\text{КДж}}{\text{моль}} \right]$ — энергия активации реакции разложения инициатора; $m = 1,09, n = 0,58$ — порядки реакций полимеризации, разложения инициатора соответственно, $Q_0 = 54,6 \left[\frac{\text{КДж}}{\text{моль}} \right]$ — тепловой эффект реакции полимеризации,

$t_1 = 375$ [K] — температура на границе, $D_M = 9,7 \cdot 10^{-10}$, $D_J = 2,9 \cdot 10^{-10}$ — коэффициенты взаимной диффузии мономера и инициатора, $\text{м}^2/\text{с}$.

$$\begin{aligned} \text{Константы реокинетической модели [2]: } & A_0^{\eta=0} = 96000 \left[\frac{1}{\text{Па} \times \text{с}} \right], \quad B_0^{\eta=0} = 10,4 \left[\frac{\text{КДж}}{\text{моль}} \right], \\ K' = 68300 \left[\frac{1}{\text{Па} \times \text{с}} \right], & A_\infty^{\eta=0} = 96000 \left[\frac{1}{\text{Па} \times \text{с}} \right], \quad K'' = 16300 \left[\frac{1}{\text{Па} \times \text{с}} \right], \quad K_\theta = 3,98 \left[\frac{1}{\text{Па}^2 \times \text{с}} \right], \\ K_{B_0} = 16,2 \left[\frac{\text{КДж}}{\text{моль}} \right], & B_\infty^{\eta=0} = 10,4 \left[\frac{\text{КДж}}{\text{моль}} \right], \quad K_{B_\infty} = 15,2 \left[\frac{\text{КДж}}{\text{моль}} \right]. \end{aligned}$$

Метод решения

Из-за сложностей, связанных с нелинейным характером операторов, соответствующих старшим производным уравнений (4)–(12), нелинейности конвективных членов уравнений переноса и неопределенным значением длины канала, решение поставленной задачи не удастся получить в явном виде. В связи с этим поиск решений производится численно в коммерческом пакете программ COMSOL Multiphysics, в котором используется метод конечных элементов.

Результаты численных расчетов

Рассмотрим характерные особенности тепломассообмена в процессе полимеризации (мет)акрилатов в проточном трубчатом реакторе коаксиального типа. За конечную длину реактора L принята длина трубчатого реактора постоянного прямолинейного поперечного сечения, при которой на выходе в среднем по сечению конверсия $\eta = 0,97$.

Результаты численных исследований тепломассообмена в коаксиальном реакторе полимеризации, внутренний канал которого является каналом типа конфузор-диффузор, проводились для различных размеров $r_1 = 0,1$ м, $h = 0,02, 0,04$ м, $S = 0,167, 0,25, 0,5$ м. При этом сравнение коаксиального реактора с постоянным прямолинейным продольным сечением и реактора с внутренней трубой типа конфузор-диффузор проводилось с учетом сохранения равенства объемов исследуемых реакторов с объемом коаксиального реактора с постоянным прямолинейным продольным сечением.

Периодическое изменение поперечного сечения коаксиального канала влияет на характер течения жидкости. В частности линии тока искривляются, повторяя форму внутренней границы канала (рис. 2).

На рис. 3 представлены профили продольной составляющей вектора скорости в узкой (кривая 3), широкой (кривая 1) и промежуточной (кривая 2 при $r = (r_2 + r_3)/2$) частях канала.

Сужение и расширение области течения полимеризующейся среды оказывает влияние на продольные и поперечные компоненты вектора скорости, что можно увидеть из рис. 3, 4. Из рис. 3 видно, что в узкой части канала (кривая 3) наблюдается максимум значения продольной составляющей вектора скорости. Течение в коаксиальных каналах с меняющимся поперечным сечением характеризуется

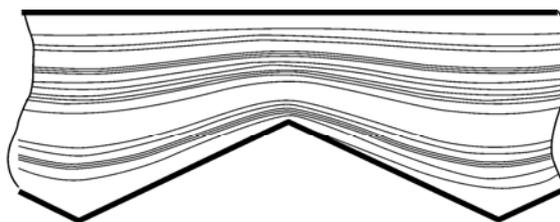


Рис. 2. Линии тока при течения полимера в интенсифицированном реакторе с внутренней трубой типа конфузор-диффузор.

$h = 0,04$ м, $S = 0,167$ м.

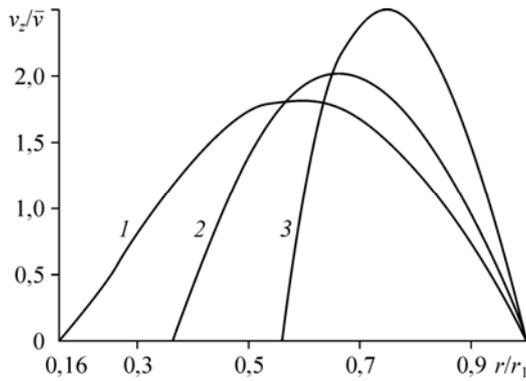


Рис. 3. Расчетные безразмерные эпюры продольной составляющей вектора скорости в коаксиальном реакторе.

$$h = 0,04 \text{ м}, S = 0,167 \text{ м.}$$

наличием радиальной составляющей вектора скорости (рис. 4). При этом следует заметить, что v_r существенно меньше v_z . В области сужения канала наблюдается максимум значений v_r/\bar{v} .

Одной из важных характеристик, описывающих гидродинамику вязкой жидкости в каналах с изменяющимся по длине продольным сечением, является окружная составляющая вектора вихря ω_ϕ . На рис. 5 приведены графики, представляющие расчетные линии равных значений ω_ϕ в продольном сечении коаксиального канала с внутренней трубой типа конфузур-диффузор. Значения ω_ϕ возрастают над сужающейся частью канала, плавно уменьшаясь до самых минимальных значений ω_ϕ , близких к нулю в расширяющейся области (рис. 5).

Сужение и расширение области течения полимеризующейся среды, безусловно, оказывает влияние и на гидравлическое сопротивление (рис. 6).

На рис. 6 изображены кривые зависимостей $\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right) / \left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_0$ вдоль прямолинейных труб и интенсифицированных труб типа конфузур-диффузор, где $\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_0$ — градиент давления на входе в канал с постоянным продольным сечением. Видно, что рост h ведет к увеличению $\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)$ (кривые 2, 5), а кривые, соответствующие меньшим значениям S , находятся на графике выше (кривые 3, 4, 5).

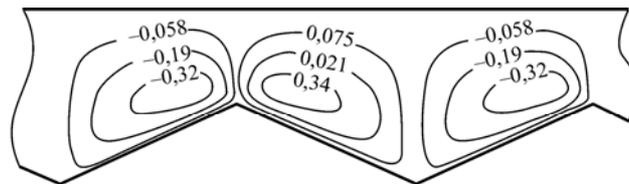


Рис. 4. Линии равных значений V_r/\bar{v} в коаксиальном реакторе.

$$h = 0,04 \text{ м}, S = 0,167 \text{ м.}$$

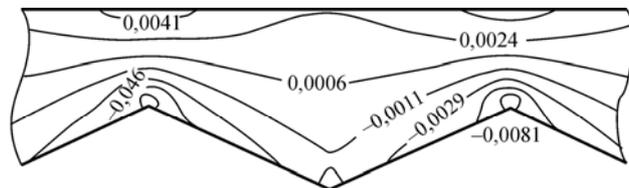


Рис. 5. Линии равных значений окружной составляющей вектора вихря в продольном сечении канала в коаксиальном реакторе.

$$h = 0,04 \text{ м}, S = 0,167 \text{ м.}$$

Рис. 6. Изменение осевой составляющей градиента давления по длине реактора.

1 — реактор с прямолинейными трубами, 2 — $h = 0,02$, $S = 0,167$, 3 — $h = 0,04$, $S = 0,5$, 4 — $h = 0,04$, $S = 0,25$, 5 — $h = 0,04$, $S = 0,167$, размеры даны в метрах.

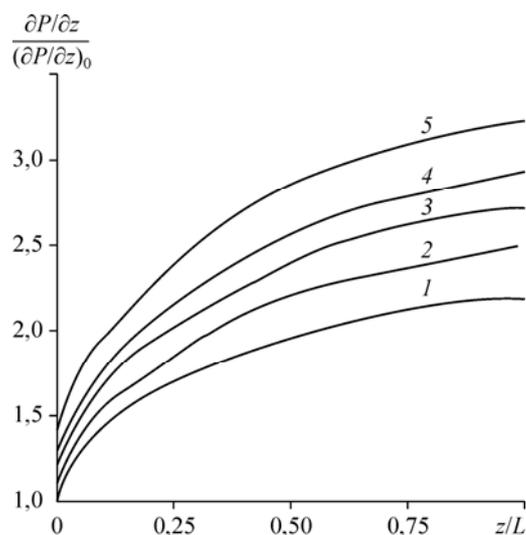


Рисунок 6 иллюстрирует, что при уменьшении длины сужающихся и расширяющихся участков внутренней трубы максимум осевой составляющей градиента давления по длине реактора увеличивается, что свидетельствует об увеличении гидравлического сопротивления.

Отметим, что в полимеризационных процессах зависимость эффективной вязкости от степени превращения является определяющей в характере изменения градиента давления, т. к. в процессе полимеризации происходит увеличение вязкости реакционной среды. При этом рост градиента давления для реакторов с внутренней трубой типа конфузур-диффузор будет значительно выше.

Использование сужающейся и расширяющейся части во внутренней трубе коаксиального реактора полимеризации позволяет обеспечить более строгую ориентацию реакционных слоев, увеличить теплообменную поверхность и путь движения макромолекулы в реакторе. Далее можно увидеть влияние изменяющейся величины продольного сечения канала на температуру и молекулярно-массовые характеристики процесса полимеризации (рис. 7–10).

На рис. 7, *a*, *b* приведены расчетные графики значений мономера и инициатора в реакторе. Видно, что образование полимера начинается в пристеночных слоях, имеющих невысокие скорости течения и большее время пребывания. В области сужения канала градиенты концентраций мономера и инициатора увеличиваются. По мере продвижения

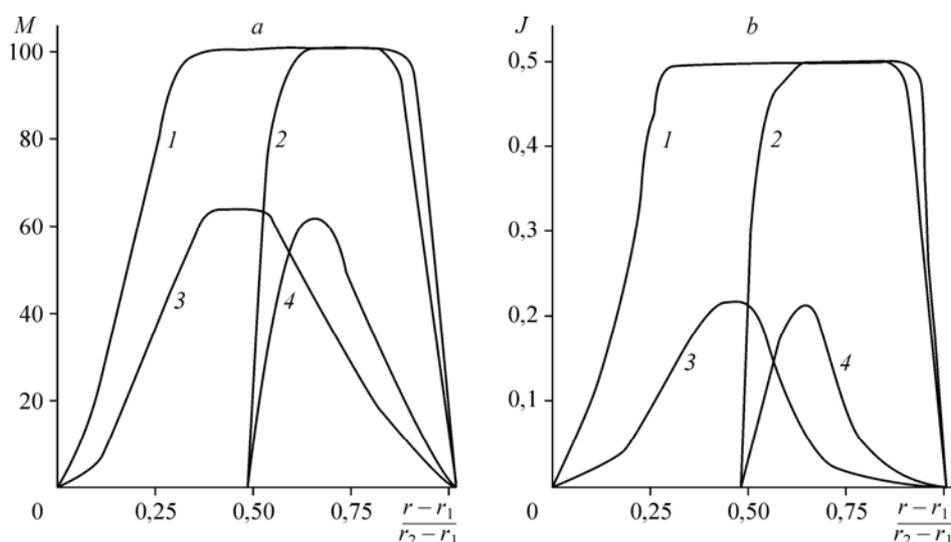


Рис. 7. Распределение концентрационных полей мономера (*a*) и инициатора (*b*) в коаксиальном реакторе.

$h = 0,04$ м, $S = 0,167$ м; в широкой (1, 3) и узкой (2, 4) частях: $z/L = 0,1$ (1), 0,25 (2), 0,5 (3), 0,75 (4).

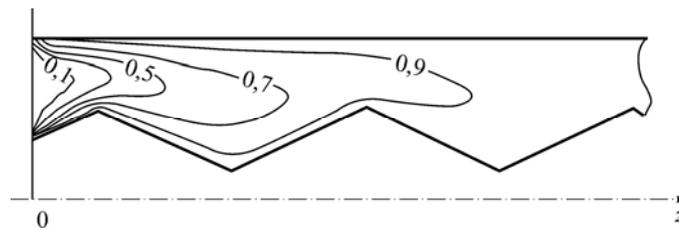


Рис. 8. Линии равных значений безразмерной температуры $t^* = \frac{t - t_0}{t_1 - t_0}$ в коаксиальном реакторе.

$$h = 0,04 \text{ м}, S = 0,167 \text{ м}.$$

реагирующей массы вдоль канала концентрация как мономера, так и инициатора уменьшается. Выгорание инициатора происходит весьма интенсивно, расчеты показывают, что при $z/L = 0,5$ его концентрация близка к нулю.

На стенке реактора по всей длине выполняются граничные условия первого рода, т. е. поддерживается постоянная температура. Прогрев исходной реагирующей массы происходит уже на начальном участке реактора ($z/L = 0,02$) и далее распределение температуры существенно не меняется (рис. 8).

Были также проведены расчеты для случая изотермической полимеризации ($t_1 = t_0$). Они показали, что изменение температуры за счет диссипации и теплового эффекта реакции полимеризации не существенно и составляет 0,003 К.

При полимеризации высокомолекулярных соединений основными критериями качества продукта является его средние ММ и ММР. Характеристики ММР для каждого сечения определяются по формулам [3].

На рис. 9 приведены результаты численных характеристик ММР полимеров в зависимости от продольной координаты z/L . В зависимости от степени превращения (рис. 9, а) величина среднечисленной степени полимеризации (рис. 9, б) растет и при степени превращения, равной 0,97, принимает значение, составляющее 1,04 от среднечисленной степени полимеризации в канале постоянного прямолинейного продольного сечения. Ширина спектра ММР (рис. 9, с) уменьшается до величины $\approx 1,03$.

Расчеты показывают, что в реакторе с $h = 0,04 \text{ м}$, $S = 0,167 \text{ м}$ (кривая 5, рис. 10) показатели степени превращения являются лучшими, однако гидравлическое сопротивление такого канала значительно больше (рис. 6, кривая 5). В связи с этим выбор геометрических параметров конструктивного оформления проточной части реактора зависит от различных факторов, например, от наличия свободных мощностей насосов на прокачку.

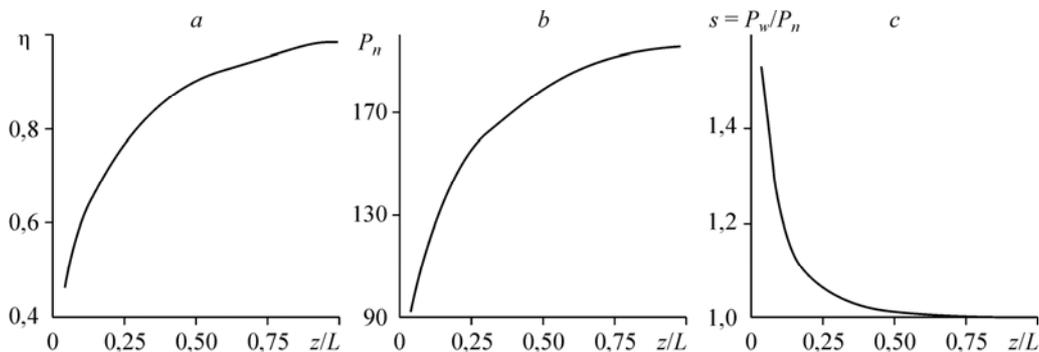
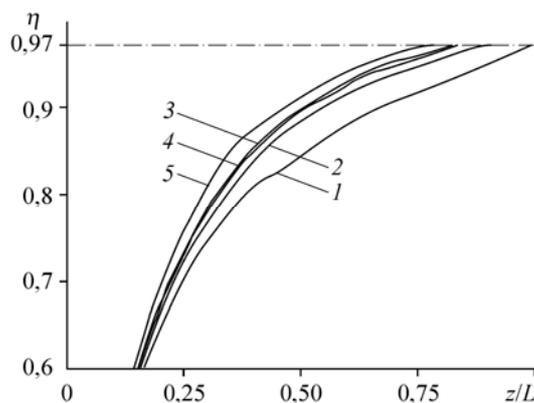


Рис. 9. Изменение степени превращения и характеристик ММР по длине коаксиального реактора.

$$h = 0,04 \text{ м}, S = 0,167 \text{ м}.$$

Рис. 10. Изменение степени превращения по длине канала для различных конфигураций каналов.

1 — реактор с прямолинейными трубами, 2 — $h = 0,02$, $S = 0,167$, 3 — $h = 0,04$, $S = 0,25$, 4 — $h = 0,04$, $S = 0,25$, 5 — $h = 0,04$, $S = 0,167$, размеры даны в метрах.



В качестве обоснования достоверности получаемых результатов в работе [2] проводилось сравнение полученных данных по степени превращения в реакторе с экспериментальными данными Ю.Г. Назмеева, при этом среднеквадратическая погрешность составляла 11 %.

Заключение

Среди рассчитанных вариантов лучшие показатели степени превращения наблюдаются для коаксиального реактора с $h = 0,04$ м и длиной сужающихся и расширяющихся участков внутренней трубы $S = 0,167$ м.

Таким образом, проведенные численные исследования показывают, что в коаксиальном полимеризационном реакторе с внутренней трубой типа конфузур-диффузур качество получаемого полимера превосходит качество полимера в коаксиальном реакторе с прямолинейными трубами. Это можно объяснить тем, что в интенсифицированном коаксиальном реакторе с внутренней трубой типа конфузур-диффузур гидродинамика процесса такова, что путь элементарного объема реакционной массы увеличивается (рис. 2), тем самым создаются благоприятные условия для синтеза полимера. Кроме того, как видно из рис. 10, средняя степень превращения достигает значения 0,97 на значительно меньшем расстоянии от начала для любого реактора с внутренней трубой типа конфузур-диффузур по сравнению с реактором с неизменным продольным сечением, т. е. применение в коаксиальном реакторе внутренней трубы типа конфузур-диффузур позволяет сократить габариты оборудования и получить на выходе полимер с высокими среднерасходными показателями по степени превращения и характеристиками ММР.

Список литературы

1. Кутателадзе С.С., Попов В.И., Хабахпашева Е.М. К гидродинамике жидкостей с переменной вязкостью // ПМТФ. 1966. № 1. С. 45–49.
2. Ананьев Д.В., Халитова Г.Р., Шамсутдинов Э.В. Нестационарный тепломассообмен в трубчатом гомофазном полимеризационном реакторе с периодической поперечной шероховатостью // Изв. РАН. Энергетика. 2011. № 1. С. 47–55.
3. Малкин А.Я., Лавочник Ю.Б., Бегишев В.П. О молекулярно-массовом распределении при живой полимеризации, осложненной реокинетическими эффектами // Высокомолекулярные соединения. Серия А. 1983. Т. 25, № 2. С. 430–435.

Статья поступила в редакцию 18 апреля 2013 г.