ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОС И ГИДРОДИНАМИКА В ТРУБЧАТОМ РЕАКТОРЕ ГОМОФАЗНОЙ ПОЛИМЕРИЗАЦИИ С ПЕРИОДИЧЕСКОЙ ДИСКРЕТНОЙ ШЕРОХОВАТОСТЬЮ

Ананьев Д.В.

Исследовательский центр проблем энергетики Учреждения Российской академии наук Казанского научного центра РАН, Казань, Россия

Работа выполнена при финансовой поддержке РФФИ (гранты № 05-08-50043, № 08-08-12109) и ФАНИ (госконтракт № 02.516.11.6025)

АННОТАЦИЯ

В работе представлены результаты теоретического исследования тепломассопереноса в интенсифицированном трубчатом гомофазном полимеризационном реакторе непрерывного действия с поперечной периодической дискретной шероховатостью в виде полукруглых кольцевых выступов на стенке реактора. Рассмотрены различные способы влияния на молекулярно массовые характеристики полимера и степень превращения в реакторе. Определяются диапазоны изменения режимных параметров процесса синтеза полиметакрилата, при которых осуществляются безопасные режимы работы реактора.

ВВЕДЕНИЕ

В настоящее время основные пути развития современных отраслей промышленности определяются требованиями к автоматизации производства, ресурсо - и энергосбережению и минимизации риска возникновения аварийных ситуаций на производстве. Существенной экономии материальных и, прежде всего, энергетических ресурсов на промышленных предприятиях можно добиться несколькими подходами, а именно разработкой и применением энергосберегающих теплотехнологических схем, а также интенсификацией технологических процессов и аппаратов, повышением их эффективности и единичной мощности. Автоматизировать производство и увеличить эффективность оборудования возможно путем сокращения числа аппаратов периодического действия и переходу к непрерывным схемам производства. При этом используемая автоматизированная система управления технологическим процессом должна содержать необходимую информацию о номинальных характеристиках процесса, при которых обеспечивается безопасное и эффективное функционирование всей технологической системы. Для этого необходимо учитывать весь спектр режимных параметров технологического процесса, конструктивные особенности рабочего участка и в том числе реологию используемой среды. В качестве рабочих сред в производстве нередко используются реакционно-способные реологически сложные и высоковязкие жидкости. Процессы теплообмена в таких средах, движущихся с небольшими скоростями, характеризуются весьма малыми коэффициентами теплоотдачи и невысокой эффективностью. Поэтому для тех отраслей современного производства, где рабочие среды обладают сложными реологическими свойствами, создание интенсифицированного тепломассообменного оборудования, позволяющего снизить материальные и энергетические затраты, а также увеличить производительность оборудования, является наиболее актуальной проблемой.

В настоящее время на химических и нефтехимических предприятиях часто встречаются экзотермические химические реакции, в которых присутствуют нестабильные компоненты. Эти реакции могут протекать с выделением большого количества теплоты. В условиях недостаточного теплоотвода значительное тепловыделение в ходе химической реакции, может привести к резкому увеличению температуры реакционной массы, самоускорению процесса и, как следствие, либо к резкому повышению давления в устройстве и его разрушению, либо к снижению качества конечного продукта и нарушению технологии производства. В связи с этим возникает проблема обеспечения безаварийного режима работы оборудования путем отвода теплоты из рабочего участка с одновременным сохранением всех необходимых тепловых, химических и гидродинамических условий для реализации технологического процесса. Малейшие отклонения от технологии производства могут привести к непредсказуемым последствиям и внештатным ситуациям, обуславливающих потенциальную опасность химического производства. На химических предприятиях используют двойные и тройные, контуры защиты. Однако сложность нестационарных теплофизических и химических процессов, протекающих в тепло- и массообменном оборудовании,

© Ананьев Д.В.

не дает возможности эффективного прогнозирования возникновений аварий и катастроф техногенного характера.

Практика развития аварийных ситуаций на большинстве предприятий химического и нефтехимического комплекса показывает, что время, отпущенное на выполнение эффективных действий по локализации аварийных ситуаций, ограничено 2-5 минутами. Далее масштабы аварии резко возрастают.

По статистическим данным, включающим обзор происшествий на химических производствах за 1996-2008 год и литературным источникам, до 40% аварий на химических производствах, сопровождающихся взрывом, составляют случаи выхода из-под контроля химической реакции. Каждые два года происходит в среднем пять серьезных промышленных аварий, сопровождающихся взрывом связанных с выходом реакции полимеризации из-под контроля. Анализ результатов расследования произошедших аварий показал, что среди технических причин аварийности преобладают причины связанные с несовершенством технологии, конструктивными недостатками технических устройств и отсутствием или неисправностью средств противоаварийной защиты.

Сложность теплофизических и химических процессов, протекающих в тепло- и массообменном оборудовании не дает возможности эффективного прогнозирования, возникновения критических режимов теплообмена, а также создания технических средств и методов защиты оборудования от аварийных ситуаций.

Все это свидетельствует об актуальности исследований направленных на поиск и определение оптимальных режимных параметров, которые позволят снизить риск возникновения аварий и катастроф техногенного характера на производстве и увеличить производительность оборудования.

ОСНОВНОЙ ТЕКСТ

Создание математических моделей процессов тепломассообмена при течении неньютоновских сред сопряжено с большими трудностями, связанными с экзотермическим характером рассматриваемых химических реакций, нелинейной зависимостью вязкости от температуры и условий деформации, кинетическими особенностями исследуемых процессов и т.д., вследствие чего часто приходится прибегать к различным упрощениям или сужениям подобных задач.

При построении модели предполагалось, что течение жидкости ламинарное, со сформировавшимся профилем скорости на входе в канал; силы тяжести пренебрежительно малы по сравнению с силами вязкости; реологические среды не проявляют свойств упругости и памяти и могут быть отнесены к обобщенным неньютоновским жидкостям; плотность, удельная теплоемкость, теплопроводность жидкости и коэффициенты взаимной диффузии в ходе процесса меняются незначительно; 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, нестационарность процессов тепломассообмена и переноса количества движения выражается в виде зависимости от времени тепловых граничных условий и расхода жидкости. Кроме того, рассмотренный режим проведения процесса характеризуется числом Pr>>1, а значит, время гидродинамической релаксации много меньше времени тепловой релаксации и профиль скорости почти мгновенно подстраивается под профиль температуры.

В расчетах использовалась аналитическая формула вязкости реакционной среды, полученная на основании регрессионного анализа и экспериментальных данных [1], учитывающая влияние температуры, степени превращения и второго инварианта тензора скоростей деформации на кривую вязкости в ходе всего технологического процесса получения полиметакрилата марки Д 10% при начальной концентрации инициатора 0.5 масс.%:

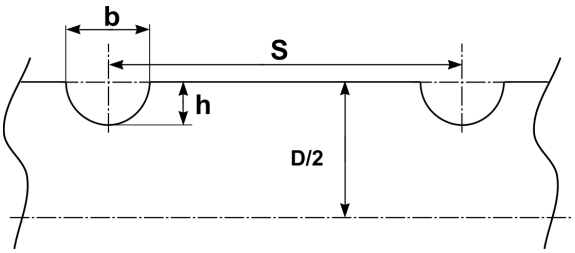

Рис.1 Геометрическая область исследования, b – ширина выступа; D – диаметр трубы; h – высота выступа; S – шаг накатки

$$\mu(I_2, T, \eta) = 0.000215 + 0.00016325 \cdot \exp\left(7 \cdot \eta + \frac{T_г - T}{2 \cdot (T_г - T_0)}\right) - 5.93 \cdot 10^{-8} \cdot I_2,$$

где $T_г$, T_0, T - температура на границе, на входе и текущая температура, I_2 - второй инвариант тензора скоростей деформаций, η - степень превращения.

При сравнении расчетных данных и экспериментальных данных по значению вязкости полиме-

ризующейся среды среднеквадратическая погрешность составляет 5 %.

Математическая модель базируется на фундаментальной системе уравнений механики сплошных сред: уравнений сохранения массы, переноса количества движения и переноса энергии. Также как и геометрические характеристики каналов, эта система уравнений совместно с граничными и начальными условиями инвариантна относительно произвольных поворотов вокруг оси 0z. Это позволяет постулировать еще одно допущение: распределения вектора скорости, полей температуры концентрации мономера и инициатора симметричны относительно произвольных поворотов вокруг оси 0z.

В связи с принятыми допущениями можно положить, что изменение физических составляющих скорости в поперечном сечении много больше изменения этих же составляющих в продольном направлении.

Для отыскания конкретных решений поставленной задачи необходимо добавить условия однозначности:

а) начальное условие для температуры, характеризующее распределение температуры жидкости на входе в канал: $T|_{z=0} = f_1(r)$.

В подавляющем большинстве случаев, встречающихся на практике, в качестве $f_1(r)$ принимается

$$T|_{z=0} = T_0 = const \qquad (1)$$

б) граничное условие для температуры:

$$T|_{\partial\Omega} = T_г(t); \qquad (2)$$

где t – время.

Изменение температуры на стенке по времени может отражать реальную ситуацию, вызванную временным изменением давления пара в рубашке реактора при протекании реакции полимеризации.

В качестве конкретной зависимости температуры от времени рассмотрим линейное изменение

$$T(t)=T_г[1+Kt], \qquad (3)$$

где K – скорость линейного изменения температуры.

в) условие симметрии поля температуры на оси канала

$$\frac{\partial T}{\partial r}|_{r=0} = 0; \qquad (4)$$

где r – радиус канала.

г) граничное условие прилипания жидкости на стенке $\partial\Omega$

$$\bar{v}|_{\partial\Omega} = 0; \qquad (5)$$

где $\bar{v}$ - вектор скорости.

д) условие, определяющее расход жидкости Q(t) через поперечное сечение

$$Q(t) = \iint_{\Omega} (\bar{v} \cdot \bar{n}) d\Omega. \qquad (6)$$

В качестве конкретной зависимости Q(t), представляющей интерес на практике отметим случай линейного изменения расхода

$$Q(t)=Q[1+Nt], \qquad (7)$$

где Q – расход, N – скорость линейного изменения расхода.

Данная ситуация может произойти при поломке насоса или намеренном увеличении расхода жидкости, например в случае выхода из-под контроля реакции полимеризации, с целью предотвращения возможной закупорки живого сечения реактора полимером.

Одной из наиболее удобных форм уравнений, описывающих течение несжимаемых сред при отсутствии заданных граничных условий для давления, является форма уравнений, полученная введением новых переменных вихрь-функция тока ω_φ, ψ:

$$\omega_\varphi = \frac{\partial v_r}{\partial z} - \frac{\partial v_z}{\partial r},$$
$$v_r = \frac{1}{r}\frac{\partial \psi}{\partial z}, v_z = -\frac{1}{r}\frac{\partial \psi}{\partial r}. \qquad (8)$$

где v_r, v_z - радиальная и осевая компоненты вектора скорости.

Для получения уравнения переноса вихря применяется операция rot к обеим частям уравнения переноса количества движения. Берется проекция полученного уравнения на ось φ.

В итоге задача тепломассообмена при ламинарном течении жидкости в каналах с периодической поперечной дискретной шероховатостью на внутренней поверхности для граничных условий прилипания жидкости на стенке в постановке вихрь-функция тока выглядит следующим образом:

$$\rho\left(\frac{\partial\omega_\varphi}{\partial t}+\frac{\partial\psi}{\partial z}\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{\omega_\varphi}{r}\right)-\frac{\partial\psi}{\partial r}\frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{\omega_\varphi}{r}\right)\right)=\frac{\partial}{\partial r}\left(\varphi_1(I_2,T)\frac{1}{r}\frac{\partial r\omega_\varphi}{\partial r}\right)+\frac{\partial}{\partial z}\left(\varphi_1(I_2,T)\frac{\partial\omega_\varphi}{\partial z}\right)+$$
$$+2\frac{\partial^2\varphi_1(I_2,T)}{\partial r\partial z}\left(\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial z}\right)+\frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial r}\right)\right)+\left(\frac{\partial^2\varphi_1(I_2,T)}{\partial z^2}-\frac{\partial^2\varphi_1(I_2,T)}{\partial r^2}\right)\left(\frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial z}\right)-\right.$$
$$\left.-\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial r}\right)\right)+\frac{\partial\varphi_1(I_2,T)}{\partial r}\frac{\partial\omega_\varphi}{\partial r}+\frac{\partial\varphi_1(I_2,T)}{\partial z}\frac{\partial\omega_\varphi}{\partial z}, \qquad (9)$$

$$\omega_\varphi=\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial r}\right)+\frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial z}\right) \qquad (10)$$

$$\frac{\partial T}{\partial t}+\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial z}\frac{\partial T}{\partial r}-\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial r}\frac{\partial T}{\partial z}=a\left[\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\frac{\partial T}{\partial r}\right)+\frac{\partial^2 T}{\partial z^2}\right]+\frac{Q_0K_0}{c_M}e^{-\frac{E}{RT}}M^mJ^n+\frac{F}{\rho c_p}, \qquad (11)$$

$$\frac{\partial M}{\partial t}+\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial z}\frac{\partial M}{\partial r}-\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial r}\frac{\partial M}{\partial z}=D_{M(J)}\left[\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\frac{\partial M}{\partial r}\right)+\frac{\partial^2 M}{\partial z^2}\right]-K_0\cdot e^{-\frac{E}{RT}}M^mJ^n, \qquad (12)$$

$$\frac{\partial J}{\partial t}+\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial z}\frac{\partial J}{\partial r}-\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial r}\frac{\partial J}{\partial z}=D_{M(J)}\left[\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\frac{\partial J}{\partial r}\right)+\frac{\partial^2 J}{\partial z^2}\right]-k_{i0}\cdot e^{-\frac{E_i}{RT}}J^n, \qquad (13)$$

где

$$I_2=2\left\{2\left(\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial z}\right)\right)^2+\frac{2}{r^4}\left(\frac{\partial\psi}{\partial z}\right)^2+\left(\frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial z}\right)-\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial r}\right)\right)^2+2\frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial r}\right)^2\right\} \qquad (14)$$

Граничные условия:

$$\omega_\varphi\Big|_{\partial\Omega}=\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial r}\right)+\frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial\psi}{\partial z}\right)\Bigg|_{\partial\Omega},$$
$$\frac{\partial\psi}{\partial r}\Big|_{\partial\Omega}=0, \qquad (15)$$
$$\frac{\partial\psi}{\partial z}\Big|_{\partial\Omega}=0.$$

при

$$r=r_1:\ M=J=0,\ T=T_r(t), \qquad (16)$$

при

$$t=0,\ z=0:$$
$$T=T_0,\ M=M_0,\ J=J_0, \qquad (17)$$

при

$$r=0:\ \frac{\partial T}{\partial r}=0, \qquad (18)$$

при

$$z=L:\ \frac{\partial\psi}{\partial z}=\frac{\partial\omega_\varphi}{\partial z}=0, \qquad (19)$$

при

$$z=L:\ \frac{\partial M}{\partial z}=\frac{\partial J}{\partial z}=\frac{\partial T}{\partial z}=0. \qquad (20)$$

Здесь ρ, a, c_p - плотность, температуропроводность, удельная теплоемкость жидкости; $T_r(t)$ - заданная функция, которая может иметь любой вид, в частности наиболее простой в реализации и часто встречающийся на практике (3); M - концентрация мономера; J – концентрация инициатора; m - порядок реакции полимеризации; n - порядок реакции разложения инициатора; c_M - молярная теплоемкость; φ_1 - динамическая вязкость; $D_{M(J)}$, $D_{J(M)}$ - коэффициенты взаимной диффузии мономера и инициатора; k_{i0} - константа скорости реакции разложения инициатора; E_i- энергия активации реакции разложения инициатора; E-энергия активации химической реакции; Q_0-тепловой эффект химической реакции; K_0-константа скорости химической реакции; L – длина реактора. Математическая модель (1)-(20) построена для шероховатости произвольной формы поперечного сечения, и она позволяет проводить исследования тепломассообмена и гидродинамики в каналах с периодической поперечной дискретной шероховатостью на стенках.

Поперечная дискретная шероховатость может быть образована накаткой любой произвольной формы поперечного сечения на внутренней поверхности канала, вставками прямоугольного, тре-

угольного, каплеобразного и другого поперечного сечения. Объединяющим моментом при этом будем считать, что накатки, вставки или выточки расположены поперечно с определенным шагом по длине канала.

Из литературы известно, что наилучшие показатели теплогидравлической эффективности соответствуют интенсифицированным каналам с дискретной шероховатостью на стенке в виде плавно очерченных невысоких выступов по сравнению с гладкими каналами и дискретной шероховатостью другого типа [2, 3].

Поэтому для улучшения качественных и количественных характеристик конечной продукции, получаемой на выходе из реактора, в работе предлагается трубчатый реактор полимеризации с проточной частью в форме трубчатого канала с невысокими полукруглыми кольцевыми выступами на стенке реактора.

Известно, что интенсификация теплообмена путем разрушения пристенных слоев жидкости применяется при ламинарном течении слабоконцентрированных растворов полимеров, вязкость которых не превышает 0,4-0,5 Па•с, что соответствует значениям вязкости реакционной среды в процессе гомополимеризации эфиров метакриловой кислоты в трубчатом реакторе непрерывного действия при параметрах приведенных ниже:
Концентрация мономера (эфиризат) M_0=100 масс.%; концентрация инициатора (перекись бензоила) J_0=0.5÷4.5 масс.%; концентрация растворителя (толуол) P_0=10 масс.%; начальная температура среды $353\ K$, граничное значение температуры $375\ K$, радиус реактора 0.05 м.

МЕТОД РЕШЕНИЯ

Решение поставленной задачи (1)-(20) невозможно получить в явном виде из-за сложностей связанных с нелинейным характером операторов, соответствующих старшим производным уравнений системы, нелинейности конвективных членов уравнений переноса и неопределённым значением длины канала. Поэтому поиск решения такой системы проводился с помощью численных методов, при этом алгоритм был построен на базе итерационных методов. В качестве начального приближения для определения длины теплового начального участка в дискретно-шероховатых каналах использовалось значение длины теплового начального участка в круглой трубе с диаметром, соответствующим диаметру наиболее широкой части. Решение такой задачи проводилось на базе «параболизованной» системы уравнений переноса количества движения, неразрывности и переноса энергии. Очевидно, что полученное таким образом начальное приближение длины начального теплового участка имеет завышенное значение, которое впоследствии уточняется с помощью вычислительных процедур. При этом в качестве критерия определения длины начального теплового участка использовалось условие малости максимальной относительной разности основных искомых переменных задачи T, ψ, ω_φ от решения той же задачи в предположении сформировавшихся профилей температур и гидродинамических характеристик, T, ψ, ω_φ начиная с некоторого значения независимой переменной $z = z_0$, которое и является длиной начального теплового участка. Такие решения можно получить из основной системы уравнений (1)-(20) при условии их периодичности, используя для этого неявные разностные схемы, которые в итоге сводятся к методам переменных направлений и обычной или циклической прогонки описанной в Самарском А.А. [4].

РЕЗУЛЬТАТЫ ЧИСЛЕННОГО РЕШЕНИЯ

В работе проводилось теоретическое исследование полной тепломассогидродинамической задачи, учитывающей взаимное влияние гидродинамических, тепломассообменных, реологических и макрокинетических параметров на процесс полимеризации (1)-(20). Данное исследование проводилось с режимными параметрами, соответствующими непрерывной технологической схеме производства полиметакрилата на ОАО «Дзержинское Оргстекло».

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.

Результаты численных исследований работы реактора полимеризации с интенсифицированной внутренней поверхностью получены для следующих геометрических параметров S/D=0.8; h/D=0.1. Это было обусловлено тем, что данные геометрические характеристики обладают наилучшей теплогидравлической эффективностью при течении ньютоновской и неньютоновской жидкостей определенной в [5]. За конечную длину реактора L принята длина гладкого трубчатого реактора, при которой в среднем по сечению конверсия η=0.97.

Течение в каналах с дискретной шероховатостью характеризуется наличием радиальной составляющей вектора скорости, которая принимает максимальной значение в области выступа (рис.2).

Изменение продольной составляющей вектора скорости при обтекании выступа дискретной шероховатости не столь значительно (рис.3). Также следует заметить, что v_r существенно меньше v_z.

Одной из важных характеристик, описывающих

гидродинамику вязкой жидкости в трубах с дискретной шероховатостью, является окружная составляющая вектора вихря ω_φ. На рис.4 приведены графики, представляющие расчетные линии равных

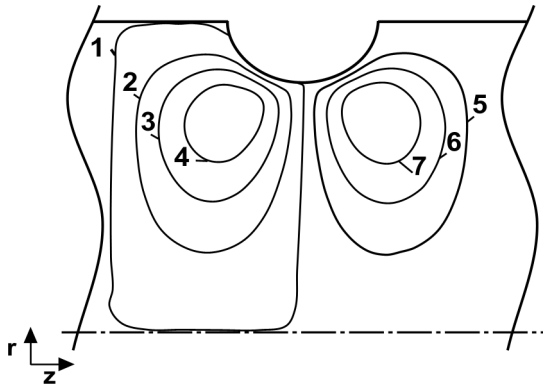

Рис.2 Линии равных значений $\frac{V_r}{\overline{V}}$ при S/D=0.8, h/D=0,1 и Re=4: 1 – 0.0006; 2 – 0.04; 3 – 0.08; 4 – 0.12; 5 – (-0.04); 6 – (-0.08); 7 – (-0.012); $\overline{V}$ –среднерасходная скорость течения

значений ω_φ в продольном сечении канала с дискретной шероховатостью. Значения ω_φ возрастают

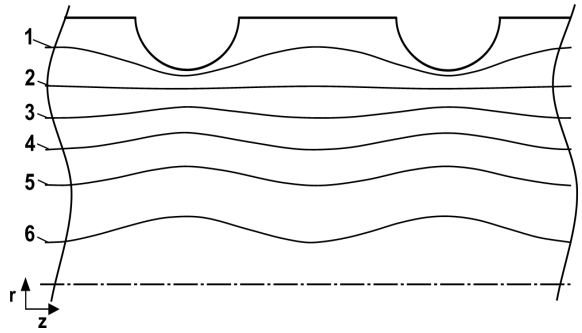

Рис.3. Распределение продольной составляющей вектора скорости $\frac{V_z}{\overline{V}}$ при S/D=0.8, h/D=0.1 и Re=4: 1 - 0.16; 2 - 0.49; 3 - 0.82; 4 - 1.14; 5 - 1.47

над выступами шероховатости, плавно сходя на нет в области за выступом.

Было получено, что по мере продвижения реагирующей смеси вдоль реактора происходит образование полимера, что ведет к увеличению эффективной вязкости и проявлению неньютоновских свойств системы. Нарастание вязкости в пристеночных слоях приводит к вытягиванию эпюр скоростей. Ближе к концу реактора происходит увеличение полимера в потоке, реагирующая среда становится более однородной и соответственно профиль скорости постепенно «сплющивается».

Выявлено, что на динамику изменения градиента давления по длине реактора с одной стороны влияет разогрев системы из-за подвода внешнего тепла и диссипативного тепловыделения, что ведет к падению $\partial P/\partial z$, а с другой стороны рост вязкости ведет к увеличению $\partial P/\partial z$, причем второе

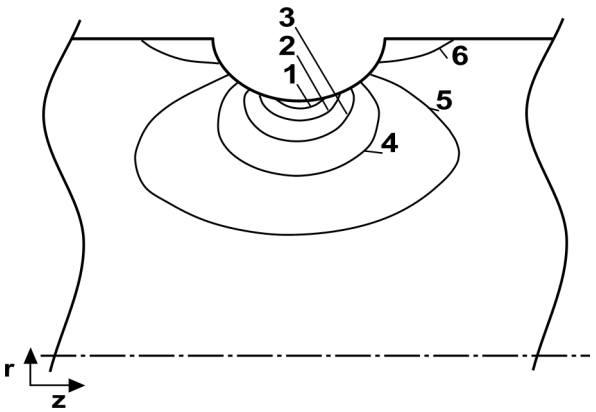

Рис.4 Линии равных значений окружной составляющей вектора вихря $\frac{\omega_\varphi}{\overline{\omega}_\varphi}$ в продольном сечении канала при S/D=0.8, h/D=0.1: 1 – 0.0032; 2 – 0.0026; 3 – 0.002; 4 – 0.0014; 5 – 0.0009; 6 – 0.0003; $\overline{\omega}_\varphi$ – среднее значение ω_φ

обстоятельство превалирует. При этом рост градиента давления для труб с дискретной шероховатостью значительно выше.

При полимеризации высокомолекулярных соединений основными критериями качества продукта является его средняя ММ и ММР. На рис.5 приведены расчетные значения степени превращения η и ширины спектра ММР ($\overline{P}_w/\overline{P}_n$) по длине реактора [6].

При сравнении расчетных данных и экспериментальных данных Назмеева Ю.Г. [7] по степени превращения (рис.5, кривые 3, 5) среднеквадратическая погрешность составляет 11 %.

В зависимости от степени превращения величина среднечисленной степени полимеризации в интенсифицированном реакторе растет и при степени превращения, равной 0.88, принимает значение, составляющее 1.04 от среднечисленной степени полимеризации в гладком реакторе.

Ширина спектра ММР уменьшается от значений 1.05-1.09 в гладком реакторе до величин 1.03-1.04 в интенсифицированном. Максимально достигаемая степень превращения в интенсифицированном ре-

акторе также выше, чем в гладком (рис.5, кривые 3, 4). При этом расчеты показали, что увеличение шага расположения выступов и уменьшение высоты дискретной шероховатости, ведет к уменьшению степени превращения и однородности полимера (ширины спектра ММР, ММ). Уменьшение шага расположения выступов и увеличение высоты дискретной шероховатости, приводит к более высокими показателями по ширине спектра ММР, ММ и степени превращения. Однако, одновременно с этим увеличиваются затраты энергии на прокачку жидкости, происходит более интенсивное налипание полимера на стенки реактора, образуются застойные зоны и происходит увеличение скорости течения центральных слоев жидкости, что приводит к проскальзыванию непрореагировавших слоев реакционной жидкости, сложностям в дальнейшей его очистке. Это приводит к тому, что в пристеночной области реактора характеристики ММР и степень превращения будут высокими, а на выходе получается полимер с низкими показателями степени превращения и низкой однородностью и молекулярной массой. Расчеты, сделанные для различных геометрических размеров дискретной шероховатости позволили выбрать наиболее приемлемый вариант для исследуемой реакции полимеризации в реакторе непрерывного действия - S/D=0.8, h/D=0.1.

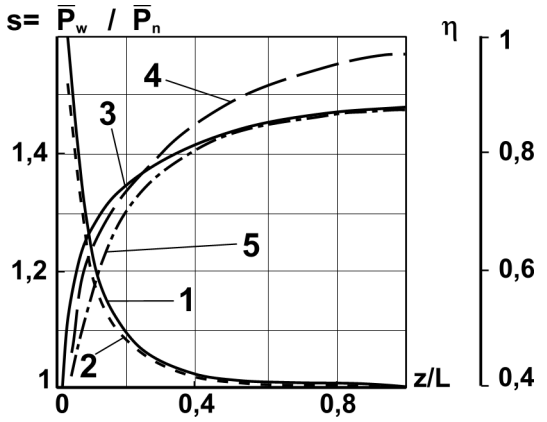

Рис.5 Изменение степени превращения η (кривые 4, 3, 5) и ширины спектра ММР $\overline{P}_w / \overline{P}_n$ (кривые 1, 2) по длине реактора (2, 4 – интенсифицированный реактор S/D=0.8, h/D=0.1, 1, 3, 5 – гладкий реактор)

На рис.6 представлено влияние скорости линейного нагрева k ($k = Kt_0E/RT_0^2$) на безразмерную температуру θ ($\theta = \left(E/\left(RT_0^2\right)\right)\cdot\left(T - T_0\right)$) в реакторе.

Как показали результаты численных расчетов, в случае линейного нагрева стенки реактора константа скорости линейного нагрева k играет роль определяющего временного фактора возникновения прогрессивного нарастания температуры (рис.6).

Из рис.6 видно, что при увеличении скорости линейного нагрева ($k = 0{,}5$) уменьшается низкотемпературный временной промежуток, т.е. прогрессивное нарастание температуры будет наблюдаться на более раннем отрезке времени.

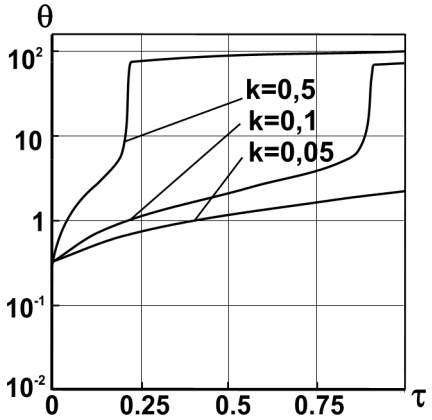

Рис.6 Зависимость безразмерной температуры θ на оси трубы от безразмерного времени $\tau = t/t_0$ для различных значений k

При линейном нагреве стенки трубы происходит постоянное накопление теплоты в потоке от внутренних источников теплоты и внешнего нагрева. В этом режиме по истечении определенного промежутка времени в потоке возникает высокая плотность энергии, приводящая к резкому нарастанию температуры жидкости.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате численного исследования гомофазной инициированной полимеризации в проточном трубчатом реакторе установлено, что применение периодической дискретной шероховатости является эффективным способом улучшения тепломассообменных характеристик полимеризационного процесса. Выявлено, что при линейном нагреве стенки реактора теплота постоянно подводится и накапливается до определенного критического значения, после которого происходит прогрессивное нарастание температуры.

ЛИТЕРАТУРА

1. Кутателадзе С.С., Попов В.И., Хабахпашева Е.М. К гидродинамике жидкостей с переменной вязкостью // ПМТФ. 1966. № 1. С.45-49.

2. Назмеев Ю.Г. Теплообмен при ламинарном течении жидкости в дискретно-шероховатых каналах // М.: Энергоатомиздат. 1997. 371 с.
3. Леонтьев А.И., Гортышов Ю.Ф., Олимпиев В.В., Попов И.А. Эффективные интенсификаторы теплоотдачи для ламинарных (турбулентных) потоков в каналах энергоустановок // Известия РАН. Энергетика. 2005. № 1. С. 75-91.
4. Самарский А.А. Теория разностных схем. М.: Наука. 1983. 616 с.
5. Ананьев Д.В., Вачагина Е.К. Интенсификация конвективного теплообмена при ламинарном течении мазута марки М-100 и 0,65%-го раствора Na-КМЦ в теплообменнике с эллиптическими выемками на стенке канала // Труды Академэнерго. № 2. 2008. С. 29-41.
6. Малкин А.Я., Лавочник Ю.Б., Бегишев В.П. О молекулярно-массовом распределении при живой полимеризации, осложненной реокинетическими эффектами // Высокомолекулярные соединения. М. Наука. 1983. Т. (А) 25. № 2. С. 430-435.
7. Назмеев Ю.Г. Тепломассоперенос в трубчатых реакторах гомофазной полимеризации. Дис. на соиск. уч. степ. докт. техн. наук. МЭИ. Казанский филиал. Казань. 1986. 349с.