

УДК 541(64+128):542.952

## ТРУБЧАТЫЕ ТУРБУЛЕНТНЫЕ ПРЕДРЕАКТОРЫ ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ ПРОЦЕССОВ ИНИЦИИРОВАНИЯ ПРИ КАТАЛИТИЧЕСКОМ СИНТЕЗЕ ПОЛИМЕРОВ

© 2002 г. Р. Г. Тахавутдинов\*, А. Г. Мухаметзянова\*,  
Г. С. Дьяконов\*, К. С. Минскер\*\*, Ал. Ал. Берлин\*\*\*

\*Казанский государственный технологический университет  
420015 Казань, ул. К.Маркса, 68

\*\*Башкирский государственный университет  
450074 Уфа, ул. Фрунзе, 32

\*\*\* Институт химической физики им. Н.Н.Семенова Российской академии наук  
119991 Москва, ул. Косягина, 4

Поступила в редакцию 16.07.2001 г.  
Принята в печать 22.11.2001 г.

Дано теоретическое обоснование необходимости разделения быстрой стадии формирования активных центров от медленной стадии синтеза полимера в присутствии катализитической системы. Рациональным техническим решением является введение в технологическую схему производства полимеров малогабаритных трубчатых турбулентных аппаратов-предреакторов диффузор-конфузорной конструкции на линии смешения компонентов катализитической системы, мономеров и других ингредиентов рецептуры, в которых формируются активные центры полимеризации, поступающие затем в основной объемный реактор-полимеризатор смешения. На основе численного решения уравнений движения сплошной среды получены оптимальные соотношения геометрических размеров трубчатого турбулентного предреактора. Предложен инженерный метод расчета основных параметров турбулентности и смешения для аппаратов-предреакторов диффузор-конфузорной конструкции.

Процесс полимеризации состоит из нескольких последовательных стадий, основными из которых являются инициирование, рост и обрыв цепи. Для получения качественного продукта необходимо обеспечивать подходящие условия для протекания соответствующих стадий. Эти условия включают в себя оптимальные рабочие температуры, давления, концентрации компонентов и достаточную степень однородности полей всех характеристик. Однако часто оптимальные условия для стадии роста полимерной цепи не являются подходящими для протекания стадии инициирования. Рабочие температуры, которые требуются для проведения различных стадий полимеризации, могут существенно отличаться. Поэтому иногда перед основными реакторами-полимеризаторами устанавливают малообъемные аппараты, часто назы-

ваемые предреакторами или форреакторами [1], которые обеспечивают интенсивное смешение компонентов реакционной смеси, а в случае функционирования нескольких параллельных полимеризаторов – подачу смеси одинакового состава на различные линии.

При синтезе полимеров имеют место и ситуации, когда скорость инициирования (образование активных центров) на многие порядки превосходит скорость роста полимерной цепи. Константа скорости инициирования на многих катализитических системах в большинстве случаев не поддается экспериментальному измерению ввиду очень высокой скорости химической реакции. Макрокинетика мгновенных химических реакций определяется скоростью смешения компонентов, при полимеризации – скоростью микросмешения катализатора и мономера. В этом случае характерное время мик-

E-mail: roustam@kstu.ru (Тахавутдинов Рустам Гумерович).

росмешения в объемном реакторе необходимо сравнивать с характерным временем роста цепи и продолжительностью конвективного макросмешения. В качестве иллюстрации можно привести их оценку при синтезе этилен-пропиленового синтетического каучука в Открытом акционерном обществе "Нижнекамскнефтехим" в объемных аппаратах с механическими перемешивающими устройствами на катализаторах Циглера-Натта.

Характерное время турбулентного микросмешения  $t_{micro}$  оценивается по формуле [2]

$$t_{micro} = 17.3(v/\varepsilon)^{0.5}, \quad (1)$$

где  $v$  – кинематический коэффициент вязкости ( $\text{м}^2/\text{с}$ ),  $\varepsilon$  – диссипация удельной кинетической энергии турбулентности ( $\text{м}^2/\text{с}^3$ ), складывающаяся из мощности, затрачиваемой на перемешивание жидкости мешалкой, и за счет барботажа газа

$$\varepsilon = N/V + \rho gw \quad (2)$$

Здесь  $N$  – мощность, затрачиваемая на перемешивание (Вт);  $V$  – объем реакционной смеси ( $\text{м}^3$ );  $\rho$  – плотность ( $\text{кг}/\text{м}^3$ );  $w$  – приведенная скорость газа ( $\text{м}/\text{с}$ );  $g$  – ускорение свободного падения ( $\text{м}/\text{с}^2$ ).

На этой основе получено оценочное значение характерного времени микросмешения в реальном объемном реакторе-полимеризаторе, равное  $10^{-1}$  с. Приведенное значение почти на 3 порядка меньше, чем характерное время роста цепи. Скорость вращения мешалки в объемном аппарате смешения 3 об/с. Характерный масштаб времени конвективного макросмешения составляет  $\sim 3 \times 10^{-1}$  с, т.е. он имеет тот же порядок, что и масштаб времени микросмешения  $10^{-1}$  в объемном реакторе. Это означает, что растущие полимерные цепи распределены по объему аппарата достаточно однородно как на микро-, так и на макроуровне. Однако это еще не указывает на однородность в распределении по объему реактора образующихся при инициировании активных центров, поскольку, как уже отмечалось, реакция инициирования является мгновенной и процесс инициирования лимитируется смешением компонентов. При подаче катализатора непосредственно в реактор вероятно возникновение неоднородностей в распределении образующихся активных центров как на микро-, так и на макроуровнях. Если подавать катализатор и мономер непосредственно в объемный реактор-полимеризатор, то концентрация образующихся активных центров на макроуровне в месте ввода катализатора будет неоднородной и потребуется  $\sim 10^{-1}$  с для того, чтобы катализатор сформировал активные центры и

их концентрация у места ввода катализатора выровнялась.

Однако за это время конвективные течения переместят различные элементы реакционной смеси от места ввода катализатора на расстояния, сравнимые с размером аппарата, поскольку, как уже отмечалось, характерный масштаб времени конвективного макросмешения составляет  $3 \times 10^{-1}$  с, что сравнимо со значением  $10^{-1}$  с. В результате будут наблюдаться неоднородности в распределении вновь образовавшихся активных центров в объеме реактора, что, естественно, будет приводить к неоднородности распределения мономеров по объему полимеризатора, так как в тех местах, где концентрация катализатора велика, мономер будет убывать быстро за счет весьма высокой скорости образования активных центров. Это способствует и неоднородности (ухудшению) молекулярных характеристик получаемого каучука. Проводить реакции инициирования и роста цепи в одном объемном аппарате смешения нецелесообразно. Такое положение справедливо практически для любых катализитических полимеризационных процессов, где одновременно протекают быстрый процесс формирования активных центров и медленный процесс непосредственного синтеза полимера, в частности, в присутствии катализаторов Циглера-Натта.

Рациональным техническим решением является установка малогабаритных трубчатых турбулентных аппаратов-предреакторов смешения на линии смешения потоков компонентов катализитической системы, мономера и других ингредиентов рецептуры, где в оптимальных условиях проведения быстрых химических процессов формируются активные центры полимеризации, которые уже в готовом виде поступают в основной объемный реактор-полимеризатор смешения. Дополнительно назначение предреакторов состоит также в том, чтобы обеспечить протекание дезактивации катализитических ядов, обусловливающих возникновение индукционного периода.

Расчет основных размеров трубчатого турбулентного предреактора необходимо проводить исходя из условия, что лимитирующее время турбулентного смешения (как правило, микросмешения) должно быть значительно меньше времени пребывания среды в аппарате  $t_{cm} < t_{pr}$ . Это гарантирует, что все активные центры поступают в основной полимеризатор – объемный реактор смешения уже в готовом виде и распределяются в объеме аппарата однородно. В свою очередь характерное время микросмешения, согласно формуле (1), тем меньше, чем больше степень турбу-

лизации потока. Таким образом, необходимо стремиться к таким режимам движения среды в трубчатом предреакторе, где гарантированно достигается интенсивное турбулентное смешение. Идеальной геометрией трубчатых турбулентных предреакторов струйного типа является диффузор-конфузорный канал, состоящий из последовательно соединенных между собой участков расширения и сужения [3, 4]. По сравнению с трубчатыми аппаратами цилиндрической конструкции, аппараты диффузор-конфузорной конструкции обеспечивают многократное (до порядка и выше) увеличение характеристик турбулентности [5]. Эти аппараты просты в изготовлении, не содержат подвижных внутренних узлов и безопасны при работе с высокотоксичными и взрывоопасными средами.

Для выбора оптимальных геометрических размеров предреакторов диффузор-конфузорной конструкции необходимо уметь рассчитывать характерное время турбулентного микросмешения (1). Это время зависит от диссипации удельной кинетической энергии турбулентности  $\epsilon$ , которая может быть достаточно точно найдена путем численного решения уравнений движения жидкости с эффективным коэффициентом вязкости  $\mu$ , представляющим собой сумму обычной молекулярной  $\mu_m$  и турбулентной  $\mu_t$  вязкости

$$\mu = \mu_t + \mu_m$$

на основе  $K$ - $\epsilon$ -модели турбулентности [5]. Уравнения движения жидкости в цилиндрической системе координат для осесимметричного незакрученного течения несжимаемой ньютоновской среды имеют следующий вид.

Уравнение неразрывности:

$$\frac{1}{r} \frac{\partial(ru)}{\partial r} + \frac{\partial v}{\partial z} = 0 \quad (3)$$

Уравнения переноса импульса:

$$\rho \frac{\partial(ruu)}{\partial r} + \rho \frac{\partial(uv)}{\partial z} = -\frac{\partial p}{\partial r} - \left( \frac{1}{r} \frac{\partial(rt_{11})}{\partial r} - \frac{t_{33}}{r} + \frac{\partial t_{21}}{\partial z} \right) \quad (4)$$

$$\rho \frac{\partial(ruv)}{\partial r} + \rho \frac{\partial(vv)}{\partial z} = -\frac{\partial p}{\partial z} - \left( \frac{1}{r} \frac{\partial(rt_{12})}{\partial r} + \frac{\partial t_{22}}{\partial z} \right), \quad (5)$$

где компоненты тензора напряжений  $\tau$  равны

$$\tau_{11} = -2\mu \frac{\partial u}{\partial r}, \quad \tau_{22} = -2\mu \frac{\partial v}{\partial z}, \quad \tau_{33} = -2\mu \frac{u}{r} \quad (6)$$

$$\tau_{12} = \tau_{21} = -\mu \left( \frac{\partial v}{\partial r} + \frac{\partial u}{\partial z} \right) \quad (7)$$

Уравнения  $K$ - $\epsilon$ -модели турбулентности:

$$\begin{aligned} \frac{\rho}{r} \frac{\partial(ruK)}{\partial r} + \rho \frac{\partial(vK)}{\partial z} &= \\ = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( \frac{\mu}{\sigma_K} \frac{r \partial K}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( \frac{\mu}{\sigma_K} \frac{\partial K}{\partial z} \right) + \mu_t G - \rho \epsilon & \end{aligned} \quad (8)$$

$$\begin{aligned} \frac{\rho}{r} \frac{\partial(rue)}{\partial r} + \rho \frac{\partial(v\epsilon)}{\partial z} &= \\ = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( \frac{\mu}{\sigma_E} \frac{r \partial \epsilon}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( \frac{\mu}{\sigma_E} \frac{\partial \epsilon}{\partial z} \right) + \mu_t C_1 G \epsilon / K - C_2 \rho \epsilon^2 / K & \end{aligned} \quad (9)$$

$$G = ((\tau_{11}^2 + \tau_{22}^2 + \tau_{33}^2)/2 + \tau_{12}^2)/\mu^2 \quad (10)$$

$$\mu_t = \rho \frac{C_\mu K^2}{\epsilon}, \quad (11)$$

где  $p$  – давление (Па);  $r, z$  – радиальная и продольная координаты (м);  $u, v$  – осевая и радиальная скорости (м/с).

Стандартные параметры  $K$ - $\epsilon$ -модели турбулентности, используемые в расчетах, составляют

$$\begin{aligned} C_1 &= 1.44, \quad C_2 = 1.92, \quad C_\mu = 0.09, \\ \sigma_K &= 1.0, \quad \sigma_E = 1.3 \end{aligned} \quad (12)$$

Уравнения (8)–(12) справедливы для основного объема жидкости, но не могут быть применены для области, непосредственно прилегающей к стенке трубчатого аппарата. В этом случае следует использовать закон стенки, согласно которому профиль скорости потока вблизи твердой стенки подчиняется логарифмическому закону

$$\frac{v_{tan}}{\sqrt{\tau/\rho}} = \frac{1}{k} \ln \frac{E\delta}{v_m} \sqrt{\rho} \quad (13)$$

( $\delta$  – расстояние от стенки). В ходе итерационного процесса при заданном значении параллельной стенке скорости  $v_{tan}$  по формуле (13) находится значение касательного напряжения  $\tau$  и далее эффективная вязкость

$$\mu = \delta \tau / v_{tan}, \quad (14)$$

при этом кинетическая энергия турбулентности  $K_w$  по-прежнему находится по  $K$ - $\epsilon$ -модели турбулентности, а диссипация удельной кинетической энергии турбулентности  $\epsilon$  – по формуле

$$\epsilon = \frac{C_\mu^{0.75} K_w^{1.5}}{k\delta} \quad (15)$$

Формулы (13)–(15), для которых приняты значения констант  $k = 0.4$ ,  $E = 9.0$  являются стандартными граничными условиями для стенки при турбулентных потоках [6], которые приняты для

всех твердых поверхностей. На входе потока (рис.1, линия AB) задавали скорость и оценочные входные значения  $K$  и  $\varepsilon$ , на выходе потока (линия CD) задавали давление и условия равенства нулю производных от  $K$  и  $\varepsilon$  по нормали к линии CD, а на линии AC принимались условия симметрии.

Численное решение уравнений турбулентного движения сплошной среды совместно с уравнениями  $K$ - $\varepsilon$ -модели турбулентности позволило получить по объему аппарата диффузор-конфузорной конструкции поля осевой и радиальной скорости движения потока, давления, удельной кинетической энергии турбулентности, ее диссипации и других характеристик, которые выражаются через эти функции.

Были проведены расчеты характеристик турбулентности в широком диапазоне изменения соотношения геометрических размеров диффузор-конфузорного аппарата (отношение диаметров диффузора и конфузора, отношение длины секции к диаметру диффузора, угол расширения диффузора) с целью выявления их оптимальных значений.

Как правило, лимитирующим временем смещения в турбулентных потоках является микросмещение. Критерию минимума характеристического времени микросмещения соответствует максимум диссипации удельной кинетической энергии турбулентности. Поэтому в первую очередь необходимо исследовать зависимость среднего значения диссипации удельной кинетической энергии турбулентности от соотношения геометрических размеров.

Согласно проведенным расчетам, при фиксированном угле  $\alpha$  и фиксированном отношении диаметров  $d_L/d$  при увеличении длины секции  $L$  диссипация удельной кинетической энергии турбулентности  $\varepsilon$  вначале возрастает, а затем уменьшается. Аналогичная картина наблюдается и при изменении отношения диаметров  $d_L/d$ . Это свидетельствует о наличии точки максимума среднего значения диссипации удельной кинетической энергии турбулентности  $\varepsilon$  при некотором соотношении геометрических размеров трубчатого аппарата диффузор-конфузорной конструкции. Оптимальное соотношение геометрических размеров трубчатого аппарата практически не зависит от угла  $\alpha$ , что позволяет несколько упростить задачу.

Критерием оптимизации соотношения геометрических размеров трубчатого турбулентного аппарата диффузор-конфузорной конструкции является максимум среднего значения диссипации удельной кинетической энергии турбулентности  $\varepsilon$ , а параметрами оптимизации – отношение диа-

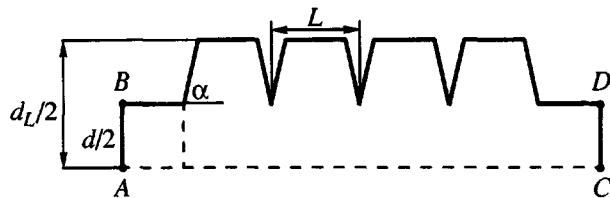
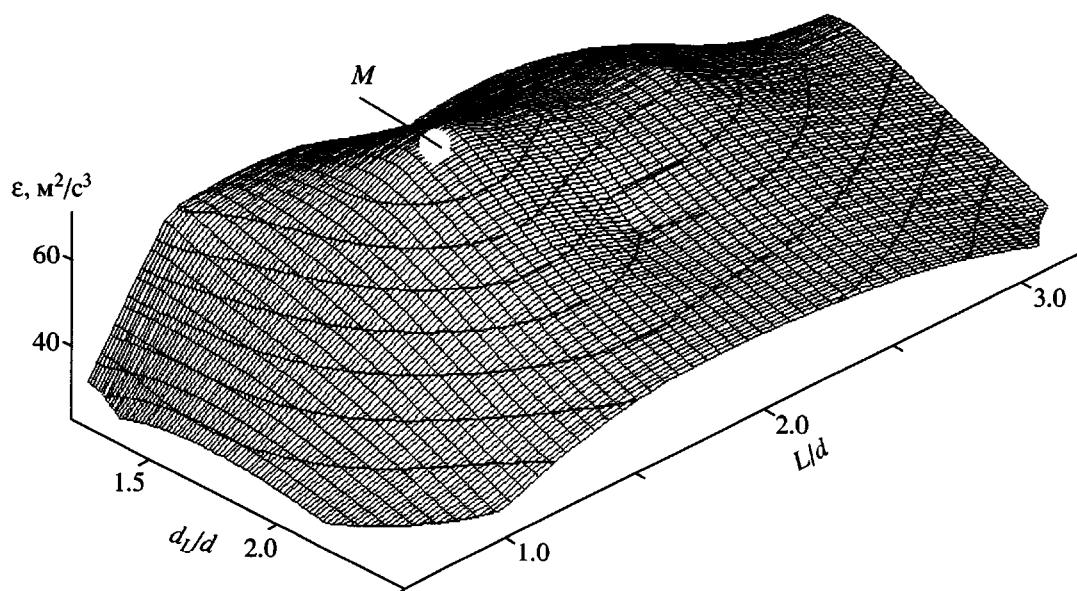


Рис. 1. Геометрия турбулентного трубчатого аппарата диффузор-конфузорного типа. Пояснения в тексте.

метров диффузора и конфузора  $d_L/d$  и отношение длины секции к диаметру диффузора  $L/d_L$ . Рисунок 2 иллюстрирует зависимость среднего значения диссипации удельной кинетической энергии турбулентности от соотношения геометрических размеров аппарата при  $\alpha = 45^\circ$ . На рис. 2 обозначена точка максимума  $M$ , которая соответствует оптимальным параметрам трубчатого турбулентного аппарата диффузор-конфузорной конструкции: отношению диаметров диффузора и конфузора  $d_L/d = 1.6$  и отношению длины секции к диаметру диффузора  $L/d_L = 1.7$ . Оптимальные параметры сохраняются практически постоянными при изменении угла  $\alpha$  от  $30^\circ$  до  $85^\circ$ .

Численные методы анализа турбулентного течения в трубчатых аппаратах вытеснения являются достаточно сложными для практических инженерных расчетов и требуют проведения длительных компьютерных вычислений. Поэтому на основе анализа физической картины явлений и обработки обширных результатов компьютерных расчетов оказалось возможным предложить простые и надежные аналитические соотношения для расчета характеристик потока и времен смещения в трубчатом турбулентном аппарате вытеснения диффузор-конфузорной конструкции. Формулы применимы для “автомодельной” по отношению к той области чисел Рейнольдса, гидродинамические условия которой благоприятны для эффективного функционирования аппаратов данной конструкции.

В высокотурбулентных потоках вязкость не изменяет характеристики течения основного объема среды [7], и ее влияние проявляется лишь в достаточно узком пристеночном слое. Значение критерия Рейнольдса, выше которого наблюдается “автомодельная” область, во многом определяется геометрией канала, куда направляются реакционные потоки. Например, известно [8], что при обтекании сферы “автомодельная” область, в которой коэффициент сопротивления не зависит от числа Рейнольдса, а значит, и от вязкости, наступает при  $Re = 500$ , в то время как при течении



**Рис. 2.** Зависимость среднего значения диссипации удельной кинетической энергии турбулентности  $\varepsilon$  от соотношения геометрических размеров аппарата.

в круглых трубах постоянного сечения (цилиндрической конструкции) это значение критерия Рейнольдса на много порядков выше ( $\sim 10^7$ ).

Так как по сравнению с цилиндрическим каналом в канале диффузор-конфузорной конструкции при тех же числах Рейнольдса достигается значительно большая степень турбулизации потока, можно ожидать, что в последнем случае “автомодельный” режим будет наблюдаться и при значительно более низких числах Рейнольдса. Проведенные расчеты подтвердили, что в диффузор-конфузорном аппарате “автомодельный” режим наступает уже при значениях  $Re \sim 10^3$  (данное значение несколько ниже при больших углах расширения диффузора, т.е.  $>45^\circ$ ). Это дает возможность успешного осуществления в них процессов, сопровождающихся значительным изменением вязкости среды, что характерно, в частности, при синтезе полимеров в растворах.

Для получения достаточно простых аналитических формул, пригодных для инженерных расчетов характеристик турбулентности и смешения, был использован метод размерностей, который основан на теории подобия и представляет собой один из основных инструментов приближенного описания сложных процессов в химико-технологических устройствах [8]. Впервые сформулированный Фрудом и Рейнольдсом метод интенсивно используется и в настоящее время. Одним из примеров успешного использования анализа размерностей для описания процессов турбулентного смеше-

ния в аппаратах химической технологии показан в работе [9], где применительно к аппарату с механическим перемешивающим устройством получены простые, пригодные для инженерных расчетов, соотношения, подтвержденные экспериментально.

При смешении в диффузор-конфузорном канале в “автомодельном” режиме ( $Re > 10^3$ ) усредненные по объему характеристики потока и смешения практически не зависят от вязкости. Остаются лишь три величины, от которых они могут зависеть: плотность  $\rho$ , диаметр конфузора  $d$  и среднерасходная скорость  $u_0$ . Из этих трех величин можно составить единственное комбинации с соответствующими размерностями для средних значений удельной кинетической энергии турбулентности  $K$  и ее диссипации  $\varepsilon$

$$K_{cp} \sim u_0^2, \quad \varepsilon_{cp} \sim u_0^3/d \quad (16)$$

Чтобы заменить в приведенных формулах знаки пропорциональности на знаки равенства, необходимо оценить числовые коэффициенты, которые не могут быть получены методом размерностей, ибо зависят только от соотношения геометрических размеров диффузор-конфузорной секции в трубчатом аппарате вытеснения, работающих в турбулентных потоках ( $d_L/d$ ,  $L/d_L$ ,  $\alpha$ ). Числовые коэффициенты найдены путем обработки большого массива данных, полученных численным решением уравнений (3)–(11) с соответствующими гра-

ническими условиями при различных соотношениях геометрических размеров аппарата

$$K_{\text{ср}} = f_K f^2 u_0^2, \quad \epsilon_{\text{ср}} = f_E f^3 u_0^3 / d \quad (17)$$

Здесь зависимость коэффициентов  $f_K, f_E$  от соотношения геометрических размеров трубчатого аппарата  $d_L/d, L/d_L$  оценивается аппроксимирующими зависимостями

$$\begin{aligned} f_K = & -0.118686 + 0.0194203(L/d_L) - \\ & - 0.0139844(L/d_L)^2 + 0.00138267(L/d_L)^3 + \\ & + 0.125025(d_L/d) + 0.0329399(d_L/d)(L/d_L) - \\ & - 0.0021000543(d_L/d)(L/d_L)^2 - 0.03546555(d_L/d)^2 - \\ & - 0.00514523(d_L/d)^2(L/d_L) \end{aligned} \quad (18)$$

$$\begin{aligned} f_E = & -0.22076 + 0.36188(d_L/d) - 0.18572(d_L/d)^2 + \\ & + 0.031143(d_L/d)^3 + 0.048586(L/d_L) - \\ & - 0.00791709(d_L/d)(L/d_L) - 0.0030844(L/d_L)(d_L/d)^2 - \\ & - 0.0153991(L/d_L)^2 + 0.00515547(d_L/d)(L/d_L)^2, \end{aligned}$$

а зависимость коэффициента  $f$  от угла  $\alpha$  приведена на рис. 3 и аппроксимируется формулой

$$\begin{aligned} f(\alpha) = & 0.1173278565 + 0.04879610698\alpha - \\ & - 0.001193743496\alpha^2 + 1.37439772 \times 10^{-5}\alpha^3 - \\ & - 5.900268297 \times 10^{-8}\alpha^4 \end{aligned} \quad (19)$$

Область применимости расчетных формул (18), (19)

$$\begin{aligned} d_L/d &= 1.2-2.5; \quad L/d_L = 0.5-3.5; \\ \operatorname{tg} \alpha &> (1 - d/d_L)d_L/L \end{aligned} \quad (20)$$

Подставляя уравнение (17) в выражение (1), получаем формулы для нахождения характеристического времени турбулентного микросмещения

$$t_{\text{micro}} = 17.3(vd/(f_E f^3 u_0^3))^{0.5} \quad (21)$$

Наибольшее расхождение между величинами, вычисляемыми по формулам (17), и соответствующими результатами численных расчетов в указанной области не превышает 23%, а среднее расхождение составляет 7%, что является достаточно приемлемым для инженерных расчетов подобных процессов и аппаратов химической технологии.

Как следствие, выявлено еще одно несомненное достоинство трубчатых турбулентных аппаратов диффузор-конфузорной конструкции, которое состоит в том, что в "автомодельной" области характеристики турбулентного потока и характеристические времена смещения в диффузор-конфузорном трубчатом аппарате находятся по достаточно простым формулам, пригодным для практических ин-

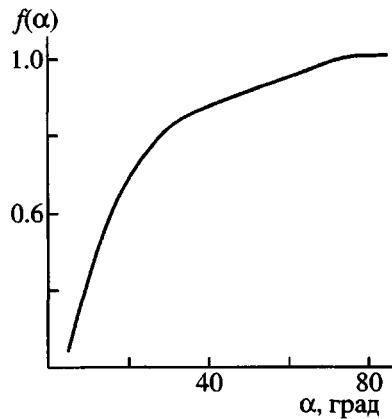


Рис. 3. График для определения  $f(\alpha)$  в формулах (17) и (21).

женерных расчетов, что значительно упрощает расчет и увеличивает надежность проектирования подобных аппаратов. Можно сформулировать достаточно простой принцип расчета основных параметров трубчатого диффузор-конфузорного предреактора вытеснения, работающего в турбулентных потоках: время микросмещения, вычисляемое по формуле (21) с использованием зависимостей (18), (19) при заданных значениях параметров  $d_L, d, L, \alpha$  и  $u_0$ , должно быть всегда значительно меньше времени пребывания среды в трубчатом предреакторе. При проектировании параметры  $d_L, d, L, \alpha, u_0$  для промышленных трубчатых предреакторов диффузор-конфузорной конструкции следует выбирать так, чтобы это условие выполнялось.

Таким образом, показана необходимость разделения быстрых стадий формирования активных центров и инициирования в процессе полимеризации от медленной стадии непосредственно синтеза полимера, например, при полимеризации под действием катализаторов Циглера–Натта. Является целесообразной установка малогабаритных трубчатых аппаратов вытеснения диффузор-конфузорной конструкции, работающих в высокотурбулентном режиме при проведении процессов инициирования, а также дезактивации катализитических ядов и интенсивного смещения компонентов перед подачей реакционной смеси в основной аппарат-полимеризатор смещения. Оптимальные соотношения геометрических размеров трубчатых предреакторов диффузор-конфузорной конструкции  $d_L/d = 1.6$  и  $L/d_L = 1.7$  при  $\alpha = 30^\circ-85^\circ$ . Предложен способ инженерных расче-

тов основных параметров турбулентности и смещения для трубчатых аппаратов диффузор-конфузорной конструкции.

#### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Синтетический каучук / Под ред. Гармонова И.В. Л.: Химия, 1983. С. 238.
2. Baldyga J., Bourne J.R., Hearn S.J. //Chem. Eng. Sci. 1997. V.52. P.457.
3. Берлин Ал.Ал., Минскер К.С., Захаров В.П. //Докл. РАН. 1999. Т. 365. № 3. С. 360.
4. Минскер К.С., Захаров В.П., Берлин Ал.Ал. // Теорет. основы хим. технологии. 2001. Т. 35. № 2. С. 172.
5. Тахавутдинов Р.Г., Дьяконов Г.С., Дебердеев Р.Я., Минскер К.С. // Хим. пром-сть. 2000. № 5. С. 41.
6. Launder B.E., Spalding D.B. Mathematical Models of Turbulence. London: Acad. Press, 1972.
7. Ландау Л.Д., Лишин Е.М. Теоретическая физика. М.: Наука, 1988. Т. 6.
8. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971.
9. Zlokarnik M. // Chem. Eng. Sci. 1998. V. 53. P. 3023.

### Tubular Turbulent Prereactors for Initiation Processes in Catalytic Synthesis of Polymers

R. G. Takhavutdinov\*, A. G. Mukhametzyanova\*, G. S. D'yakonov\*,  
K. S. Minsker\*\*, and Al. Al. Berlin\*\*\*

\*Kazan State Technological University,  
ul. Karla Marks 68, Kazan, 420015 Tatarstan, Russia

\*\*Bashkir State University,  
ul. Frunze 32, Ufa, 450074 Bashkortostan, Russia

\*\*\*Semenov Institute of Chemical Physics, Russian Academy of Sciences,  
ul. Kosygina 4, Moscow, 119991 Russia

**Abstract**—A necessity for separating the fast step of formation of active sites from the slow step of polymer synthesis in the presence of a catalyst system is theoretically substantiated. A proper technical solution is to introduce into the polymer manufacture flow chart a small-size tubular turbulent apparatus, the divergent-convergent prereactor on the stream of mixing of catalyst system components with a monomer and other formulation ingredients, in which polymerization active sites are formed to arrive then in the main stirred tank polymerizer reactor. Based on the numerical solution of continuum motion equations, optimal ratios between the geometrical dimensions of the tubular turbulent prereactor were obtained. A procedure for engineering calculation of the basic turbulence and mixing parameters for prereactors of the divergent-convergent design is proposed.