

та, так и изменение закона трения на границе раздела фаз пар—пленка конденсата. Оба эти фактора необходимо учитывать при анализе и обобщении опытных данных по конденсации движущегося пара.

Поступила 17 III 1978

ЛИТЕРАТУРА

1. Берман Л. Д. О теплоотдаче при пленочной конденсации движущегося пара.— «Теплоэнергетика», 1966, № 7, с. 56—62.
2. Шекриладзе И. Г. Пленочная конденсация движущегося пара.— «Сообщения АН ГССР», 1964, т. 35, № 3, с. 619—625.
3. Fujii T., Uehara H., Kurata Ch. Laminar filmwise condensation of flowing vapour on a horizontal cylinder.— «Int. J. Heat Mass Transfer», 1972, vol. 15, N 2, p. 235—246.
4. Кутателадзе С. С. Влияние движения пара на коэффициент теплоотдачи при пленочной конденсации.— «Советское котлотурбостроение», 1941, № 1—2.
5. Фуке С. Н. Теплоотдача при конденсации движущегося пара в горизонтальном трубном пучке.— «Теплоэнергетика», 1957, № 1, с. 35—38.
6. Берман Л. Д., Туманов Ю. А. Исследование теплоотдачи при конденсации движущегося пара на горизонтальной трубе.— «Теплоэнергетика», 1962, № 10, с. 77—83.
7. Иванов О. П., Бутырская С. Т., Мамченко В. О. Теплообмен при конденсации движущегося пара фреона-12 на пучках гладких и оребренных труб.— «Холодильная техника», 1971, № 9, с. 24—27.
8. Гогонин И. И., Дорохов А. Р. Экспериментальное исследование теплообмена при конденсации движущегося пара фреона-21 на горизонтальных цилиндрах.— ПМТФ, 1976, № 2, с. 133—139.
9. Cess R. D. Laminar-film condensation on a flat plate in the absence of a body force.— «Zeitschr. für Angew. Math. und Phys.», 1960, Bd 11, N 28, S. 426—433.
10. Черный Г. Г. Ламинарные движения газа и жидкости в пограничном слое с поверхностью разрыва.— «Изв. АН СССР. ОН», 1954, № 12, с. 38—67.
11. Nusselt W. Die Oberflächen Kondensation des Wasserdampfes.— «Zeitschrift der VDI», 1916, Bd 60, N. 27—28, S. 541—549.
12. Гогонин И. И., Дорохов А. Р., Сосунов В. И. Теплоотдача при конденсации неподвижного пара на пучке гладких горизонтальных труб.— «Теплоэнергетика», 1977, № 4, с. 33—36.

УДК 532.542 : 660.095.26

НИЗКОТЕМПЕРАТУРНЫЕ РЕЖИМЫ ПОЛИМЕРИЗАЦИИ В ПРОТОЧНОМ РЕАКТОРЕ

С. А. Бостанджиян, В. И. Боярченко, П. В. Жирков,
Ж. А. Зиненко

(Черноголовка)

В литературе последних лет часто встречаются исследования, посвященные процессу полимеризации в непрерывном проточном реакторе. Однако работ в которых учитывается зависимость вязкости реагирующей смеси от степени полимеризации вещества, чрезвычайно мало, хотя эта зависимость существенным образом влияет на профили температуры и степени полимеризации вещества, перепад давления и другие характеристики процесса. Отметим работу [1], в которой рассматривался адиабатический режим протекания полимеризации и была принята слабая зависимость вязкости от степени полимеризации, работу [2], в которой с целым рядом упрощающих допущений аналитически исследовалась изотермическая полимеризация, и работу [3], в которой проводилось

экспериментальное исследование протекания процесса. Авторы ранее исследовали процесс полимеризации в проточном непрерывном реакторе с вязкостью, экспоненциально зависящей от степени полимеризации η и температуры T в предположении усреднения этих величин по сечению реактора [4, 5]. Подобный подход оправдан в качестве первого приближения при вычислении перепада давления и распределения средних температур по длине реактора. Однако в его рамках невозможно установить истинное распределение температуры, степени полимеризации и скоростей течения жидкости по сечению реактора. На все эти характеристики процесса существенное влияние оказывает зависимость вязкости от степени полимеризации, особенно когда полимеризация проводится в массе. С целью изучения влияния распределения всех этих величин на протекание процесса в данной работе рассматривается задача о полимеризации в трубчатом реакторе в двумерной нестационарной постановке с учетом зависимости вязкости от температуры и степени полимеризации.

Рассматривается течение жидкости, в которой происходит инициированная полимеризация, в конечной круглой трубе радиуса r_0 и длины L . Предполагается, что вязкость жидкости экспоненциально зависит от температуры T и степени полимеризации вещества η :

$$\mu(\eta, T) = \mu_0 \exp(U/RT + A\eta),$$

где μ — коэффициент вязкости; U , μ_0 , A — константы. Так как для жидкостей критерий Прандтля $Pr \gg 1$, то время гидродинамической релаксации много меньше времени тепловой релаксации, и процесс с гидродинамической точки зрения протекает квазистационарно. Скоростное поле быстро подстраивается под изменения температурных и концентрационных полей [6]. А так как в низкотемпературном режиме температура и глубина полимеризации и связанный с ними профиль скоростей изменяются плавно, то в гидродинамических уравнениях можно пренебрегать инерционными членами. Будем считать, что изменение осевой составляющей скорости v_x вдоль радиуса происходит значительно сильнее, чем в направлении оси и что осевая составляющая скорости течения много больше радиальной $v_x \gg v_r$. Предполагается, что теплообмен через стенки реактора происходит по закону Ньютона, тепловыделение от диссипации энергии и от распада инициатора пренебрежимо мало. С учетом сделанных допущений систему уравнений, описывающих процесс, начальные и граничные условия для нее можно записать в виде

$$(1) \quad \frac{dP}{dx} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[\mu(T, M) r \frac{\partial v_x}{\partial r} \right];$$

$$(2) \quad \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (rv_r) + \frac{\partial v_x}{\partial x} = 0,$$

$$\frac{\partial T}{\partial t} + v_r \frac{\partial T}{\partial r} + v_x \frac{\partial T}{\partial x} = \frac{\lambda}{c\rho} \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \right) + \frac{Q_n k_0}{c\rho} e^{-E/RT} M^m I^n,$$

$$\frac{\partial M}{\partial t} + v_r \frac{\partial M}{\partial r} + v_x \frac{\partial M}{\partial x} = -k_0 e^{-E/RT} M^m I^n,$$

$$\frac{\partial I}{\partial t} + v_r \frac{\partial I}{\partial r} + v_x \frac{\partial I}{\partial x} = -k_{i0} e^{-E_i/RT} I^s,$$

$$T = T_1, M = M_1, I = I_1 \quad \text{при } t = 0,$$

$$T = T_1, M = M_1, I = I_1 \quad \text{при } x = 0,$$

$$\partial T / \partial x = 0 \quad \text{при } x = L,$$

$$\partial v_x / \partial r = 0, \quad \partial T / \partial r = 0 \quad \text{при } r = 0,$$

$$v_x = 0, \quad v_r = 0, \quad \lambda \partial T / \partial x = -\alpha(T - T_2) \quad \text{при } r = r_0,$$

где r , x — текущие координаты в радиальном и осевом направлениях;

t — время; M, M_1, I, I_1 — текущие и начальные концентрации соответственно мономера и инициатора; T, T_1, T_2 — температуры текущая, начальная и окружающей среды; R — универсальная газовая постоянная; v_r, v_x — радиальная и осевая составляющие скорости; P — давление; α — коэффициент теплоотдачи; E, Q_0, k_0 — энергия активации, тепловой эффект и предэкспонент реакции полимеризации; c, ρ, λ — теплоемкость, плотность и коэффициент теплопроводности вещества; E, k_{i0} — энергия активации и предэкспонент реакции разложения инициатора; m, n, s — порядки реакций.

Учитывая, что выражение для расхода Q имеет вид

$$Q = 2\pi \int_0^{r_0} r v_r dr,$$

и интегрируя уравнения (1), (2) при соответствующих граничных условиях, можно получить выражения для осевой и радиальной составляющих скоростей и для перепада давления. Переходя к безразмерным переменным, получим

$$\frac{\partial \Theta}{\partial \tau} + q \left(v_\xi \frac{\partial \Theta}{\partial \xi} + \varepsilon v_\zeta \frac{\partial \Theta}{\partial \zeta} \right) = \frac{1}{\delta} \left(\frac{\partial^2 \Theta}{\partial \xi^2} + \frac{1}{\xi} \frac{\partial \Theta}{\partial \xi} + \varepsilon^2 \frac{\partial^2 \Theta}{\partial \zeta^2} \right) + e^{\Theta/1+\beta\Theta} (1-\eta)^{m,n},$$

$$\frac{\partial \eta}{\partial \tau} + q \left(v_\xi \frac{\partial \eta}{\partial \xi} + \varepsilon v_\zeta \frac{\partial \eta}{\partial \zeta} \right) = \gamma e^{\Theta/1+\beta\Theta} (1-\eta)^{m,n},$$

$$\frac{\partial i}{\partial \tau} + q \left(v_\xi \frac{\partial i}{\partial \xi} + \varepsilon v_\zeta \frac{\partial i}{\partial \zeta} \right) = -\nu e^{\omega\Theta/1+\beta\Theta} i^s,$$

$$\Delta p = \frac{q}{\varepsilon} \int_0^1 \left(\int_0^1 \frac{\xi^2 d\xi}{\mu(\Theta, \eta)} \right)^{-1} d\zeta, \quad \mu(\Theta, \eta) = \exp \left(A\eta - \frac{\sigma\Theta}{1+\beta\Theta} \right),$$

$$v_\xi = -\frac{\varepsilon}{2} \frac{\partial}{\partial \zeta} \left[\left(\int_0^1 \frac{\xi d\xi}{\mu(\Theta, \eta)} + \frac{1}{\xi} \int_0^\xi \frac{\xi^2 d\xi}{\mu(\Theta, \eta)} \right) \right] \int_0^1 \frac{\xi^2 d\xi}{\mu(\Theta, \eta)},$$

$$v_\zeta = \int_0^1 \frac{\xi d\xi}{\mu(\Theta, \eta)} \int_0^1 \frac{\xi d\xi}{\mu(\Theta, \eta)}.$$

Начальные и граничные условия: $\Theta = \Theta_1, \eta = 0, i = 1$ при $\tau = 0, \Theta = \Theta_1, \eta = 0, i = 1$ при $\zeta = 0, \partial\Theta/\partial\zeta = 0$ при $\zeta = 1, \partial\Theta/\partial\xi = 0$ при $\xi = 0, \partial\Theta/\partial\xi = -Bi(\Theta - \Theta_2)$ при $\xi = 1$.

Здесь введены обозначения:

$$\xi = \frac{r}{r_0}, \quad \zeta = \frac{x}{L}, \quad \tau = t \frac{EQ_0 k_0 M_1^m I_1^n}{c\rho RT_0^2} \exp \left(-\frac{E}{RT_0} \right), \quad v_\xi = \frac{v_r}{v_0},$$

$$v = \frac{v_x}{v_0}, \quad \Theta = \frac{E}{RT_0} (T - T_0), \quad \eta = \frac{M_1 - M}{M_1}, \quad i = \frac{I}{I_1},$$

$$\mu(\Theta, \eta) = \frac{\mu(T, M)}{\mu(T_0, M_1)}, \quad P = P \frac{c\rho RT_0^2}{2\mu(T_0, M_1) M_1^m I_1^n} \exp \frac{E}{RT_0}, \quad \varepsilon = \frac{r_0}{L},$$

$$q = \frac{Q c \rho R T_0^2}{\pi r_0^3 M_1^m I_1^n k_0 E Q_0} \exp \frac{E}{RT_0}, \quad \beta = \frac{RT_0}{E}, \quad Bi = \frac{\alpha r_0}{\lambda}, \quad \omega = \frac{E_i}{E}, \quad \sigma = \frac{U}{E},$$

$$v_0 = \frac{Q}{\pi r_0^2}, \quad \delta = \frac{r_0^2 Q_0 E k_0 M_1^m I_1^n}{\lambda R T_0^2} \exp \left(-\frac{E}{RT_0} \right), \quad \gamma = \frac{c \rho R T_0^2}{M_1 E Q_0},$$

$$v = \frac{k_{i0} I_1^{s-n-1} c_p R T_0^2}{k_0 M_1^m E Q_0} \exp \frac{E - E_i}{R T_0}, \quad \Theta_1 \frac{E}{R T_0^2} (T_1 - T_2),$$

$$\Theta_2 = \frac{R}{\bar{\kappa} T_0^2} (T_2 - T_0).$$

Наиболее важными параметрами задачи являются: q — безразмерный расход, Θ_1 — безразмерный начальный температурный перепад и δ — параметр Франк-Каменецкого, характеризующий отношение времени теплоприхода от химической реакции к времени теплоотвода.

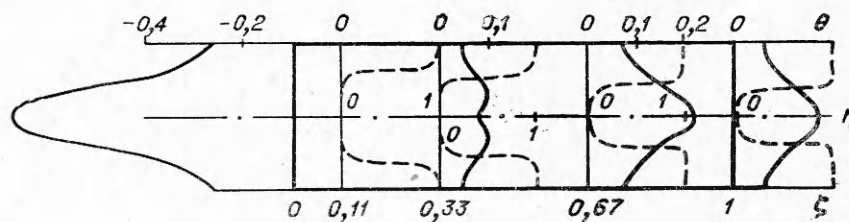
Задача решалась численно на ЭВМ при следующих зафиксированных значениях параметров: $A = 8$, $\sigma = 0,2$, $\beta = 0,036$, $\omega = 1,38$, $\gamma = 0,032$, $\nu = 0,0013$, $\varepsilon = 0,002$, $Bi = 1,4$, $m = 1$, $n = 0,5$, $s = 1$. В качестве масштабной температуры T_0 принималась температура окружающей среды T_2 ($\Theta_2 = 0$). В работе [3] было показано, что решение слабо зависит от значения параметров β , γ , ν , ω и что процесс может протекать в двух резко отличных режимах: низкотемпературном и высокотемпературном. В критических условиях существует функциональная зависимость между параметрами задачи. При приведенных выше значениях параметров и двух значениях $\Theta_1 = 3,5$ и $-3,5$ соответственно получены следующие критические значения параметра δ : $\delta_* = 0,41 \pm 0,01$ и $0,035 \pm 0,005$. Отметим, что в низкотемпературном режиме значения параметров Bi , δ слабо влияют на ход процесса вследствие малости разогревов вещества.

Рассмотрим, как происходит процесс полимеризации при $\Theta_1 < 0$, т. е. когда холодное вещество втекает в горячий реактор. Предполагалось, что в начальный момент времени $\tau = 0$ реактор наполнен холодной смесью мономера и инициатора ($\eta = 0$, $i = 1$, $\Theta = \Theta_1$). В реактор непрерывно подается такая же смесь с той же температурой Θ_1 , а продукты реакции отводятся из реактора. Скорость подвода свежего вещества и отвода продуктов реакции определяется расходом q , который поддерживается постоянным. Прогрев жидкости происходит как за счет теплообмена с окружающей средой через стенки реактора, так и за счет тепловыделения в ходе реакции полимеризации.

При начальной температуре скорость реакции невелика, но по мере увеличения температуры вследствие прогрева вещества скорость возрастает. Однако за счет выгорания вещества рост скорости реакции замедляется, и в конечном счете система приходит к некоторому стационарному состоянию. В период установления стационарного состояния в зависимости от условий задачи кривая зависимости максимальной температуры от времени может быть монотонно растущей или иметь максимум. Стационарные профили температуры приводятся ниже, там же проводится их обсуждение.

Вид стационарного температурного поля при прочих заданных параметрах зависит от величины расхода q . Заметим, что при относительно малых расходах химический источник тепла прогревает реагирующую смесь выше температуры стенок реактора. Начиная с некоторого расхода, температура вещества всегда меньше температуры стенок, так как время пребывания вещества в реакторе становится меньше времени прогрева и вещество, не успев прогреться, вытекает из реактора холодным ($\Theta < 0$).

На формирование стационарного распределения температуры и особенно степени полимеризации существенное влияние оказывает распределение осевой составляющей скорости течения. Вследствие прилипания жидкости к стенкам и наличия распределения скорости по радиусу пристеночные слои жидкости находятся в реакторе значительно дольше, чем жидкость вблизи оси реактора. К тому же пристеночные слои прогре-



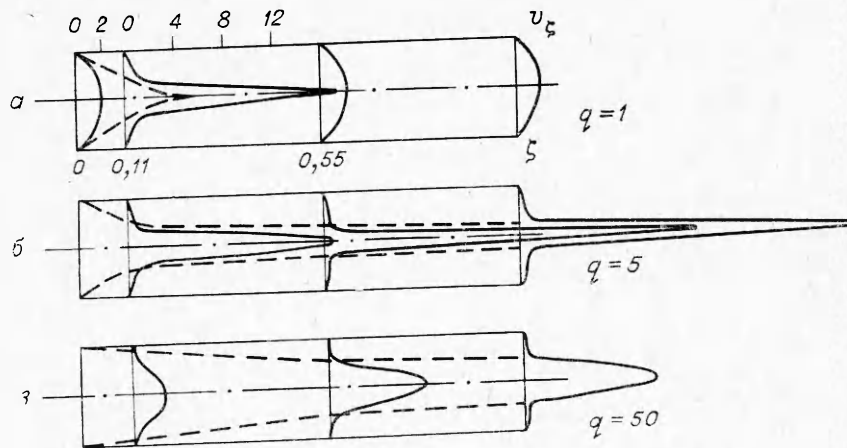
Ф и г. 1

ваются быстрее. Поэтому вещество в них реагирует на большую глубину. В случае сильной зависимости вязкости от степени полимеризации это приводит к торможению пристеночных слоев, что способствует дальнейшему увеличению степени полимеризации. Из-за торможения жидкости у стенок увеличивается скорость течения жидкости в приосевой части реактора. В результате ухудшаются условия теплоподвода к приосевой области и сокращается время пребывания в реакторе этих слоев.

На фиг. 1 штриховыми линиями изображены кривые распределения степени полимеризации η по реактору в различных сечениях при $q = 20$; видно, что вблизи стенки вследствие торможения жидкости и более благоприятных температурных и временных режимов происходит полное превращение вещества ($\eta \approx 1$). Из-за резкого роста вязкости с увеличением степени полимеризации происходит налипание прореагировавшей массы к стенкам реактора и сужение его живого сечения. Так как расход жидкости постоянен, то образование очень вязкого, почти неподвижного слоя на стенке реактора приводит к ускорению течения жидкости вблизи оси реактора. Формируется характерная струя маловязкой жидкости с малой степенью полимеризации η . На фиг. 1 четко разграничены налипший слой на стенке с $\eta \approx 1$ и маловязкая струя, в которой степень полимеризации не превышает нескольких процентов. Толщина налипшего слоя увеличивается к выходу из реактора. Сплошными линиями изображены стационарные профили температуры вещества в реакторе при том же расходе $q = 20$. Видно, что при движении вещества по реактору жидкость вначале прогревается почти как инертное тело, затем вносит существенный вклад химический источник тепла. Так как пристеночные слоигреваются быстрее, то вступившие в силу химические источники тепла способствуют формированию максимума температуры в этих слоях. В дальнейшем с выгоранием вещества химические источники в этих слоях отключаются, и максимум температуры перемещается к оси реактора.

На фиг. 2 изображены профили осевых скоростей жидкости при различных значениях расхода. При малых расходах скорость течения жидкости даже на оси реактора настолько мала, что мономер успевает прореагировать полностью. Происходит заполнение всего сечения полимерной массой. Течение маловязкой жидкости в реакторе происходит в виде вытянутой струи в толще полимерной массы. На фиг. 2, а представлен этот случай. Штриховыми линиями показана граница вязкого налипшего слоя и маловязкой жидкости. За пределами этой зоны вязкость вещества примерно постоянна по сечению (постоянна степень полимеризации, $\eta \approx 1$), и профиль осевых скоростей близок к параболическому.

С увеличением расхода стационарные профили θ , η , v_z изменяются. Время пребывания вещества в реакторе уменьшается, струя вытягивается и при определенном значении расхода достигает выхода из реактора. При этом движение вещества в реакторе в основном происходит в узкой струе маловязкой, почти не прореагировавшей жидкости. Большая часть реак-

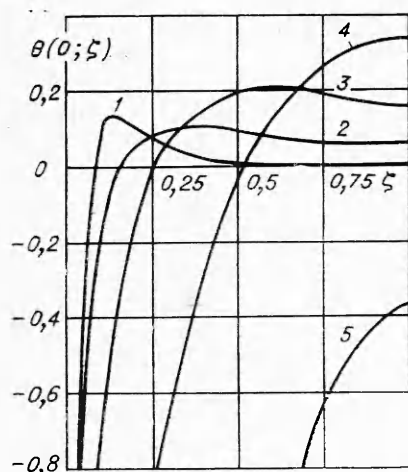


Ф и г. 2

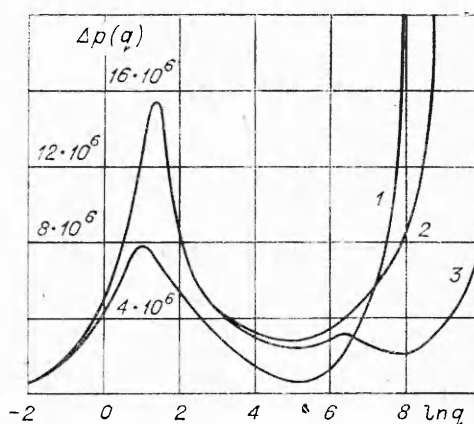
тора заполнена полимерной массой, которая перемещается очень медленно. При дальнейшем росте расхода (фиг. 2, б, в) вследствие уменьшения времени пребывания вещества в реакторе падает степень полимеризации маловязкого вещества в струе. С увеличением расхода увеличивается напряжение сдвига в струе маловязкой жидкости, что приводит к увеличению скорости движения жидкости в переходной области от струи к налипшему слою. В результате сокращается время пребывания в реакторе жидкости в этой переходной зоне, что приводит к расширению струи с ростом расхода. С расширением струи (увеличением живого сечения реактора) уменьшается относительная скорость течения в струе.

При очень больших расходах жидкость покидает реактор, не успев прогреться и прореагировать, за исключением тонкого слоя вблизи стенки, в этом случае профили осевых скоростей близки к параболическим.

На фиг. 3 показано, как изменяется стационарное распределение температуры на оси реактора при изменении расхода. Кривые вычислены при следующих значениях расхода: 1 — $q = 1$; 2 — 5; 3 — 20; 4 — 100; 5 — 300. В случае очень малых расходов вся кривая лежит ниже оси абсцисс в силу малости количества тепла, поступающего в систему от реакции. С ростом расхода количество поступающего в систему тепла за счет химической реакции возрастает и в некотором диапазоне изменения расхода наблюдается разогрев жидкости. При этом в зависимости от величины расхода кривая может иметь максимум или быть монотонно возрастающей. Из всех кривых максимум наиболее ярко выражен у первой кривой, соответствующей случаю, когда маловязкая струя целиком лежит внутри реактора. Реакция практически завершается в области, занятой этой струей, в дальнейшем происходит остывание разогретой в ходе реакции жидкости и температура жидкости стремится к температуре окружающей среды. С увеличением расхода струя растягивается и максимум кривых смещается к выходу из реактора, при этом величина максимума сначала несколько уменьшается (кривая 2), а затем возрастает (кривые 3, 4). Самое меньшее значение максимальной температуры соответствует расходу, при котором струя достигает конца реактора. Уменьшение максимальной температуры связано с растяжением области, в которой происходит тепловыделение. После «пробоя» растяжение струи прекращается и происходит с ростом расхода увеличение области, занятой струей. Это приводит к возрастанию максимальной температуры, пока не вступит



Ф и г. 3



Ф и г. 4

в силу другой фактор, связанный с конвективным выносом не успевшей прореагировать жидкости. За счет действия этого фактора при дальнейшем увеличении расхода максимальная температура на оси снижается и при больших расходах становится отрицательной, т. е. жидкость в объеме не успевает прогреться до температуры окружающей среды (кривая 5).

Большой интерес при протекании полимеризации в проточном реакторе представляет напорно-расходная характеристика реактора, кривая $\Delta p(q)$. На фиг. 4 представлены в полулогарифмических координатах напорно-расходные характеристики для случаев отрицательной и положительной входных температур вещества. Кривые определены при следующих значениях параметров: 1 — $\Theta_1 = -3,5$, $\sigma = 0,2$; 2 — $\Theta_1 = 3,5$, $\sigma = 0,2$; 3 — $\Theta_1 = 3,5$, $\sigma = 0,8$. Кривая 1 имеет максимум и минимум. Если в трубе течет жидкость с постоянной вязкостью, то перепад давления прямо пропорционально растет с ростом расхода жидкости. В рассматриваемом случае уже при малых расходах кривая $\Delta p(q)$ отклоняется от линейной зависимости, соответствующей случаю пуазейлевского течения полностью прореагировавшей жидкости, имеющей температуру $\Theta = 0$. Это отклонение происходит из-за выноса с ростом расхода очень вязкого вещества с $\eta \approx 1$ и увеличением доли маловязкого вещества в реакторе. С ростом струи это отклонение увеличивается. Максимум кривой $\Delta p(q)$ соответствует такому расходу, при котором струя достигает выхода из реактора и происходит «пробой» вязкой массы маловязкой жидкостью. С дальнейшим увеличением расхода перепад давления уменьшается вследствие расширения струи маловязкой жидкости и резкого увеличения доли непрореагировавшей жидкости в реакторе. Увеличение расхода приводит, наконец, к выносу прогретого вещества и заполнению всего реактора холодной жидкостью. Как уже отмечалось, при этом на стенке реактора существует тонкий вязкий слой, а практически все сечение реактора заполнено холодной непрореагировавшей жидкостью ($\eta < 1\%$). Поэтому после минимума напорно-расходной кривой, приходящегося на расход, при котором стационарная температура вещества в реакторе становится отрицательной по всему объему, перепад давления возрастает примерно пропорционально расходу.

Кривые 2, 3 представляют напорно-расходные характеристики при положительном $\Theta_1 = 3,5$, т. е. когда горячее вещество подается в холод-

ную трубу (такая ситуация может иметь место в процессах дополимеризации вещества после выхода его из реактора). Эти кривые отличаются между собой значением параметра σ , т. е. степенью зависимости вязкости от температуры. Сильная зависимость вязкости от температуры (или большая величина начального температурного перепада Θ_1) вызывает повторное падение напорно-расходной характеристики в области больших расходов там, где распределение скоростей течения по сечению реактора близко к параболическому. Кривая Z имеет два максимума. Повторное уменьшение перепада давления с ростом расхода происходит вследствие выноса из трубы более холодной и, следовательно, более вязкой жидкости и заполнения трубы более горячей и менее вязкой жидкостью. При тех расходах, когда падение температуры и изменение вязкости по длине трубы становится незначительным, перепад давления вновь возрастает в силу линейной зависимости от расхода. Поодобное поведение кривой $\Delta p(q)$ для течения инертной жидкости подробно исследовано в работе [7]. Интересно, что в рассматриваемом случае в определенном диапазоне изменения параметров области существенного влияния факторов зависимостей вязкости от температуры и степени полимеризации на напорно-расходные характеристики разделяются и каждый из этих факторов порождает свой максимум на кривой $\Delta p(q)$.

Отметим, что качественно кривая $\Delta p(q)$ не отличается от напорно-расходных характеристик, полученных в работах [4,5] без учета двумерности процесса.

Поступила 7 XII 1977

ЛИТЕРАТУРА

1. Sala R., Valz-Gris F., Landerighi L. A fluid-dynamic study of a continuous polymerization reactor.— «Chem. Eng. Sci.», 1974, vol. 29, N 11, p. 2205.
2. Ваганов Д. А. Некоторые двумерные эффекты при течении реагирующей жидкости со свойствами, меняющимися с глубиной превращения.— ПМТФ, 1977, № 1.
3. Бутаков А. А., Максимов Э. И. Экспериментальное исследование тепловых режимов трубчатого реактора.— «Докл. АН СССР», 1973, т. 209, № 3.
4. Боярченко В. И., Жирков П. В., Янков В. И., Керницкий В. И. Теоретическое исследование процессов радикальной полимеризации и растворения полимерных систем.— В кн.: Тепло- и массоперенос. Минск, 1976.
5. Жирков П. В., Боярченко В. И. Теоретическое исследование напорно-расходных характеристик при течении полимеризующихся масс.— В кн.: Всесоюзный симпозиум «Теория механической переработки полимерных материалов». Тезисы докладов. Пермь, 1976.
6. Бостанджиян С. А., Мержанов А. Г., Пручкина Н. М. Тепловой взрыв при течении вязкой жидкости.— ПМТФ, 1968, № 5.
7. Pearson J. R. A., Shan I. T., Vieira E. S. A. Stability of non-isothermal flow in channels. I. Temperature-dependent Newtonian fluid without heat generation.— «Chem. Eng. Sci.», 1973, vol. 28, N 11, p. 2079.

УДК 534.222

РАСШИРЕНИЕ ГАЗОВОЙ ПОЛОСТИ В ГАЗОВОДОНАСЫЩЕННОЙ УПРУГОПЛАСТИЧЕСКОЙ СРЕДЕ

Е. Е. Ловецкий, А. М. Масленников, В. С. Фетисов

(Москва)

Экспериментальные и теоретические исследования показывают, что наличие газа и жидкости в горных породах существенно влияет на динамику явлений при расширении камуфлетной полости, возникающей в результате подземного взрыва. В работе [1] с помощью сформулированной автором водоподпорной мо-