

УДК 66.045.678.027

A. O. ОСПАНОВА, М. Ж. КОШКИНБАЕВА, Н. Ж. ДУЙСЕНОВ

ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ В РЕАКТОРАХ ПОЛИМЕРИЗАЦИИ

(Представлена академиком НАН РК О. С. Балабековым)

При математическом моделировании реакторов необходимо учитывать характер и структуру потоков, т.е. гидродинамические процессы в аппаратах. Гидродинамическая обстановка в реакторе учитывается при математическом моделировании реакторов описанием процесса перемешивания в аппаратах.

Оценка структуры потоков в химических реакторах осуществляется с помощью кривых отклика, характеризующих распределение времени пребывания частиц в потоке. Поскольку время пребывания частиц вещества в зоне реакции является случайной величиной в силу разного рода соударений ее с частицами других веществ, стеками аппарата и т.д., то распределение частиц по времени характеризуется функцией распределения.

Структура потоков, характер перемешивания в химических реакторах экспериментально определяются, как правило, в виде С-кривых, которые представляют собой распределение времени пребывания частиц в потоке. Поскольку время пребывания частиц вещества в зоне реакции является случайной величиной в силу разного рода соударений ее с частицами других веществ, стеками аппарата и т.д., то распределение

частиц по времени характеризуется функцией распределения.

Дифференциальная функция распределения или плотность распределения $C(\tau)$ определяется экспериментально как кривая отклика при вводе трассера на вход реактора. Среднее время пребывания $\bar{\tau}$ реакционной массы в аппарате:

$$\bar{\tau} = \int_0^{\infty} \tau \cdot C(\tau) \cdot d\tau. \quad (1)$$

Для реактора идеального перемешивания кривая отклика на импульсное возмущение по концентрации трассера описывается уравнением вида:

$$C(\tau) = \frac{1}{\bar{\tau}} \cdot \exp(-\tau / \bar{\tau}). \quad (2)$$

Исследования гидродинамических режимов перемешивания полимеризующейся массы в промышленных химических реакторах методом радиоактивного трассера [1, 3] позволили получить экспериментальную C – кривую (рис. 1).

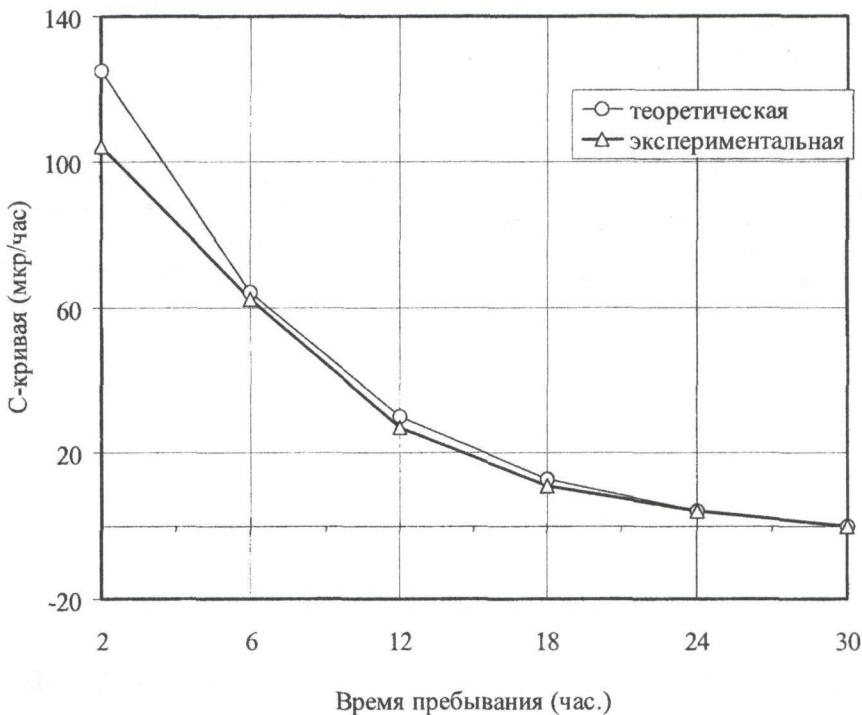


Рис. 1. С-кривые распределения времени пребывания

Как видно из рисунка, теоретическая кривая, соответствующая реактору идеального перемешивания, приближается к экспериментальной кривой при времени пребывания $t > 6$. Такие результаты позволяют сделать соответствующие выводы: при времени пребывания полимеризующейся массы в аппарате более 6 часов реактор можно считать аппаратом идеального перемешивания. При $t < 6$ часов имеется расхождение между теоретической кривой и экспериментальной, т.е. идеальность перемешивания не соблюдается.

Следовательно, для приближенного описания структуры потоков в реакторах при времени пребывания более 6 часов в качестве априорной информации об объекте можно использовать до-

пущение об идеальности перемешивания. Для анализа времени пребывания полимеризующейся массы в промышленных реакторах были исследованы записи операторов на промышленных предприятиях по производству полистирольных пластиков.

В таблице приведены измеренные значения времени пребывания полимеризующейся массы в аппаратах при различных значениях удельного веса получаемого полимера и различной производительности.

Полученные данные представлены на рис. 2, где две верхние кривые показывают время пребывания в реакторе для получения полимера большого удельного веса, а нижние две кривые показывают время пребывания в реакторе для

Время пребывания полимеризующейся массы в промышленном реакторе

G кг/час	Время пребывания, τ, час							
	$\gamma = 670 \text{ H/m}^3$				$\gamma = 1070 \text{ H/m}^3$			
	V=3,5	V=5	V=10	V=16	V=3,5	V=5	V=10	V=16
900	2,6	3,7	7,4	11,9	4,16	5,9	11,9	19
1000	2,3	3,35	6,7	10,72	3,75	5,35	10,7	17,1

Обозначения: γ – удельный вес выпускаемого полистирола; G – расход стирола; V – рабочий объем реактора.

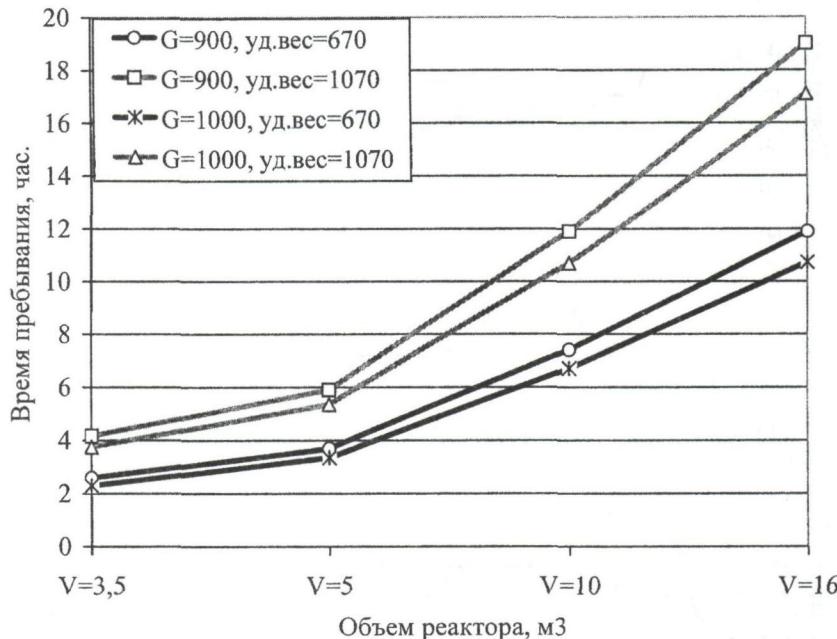


Рис. 2. Изменение времени пребывания полимеризующейся массы в реакторе в зависимости от объема и расхода мономера G

более низких по удельному весу полимеров при различной тоннажности реакторов.

Из полученного рисунка видно, в реакторах объемом до 5 m^3 время пребывания полимеризующейся массы меньше 6 часов, в крупнотоннажных промышленных реакторах время пребывания полимеризующейся массы в реакторах от 6 и до 17 часов для получения полимера с высоким удельным весом в реакторах периодического действия. Как показано на рисунке, чем больше удельный получаемого полимера, тем выше время пребывания. Кроме того, чем больше объем реактора, тем выше время пребывания. Это означает, что для описания потоков в промышленных реакторах можно ввести предположение об идеальности перемешивания.

Для дополнительного подтверждения правомерности такого подхода были проведены следующие исследования.

Рассмотрен реактор с мешалкой, который по высоте аппарата разбит на три секции и представлен как трехсекционный.

При этом каждая из этих секций рассматривается как аппарат идеального смешения, поскольку в пределах каждой секции основные режимные параметры процесса являются стационарными.

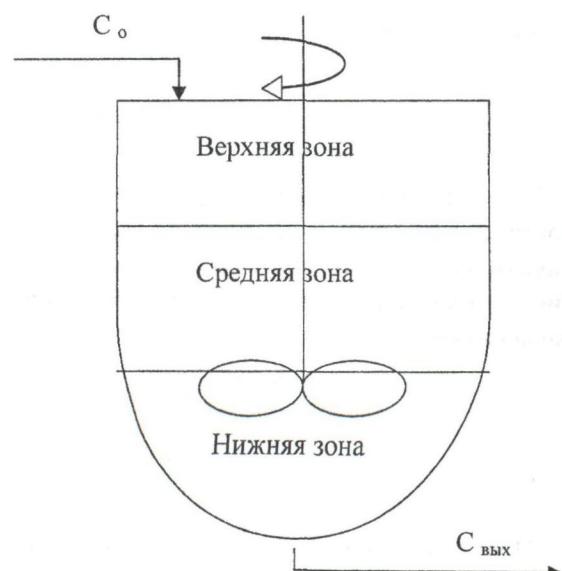


Рис. 3. Реактор, представленный трехсекционным

Для расчета использованы фактические измерения температуры в верхней, в средней и в нижней части T_1 , T_2 , T_3 реактора полимеризации стирола на Кусковском хими-

ческом заводе [5]. Экспериментальные данные температуры, измеренные по высоте аппарата в 1 и во 2 реакторах представлены на рис. 4 и 5.

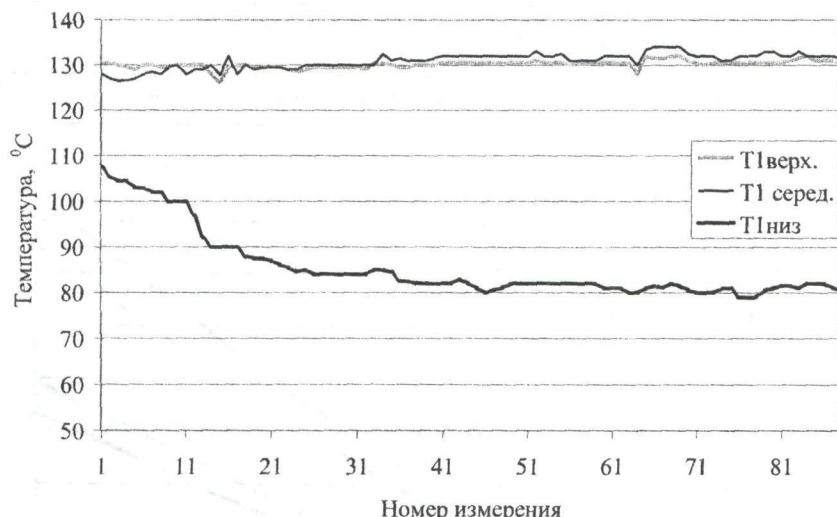


Рис. 4. Экспериментальные данные температуры, измеренные по высоте аппарата в 1 реакторе

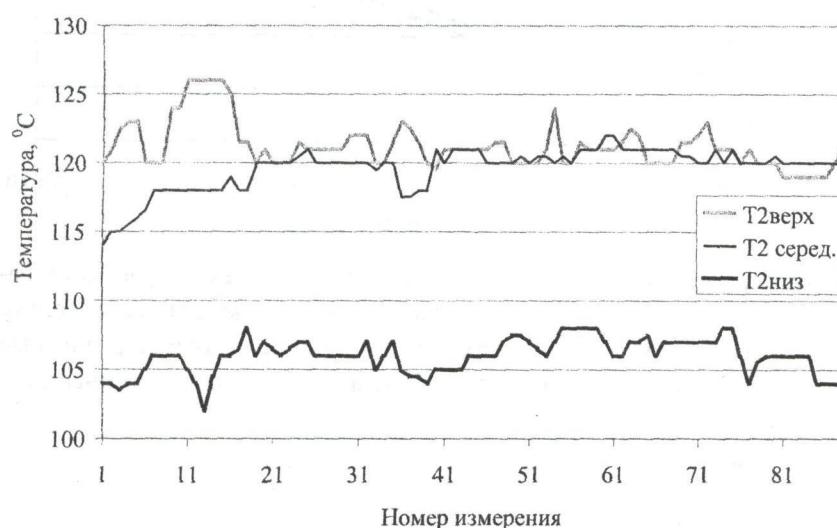


Рис. 5. Измерения температуры по высоте второго реактора

Рассматривая каждую зону как проточный участок идеального перемешивания, можно представить математическое описание конверсии стирола в каждой зоне в стационарном режиме уравнениями:

$$\begin{aligned} C_1 &= A e^{-E/RT_1} F(C_1) \tau_1 + C_0, \\ C_2 &= A e^{-E/RT_2} F(C_2) \tau_2 + C_1, \\ C_3 &= A e^{-E/RT_3} F(C_3) \tau_3 + C_2. \end{aligned} \quad (3)$$

Полное уравнение, описывающее изменение конверсии получим, подставляя значения конверсии C_1 и C_2 в выражение для C_3 :

$$C_{\text{вых.}} = C_3 = A e^{-E/RT_1} F(C_1) \tau_1 + A e^{-E/RT_2} F(C_2) \tau_2 + A e^{-E/RT_3} F(C_3) \tau_3. \quad (4)$$

Здесь: τ_1 , τ_2 и τ_3 – среднее время пребывания полимеризующейся массы в различных участках аппарата; E – энергия активации; R – универсальная газовая постоянная.

Суммарное время пребывания в аппарате

$$\bar{\tau} = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3. \quad (5)$$

При работе реактора в промышленных условиях можно наблюдать небольшой градиент по конверсии:

$$\Delta C = C_3 - C_1 \approx 5 - 6 \%$$

Пренебрегая влиянием разброса значений конверсии в реакторе и принимая время пребывания в каждой зоне реактора одинаковым, вычисляем $\bar{\tau}$ по формуле:

$$\bar{\tau} = \frac{V - \gamma}{G}, \quad (6)$$

где V – объем реактора, м³; G – весовой расход, кг/час; γ – удельный вес, Н/м³.

Принимаем равными объемы реакторных зон:

$$V_1 = V_2 = V_3 = V/3. \quad (7)$$

Уравнение для выходной конверсии в этом случае представляется в виде:

$$C_{\text{вых.}} = A \gamma/G V/3 [e^{-E/RT_1} F(C_1) + e^{-E/RT_2} F(C_2) + e^{-E/RT_3} F(C_3)]. \quad (8)$$

В интервале конверсий $\Delta C \approx 5 - 6 \%$ участок кинетической кривой $F(C)$ практически линейный.

Следовательно выражение

$$[e^{-E/RT_1} F(C_1) + e^{-E/RT_2} F(C_2) + e^{-E/RT_3} F(C_3)]$$

можно заменить на

$$F\left(\frac{C_1 + C_2 + C_3}{3}\right)(e^{-E/T_1} + e^{-E/T_2} + e^{-E/T_3})$$

Для аппарата идеального перемешивания представляется следующее уравнение:

$$C_{\text{вых.}} = A \tau F(C) e^{-E/R \bar{T}}, \quad (9)$$

где \bar{T} – среднее значение температуры в реакторе.

При наличии температурного профиля по высоте аппарата это выражение можно записать:

$$C_{\text{вых.}} = A \tau F\left(\frac{C_1 + C_2 + C_3}{3}\right) \times \\ \times (e^{-E/RT_1} + e^{-E/RT_2} + e^{-E/RT_3})/3. \quad (10)$$

Таким образом, проверка правильности допущения об идеальности перемешивания сводится к проверке степени близости по значению величин $\bar{e} = \sum e^{-E/RT}/3$ и $e^{-E/R\bar{T}}$.

Результаты расчета приведены на рис. 6 и 7.

Как видно из графиков, при $\Delta T = 20^\circ\text{C}$ имеется некоторое расхождение между средним значением функции \bar{e} и функцией от среднеарифметического значения $e^{-E/R\bar{T}}$. Однако по значениям эти две кривые достаточно близки. Т.е. температурный градиент не оказывает столь существенного влияния на модельные параметры процесса.

Анализ результатов расчетов показал, что достигнута, определенная сходимость результатов расчетов, выполненных в обоих вариантах.

Следовательно, идеализация структуры потоков в аппаратах допустима лишь в качестве

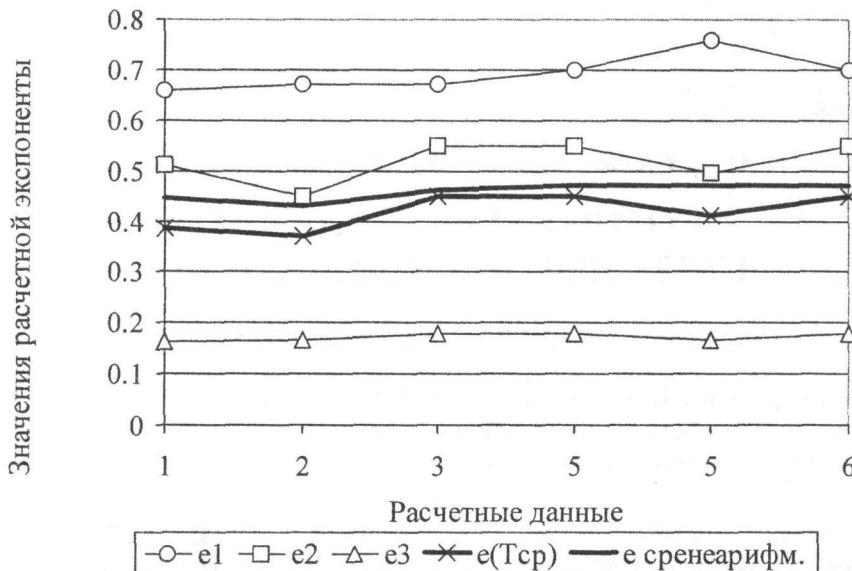


Рис. 6. Результаты исследований химического реактора по высоте аппарата

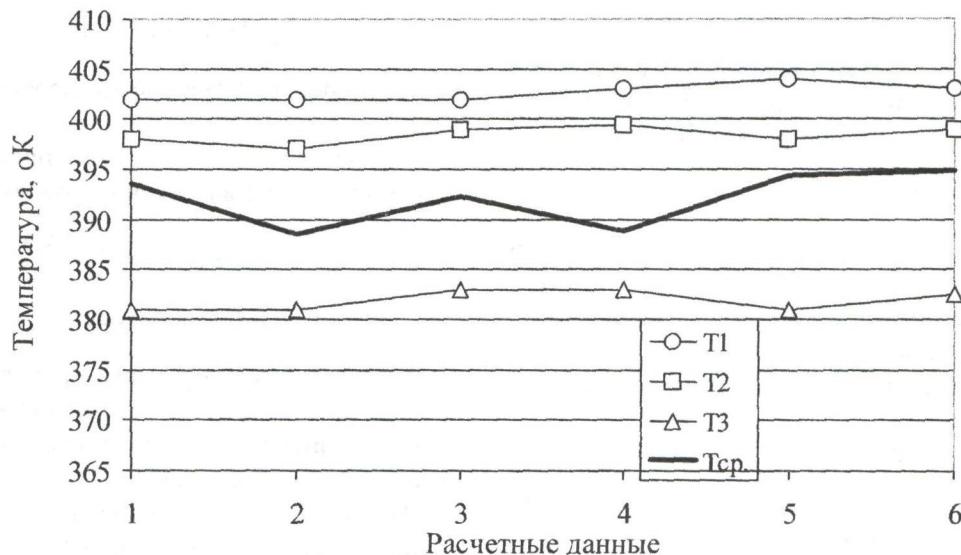


Рис. 7. Результаты экспериментальных исследований химического реактора по высоте аппарата

исходной информации для разработки математической модели реактора с целью дальнейшего его уточнения.

ЛИТЕРАТУРА

1. Кафаров В.В. Методы химии и химической технологии. М.: Химия, 1976. 448 с.
2. Кафаров В.В. и др. Системный анализ процессов химической технологии. Процессы полимеризации. М.: Наука, 1991. 105 с.
3. Гордеев Л.С., Кафаров В.В., Ескендиров Ш.З. / Сб.

теория и практика перемешивания в жидких средах. М.: НИИТЭХИМ, 1973. С. 3-9.

4. Холанд Ф., Чапман Ф. Химические реакторы и смесители для жидкофазных процессов. М.: Химия, 1974. 365 с.

5. Оспанова А. Математическое моделирование процессов производства полистирольных пластиков в реакторах смещения. Алматы, 2001. 109 с.

Резюме

Полимерлеу реакторларындағы гидродинамикалық үрдістерді сипаттау мақсатында, түрлі салыстырмалық зерттемелік есептеулер жүргізілген.