

Член-корреспондент АН СССР В. В. КАФАРОВ, П. АРВА, И. Н. ДОРОХОВ

ХАРАКТЕР И ИНТЕНСИВНОСТЬ ОБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ  
МЕЖДУ ПОТОКОМ И ЗАСТОЙНЫМИ ЗОНАМИ

В последние годы в области математического моделирования потоков в насадке доказана необходимость учета в уравнениях математических моделей застойных зон и эффектов обмена между ними и проточными зонами (1). При моделировании структуры потока в насадке и на основе диффузионных представлений учет наличия в системе застойных зон и явлений обмена приводит к диффузионной модели с источником (стоком) массы в потоке (1). Решение уравнения этой модели для случая закрытой системы позволяет получить аналитическое выражение для приближенной

оценки эффективности обмена (2).

В настоящей работе предлагается новый метод оценки характера и интенсивности обмена между потоком и застойными зонами, позволяющий получить ряд интересных и важных количественных закономерностей, касающихся обменных процессов. Будем полагать, что для изучения структуры потока в аппарате мы рассматриваем идеальным (т. е. не адсорбирующимся на твердой поверхности) индикатором. Наиболее вероятные виды обмена в

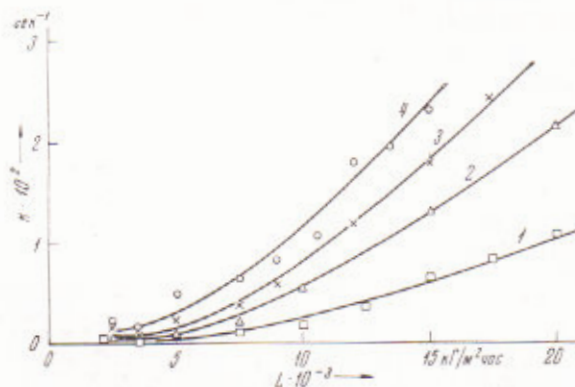


Рис. 1. Зависимость коэффициента обмена  $k$  от плотности орошения  $L$  при различных нагрузках по газу  $G$  (насадка  $15 \times 15$ ): 1 — 0; 2 — 1585 кг/м<sup>2</sup>·час; 3 — 2135; 4 — 2770 кг/м<sup>2</sup>·час

этом случае — конвективный и диффузионный. Результирующим обменный поток  $q$  представим в виде:  $q = k(C_1 - C_2)$ , где  $C_1, C_2$  — концентрация индикатора в проточной и застойной зоне соответственно;  $k$  — общий коэффициент скорости конвективного и диффузионного обмена. Принимая гипотезу аддитивности, представим общий коэффициент обмена  $k$  в виде суммы коэффициентов конвективного и диффузионного обмена:  $k = k_1 + k_2$ . Коэффициент конвективного обмена  $k_1$  определим как отношение объемного расхода жидкости  $v_{\text{обм}}$  из проточной зоны в застойную (и обратно) к полному объему системы  $V$ :  $k_1 = v_{\text{обм}} / V$ , а коэффициент диффузионного обмена  $k_2$  — как коэффициент пропорциональности в выражении для диффузионного потока вещества  $q_{\text{диф}} = \frac{H_2 D}{\Delta l^2} (C_1 - C_2)$  из застойной в проточную часть системы:  $k_2 = H_2 D / \Delta l^2$ , где  $D$  — коэффициент молекулярной диффузии;  $\Delta l$  — характерный размер застойной зоны;  $H_2$  — доля застойной части системы.

Принимая диффузионный механизм перемешивания в продольном направлении в проточной части насадочного аппарата и учитывая наличие

обменного потока  $q$  между проточной и застойной частью системы, запишем уравнения материального баланса для вещества индикатора, введенного в поток,

$$EH_1(\partial^2 C_1 / \partial x_2) - v(\partial C_1 / \partial x) - k(C_1 - C_2) = H_1(\partial C_1 / \partial t) \quad (1)$$

$$k(C_1 - C_2) = H_2(\partial C_2 / \partial t),$$

где  $E$  — коэффициент продольного перемешивания в проточной части аппарата;  $H_1$  — доля проточной зоны системы;  $v$  — объемный расход потока;  $x, t$  — пространственная и временная координаты.

В основу экспериментального метода определения коэффициентов системы (1)  $k, E, H_1, H_2$  положим связь между моментами функции распределения времени пребывания (средним временем пребывания  $\bar{t}$  и дисперсией  $\sigma^2$ ) и изображением по Лапласу  $\bar{C}(x, p) = L[C(x, t)]$  функции отклика системы  $C(x, t)$  на импульсное возмущение:

$$\lim_{p \rightarrow 0} \left( -\frac{\partial \bar{C}}{\partial p} \right) = \int_0^{\infty} tC dt = \bar{t};$$

$$\lim_{p \rightarrow 0} \left( \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial p^2} \right) = \lim_{p \rightarrow 0} \left( \frac{\partial \bar{C}}{\partial p} \right)^2 =$$

$$= \int_0^{\infty} t^2 C dt - \bar{t}^2 = \sigma^2, \quad (2)$$

где  $p$  — комплексная переменная преобразования.

При измерении концентрации индикатора в проточной зоне на выходе из слоя насадки выполняются граничные условия закрытой системы. Решение соответствующей краевой задачи для системы (1) позволяет получить расчетные уравнения

$$\bar{t}_I = \frac{VH_1}{v} \left( 1 + \frac{H_2}{H_1} \right), \quad (3)$$

$$\sigma_I^2 = \left( \frac{VH_1}{v} \right)^2 \left[ \left( 1 + \frac{H_2}{H_1} \right)^2 2 \left( \frac{FH_1E}{vl} \right)^2 \left( \frac{vl}{FH_1E} - 1 + e^{-vl/FH_1E} \right) + \frac{2vH_2}{kFH_1l} \right]. \quad (4)$$

При измерении средней концентрации в полном сечении аппарата вблизи середины насадочной зоны колонны выполняются граничные условия полубесконечной экспериментальной схемы. В этом случае проведенное заново решение дает уравнения

$$\bar{t}_{II} = \left( \frac{V_{II}H_1}{v} \right) \left( 1 + \frac{H_2}{H_1} \right) \left( 1 + \frac{FH_1E}{vl} \right) + \frac{vH_2}{kFl(H_1 + H_2)}, \quad (5)$$

$$\sigma_{II}^2 = \left( \frac{V_{II}H_1}{v} \right)^2 \left[ \left( 1 + \frac{H_2}{H_1} \right)^2 \left( \frac{EH_1F}{vl} \right)^2 \left( \frac{2vl}{EH_1F} + 3 \right) + \right.$$

$$\left. + \frac{2vH_2^2}{kFlH_1^2} \left( 1 + \frac{FH_1E}{vl} \right) + \frac{2H_1\sqrt{H_2} + 1}{(kFlH_1/vH_2)^2 (H_1\sqrt{H_2} + 1)^2} \right]. \quad (6)$$

Здесь  $F$  — площадь поперечного сечения колонны;  $l$  — длина слоя насадки; I, II — индексы экспериментальных схем;  $V_{II}$  — учитываемый объем слоя насадки во второй экспериментальной схеме. Четырех уравнений (3) — (6) достаточно для определения четырех выше перечисленных коэффициентов, в том числе и коэффициента  $k$ .

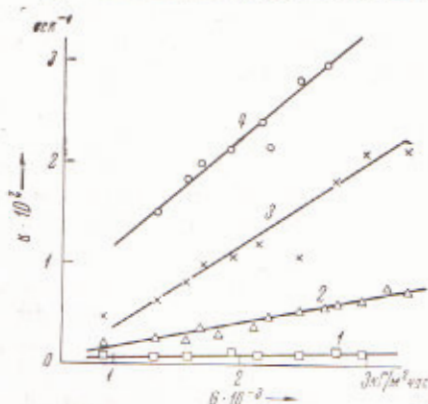


Рис. 2. Зависимость коэффициента обмена  $k$  от нагрузки по газу  $G$  при различных плотностях орошения  $L$ : 1 — 3500 кг/м<sup>2</sup>·час, 2 — 7500, 3 — 12 500, 4 — 17 500 кг/м<sup>2</sup>·час

Опыты проводились на насадочной колонне диаметром 160 мм. Насадкой служили кольца Рашига размерами  $15 \times 15 \times 2,5$ ;  $11 \times 11 \times 1,4$ ;  $8 \times 8 \times 1,2$  мм. Высота слоя насадки  $l = 1,84$  м. Двухфазной системой служила система воздух — вода. В качестве индикатора применялся радиоактивный изотоп иода  $J^{131}$  в водном растворе NaJ. Распад изотопа сопровождается  $\beta$ - и  $\gamma$ -излучениями. Мощность излучения измерялась сцинтилляционными счетчиками, расположенными вне колонны.

Результаты эксперимента представлены на рис. 1 и 2, из которых видно, что  $k$  увеличивается как с ростом плотности орошения  $L$ , так и с возрастанием нагрузки по газу  $G$ . Коэффициент обмена находится в обратной зависимости от размера насадки. Последнее объясняется тем, что при фиксированных  $L$  и  $G$  гидродинамический режим тем интенсивнее, чем мельче насадка. Кроме того, с уменьшением эквивалентного диаметра насадки  $d_e$  уменьшается глубина застойных зон. Обработка экспериментальных данных позволяет получить для коэффициента обмена эмпирическое уравнение:

$$k = 0,54 \cdot 10^{-18} GL^{1,9} d_e^{-2,6} \text{ (сек}^{-1}\text{)},$$

в котором размерность  $L$  и  $G$  выражена в  $\text{кг/м}^2 \cdot \text{час}$ , а  $d_e$  — в метрах.

Допустим, что основной обмен происходит за счет диффузии, т. е. общий коэффициент обмена определяется как  $k = k_2 = H_2 D / \Delta l^2$ . Тогда выражение для характерного размера застойной зоны принимает вид  $\Delta l = \sqrt{H_2 D / k}$ . Подставляя в это выражение значения  $H_2$  и  $k$  из эксперимента и зная коэффициент молекулярной диффузии для иода ( $D = 0,93 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/сек), можно оценить пределы изменения характерного размера застойных зон:  $0,05 \leq \Delta l \leq 0,15$  мм. Однако простые визуальные наблюдения говорят о том, что в насадке находится большое число застойных зон, для которых  $\Delta l \gg 0,15$  мм. Это позволяет утверждать, что основной обмен происходит за счет конвективного механизма. Предположим теперь, что застойная часть жидкости распределяется по поверхности насадки равномерно в виде пленки. Тогда, зная относительный объем застойных зон  $H_2$  и удельную поверхность насадки  $a$  (м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>), можно вычислить толщину пленки  $\Delta l = H_2 / a$ . Подставляя найденное таким образом выражение для  $\Delta l$  в формулу  $k_2 = H_2 D / \Delta l^2$ , можно рассчитать значения  $k$  в предположении, что обмен носит диффузионный характер. В действительности, застойные зоны не распределяются равномерно по насадке и не имеют равномерного контакта с движущейся жидкостью. Поэтому даже в случае чистого диффузионного механизма обмена рассчитанные этим способом значения  $k$  должны существенно отличаться от истинных. Тем не менее, оказалось, что порядки рассчитанных величин  $k$  и полученных из опытных данных совпадают. Это свидетельствует о том, что на самом деле имеет место как конвективный, так и диффузионный механизм обмена, причем конвективный механизм играет преобладающую роль. Преобладание конвективного механизма доказывает и тот факт, что рассчитанные указанным способом значения  $k_2$  и экспериментальные величины общего коэффициента обмена  $k$  зависят от нагрузок  $L$  и  $G$  противоположным образом; например, величина  $k_2$  с ростом  $L$  уменьшается, а значения  $k$  возрастают.

Для сравнительной характеристики различных типов потоков вещества, имеющих место в насадке, система уравнений (1) решалась методом конечных разностей на ЦВМ. Сравнительному анализу подвергались три типа потоков (см. рис. 3): конвективный поток (1) в продольном направлении  $q_x = v C_1(t, x)$ ; диффузионный поток (2) в продольном направлении  $q_x = -EFH_1 \partial C_1 / \partial x$  (на участке слоя конечной длины  $\Delta x$ :  $q_x \approx -EFH_1 (\Delta C_1 / \Delta x)$ ) и результирующий обменный поток (3) в поперечном направлении  $q = kF \Delta x (C_1 - C_2)$ , который делится на два потока: поток из проточной зоны в застойную (4)  $q_{c_1 \rightarrow c_2} = -kF \Delta x C_1$  и поток в об-

ратном направлении (5)  $q_{C_2 \rightarrow C_1} = kF\Delta x C_2$ . Зависимость этих потоков от времени и по длине колонны для случая импульсного возмущения по составу потока приведены на рис. 3, из которого видно, что потоки  $q$  и  $q_2$

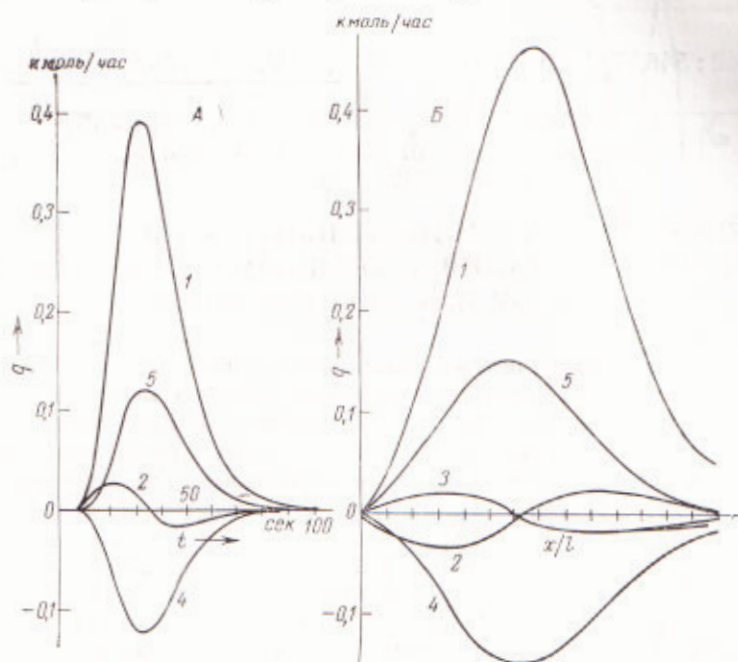


Рис. 3. Распределение во времени (А) и по длине (Б) интенсивности потоков различного типа в фиксированном сечении колонны (А) ( $x = 1,31$  м) и в фиксированный момент времени (Б) ( $t = 23$  сек.). Насадка  $11 \times 11 \times 1,4$  мм,  $L = 12\,500$  кг/м<sup>2</sup>·час,  $G = 1580$  кг/м<sup>2</sup>·час,  $k = 0,84 \cdot 10^{-2}$  сек<sup>-1</sup>,  $E = 3,4 \cdot 10^{-3}$  м<sup>2</sup>/сек,  $H_1 = 6,95 \cdot 10^{-2}$ ;  $H_2 = 2,31 \cdot 10^{-2}$

различны по знаку, но близки по характеру и абсолютной величине. Это еще раз подтверждает тот факт, что учет эффектов обмена при моделировании потоков в насадке столь же важен, как и учет явления продольного перемешивания.

Московский химико-технологический институт  
им. Д. И. Менделеева

Поступило  
8 II 1971

#### ЦИТИРОВАННАЯ ЛИТЕРАТУРА

- <sup>1</sup> В. В. Кафаров, В. В. Шестопапов и др., Теоретич. основы хим. технол., 1, 3 (1967); ДАН, 176, № 4 (1967). <sup>2</sup> В. В. Кафаров, В. В. Шестопапов, Г. Л. Железнова, ДАН, 182, № 4 (1968).