

УДК 532.73—3

*Л. В. Новосельская, А. И. Ершов, Л. М. Гухман, А. В. Новосельский***ОБ ОДНОЙ ПРИБЛИЖЕННОЙ ФИЗИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ  
МАССОБМЕНА**

*На основе приближенной физической модели массообмена в однонаправленном закрученном потоке получено распределение вещества в эффективном диффузионном пограничном слое жидкости с учетом сопротивления массообмену в жидкой фазе.*

Несколько физических моделей для описания процесса массообмена в системах газ — жидкость предложено в [1—8]. Не останавливаясь на их анализе, выполненном в [9, 10], укажем лишь, что каждая из них с той или иной достоверностью описывает определенную группу массообменных процессов, характеризующихся основными физико-химическими и гидродинамическими параметрами.

В настоящее время несомненный интерес представляет разработка и исследование массообменных аппаратов повышенной эффективности и производительности, состоящих из ступеней контакта, на которых осуществляется прямоточное взаимодействие фаз [11—13].

Для обеспечения достаточно глубокого разделения фаз между ступенями с целью получения противоточного движения фаз по аппарату в целом и дополнительной интенсификации массообмена целесообразно использовать двухфазный закрученный поток [14—23].

Ниже на основе определенных допущений рассматривается модель процесса массообмена в однонаправленном закрученном потоке, которая позволит выполнить инженерный расчет прямоточной контактной ступени массообменного аппарата.

Для двухфазного потока газ — жидкость в поле центробежных сил характерен кольцевой режим течения.

В отличие от свободного стекания жидкости или противоточного течения фаз, когда скорость газа незначительна, максимум касательных напряжений в жидкости находится на границе раздела фаз (рис. 1, а).

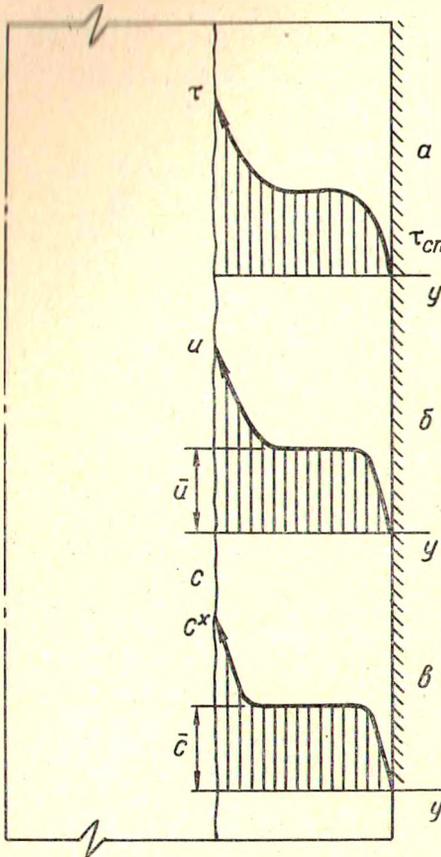
В свою очередь движение жидкости и газа в закрученном потоке — это винтовое движение и, следовательно, характеризуется наличием упорядоченного вихревого движения [24, 25] в слое каждой фазы. Кроме того, наличие границы раздела фаз является причиной возникновения неупорядоченного вихревого движения вблизи межфазной поверхности [10, 25].

В случае массообмена, когда основное сопротивление переносу вещества оказывает жидкая фаза, можно положить (учитывая высокие скорости движения газа и интенсивное его перемешивание турбулентными пульсациями, развитию которых способствует вихревое движение), что концентрация вещества по всему сечению газового потока равна средней концентрации газа в данном поперечном сечении, а сам

скоростной поток газа следует рассматривать как источник касательных напряжений, обеспечивающих вынужденное винтовое движение жидкости.

Наличие значительных касательных напряжений в слое жидкости и вынужденного вихревого движения приводит к развитию турбулентности в пленке жидкости и, следовательно, к выравниванию полей скоростей и концентраций в общей массе жидкой фазы.

Однако не вся толщина жидкой пленки в одинаковой степени турбулентна. В сечении жидкостного



кольца имеются зоны, в пределах которых гидродинамический характер движения может быть принят неизменным, но отличающимся от остальной части потока (рис. 1, б).  
1-я зона — область вязкого подслоя у стенки цилиндрического канала толщиной  $\delta'$ . В подслое при  $y < \delta''$  происходит резкое изменение скорости движения от нуля непосредственно на твердой стенке до величины средней скорости течения жидкости  $u$ . Толщина его может быть определена из условия [8], где критерий Рейнольдса должен быть порядка единицы.

2-я зона — область развитого турбулентного ядра жидкостного слоя. Наличие турбулентных пульсаций и вихревого движения приводит к выравниванию поля скоростей. Без значительной погрешности можно полагать, что скорость жидкости в этой зоне равна средней скорости движения  $u$ .

Рис. 1. Распределение: а — касательных напряжений,  $\tau = \tau(y)$ ; б — средней скорости,  $u = u(y)$  и в — концентраций в жидкой фазе,  $C = C(y)$

3-я зона — пограничный турбулентный слой жидкости вблизи границы раздела фаз толщиной  $\delta''$ . Эта зона характеризуется наличием неупорядоченного вихревого движения. Однако существование сил межфазного поверхностного натяжения способствует некоторой стабилизации поверхности и определяет характер изменения скорости движения.

Учитывая малую толщину этой зоны, закон изменения скорости  $u = u(\delta'')$  может быть с достаточной точностью представлен так:

$$u = u' - \frac{u' - \bar{u}}{\delta''} y,$$

где  $u'$  — скорость фаз на границе их раздела.

С точки зрения распределения концентрации в слое жидкой фазы наблюдаются свои характерные особенности (рис. 1, в).

В области диффузионного пограничного слоя толщиной  $\delta'_0$  в непосредственной близости у стенки в вязком подслое  $y < \delta'_0 < \delta'$  турбулентные пульсации являются столь малыми, что количество вещества, переносимое молекулярной диффузией, становится определяющим. Концентрация в этом слое меняется от минимальной в данном поперечном сечении до средней в слое жидкости  $\bar{C}$ .

В области ядра турбулентного потока жидкости турбулентные пульсации и интенсивное вихревое движение выравнивают концентрацию по сечению ядра потока, и дифференциальное уравнение конвективной диффузии в этой области имеет вид  $C = \bar{C} = \text{const}$ .

В области эффективного пограничного диффузионного слоя жидкости толщиной  $\delta_0^*$  происходит основное изменение концентрации растворяющегося вещества.

Качественный анализ взаимодействия фаз на основе теории пограничного диффузионного слоя [8] с учетом особенностей движения закрученного двухфазного потока [18] показал, что толщина этого слоя есть функция гидродинамических и физико-химических параметров. На границе раздела фаз концентрация в жидкости  $C^x$  равновесна со средней концентрацией в газе для данного поперечного сечения. На границе же с ядром турбулентного потока концентрация равна средней концентрации в жидкой фазе.

Рассмотренная модель механизма взаимодействия фаз газожидкостной системы в однонаправленном закрученном потоке позволяет следующим образом поставить задачу по инженерному расчету прямого контактного элемента при условии, что характер распределения скоростей соответствует модели и задан заранее.

Необходимо определить длину прямого контактного элемента, на которой средняя концентрация в жидкой фазе  $\bar{C}$  меняется от  $C_{II}$  до  $C_{II}$  и степень приближения к равновесию

$$\eta = \frac{\bar{C}_K - C_{II}}{C^x - \bar{C}_{II}}$$

равна заданному значению  $\eta_K$ .

Дифференциальное уравнение переноса вещества может быть записано в виде

$$\frac{\partial C}{\partial t} + \text{div}(\bar{C}u) - \text{div}(D \text{grad} C) = 0. \quad (1)$$

При решении уравнения необходимо принять во внимание следующие упрощающие допущения, которые вполне обоснованы с точки зрения рассматриваемой модели: несжимаемость среды, стационарность, постоянство коэффициента диффузии, малость продольного градиента концентрации по сравнению с поперечным. Тогда

$$u \frac{\partial C}{\partial x} = D \frac{\partial^2 C}{\partial y^2}, \quad (2)$$

где  $u$  — вектор полной скорости, выражающийся зависимостью

$$u = u' - \frac{u' - \bar{u}}{\delta''} y. \quad (3)$$

Стационарное уравнение переноса вещества при указанном распределении скорости примет вид

$$(a - by) \frac{\partial C}{\partial x} = D \frac{\partial^2 C}{\partial y^2}, \quad (4)$$

где  $a = u'$ ,  $b = \frac{u' - \bar{u}}{\delta''}$ , с граничными условиями

$$C = C_n \text{ при } x = 0, \quad (5)$$

$$C = C^* \text{ при } y = \delta, x > 0, \quad (6)$$

$$\partial C / \partial y = 0 \text{ при } y = 0. \quad (7)$$

Следует подчеркнуть, что ось  $y$  направлена перпендикулярно вектору полной скорости.

Для численного решения уравнения (4) применима конечно-разностная схема [26]

$$\frac{\partial^2 C}{\partial y^2} \approx \frac{C(y_{k+1}, x) - 2C(y_k, x) + C(y_{k-1}, x)}{h^2}, \quad (8)$$

где  $h = \frac{\delta''}{n+1} = \frac{\delta''}{4}$ , если  $n = 3$ .

Тогда уравнение (4) примет вид

$$(a - by_k) \frac{\partial C(y_k, x)}{\partial x} = D \frac{C(y_{k+1}, x) - 2C(y_k, x) + C(y_{k-1}, x)}{h^2} \quad (9)$$

$$\begin{aligned} \text{при } x = 0 \quad C &= C_n; & \text{при } y = 0 \quad \frac{C_{n+1} - C_n}{h} &= 0, \\ \text{при } y = \delta \quad C &= C^*, \end{aligned} \quad (10)$$

где  $y_k$  вычисляется по формуле  $y_k = \frac{\delta''(k-1)}{(n+1)}$ . Окончательно система уравнений (9) примет вид

$$\begin{aligned} \frac{dC_1}{dx} &= \frac{1}{a - b \frac{\delta''}{4}} \left[ D \frac{16}{(\delta'')^2} (C_2 - 2C_1 + C_0) \right], \\ \frac{dC_2}{dx} &= \frac{1}{a - b \frac{\delta''}{2}} \left[ D \frac{16}{(\delta'')^2} (C_3 - 2C_2 + C_1) \right], \\ \frac{dC_3}{dx} &= \frac{1}{a - b \frac{3\delta}{4}} \left[ D \frac{16}{(\delta'')^2} (C_4 - 2C_3 + C_2) \right]. \end{aligned} \quad (11)$$

Для численного решения системы уравнений (11) с граничными условиями (10) использован метод Эйлера, согласно которому выбор шага осуществляется по уравнению

$$C_{i, \kappa}(x_0 + H) = C_{i, \kappa}(x, 0) + \frac{dC_{i, \kappa}}{dx} H, \quad (12)$$

где  $H$  — шаг.

Таблица

Экспериментальные данные по исследованию массообмена в двухфазном закрученном потоке (абсорбция  $\text{CO}_2$  водой)

Шаг винтовой линии, мм	Средняя осевая скорость газа, м/сек	Средняя полная скорость газа, м/сек	$C_H \cdot 10^3$ , г/мм <sup>3</sup>	$C_K \cdot 10^3$ , г/мм <sup>3</sup>	$C^* \cdot 10^3$ , г/мм <sup>3</sup>	L, мм	$L_p$ , мм (расчетное)	$\eta$
28	17,80	53,3	0,60	0,381	0,5606	446,0	446,8	0,642
65	18,75	29,4	0,66	0,368	0,585	234,5	232,9	0,582

Алгоритм численного решения позволяет определить распределение концентраций по высоте аппарата для заданной степени приближения к равновесию  $C^*$ . Кроме того, можно определить длину прямого контактного элемента для получения заданной степени приближения к равновесию и определить оптимальную толщину эффективного диффузионного слоя жидкости  $\delta_0''$  вблизи границы раздела фаз. Определить толщину эффективного диффузионного слоя  $\delta_0''$  вблизи границы раздела фаз экспериментально трудно. На основании изложенного алгоритма была составлена программа для ЦВМ «Минск-22» и получены численные результаты. Следует отметить, что вопросы, связанные с обсуждением результатов численного эксперимента, представляют самостоятельный интерес и являются содержанием отдельного сообщения. Однако выполненные расчеты и имеющиеся экспериментальные данные по исследованию интенсивности массообмена в двухфазном закрученном потоке с закруткой по всей длине канала позволяют оценить ряд важнейших параметров, характеризующих гидродинамику и массообмен в двухфазном закрученном потоке. Используя в качестве примера данные эксперимента (таблица) на ЦВМ «Минск-22», были вычислены

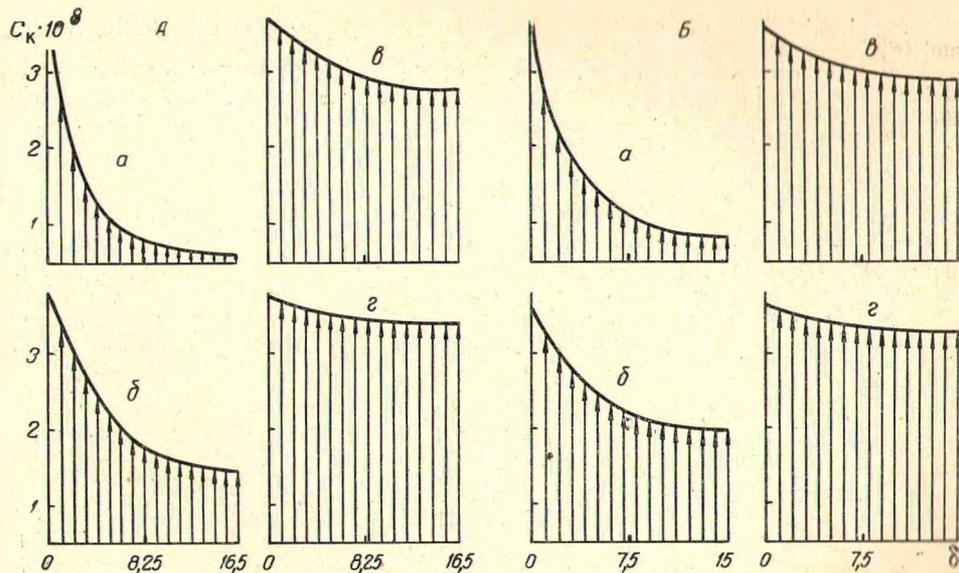


Рис. 2. Распределение концентраций вещества  $C(x, y)$  в эффективном диффузионном пограничном слое жидкости по высоте контактного элемента для опыта I (А) (а —  $L = 20,99$  мм; б — 104,99; в — 272,99; г — 446,99) и для опыта II (Б) (а —  $L = 20,99$  мм; б — 83,99; в — 167,99; г — 232,99).  $C_K \cdot 10^3$ , г/мм<sup>3</sup>;  $\delta$ , мкм

средняя скорость движения жидкой пленки, а следовательно, средняя ее толщина и толщина эффективного диффузионного слоя  $\delta_0^*$ .

Такой расчет позволил оценить величину указанных основных параметров, экспериментальное определение которых чрезвычайно сложно. Для первого опыта расчетом установлено, что средняя толщина пленки жидкой фазы составляет 572 мкм, толщина эффективного диффузионного слоя жидкости  $\delta_0^* = 16,15$  мкм, для второго опыта соответственно  $\delta = 408,5$  мкм и  $\delta_0^* = 15$  мкм. Кроме того, разработанная методика позволила построить наглядные графики изменения концентраций абсорбируемого газа по высоте контактного элемента (рис. 2).

### Обозначения

$\delta$  — толщина пленки жидкости, мкм;  $\delta_0^*$  — толщина эффективного диффузионного пограничного слоя жидкости, мкм;  $u$  — средняя скорость течения жидкости, м/сек;  $u'$  — скорость фаз на границе их раздела, м/сек;  $\bar{C}_k(x, y)$  — средняя конечная концентрация компонента в жидкой фазе, г/мм<sup>3</sup>;  $\bar{C}_n(x, y)$  — средняя концентрация компонента в жидкости на входе в систему, г/мм<sup>3</sup>;  $C^x(x, y)$  — концентрация компонента на границе раздела фаз, равновесная со средней концентрацией в газе для данного поперечного сечения, г/мм<sup>3</sup>;  $\eta$  — степень приближения к равновесию;  $D$  — коэффициент диффузии в жидкости, мм<sup>2</sup>/сек.

### Nomenclature

$\delta$ , liquid film thickness,  $\mu\text{m}$ ;  $\delta_0^*$ , effective diffusional liquid boundary layer thickness,  $\mu\text{m}$ ;  $u$ , mean flow velocity, m/sec;  $u'$ , mean interfacial velocity, m/sec;  $\bar{C}_k(x, y)$ , mean finite concentration of liquid phase, g/mm<sup>3</sup>;  $\bar{C}_n(x, y)$ , mean liquid phase concentration at the inlet to the system, g/mm<sup>3</sup>;  $C^x(x, y)$ , mean liquid concentration at the interface; this is equilibrium with the mean concentration in gas for a certain cross-section, g/mm<sup>3</sup>;  $\eta$ , degree of approach to equilibrium;  $D$ , diffusivity in liquid, mm<sup>2</sup>/sec.

### Figure Captions

Fig. 1. Distribution of (a) tangential stresses,  $\tau = \tau(y)$ ; (б) mean velocity,  $u = u(y)$  and (B) liquid phase concentrations  $C = C(y)$ .

Fig. 2. Concentration distribution  $C(x, y)$  within the effective diffusion boundary layer of liquid over the height of a contact element for experiment I (A), (a,  $L = 20.99$  mm; б, 104.99; 272.99; в, 446.99) and for experiment II (B) (a,  $L = 20.99$  mm; б, 83.99; B, 167.99; з, 232.99).  $C_k \cdot 10^8$  g/mm<sup>3</sup>;  $\delta$ ,  $\mu\text{m}$ .

### Summary

An approximate physical model of mass transfer in a twophase swirled flow when a liquid phase exerts the main resistance to mass transfer makes it possible to develop the procedure for engineering design of an in-line contact stage in a mass exchanger.

The data obtained on the basis of this model satisfactorily agree with measurements and make it possible to evaluate a number of parameters whose measurement is difficult.

### Литература

- Whitman W. G. Chem. Met. Eng., 28, 147, 1923.
- Higbie R. Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 31, 365, 1935.
- Стаблников В. Д. Автореферат докт. диссертации. М., 1939.
- Marchelli I. M., Toor H. L. Ind. Eng. Chem. Fund., 2, № 1, 1963.
- Кишеневский М. X. ЖПХ, 27, № 4, 1954.
- Damkewitz P. V. A. I. Ch. E. Journal, 1, 456, 1955.
- Кафаров В. В. ЖПХ, 29, № 1, 1956.
- Левич В. Г. Физико-химическая гидродинамика. Физматгиз, 1959.
- Рамм В. М. Абсорбция газов. «Химия», 1966.
- Кафаров В. В. Основы массопередачи. «Высшая школа», 1962.
- Семенов П. А. ЖТФ, 14, вып. 7—8, 425, 1944.
- Боярчук П. Г., Плановский А. П. Хим. пром., № 3, 1962.

13. Кузьмин Н. Г., Малюсов В. А. ДАН СССР, 117, № 4, 1957.
14. Алимов Р. З. Изв. АН СССР, ОТН, Энергетика и автоматика, № 1, 1962.
15. Николаев Н. А. Автореферат канд. диссертации. Казань, 1965.
16. Ершов А. И., Гухман Л. М. ИФЖ, 10, № 4, 1966.
17. Киселев В. Н., Носков А. А. А/с № 230077, Бюллетень изобретений, № 34, 1968.
18. Гухман Л. М. Автореферат канд. диссертации. Минск, 1969.
19. Ершов А. И., Плехов И. М. А/с № 182108. Бюллетень изобретений, № 11, 1966.
20. Ершов А. И., Плехов И. М., Гухман Л. М., Ермакович Н. П., Исаев Б. Н., Лысаков Г. А. А/с № 257439. Бюллетень изобретений, № 36, 1969.
21. Гухман Л. М., Ершов А. И., Плехов И. М. В сб.: «Тепло- и массообмен», вып. 4. Минск, «Наука и техника», 1968, стр. 235.
22. Ершов А. И., Гухман Л. М., Плехов И. М. Изв. вузов, Энергетика, № 5, 1968.
23. Ершов А. И., Гухман Л. М., Плехов И. М. Изв. вузов, Энергетика, № 6, 1969.
24. Лойцянский Л. Г. Механика жидкости и газа. Физматгиз, 1959.
25. Кочин Н. Е., Кибель И. А., Розе Н. В. Теоретическая гидромеханика, ч. 1. М., ГИТЛ, 1955.
26. Демидович Б. П., Марон И. А., Шувалова Э. В. Численные методы анализа. М., «Наука», 1967.

[21.II 1972 г.]

*Белорусский технологический институт  
им. С. М. Кирова,  
Институт ядерной энергетики АН БССР,  
г. Минск*