

А. Е. Рабко, А. И. Ершов

СМЕШАННАЯ МОДЕЛЬ СТРУКТУРЫ ПОТОКОВ В БАРБОТАЖНО-ПРЯМОТОЧНЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВАХ С НАПРАВЛЕННОЙ ВНУТРЕННЕЙ ЦИРКУЛЯЦИЕЙ

Целью настоящего исследования явилась разработка математической модели структуры потоков, описывающей распределение концентраций переходящего компонента в газовой и жидкой фазах при проведении процессов массообмена в барботажно-прямоточных контактных устройствах (БПКУ) с направленной внутренней циркуляцией [1, 2].

В основу разработки положен принцип построения модели по аэрогидродинамическим характеристикам газожидкостных потоков, полученных экспериментальным путем методом локальной электропроводности с применением зондовой техники [3].

Измерения проводились на семи моделях контактных устройств различных типов: в БПКУ с коническими и цилиндрическими контактными камерами в аппаратах диаметром, равным 0,20 и 0,24 м, при высоте межтарельчатого расстояния h 0,3 и 0,5 м соответственно, а также в секциях БПКУ элементного типа для аппаратов диаметром 0,3; 1,0 и 1,2 м при $h = 0,32$; 0,8 и 1,0 м (рис. 1, а).

Анализ радиальных профилей газосодержания, удельной площади поверхности контакта фаз, частоты прохождения газовых включений и приведенных скоростей фаз внутри контактных камер позволил определить объемы зон (см. таблицу),

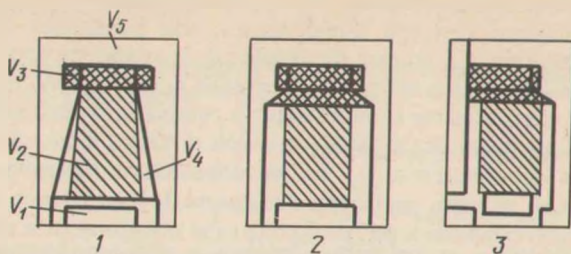
Таблица

Объемы зон исследуемых конструкций БПКУ

Номер модели	Объем БПКУ, $\times 10^3 \text{ м}^3$	Зоны контакта фаз				
		1	2	3	4	5
1	10,990	0,508	1,510	0,303	1,348	7,310
2	10,990	0,508	1,590	0,535	2,242	5,920
3	22,600	0,552	3,490	0,596	2,650	15,310
4	22,600	0,552	4,350	1,260	5,840	10,600
5*	9,550	0,569	1,735	1,079	2,696	3,250
6*	168,800	9,200	33,500	10,700	51,900	55,100
7*	282,600	11,960	59,650	20,400	84,500	100,900

Примечание. Звездочкой отмечена одна из четырех параллельных контактных камер.

a



б

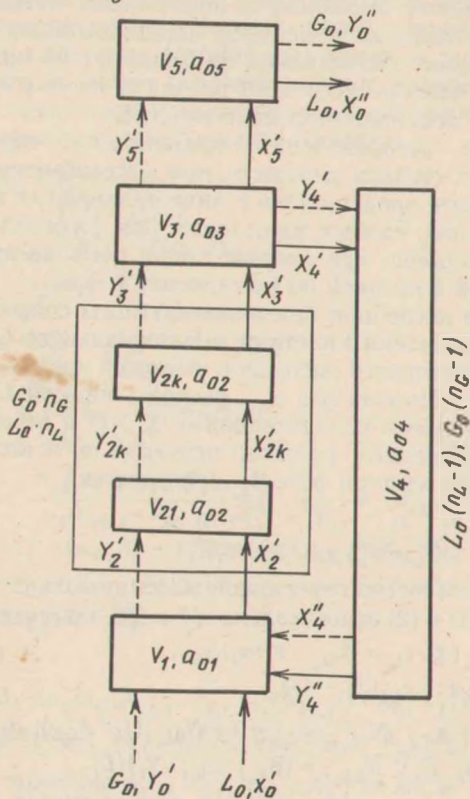


Рис. 1. Зоны взаимодействия фаз в исследуемых контактных устройствах (а) и схема математической модели структуры потоков (б):

модели БПКУ: 1 — 1, 3; 2 — 2, 4; 3 — 5, 6, 7

занимаемых восходящими V_2 и нисходящими V_4 потоками вертикального контура циркуляции, зон смешения потоков при натекании жидкости на перфорированное полотно V_1 и при изменении направления движения восходящего потока в верхней части контактной камеры и сепарационного элемента V_3 , а также зоны разделения газовой и жидкой фаз в сепарационном пространстве V_5 . Таким образом, полученная математическая модель структуры потоков [4] включает ячейку идеального смешения фаз на входе газа и жидкости в контактное устройство, диффузионную область, состоящую из ряда ячеек идеального смешения в восходящем потоке, ячейку идеального смешения в верхней части контактной камеры, ячейку идеального вытеснения по фазам при их прямоточном движении в зоне нисходящего потока и ячейку идеального смешения в сепарационном пространстве.

Описание распределения концентраций переходящего компонента в ячейках зависит от типа массообменного процесса и может быть представлено в виде нелинейных алгебраических уравнений, каждое из которых при физической абсорбции или десорбции при прямой линии равновесия является передаточной функцией по компоненту в фазе.

В случае десорбции при лимитирующем сопротивлении в жидкости уравнения кинетики и материального баланса для i -й ячейки идеального смешения, имеющей удельную площадь поверхности контакта фаз $a_{0,i}$, расходы жидкой L_i и газовой G_i фаз с входными концентрациями X_i' , Y_i' и выходными X_i'' , Y_i'' при коэффициенте фазового перехода m_i и коэффициенте массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{L,i}$, примут вид

$$M_i = \beta_{L,i} \cdot a_{0,i} \cdot V_i (X_i'' - Y_i' / m_i); \quad (1)$$

$$M_i = L_i (X_i' - X_i'') = G_i (Y_i'' - Y_i'), \quad (2)$$

где M_i — количество переданной массы, кмоль/с.

Решая (1) и (2) относительно X_i'' и Y_i'' , получаем

$$X_i'' = (X_i' \cdot c_{1,i} + N_{0L,i} \cdot Y_i' / m_i) / c_{2,i},$$

$$Y_i'' = Y_i' + c_{3,i} (X_i' - X_i''),$$

где $c_{1,i} = 1 + A_{0,i} \cdot N_{0L,i}$; $c_{2,i} = 1 + N_{0L,i} (1 + A_{0,i})$; $c_{3,i} = m_i \cdot A_{0,i}$; $A_{0,i} = L_i / (m_i \cdot G_i)$; $N_{0L,i} = (\beta_{L,i} \cdot a_{0,i} \cdot V_i) / L_i$.

Распределение концентраций переходящего компонента по высоте слоя в зоне нисходящего прямотока h_n описывается системой дифференциальных уравнений

$$\frac{dX}{dz} = -(\beta_{L,i} \cdot a_{0,i} \cdot V_i / h_n \cdot L_i) (X - Y / m_i) = -N_{0L,i} (X - Y / m_i), \quad (3)$$

$$\frac{dY}{dz} = (\beta_{L,i} \cdot a_{0,i} \cdot V_i / h_n \cdot G_i) (m_i \cdot X - Y) = N_{0G,i} (m_i \cdot X - Y)$$

при граничных условиях: $Z = 0$, $X = X'$, $Y = Y'$; $Z = h_n$, $X = X''$, $Y = Y''$.

Аналитическое решение (3) дает следующие передаточные функции по компоненту в фазах:

$$X_i'' = X_i' - \frac{N_{0L,i}(m_i \cdot X_i' - Y_i')}{m_i(N_{0L,i} + N_{0G,i})} (1 - \exp(-h_n(N_{0L,i} + N_{0G,i}))),$$

$$Y_i'' = m_i \cdot X_i'' - (m_i \cdot X_i' - Y_i') \exp(-h_n(N_{0L,i} + N_{0G,i})).$$

Учитывая, что при кратности циркуляции жидкости n_L и газа n_G в контактной камере БПКУ исходные фазы смешиваются с рециркулирующим потоком перед первой ячейкой, а число последовательно соединенных ячеек в диффузионной области равно k , можно получить систему уравнений, описывающую распределение концентраций в барботажном слое для рассматриваемого массообменного процесса:

$$\begin{aligned} X_1' &= X_0'/n_L + X_4''(1 - 1/n_L), \\ Y_1' &= Y_0'/n_G + Y_4''(1 - 1/n_G), \\ X_{21}' &= (X_1' \cdot c_{1,1} + N_{0L,1} \cdot Y_1'/m_1)/c_{2,1}, \\ Y_{21}' &= Y_1' + c_{3,1}(X_1' - X_{21}'), \\ &\dots\dots\dots \\ X_3' &= (X_{2k}' \cdot c_{1,2} + N_{0L,2} \cdot Y_{2k}'/m_2)/c_{2,2}, \\ Y_3' &= Y_{2k}' + c_{3,2}(X_{2k}' - X_3'), \\ X_4' &= (X_3' \cdot c_{1,3} + N_{0L,3} \cdot Y_3'/m_3)/c_{2,3}, \\ Y_4' &= Y_3' + c_{3,3}(X_4' - X_3'), \\ X_4'' &= X_4' - \frac{N_{0L,4}(m_4 \cdot X_4' - Y_4')}{m_4(N_{0L,4} + N_{0G,4})} (1 - \exp(-h_n(N_{0L,4} + N_{0G,4}))), \\ Y_4'' &= m_4 \cdot X_4'' - (m_4 \cdot X_4' - Y_4') \exp(-h_n(N_{0L,4} + N_{0G,4})), \\ X_0'' &= (X_4' \cdot c_{1,5} + N_{0L,5} \cdot Y_4'/m_5)/c_{2,5}, \\ Y_0'' &= Y_4' + c_{3,5}(X_0'' - X_4'). \end{aligned} \quad (4)$$

Для ячеек 1, 3

$$\begin{aligned} c_{1,i} &= 1 + A_{0,i}(n_L/n_G)N_{0L,i}, \quad c_{2,i} = 1 + N_{0L,i}(1 + A_{0,i}(n_L/n_G)), \\ c_{3,i} &= m_i \cdot A_{0,i}(n_L/n_G), \quad A_{0,i} = L_0/(m_i \cdot G_0), \quad N_{0L,i} = \beta_{L,i} \cdot a_{0,i} \cdot V_i/(L_0 \cdot n_L). \end{aligned}$$

Для зоны 2 значения $c_{1,i}$, $c_{2,i}$, $c_{3,i}$, $A_{0,i}$ те же, а

$$N_{0L,2} = \beta_{L,2} \cdot a_{0,2} \cdot V_2/(L_0 \cdot n_L \cdot k).$$

Для ячейки 5

$$\begin{aligned} c_{1,5} &= 1 + A_{0,5} \cdot N_{0L,5}, \quad c_{2,5} = 1 + N_{0L,5}(1 + A_{0,5}), \quad c_{3,5} = m_5 \cdot A_{0,5}, \\ A_{0,5} &= L_0/(m_5 \cdot G_0), \quad N_{0L,5} = \beta_{L,5} \cdot a_{0,5} \cdot V_5/L_0. \end{aligned}$$

Для ячейки 4

$$N_{0L,4} = \beta_{L,4} \cdot a_{0,4} \cdot V_4 / (L_0 (n_L - 1) h_n), \quad N_{0G,4} = \beta_{L,4} \cdot a_{0,4} \cdot V_4 / (G_0 (n_G - 1) h_n).$$

Решение системы (4) проводили при ряде допущений, связанных, в частности, с усреднением по объему барботажного слоя коэффициента массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{L,1} \approx \beta_{L,2} \approx \dots = \beta_L$, а также с принятием равенства удельных площадей поверхности контакта фаз в зонах 1, 3 и в восходящем потоке $a_{0,1} = a_{0,2} = a_{0,3}$. Значения $a_{0,i}$ внутри контактной камеры, n_L и n_G определяли путем численного интегрирования радиальных профилей локальных характеристик в восходящем и нисходящем потоках для различных режимов работы контактного устройства. Значения $a_{0,5}$ определяли по ранее полученной зависимости:

$$a_{0,5} = 370 (w'_G)^{0,88} \cdot (w'_L)^{1,16},$$

где w'_G и w'_L — скорости газовой и жидкой фаз, приведенные к площади барботажа, м/с.

На первом этапе исследований разработанную модель применяли для обработки экспериментальных данных по массопередаче при десорбции CO_2 из воды воздухом на лабораторной установке. Решалась обратная задача: по известным концентрациям на входе и выходе из контактного устройства с помощью численного решения системы (4) определялись значения β_L при заданном k . Анализ влияния k на результаты расчетов показал, что при высоте восходящего потока $h_v = 0,2 \div 1,0$ м и его диаметре $d_v = 0,150 \div 0,550$ м допустимо соотношение [4]

$$k = \text{Int} (h_v / d_v + 1).$$

Для исследуемых конструкций БПКУ получена обобщающая зависимость β_L от основных параметров циркуляционного контура:

$$\text{Nu}_L = (0,864 + 0,979 / (n_L - 1)) \text{Pe}_L^{0,5}$$

при $\text{Nu}_L = \beta_L \cdot D_{VS,v} / D_L$, $\text{Pe}_L = D_{VS,v} \cdot w_{S,v} / D_L$, где $D_{VS,v}$ — усредненный объемно-поверхностный диаметр пузыря в восходящем потоке, м; $w_{S,v}$ — скорость скольжения фаз в восходящем потоке, м/с; D_L — коэффициент диффузии переходящего компонента в жидкой фазе, $\text{м}^2/\text{с}$.

В дальнейшем для определения параметров ячеек использовали гидродинамическую модель циркуляционного контура, разработанную в [1, 2]. При решении прямой задачи определяли эффективность массопереноса по Мерффри E_{ML} для всех ис-

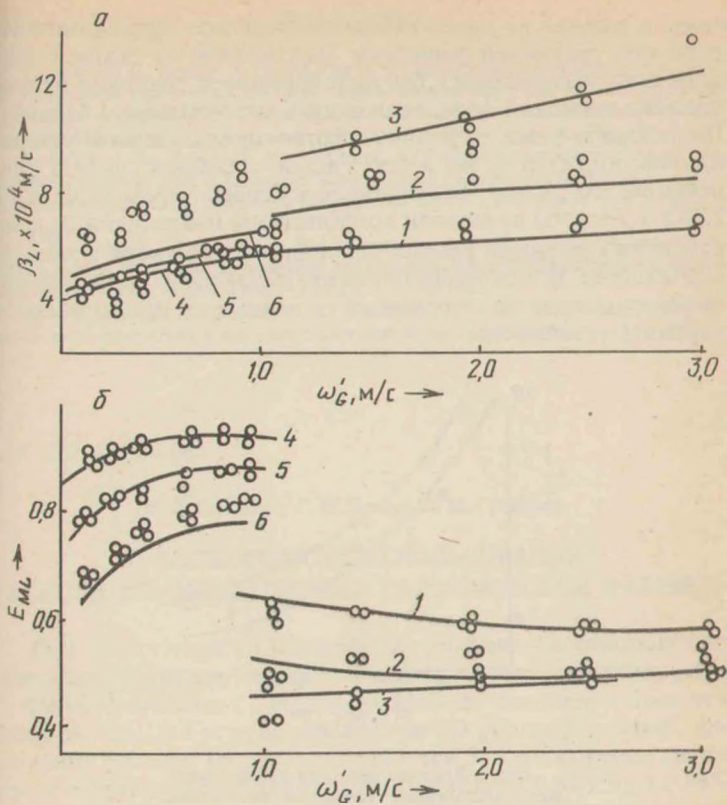


Рис. 2. Зависимость массообменных характеристик β_L (а) и E_{ML} (б) контактных устройств от приведенной скорости газа при различных орошениях w'_L , м/с:

БПКУ 1: 1 — 0,0250; 2 — 0,050; 3 — 0,075; БПКУ 6: 4 — 0,0065; 5 — 0,014; 6 — 0,030.

Точки — экспериментальные данные, кривые — расчет по модели

следуемых моделей контактных устройств. Среднее относительное отклонение экспериментальных данных от расчета по модели составило для коэффициента массоотдачи в жидкой фазе 12,6 %, для эффективности массопередачи — 5,5 %. Результаты сравнения показали, что модель позволяет с достаточной точностью описать реальные условия проведения процессов переноса в БПКУ (рис. 2).

На втором этапе исследования проведено моделирование процесса хемосорбции NO из выхлопных газов водным раствором FeSO_4 . Изменение концентраций переходящего компо-

нента в каждой из ячеек модели определяли при совместном решении уравнений кинетики массоотдачи в газовой фазе, кинетики массоотдачи с быстрой обратимой реакцией второго порядка в жидкой фазе, теплового и материального балансов. Исследовали режимы работы опытно-промышленной установки очистки газов от NO в цехе гидросиламиносульфата Гродненского ПО „Азот”, включающей абсорбер с тремя тарелками БПКУ 1. Расчеты по модели коэффициента извлечения φ_{NO} для различных режимов работы установки согласуются с экспериментом (рис. 3). Получены положительные результаты при применении модели для проектной оптимизации промышленного варианта установки.

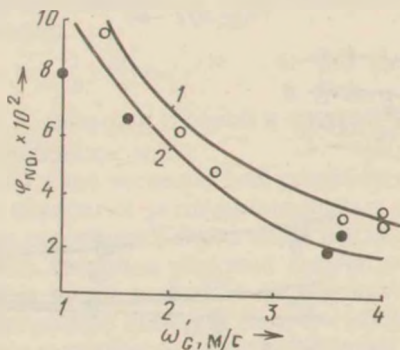


Рис. 3. Влияние режимов работы опытно-промышленной установки на степень извлечения NO из выхлопных газов производства гидросиламиносульфата:

$\omega'_L, \text{м/с}$: 1 — 0,075; 2 — 0,050.

$p = 0,16 \text{ МПа}$; $T = 298 \text{ К}$; $y_{NO} = 8,4 \%$ (по объему),

$c_{FeSO_4} = 1,5 \text{ кмоль/м}^3$.

Точки — экспериментальные данные, кривые — расчет по модели

Таким образом, показана возможность использования профилей локальных характеристик газожидкостных потоков для построения математических моделей сложной структуры и определения их параметров. Наиболее эффективно применение разработки при моделировании работы контактных устройств на крупномасштабных стендах.

ЛИТЕРАТУРА

1. Рабко А. Е., Ершов А. И., Голдар А. П. Разработка контактных устройств с формируемой структурой высокого барботажного слоя для колонных противоточных хемосорберов // Современные машины и аппараты химических производств: Тез. докл. Всесоюз. конф. — Чимкент, 1988. — Ч. 1. — С. 106–107.
2. Рабко А. Е., Ершов А. И., Голдар А. П. Гидродинамика потоков и массообмена в жидкой фазе в условиях восходящего стесненного барботажа // Третье Всесоюз. совещ. по проблеме „Абсорбция газов”: Тез. докл. — М., 1987. — С. 3–4.
3. Рабко А. Е., Ершов А. И. Исследование структуры газожидкостных потоков в массообменных контактных устройствах барботажного типа // Химия и хим. технология. — Мн., 1988. — Вып. 2. — С. 98–102.
4. Гельперин Н. И., Пибалк В. Л., Костянян А. Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. — М., 1977. — 115 с.

УДК 661.424;66.063

Л. Б. Гершман, Г. Н. Попов, Л. М. Губанова

О ВОЗМОЖНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ РАССОЛА ШЛАМОХРАНИЛИЩА ГАЛУРГИЧЕСКОЙ ФАБРИКИ

При галургической переработке сильвинита отходом производства является глинистый шлам, который складывается в шламохранилищах. Шламохранилище занимает большую площадь. Так, в 4-м рудоуправлении ПО „Беларуськалий” для хранения 6,9 млн м³ рассола требуется 70 га. Скорость накопления шлама в шламохранилище составляет 0,84 т на 1 т 95%-ного KCl. В связи с этим проблема утилизации рассола шламохранилища — актуальная задача всех производств, связанных с получением хлористого калия галургическим либо флотационным методом.

В процессе вакуум-кристаллизации, осуществляемой в промышленности в многоступенчатых вакуум-кристаллизационных установках (ВКУ), конечная температура охлаждения кристаллизующегося щелока в значительной мере определяет качество кристаллизата, выход продукта и степень рекуперации тепла. Конечная температура охлаждения зависит от объема и температуры воды, подаваемой на конденсаторы смешения. Охлаждение оборотной воды осуществляется в вентиляторных градирнях. Эффективность процесса зависит от состояния всех элементов градирен. Но воду удастся охладить лишь до температуры выше температуры мокрого термометра на 4–5° [1]. Температура кристаллизующегося щелока на выходе из ВКУ больше температуры воды, подаваемой на конденса-