

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ЭЛЕМЕНТНОЙ КОНТАКТНОЙ СТУПЕНИ С УЧЕТОМ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ В ЖИДКОЙ ФАЗЕ

Для проведения процессов массообмена разработаны и исследуются контактные ступени элементного типа [1] с взаимодействием фаз — газа с жидкостью в закрученном прямотоке. Методика расчета эффективности таких ступеней предусматривает математическое описание процесса в соответствии с реальной структурой потоков и экспериментальное определение эффективности отдельных элементов.

Предложены различные гидродинамические модели взаимодействия фаз в контактных элементах, учитывающие значительную продольно-поперечную неравномерность потоков. Однако при этом недостаточно внимания уделено анализу влияния и учету перемешивания жидкости в межэлементном пространстве, чем объясняется наблюдаемое расхождение опытных и расчетных значений эффективности ступени в целом.

Основой для выполнения настоящей работы послужили опыты с красителем, позволившие установить, что на элементной ступени имеет место рециркуляция жидкости через элементы, а также обратный поток жидкости от элемента к элементу. Структура потоков, таким образом, может быть представлена рециркуляционно-секционной моделью с частичным обратным потоком жидкости (рис. 1). В соответствии с моделью ступень разбита в направлении движения жидкости на n секций, число которых соответствует числу элементов в ряду вдоль потока. Рециркуляция жидкости через элементы учитывается долей циркулирующего потока l , степень перемешивания жидкости на ступени — долей обратного потока q . Байпас в модели исключается, поскольку он не обнаруживается опытным путем. Проскок в явном виде не вводится, однако возможность его появления учитывается условиями баланса.

Принято, что газ распределяется по всем элементам равномерно и поступает на каждую ступень контакта полностью перемешанным. Жидкость поступает во все элементы также в равном количестве и, следовательно, обеспечивается равенство эффективности всех элементов. Линейность равновесной зависимости в пределах ступени принимается по аналогии с предыдущими моделями [1]. Счет элементов проводится с конца ступени, что позволяет избавиться от излишних допущений и тем самым упростить расчеты.

Ввиду неприменимости для рециркуляционно-секционной модели с

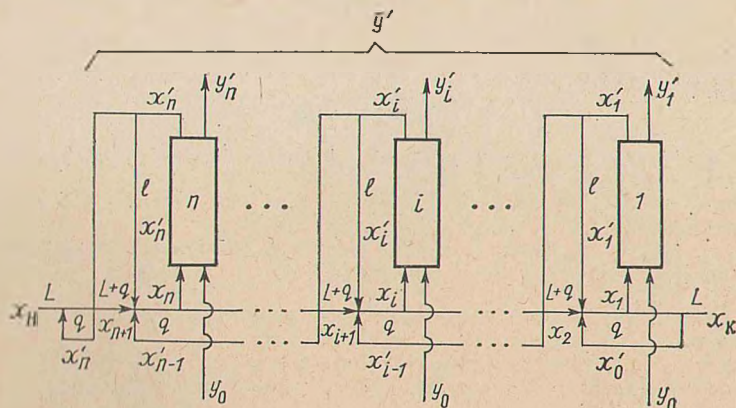


Рис. 1. Структура потоков на ступени по рециркуляционно-секционной модели с обратным потоком жидкости

обратным потоком жидкости метода МФР [1] последовательно находились концентрации. Выражение для эффективности ступени в общем случае получено в виде

$$E_{0y} = \frac{\bar{y}' - y_0}{y^*(x_n) - y_0} = \frac{1}{\lambda} (\Delta_n - 1), \quad (1)$$

где $\Delta_n = \frac{x_n - x^*(y_0)}{x_n - x^*(y_0)}$ — конечно-разностное соотношение концентраций жидкости на входе и выходе ступени; $\lambda = \frac{mG}{L}$. Величина Δ_n вычисляется для конкретного числа секций.

Рециркуляционно-секционная модель тем и отличается от секционной [2], что число секций в ней — величина постоянная, численно равная числу элементов в ряду вдоль потока жидкости на тарелке.

Остановимся подробнее на методе расчета Δ_n . Расчетная зависимость может быть представлена равенством

$$\Delta_n = (1 + p) \Delta_{n+1} - pB \Delta_n, \quad (2)$$

в котором численные значения величин Δ_n и Δ_{n+1} определяются путем следующих алгебраических преобразований:

$$\Delta_0 = 1/B,$$

$$\Delta_1 = 1,$$

$$\Delta_2 = a\Delta_1 - b\Delta_0,$$

$$\Delta_3 = a\Delta_2 - b\Delta_1,$$

(3)

.....

$$\Delta_n = a\Delta_{n-1} - b\Delta_{n-2},$$

$$\Delta_{n+1} = a\Delta_n - b\Delta_{n-1},$$

где

$$a = \frac{1 + 2p + k(1 - B)}{1 + p}, \quad b = \frac{pB}{1 + p},$$

$$B = \frac{1}{1 + \lambda' E_V}, \quad \lambda' = \frac{m\Delta G}{\Delta L}.$$

Коэффициенты p и k , численно равные соотношениям q/L и l/L , характеризуют соответственно степень продольного перемешивания жидкости на ступени и рециркуляции жидкости через элементы; E_V — эффективность отдельной секции по газовой фазе.

Проверка адекватности модели реальному процессу проводилась на контактных ступенях различных размеров с различным числом элементов n . Для этих целей использовались опытные данные по массообмену при абсорбции NH_3 из аммиачно-воздушной смеси водой и при десорбции CO_2 из водного раствора воздухом, полученные на тарелках лоткового типа.

Переход от эффективности по газовой фазе к эффективности по жидкости и наоборот осуществлялся по формулам [3]:

$$E_{0y} = \frac{E_{0x}}{E_{0x} + \lambda(1 - E_{0x})},$$

$$E_V = \frac{E_V^*}{E_V^* + \lambda'(1 - E_V^*)}. \quad (4)$$

Выполненные расчеты показали, что значения эффективности, полученные на основе модели, оказываются ниже экспериментальных. Такие результаты позволили предположить наличие на реальной ступени дополнительной зоны массообмена. С целью проверки нами поставлен эксперимент, в ходе которого подводы жидкости в элементы были заглушены и жидкость перетекала только по полотну тарелки. При этом эффективность ступени, например, в процессе десорбции CO_2 оказалась равной в среднем 0,2. Установленный факт позволил рассмотреть вариант модели с дополнительной ячейкой межэлементного массообмена. Изображение структуры потоков при этом сохраняется, а расчет отличается тем, что рассматривается эффективность секции, состоящей из двух последовательно составленных ячеек — чисто элемента и межэлементной зоны. При таком подходе эффективность секции можно определять с помощью зависимости, которая использовалась и в работе [4], но для расчета эффективности элемента с учетом входного эффекта:

$$E_V = 1 - \frac{(1 - E_a)(1 - E_{ма})}{1 + \lambda' E_a E_{ма}} \quad (5)$$

Расчеты, выполненные с учетом межэлементного массообмена, показали удовлетворительную сходимость результатов с экспериментом. Расхождение не превышает $\pm 14,0\%$. Его можно объяснить погрешностью опытов, а также тем, что в действительности эффективность элементов в некоторой степени зависит от начальной концентрации распределенного вещества в жидкости на входе в элементы, которая изменяется вдоль потока на тарелке и не поддается точному учету. Численное значение коэффициента перемешивания p для условий опыта оказалось равным 0,312.

Для теоретической оценки проанализировано влияние перемешивания и других параметров модели на эффективность контактной ступени с помощью формулы (1). Расчеты выполнены на ЭВМ «Минск-22». Эффективность секции E_V в расчетах принималась равной 0,4; 0,6 и 0,8, число секций n — 2; 5 и 10, λ — 0,2; 1 и 5. Учитывая, что количество поступающей в элемент жидкости $\Delta L = l + q$ при определенных конструктивных размерах ступени постоянно и зависит лишь от нагрузки по газу, введен коэффициент распределения ε , позволяющий варьировать p и k , не изменяя расхода жидкости через элемент. Коэффициенты p и k связаны с коэффициентом распределения ε следующими соотношениями:

$$k = \frac{\varepsilon \Delta L}{L} = \frac{\varepsilon r}{n}, \quad (6)$$

$$p = \frac{(1 - \varepsilon) \Delta L}{L} = \frac{(1 - \varepsilon) r}{n}. \quad (7)$$

На рис. 2 представлены зависимости эффективности ступени E_{0y} от коэффициента циркуляции r . Согласно графикам, при постоянном числе секций n (рис. 2, а) степень перемешивания жидкости в межэлементном пространстве оказывает влияние на эффективность ступени и, следовательно, ее необходимо учитывать при разработке адекватной модели процесса массопередачи на ступени. При $\varepsilon = 1$ ($q = 0$), т. е. когда перемешивание отсутствует, эффективность ступени наибольшая. При $\varepsilon < 1$ кривые эффективности располагаются ниже и свидетельствуют о снижении эффективности ступени при наличии перемешивания жидкости в межэлементном пространстве. Случай, когда $\varepsilon = 0$ ($q = 1$, полное перемешивание), является предельным. Эффективность ступени в этом случае самая низкая. Таким образом, снижение эффективности слабее при небольших коэффициентах перемешивания q и заметнее при степени перемешивания, близкой к полной. При этом оно наиболее ощутимо

при числе секций n , равном 2 и 5, и несколько сглаживается при $n=10$. С увеличением r эффективность ступени E_{0y} растет.

Влияние числа секций n позволяет проследить рис. 2, б, из которого видно, что с увеличением их числа кривые эффективности располагаются выше. При $n=10$ она может превосходить эффективность отдельной секции. В зависимости от λ кривые располагаются по-разному. При большом λ они расходятся, а при $\lambda=0,2$ они практически сливаются в одну линию.

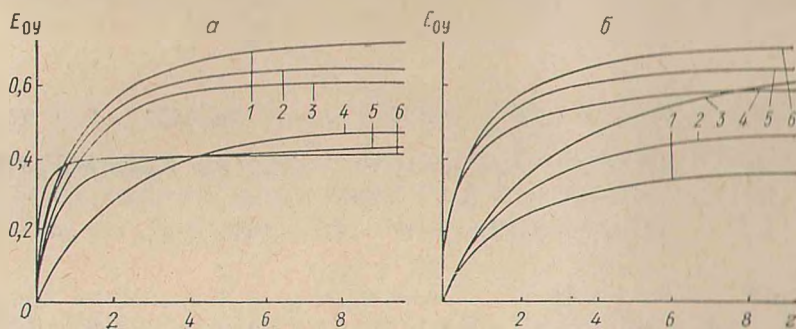


Рис. 2. Зависимость эффективности ступени по газу от коэффициента циркуляции при различных ϵ и λ (а) и n (б): а) 1 — $\epsilon=1$, 2 — 0,5, 3 — 0 ($E_V=0,6$, $\lambda=1$); 4 — $\lambda=5$, 5 — 1, 6 — 0,2 ($E_V=0,4$, $\epsilon=0,5$); б) 1 — $n=2$, 2 — 5, 3 — 10 ($E_V=0,4$, $\lambda=5$); 4 — $n=2$, 5 — 5, 6 — 10 ($E_V=0,6$, $\lambda=1$)

Полученные результаты позволяют сделать заключение о необходимости снижения перемешивания жидкости на элементной ступени контакта для сохранения ее более высокой эффективности. С этой целью предложено [5] секционирование контактной ступени по рядам элементов.

Обозначения

E_{0y} , E_{0x} — эффективность ступени по газовой фазе и жидкости; E_V , $E_V^{жк}$ — эффективность конструктивной секции по газовой фазе и жидкости; E_{α} — эффективность элемента; $E_{м.э}$ — эффективность ячейки межэлементного массообмена; $y^*(x_n)$ — концентрация газа, равновесная с уходящей жидкостью, кг/м³; $x^*(y_0)$ — концентрация жидкости, равновесная с приходящим газом, кг/м³; G , L — массовый расход газа и жидкости на ступень, кг; ΔG , ΔL — массовый расход газа и жидкости, приходящийся на один элемент, кг; p , k — степень перемешивания и рециркуляции; n — число элементов в ряду (число конструктивных секций); ϵ , r — коэффициент распределения и циркуляции.

Summary

The efficiency of the cell contact stage can be described by the recirculation sectional hydrodynamic model with a counterflow. The fluid mixing reduces the efficiency of the cell contact stage.

Литература

1. Кацашвили В. Г., Зорина Г. И., Ершов А. И. Исследование и математическое описание работы элементной ступени контакта с взаимодействием фаз в закрученном прямотоке.— Вестн АН БССР. Сер. физ.-энерг. наук, 1975, № 3, с. 64—69.
2. Kirschbaum E. Destillier und Rektifizier Technik.— Berlin, 1960.— 283 p.
3. Рамм В. М. Абсорбция газов.— М.: Химия, 1966.— 656 с.
4. Кабанов Г. П., Николаев Н. А. Расчет эффективности прямоточных и прямоточно-вихревых устройств массообменных аппаратов.— Тр. КХТИ им. С. М. Кирова.— Казань, 1973, вып. 51, с. 25—30.
5. Жалковский В. И., Ершов А. И. Сравнительные исследования эффективности прямоточно-центробежных контактных тарелок.— Эксплуатация, модернизация и ремонт оборудования, 1975, № 3, с. 17—18.

Минский радиотехнический институт,
Белорусский технологический институт
им. С. М. Кирова

Поступила в редакцию
11.03.81