

В.И. Жалковский, А.И. Ершов

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ МАССООБМЕННОЙ ТАРЕЛКИ С ПЯМОТОЧНО-ЦЕНТРОБЕЖНЫМИ КОНТАКТНЫМИ ЭЛЕМЕНТАМИ

Для расчета массообменных аппаратов и отдельных контактных ступеней с прямоточным взаимодействием фаз предложены различные методика [1 - 6]. В последнее время все более широкое распространение находят чисто математические модели [4,5,7 - 9]. Проверка условий адекватности их в некоторых случаях показывает достаточно удовлетворительную сходимость с опытными данными. Вместе с тем для более точного описания эффективности ступеней необходимо учитывать влияние как основных, так и побочных факторов.

Известно, что одним из факторов, снижающих эффективность взаимодействия фаз на тарелке, является перемешивание жидкости [10 - 12]. Однако многие модели прямоточных контактных ступеней не учитывают его влияния. Процесс перемешивания, изученный наиболее полно на барботажных тарелках, может быть учтен на основе различных подходов [11, 13 - 14].

Для описания массообмена на прямоточно-центробежной тарелке нами принята рециркуляционная (секционная с обратным потоком) модель (рис. 1). Структура потоков на ступени по этой модели можно представить следующим образом. Вся жидкость делится в направлении основного движения на s секций, число которых соответствует числу рядов контактных элементов вдоль течения. Газовая фаза также делится по секциям. На тарелке имеется основной поток жидкости L и рециркуляционный от секции к секции с величиной циркуляции q . Кроме того, в каждой секции имеется циркуляция потока l . В пре-

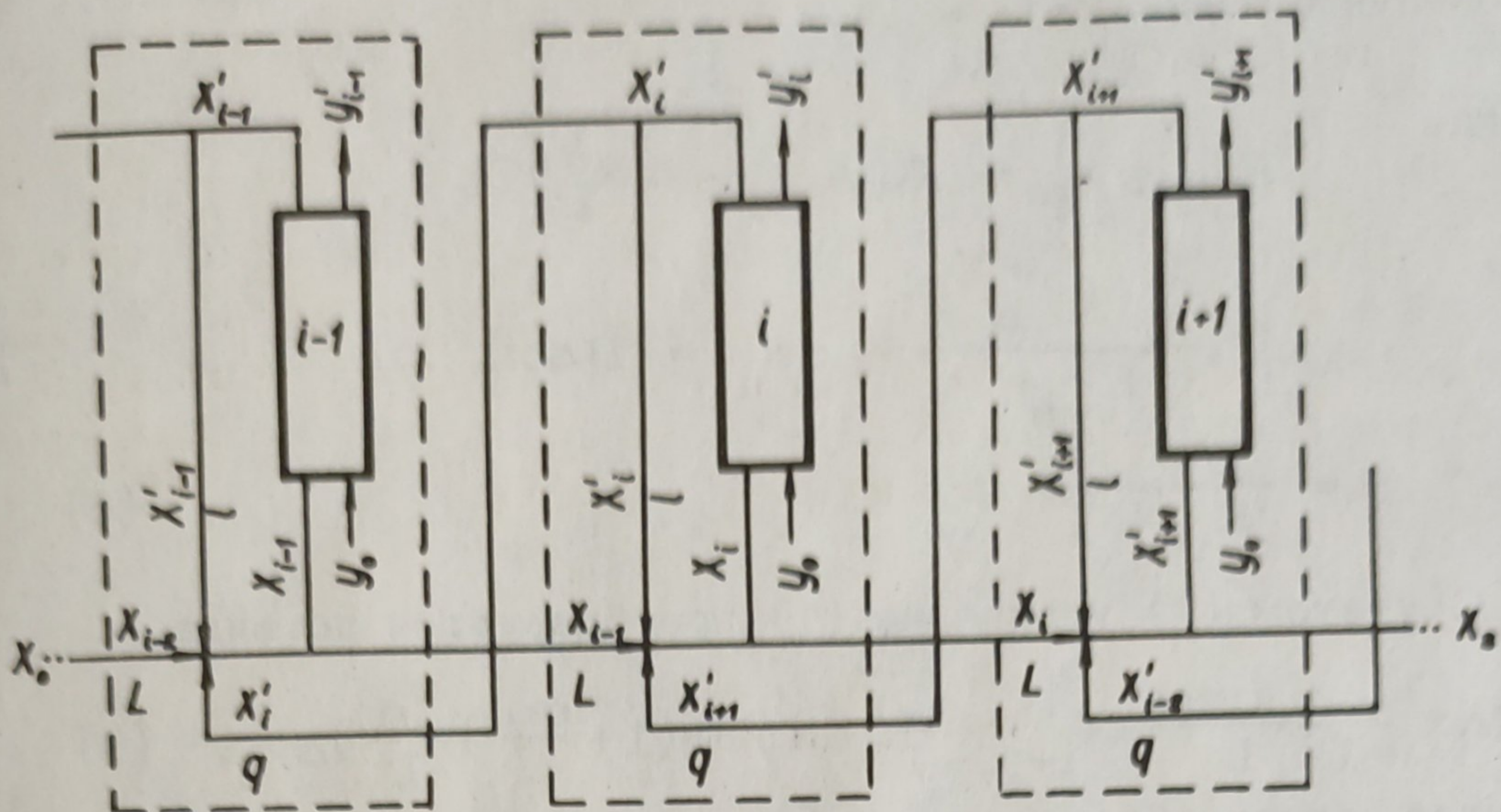


Рис.1. Структура потоков на прямоточно-центробежной тарелке.

делах секции газ с жидкостью взаимодействуют в прямотоке. В целом на тарелке движение фаз перекрестное.

Принимаем, что газ (пар) поступает на ступень контакта полностью перемешанным. Количество его равномерно распределено между элементами, а число элементов в каждой секции одинаково и равно n . Равновесную линию в пределах ступени считаем прямой.

Уравнения материального баланса для i -й секции можно записать:

$$\frac{L}{n} \Delta x_{i-1} + q \Delta x_{i+1} + l \Delta x_i = \left(\frac{L}{n} + q + l \right) \Delta x_i; \quad (1)$$

$$\Delta L(x_i - x_i') = \frac{G}{sn}(y_i' - y_0), \quad (2)$$

$$\text{где } \Delta x_i = x_i - x^*(y_0); \Delta x_i' = x_i' - x^*(y_0); \Delta L = q + l. \quad (3)$$

Эффективность контакта фаз в i -й секции определяется

$$E_{vi} = \frac{y_i' - y_0}{y^*(x_i') - y_0} = \frac{y_i' - y_0}{m[x_i' - x^*(y_0)]}. \quad (4)$$

Решая совместно (2) и (4), находим

$$E_{vi} = \frac{sn}{G} \Delta L \frac{x_i - x_i'}{m[x_i' - x^*(y_0)]} = \frac{sn}{mG} \Delta L \frac{\Delta x_i - \Delta x_i'}{\Delta x_i'}. \quad (5)$$

Обозначим $\frac{sn}{mG} \Delta L = A$.

Тогда $E_{vi} \Delta x_i' = A(\Delta x_i - \Delta x_i')$

или
$$\Delta x_i' = \frac{A}{E_{vi} + A} \Delta x_i = B \Delta x_i, \quad (7)$$

где $B = \frac{A}{E_{vi} + A}$. (8)

С учетом (7) уравнение (1) преобразуется до вида

$$(\Delta x_{i-1} + \frac{qn}{L} \Delta x_{i+1}' + \frac{ln}{L} \Delta x_i') B = (1 + \frac{qn}{L} + \frac{ln}{L}) \Delta x_i'. \quad (9)$$

Откуда, вводя обозначения $\frac{qn}{L} = p$ и $\frac{ln}{L} = k$, получаем

$$\Delta x_i' = \frac{B}{1 + p + k - Bk} (\Delta x_{i-1} + p \Delta x_{i+1}'). \quad (10)$$

Зависимость (4) после подстановки в нее значения $\Delta x_i'$ из уравнения (10), принимает вид:

$$y_i' = \frac{B m E_{vi}}{1 + p + k - Bk} (\Delta x_{i-1} + p \Delta x_{i+1}') + y_o. \quad (11)$$

Далее, обозначив

$$\frac{B}{1 + p + k - Bk} = \alpha, \quad \frac{B m E_{vi}}{1 + p + k - Bk} = \beta, \quad (12)$$

уравнения (10) и (11) переписутся:

$$\Delta x_i' = \alpha (\Delta x_{i-1} + p \Delta x_{i+1}') \quad (13)$$

и
$$y_i' = \beta (\Delta x_{i-1} + p \Delta x_{i+1}') + y_o. \quad (14)$$

Для того чтобы перейти к эффективности всей ступени, необходимо в уравнение

$$E_o = \frac{\bar{y}' - y_o}{m[x_s' - x^*(y_o)]} = \frac{\bar{y}' - y_o}{m \Delta x_s'} \quad (15)$$

подставить значение $\Delta x_s'$ — концентрации жидкости на выходе секции с номером s (т.е. последней по счету секции) и \bar{y}' — среднего состава пара на выходе с тарелки, которые выражаются:

Сумма членов ряда, стоящего в квадратных скобках в выражении для секции с номером s , отыскивалась на основе преобразований с использованием дифференцирования.

После подстановки значения z по (19) выражение для $\Delta x'_s$ принимает вид

$$\Delta x'_s = \left[\frac{\frac{\alpha^s}{B^{s-1}} + \frac{p\alpha(\alpha^s - B^s)}{B^{s-2}(\alpha - B)} - B\nu}{1 - \nu} \right] \Delta x'_0, \quad (21)$$

где

$$\nu = \frac{Bp\alpha}{s(B-\alpha)^2} \left[s(B-\alpha) + \left(1 - \frac{\alpha^s}{B^s}\right)(B-2\alpha) \right], \quad (22)$$

Средний состав пара, уходящего с тарелки, определяем так:

$$\bar{y}' = \frac{\beta}{2} \left\{ \Delta x'_0 + \Delta x'_0 + (s-1)z + Bp \left[\Delta x'_0 + 2z + \Delta x'_0 + (s+1)z \right] \right\} +$$

$$+ y'_0 = \frac{\beta}{2s} \left\{ \left[(s+1) + Bp(s-3) \right] \Delta x'_0 + \left[(s+1) + Bp(s+3) \right] \Delta x'_s \right\} \quad (23)$$

Подставляем значение $\Delta x'_s$ и \bar{y}' в уравнение (15) и, учитывая, что $\beta = mE_v\alpha$, получаем следующее выражение для эффективности тарелки:

$$E_0 = \frac{\alpha E_v}{2s} \left\{ \frac{\left[(s+1) + Bp(s-3) \right] (1-\nu)}{\frac{\alpha^s}{B^{s-1}} + \frac{p\alpha(\alpha^s - B^s)}{B^{s-2}(\alpha - B)} - B\nu} + \frac{(s-1) + Bp(s+3)}{B} \right\}, \quad (24)$$

в котором E_v - средняя эффективность рядов контактных элементов, ν выражается зависимостью (22), α и B - соответственно, уравнениями (12) и (8). Комплекс A можно представить в несколько ином виде:

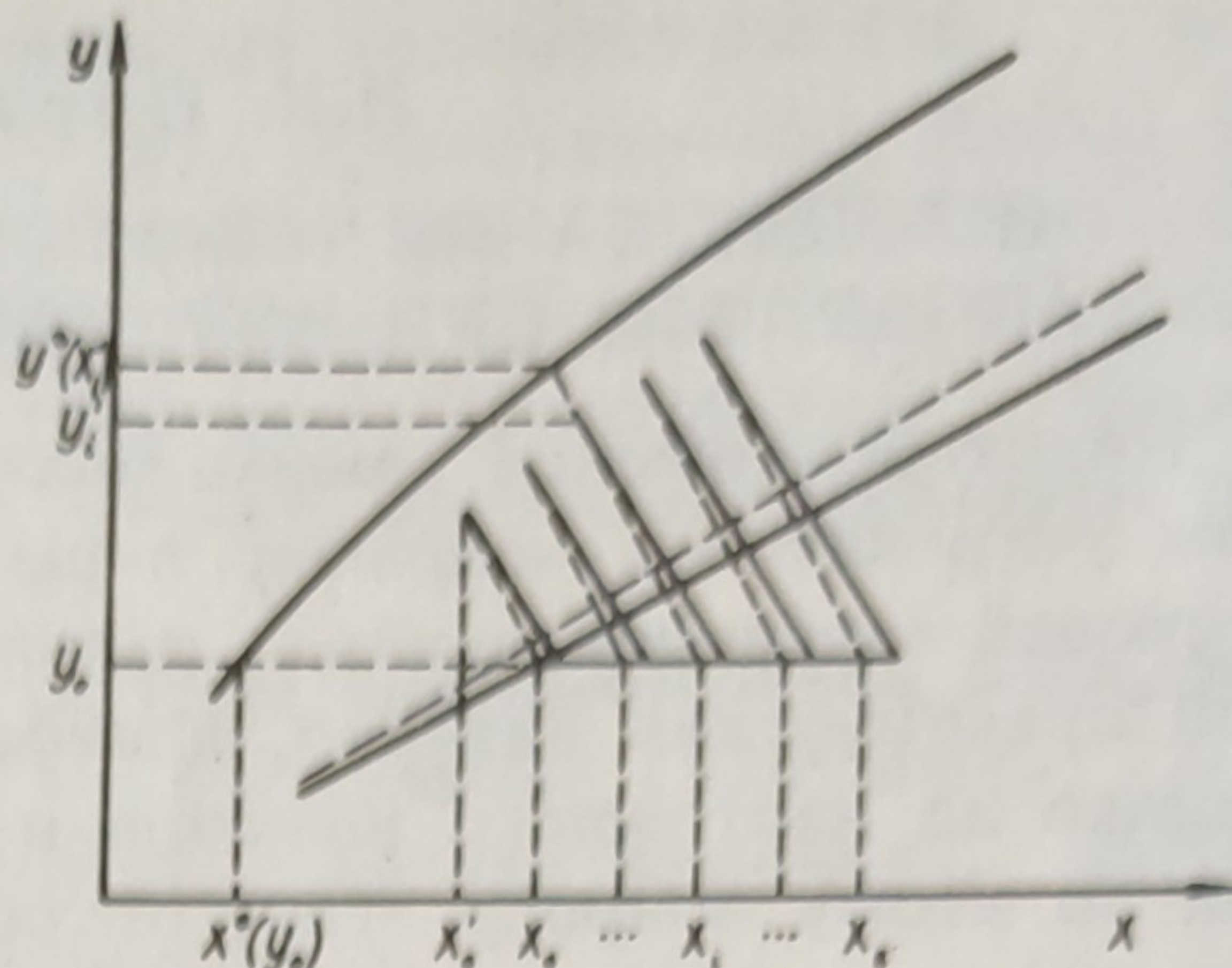
$$A = \frac{sn}{mG} \Delta L = \frac{Ls}{mG} (p+k). \quad (25)$$

Коэффициенты p и k характеризуют собой не что иное, как степени продольного перемешивания жидкости на тарелке и циркуляции ее через элементы. При отсутствии перемешивания, т.е. когда $p = 0$, уравнение (24) приводится к виду:

$$E_0 = \frac{\alpha E_v}{2s} \left[\frac{B^{s-1}}{\alpha^s} (s+1) + \frac{1}{B} (s-1) \right] \quad (26)$$

при $p = 0$ и $s=1$, $E_0 = E_v$.

Рис. 2. Изображение процесса массообмена на диаграмме $x-y$ с учетом перемешивания жидкой фазы.



Предложенная модель описывает эффективность ступени через эффективность единичных элементов.

На рис. 2 показано изображение процесса массообмена на диаграмме $x-y$ с учетом перемешивания. Влияние последнего сводится к снижению эффективности как отдельных рядов элементов, так и всей ступени в целом.

Л и т е р а т у р а

1. Малюсов В.А., Малафеев Н.А. - "Хим. пром.", 1968, №10, 51.
2. Киселев В.М., Носков А.А., Романков П.Г. - ЖПХ, 1969, 42, №7, 1667.
3. Ершов А.И., Плехов И.М., Гухман Л.М. - "Общ. и прикл. хим.", 1970, в. 2, 110.
4. Булкин В.А., Николаев Н.А., Валиуллин Р.Л. - "Хим. и технол. топлив и масел", 1970, №2, 44.
5. Николаев Н.А., Булкин В. А. - "Изв. вузов СССР. Сер. хим. и хим. технология", 1971, 14, №9, 1422.
6. Малафеев Н.А., Малюсов В.А. - ТОХТ, 1971, 5, №1, 131.
7. Новосельская Л.В., Ершов А.И., Гухман Л.М., Новосельский А.В. - ИФЖ, 1972, 23, №4, 713.
8. Кацашвили В.Г., Зорина Г.И., Ершов А.И. - "Общ. и прикл. хим.", 1974, в. 6, 158.
9. Савельев Н.И. Канд. дис. Казань, 1973.
10. Дильман В.В. - ЖПХ, 1964, 37, №11, 2456.
11. Берковский М.А., Александров И.А. - ТОХТ, 1968, 2, №4, 528.
12. Берковский М.А., Александров И.А., Скобло А.И. - ТОХТ, 1971, 5, №3, 463.
13. Плановский А.Н., Захарова А.А., Саруханов А.В. - "Хим. пром.", 1964, №3, 64.
14. Нудель А.М., Заостровский Ф.П., Розен А.М., Аленькин Н.Ф., Весновский В.С. - ТОХТ, 1969, 3, №4, 513.