

дительности увеличивается и потребляемая мощность. Потребляемая мощность зависит и от угла наклона пластин классификатора. Наибольшая потребляемая мельницей мощность соответствует углу наклона пластин классификатора 15° . Это объясняется тем, что при более высоком аэродинамическом сопротивлении классификатора значительная часть продукта возвращается на повторный помол, а следовательно, увеличивается и мощность, потребляемая мельницей.

ЛИТЕРАТУРА

1. Андреев С. Е., Перов В. А., Зверев Н. И. Дробление, измельчение и грохочение полезных ископаемых. – М.:Недра, 1980.
2. Сиденко П. М. Измельчение в химической промышленности. – М.: Химия, 1977.
3. Левданский Э. И., Левданский А. Э. Энергосбережение при измельчении материалов. – Мн.:БГТУ, 1999.
4. Левданский Э. И., Левданский А. Э., Гарабажиу А. А. Энергосберегающие роторно-центробежные мельницы для измельчения сыпучих и кусковых материалов // Ресурсо- и энергосберегающие технологии в химической и нефтехимической промышленности: Материалы Междунар. науч.-техн. конф., 27-28 окт. 1998 г. / Минист. образ. Респ. Беларусь. Концерн «БЕЛНЕФТЕХИМ». Белорус. хим. общество. Белорус. гос. технолог. ун-т. — Мн.: БГТУ, 1998. — С. 36 – 38.

УДК 66.048.375

В.Н.Павлечко, доцент;
И.М.Плехов, профессор

О ДВИЖУЩЕЙ СИЛЕ В ПРОЦЕССАХ РЕКТИФИКАЦИИ

Relation for the average moving force of distillation process for straight-through, countercurrent and cross liquid and gas phase movement are presented. The analysis of the obtained results is carried out.

Движущая сила массопередачи имеет большое значение для оценки влияния технологических и конструктивных параметров ректификационных тарелок, а также для понимания физической сущности протекающих процессов.

В [1] движущая сила на входе тарелки представлена величиной $(y_n^* - y_{n-1}^*)$, а на выходе тарелки $-\left[\frac{mV}{L}(y_n^* - y_{n-1}^*)\right]$ (рис. 1). Средняя движущая сила на тарелке может быть представлена как

$$\Delta y_{cp} = \frac{\left(1 - \frac{mV}{L}\right)(y_n^* - y_{n-1}^*)}{\ln \frac{L}{mV}} \quad (1)$$

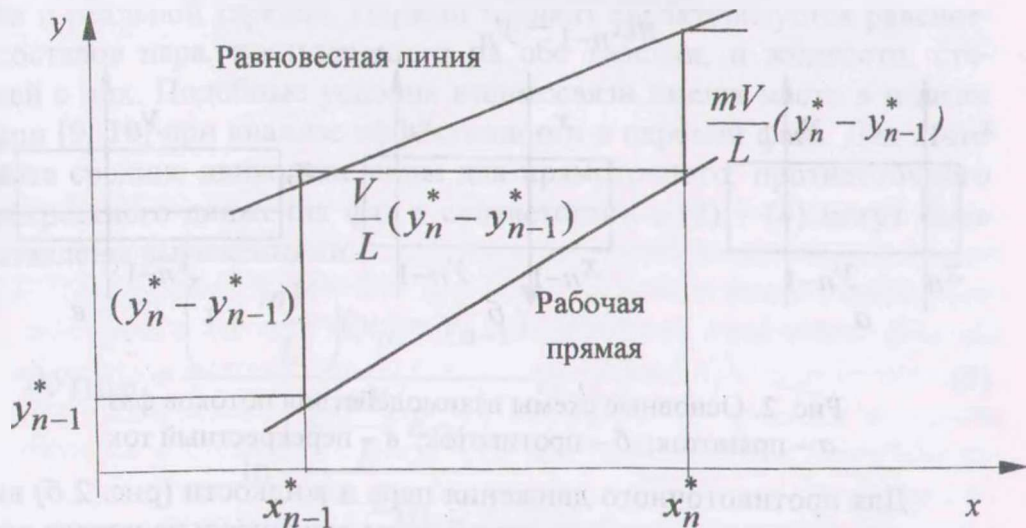


Рис. 1. Схема изменения концентраций на идеальной тарелке

Такое выражение движущей силы не учитывает особенностей относительного движения взаимодействующих фаз, наиболее характерными из которых являются прямоточное, противоточное и перекрестное. Кроме того, движущая сила на стороне выхода паровой фазы, находящейся в равновесии с уходящей жидкостью при прямотоке или с поступающей жидкостью при противотоке, отличается от нулевого значения, что не совсем логично.

При прямоточном движении фаз (рис. 2 а) или при полном перемешивании жидкости на реальной тарелке движущая сила на входе определяется разностью концентраций легколетучего компонента в поступающих жидкостях и паровой фазе:

$$\Delta y_{Пвх} = mx_n - y_{n-1},$$

а на выходе – в уходящих фазах

$$\Delta y_{Пвых} = mx_{n-1} - y_n.$$

Тогда средняя движущая сила равна

$$\Delta y_{\text{Пср}} = \frac{m(x_n - x_{n-1}) + (y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{mx_n - y_{n-1}}{mx_{n-1} - y_n}},$$

а с учетом уравнения рабочей прямой

$$\Delta y_{\text{Пср}} = \frac{\left(1 + \frac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{mx_n - y_{n-1}}{mx_{n-1} - y_n}}. \quad (2)$$

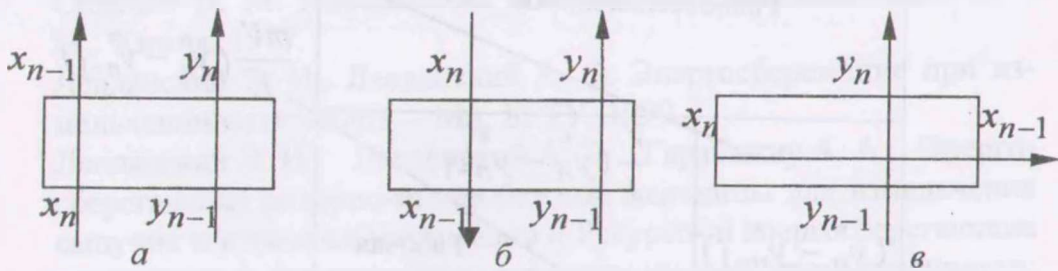


Рис. 2. Основные схемы взаимодействия потоков фаз:
а – прямоток; б – противоток; в – перекрестный ток

Для противоточного движения пара и жидкости (рис. 2 б) выразим соотношение величин движущей силы относительно потока пара:

$$\Delta y_{G_{\text{вх}}} = mx_{n-1} - y_{n-1};$$

$$\Delta y_{G_{\text{вых}}} = mx_n - y_n;$$

$$\Delta y_{G_{\text{ср}}} = \frac{y_n - y_{n-1} - m(x_n - x_{n-1})}{\ln \frac{mx_{n-1} - y_{n-1}}{mx_n - y_n}} = \frac{\left(1 - \frac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{mx_{n-1} - y_{n-1}}{mx_n - y_n}}. \quad (3)$$

Для перекрестного движения фаз состав жидкости на тарелке принимаем равным среднеарифметическому ее значению входных и выходных концентраций [2 – 5]. Причем это значение примем одинаковым как со стороны входа пара, так и со стороны его выхода. Соответствующие величины движущей силы также выразим относительно потока пара:

$$\begin{aligned}\Delta y_{Kвх} &= \frac{m}{2}(x_n + x_{n-1}) - y_{n-1}; \\ \Delta y_{Kвых} &= \frac{m}{2}(x_n + x_{n-1}) - y_n; \\ \Delta y_{Kср} &= \frac{(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{m(x_n + x_{n-1}) - 2y_{n-1}}{m(x_n + x_{n-1}) - y_n}}.\end{aligned}\quad (4)$$

В работах [6 – 8] выделены четыре варианта взаимосвязи идеальной и реальной тарелок. Первый вариант характеризуется равенством составов пара, поступающего на обе тарелки, и жидкости, стекающей с них. Подобные условия взаимосвязи имеют место в модели Мерффри [9, 10] при анализе эффективности в паровой фазе. Для этого варианта средние движущие силы для прямоточного, противоточного и перекрестного движения фаз в соответствии с (2) – (4) могут быть представлены выражениями:

$$\Delta y_{П1ср} = \frac{\left(1 + \frac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{1 + \frac{mV}{L} E_{П1}}{1 - E_{П1}}};\quad (5)$$

$$\Delta y_{G1ср} = \frac{\left(1 - \frac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{1}{1 - E_{G1}}};\quad (6)$$

$$\Delta y_{K1ср} = \frac{(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{\frac{2L}{mV} - 1 + E_{K1}}{\left(\frac{2L}{mV} - 1\right)(1 - E_{K1})}}.\quad (7)$$

Во втором варианте совпадают составы пара, выходящего из идеальной и реальной тарелок, и жидкости, поступающей на них, что характерно для модели Мерффри при анализе эффективности в жидкости [9, 10]. Для этого варианта при противотоке совпадают также эф-

эффективности идеальной и реальной тарелок, равные единице, из-за чего движущая сила равна нулю. Для прямотока и перекрестного тока модифицированные формулы (2) и (4) примут вид

$$\Delta y_{П2ср} = \frac{\left(1 + \frac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{1 + \frac{L}{mV} E_{П2}}{1 - E_{П2}}}; \quad (8)$$

$$\Delta y_{К2ср} = \frac{(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{\frac{2L}{mV} E_{К2} - 1 + E_{К2}}{1 - E_{К1}}}. \quad (9)$$

Третий вариант характеризуется равенством составов пара и жидкости, поступающих на идеальную и действительную тарелки, что имеет место в модели Хаузена [10, 11]. Зависимости, соответствующие (2) – (4), могут быть представлены формулами

$$\Delta y_{П3ср} = \frac{\left(1 + \frac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{1}{1 - E_{П3}}}; \quad (10)$$

$$\Delta y_{G3ср} = \frac{\left(1 - \frac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{1 - \frac{mV}{L} E_{G3}}{1 - E_{G3}}}; \quad (11)$$

$$\Delta y_{К3ср} = \frac{(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{\frac{2L}{mV} + 1 - E_{К3}}{\left(\frac{2L}{mV} + 1\right)(1 - E_{К3})}}. \quad (12)$$

В четвертом варианте равны составы пара и жидкости, уходящих с идеальной и реальной тарелок, а также эффективности этих та-

релок, равные единице при прямоточном движении фаз, в связи с чем $\Delta y_{Пср} = 0$. Средняя движущая сила для противотока и перекрестного тока в этом варианте в соответствии с (3) и (4)

$$\Delta y_{G4ср} = \frac{\left(1 - \frac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{1 - \frac{L}{mV} E_{G4}}{1 - E_{G4}}}; \quad (13)$$

$$\Delta y_{K4ср} = \frac{(y_n - y_{n-1})}{\ln \frac{1 - E_{K4} - \frac{2L}{mV} E_{K4}}{1 - E_{K4}}}. \quad (14)$$

Знаменатель $(1 - E)$ чисел логарифмов выражений (5) – (14) показывает, что с приближением эффективности к единице средняя движущая сила стремится к нулю. Это обстоятельство больше соответствует действительности, поскольку покидающий идеальную тарелку пар находится в равновесии со стекающей жидкостью при прямотоке, с поступающей жидкостью при противотоке и со средним составом поступающей и стекающей жидкости при перекрестном токе. Следовательно, движущая сила по выходе пара из тарелки в условиях равновесия отсутствует. Вероятно, при приближении реальной тарелки к идеальной снижение движущей силы компенсируется, в основном, увеличением поверхности массообмена и лишь частично – повышением коэффициента массопередачи.

Из (5), (8) и (10) следует, что при прямотоке движущая сила при входе пара намного превосходит ее при выходе пара из тарелки уже при $E_{П} > 0,5$, и это различие увеличивается с повышением эффективности. Подобный вывод можно сделать из (6) для противоточного движения фаз в первом варианте массообмена. Соотношение входной и выходной движущих сил в других вариантах противоточного движения фаз не так однозначно и зависит также от величины L/mV .

Анализ формул (5) и (6) показывает превышение средней движущей силы при прямотоке по сравнению с противотоком, т.к. снижение числителя в формуле (6) не компенсируется уменьшением знаменателя, тем более, что последний является логарифмом. Аналогичное соотношение движущих сил имеет место при сравнении зависимостей (10) и (11). Если учесть, что выходная движущая сила равна нулю при

противотоке во втором варианте, то при любом значении $\Delta u_{П2ср}$ оно будет больше $\Delta u_{G2ср}$. Вместе с тем $\Delta u_{П4ср} < \Delta u_{G4ср}$, поскольку входная движущая сила и собственно $\Delta u_{П4ср}$ равны нулю. Таким образом, значения средней движущей силы при прямотоке выше противоточного в первых трех и ниже – в четвертом варианте массообмена.

Обозначения

E - эффективность тарелки; L - молярный поток жидкости; m - коэффициент равновесия; V - молярный поток пара; x, y - концентрация легколетучего компонента соответственно в жидкости и паре. Индексы: $вх, вых$ – входной и выходной участки тарелки относительно потока пара; G – противоток; K – перекрестный ток; n - номер рассматриваемой тарелки; $n-1$ - номер предыдущей тарелки по ходу движения пара; $П$ - прямоток; $ср$ – среднее значение; $*$ - равновесное состояние.

ЛИТЕРАТУРА

1. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.: Высшая школа, 1972. – С. 226 – 236.
2. Onda K., Kobayashi O. // Kogaku kogaku. 1964. Vol. 28, N 10. – P. 823 – 828.
3. Onda K., Sada E., Takahashi K., Mukhtar S.A. // A.I.Ch.E. J. 1971. Vol. 17, N 5. – P. 1141 – 1152.
4. Onda K., Takeuchi H., Takahashi K. / J. Chem. Eng. Japan. 1972. Vol. 5, N 1. – P. 13 – 19.
5. Onda K., Takeuchi H., Takahashi K., Matsuoka H. / J. Chem. Eng. Japan. 1974. Vol. 7, N 5. – P. 387 – 388.
6. Павлечко В.Н. // Труды БГТУ. Сер. III. Химия и химическая технология. 1998. Вып. VI. – С. 131 – 138.
7. Павлечко В.Н. // Труды БГТУ. Сер. III. Химия и химическая технология. 1998. Вып. VI. – С. 138 – 144.
8. Павлечко В.Н. // ИФЖ. 1999. Т. 72, N 4. – С. 765 – 771.
9. Murphree E.V. // Ind. Eng. Chem. 1925. Vol. 17, N 7. – P. 747–750.
10. Medina A.G., Ashton N., McDermott C. // Chem. Eng. Sci. 1979. Vol. 34, N 9. – P. 1105–1112.
11. Hausen H. // Chem. Ing. Tech. 1953. Bd. 25, N 10. – S. 595–597.