ЛЕКЦИЯ 6
ЕДИНИЦЫ ПЕРЕНОСА

Число единиц переноса – изменение рабочей концентрации, приходящееся на единицу движущей силы.

Для процесса абсорбции общее число единиц переноса, выраженное через относительные концентрации, может быть найдено через известную движущую силу:

$$N_{\text{Oy}} = \frac{Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}}}{\Delta Y_{\text{ср}}}, \; N_{\text{Ox}} = \frac{X_{\text{к}} - X_{\text{н}}}{\Delta X_{\text{ср}}} \tag{6-1}$$

Аналогично общее число единиц переноса, выраженное через мольные доли, связано с движущей силой для верхней и нижней частей ректификационной колонны:

$$n_{\text{Oy}}^{\text{низ}} = \frac{y_{\text{F}} - y_{\text{W}}}{\Delta y_{\text{ср}}^{\text{низ}}}, \; n_{\text{Oy}}^{\text{верх}} = \frac{y_{\text{P}} - y_{\text{F}}}{\Delta y_{\text{ср}}^{\text{верх}}} \tag{6-2}$$

В общем случае число единиц переноса может быть найдено как интеграл от обратной разницы рабочей и равновесной концентраций:

– для абсорбции

$$N_{\text{Oy}} = \int_{Y_{\text{к}}}^{Y_{\text{н}}} \frac{\mathrm{d}Y}{Y - Y^*}, \; N_{\text{Ox}} = \int_{X_{\text{н}}}^{X_{\text{к}}} \frac{\mathrm{d}X}{X^* - X} \tag{6-3}$$

– для ректификации

$$n_{\text{Oy}}^{\text{низ}} = \int_{y_{\text{W}}}^{y_{\text{F}}} \frac{\mathrm{d}y}{y^* - y}, \; n_{\text{Oy}}^{\text{верх}} = \int_{y_{\text{F}}}^{y_{\text{P}}} \frac{\mathrm{d}y}{y^* - y} \tag{6-4}$$

Нахождение интегралов графическим методом представлено на рис. 6-1.

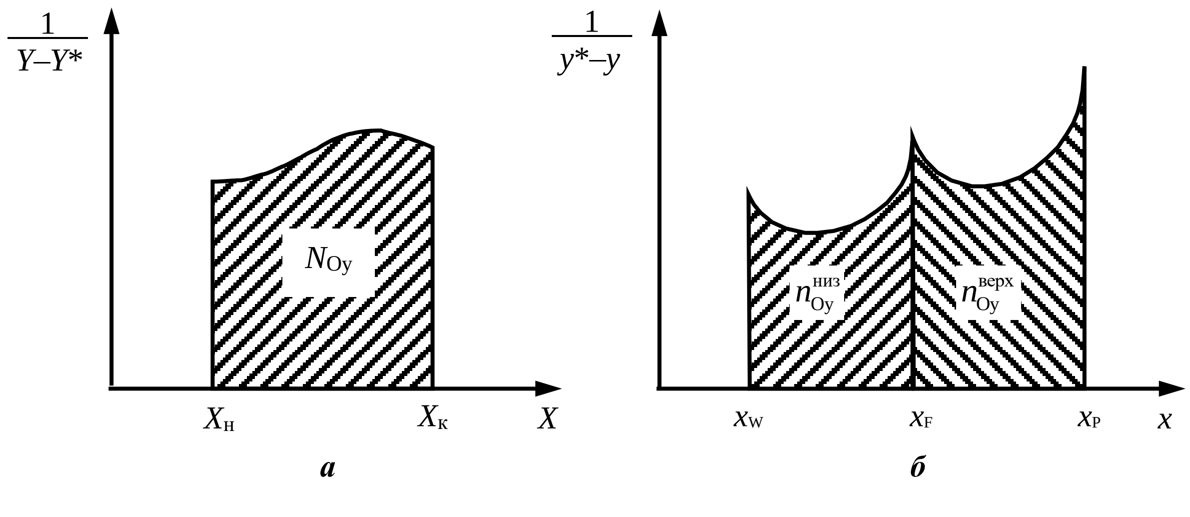

Рис. 6-1. Определение числа единиц переноса графическим интегрированием: *а* – абсорбция, *б* – ректификация

Преобразование основного уравнения массопередачи

Рассмотрим преобразование метода расчёта высоты насадочных колонн через основное уравнение массопередачи в метод расчёта через единицы переноса на примере процесса абсорбции.

Основное уравнение массопередачи:

$$J_A = K_y\ A\,\Delta Y_{\text{ср}} = K_{yV}\ V\ \Delta Y_{\text{ср}} \tag{6-5}$$

где K_y – поверхностный коэффициент массопередачи, $\frac{\text{кмоль A}}{\text{м}^2\cdot\text{с}\cdot\frac{\text{кмоль A}}{\text{кмоль G}}}$; K_{yV} – объёмный коэффициент массопередачи, $\frac{\text{кмоль A}}{\text{м}^3\cdot\text{с}\cdot\frac{\text{кмоль A}}{\text{кмоль G}}}$.

Материальный баланс:

$$J_A = \dot{n}_G\left(Y_\text{н} - Y_\text{к}\right) = \dot{n}_L\left(X_\text{к} - X_\text{н}\right) \tag{6-6}$$

Высота насадки в колонном аппарате:

$$H_{\text{нас}} = \frac{V}{S\,\Psi} = \frac{A}{a\,S\,\Psi} \tag{6-7}$$

Подставляя уравнения (6-5) и (6-6) в уравнение (6-7), получаем:

$$H_{\text{нас}} = \underbrace{\frac{\dot{n}_G}{K_{yV}\ S\,\Psi}}_{h_{\text{Оу}}}\underbrace{\frac{Y_\text{н} - Y_\text{к}}{\Delta Y_{\text{ср}}}}_{N_{\text{Оу}}} = \underbrace{\frac{\dot{n}_G}{K_y\ a\,S\,\Psi}}_{h_{\text{Оу}}}\underbrace{\frac{Y_\text{н} - Y_\text{к}}{\Delta Y_{\text{ср}}}}_{N_{\text{Оу}}} = h_{\text{Оу}}\cdot N_{\text{Оу}} \tag{6-8}$$

Аналогичное выражение можно получить для жидкой фазы:

$$H_{\text{нас}} = \underbrace{\frac{\dot{n}_L}{K_{xV}\ S\,\Psi}}_{h_{\text{Ох}}}\underbrace{\frac{X_\text{к} - X_\text{н}}{\Delta X_{\text{ср}}}}_{N_{\text{Ох}}} = \underbrace{\frac{\dot{n}_L}{K_x\ a\,S\,\Psi}}_{h_{\text{Ох}}}\underbrace{\frac{X_\text{к} - X_\text{н}}{\Delta X_{\text{ср}}}}_{N_{\text{Ох}}} = h_{\text{Ох}}\cdot N_{\text{Ох}} \tag{6-9}$$

Аддитивность единиц переноса

Рассмотрим аддитивность единиц переноса на примере абсорбции, то есть вещество переходит из газовой фазы в жидкую. Полагаем процесс установившемся и протекающем в противоточном аппарате в режиме идеального вытеснения. Представим процесс в виде зависимости составов фаз от площади межфазной поверхности на рис. 6-1.

Для элемента межфазной поверхности dA количество вещества, переходящего из фазы в фазу (элементарный межфазный поток), может быть получен из материального баланса:

$$\mathrm{d}J_\text{A} = -\dot{n}_G\cdot\mathrm{d}Y = \dot{n}_L\cdot\mathrm{d}X\ . \tag{6-10}$$

Знак «–» в уравнении (6-10) показывает, что газовая фаза обедняется ключевым компонентом.

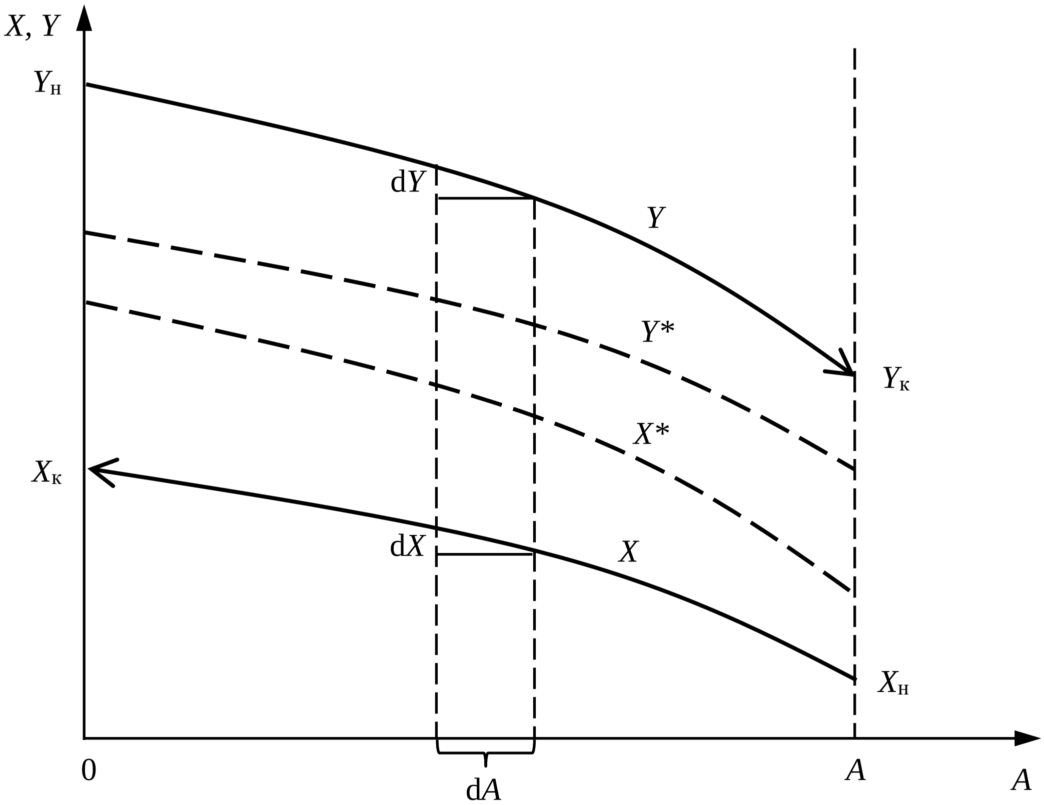

Рис. 6-1. Зависимость составов фаз от площади межфазной поверхности

Элементарный межфазный поток также может быть получен через уравнения массоотдачи:

$$\mathrm{d}J_{\mathrm{A}} = \beta_{\mathrm{y}} \cdot \left(Y - Y_{\text{гр}}\right) \cdot \mathrm{d}A = \beta_{\mathrm{x}} \cdot \left(X_{\text{гр}} - X\right) \cdot \mathrm{d}A, \qquad (6\text{-}11)$$

где $Y_{\text{гр}}$ и $X_{\text{гр}}$ – соответственно составы газовой и жидкой фаз на границе раздела фаз.

Приравниваем выражение (6-11) к (6-10) для каждой из фаз:

$$-\dot{n}_G \cdot \mathrm{d}Y = \beta_{\mathrm{y}} \cdot \left(Y - Y_{\text{гр}}\right) \cdot \mathrm{d}A, \; \dot{n}_L \cdot \mathrm{d}X = \beta_{\mathrm{x}} \cdot \left(X_{\text{гр}} - X\right) \cdot \mathrm{d}A. \qquad (6\text{-}12)$$

Разделяем переменные в уравнениях (6-12) и интегрируем по поверхности в пределах от 0 до A, по составу газовой фазы в пределах от $Y_{\text{н}}$ до $Y_{\text{к}}$, а по составу жидкой фазы в пределах от $X_{\text{н}}$ до $X_{\text{к}}$:

$$-\int_{Y_{\text{н}}}^{Y_{\text{к}}} \frac{\mathrm{d}Y}{Y - Y_{\text{гр}}} = \frac{\beta_{\mathrm{y}}}{\dot{n}_G} \cdot \int_0^A \mathrm{d}A, \; \int_{X_{\text{н}}}^{X_{\text{к}}} \frac{\mathrm{d}X}{X_{\text{гр}} - X} = \frac{\beta_{\mathrm{x}}}{\dot{n}_L} \cdot \int_0^A \mathrm{d}A. \qquad (6\text{-}13)$$

Для газовой фазы знак «–» можно убрать, поменяв местами пределы интегрирования.

После интегрирования уравнений (6-13) получаем выражения для частных чисел единиц переноса:

$$N_{\mathrm{y}} = \int_{Y_{\text{к}}}^{Y_{\text{н}}} \frac{\mathrm{d}Y}{Y - Y_{\text{гр}}} = \frac{\beta_{\mathrm{y}} \cdot A}{\dot{n}_G}, \; N_{\mathrm{x}} = \int_{X_{\text{н}}}^{X_{\text{к}}} \frac{\mathrm{d}X}{X_{\text{гр}} - X} = \frac{\beta_{\mathrm{x}} \cdot A}{\dot{n}_L}. \qquad (6\text{-}14)$$

Из уравнений (6-14) получаем выражения для коэффициентов массоотдачи:

$$\beta_у = \frac{N_у \cdot \dot{n}_G}{A}, \; \beta_х = \frac{N_х \cdot \dot{n}_L}{A} \tag{6-15}$$

Элементарный межфазный поток может быть выражен и через уравнение массопередачи:

$$\mathrm{d}J_А = -\dot{n}_G \cdot \mathrm{d}Y = K_у \cdot (Y - Y^*) \cdot \mathrm{d}A. \tag{6-16}$$

Разделяем переменные в уравнении (6-16) и интегрируем по поверхности в пределах от 0 до A, по составу газовой фазы в пределах от $Y_н$ до $Y_к$:

$$-\int_{Y_н}^{Y_к} \frac{\mathrm{d}Y}{Y - Y^*} = \frac{K_у}{\dot{n}_G} \cdot \int_0^A \mathrm{d}A. \tag{6-17}$$

После интегрирования уравнения (6-17) получаем выражение для общего числа единиц переноса по газовой фазе:

$$N_{Оу} = \int_{Y_к}^{Y_н} \frac{\mathrm{d}Y}{Y - Y^*} = \frac{K_у \cdot A}{\dot{n}_G}. \tag{6-18}$$

Из уравнения (6-18) получаем выражение для коэффициента массопередачи:

$$K_у = \frac{N_{Оу} \cdot \dot{n}_G}{A}. \tag{6-19}$$

Запишем уравнение аддитивности диффузионных сопротивлений:

$$\frac{1}{K_у} = \frac{1}{\beta_у} + \frac{m}{\beta_х}. \tag{6-20}$$

Подставим в уравнение (6-20) выражения (6-19) и (6-15) получаем:

$$\frac{A}{N_{Оу} \cdot \dot{n}_G} = \frac{A}{N_у \cdot \dot{n}_G} + \frac{A \cdot m}{N_х \cdot \dot{n}_L}. \tag{6-21}$$

Преобразуя уравнение (6-21) получаем формулу аддитивности единиц переноса:

$$\frac{1}{N_{Оу}} = \frac{1}{N_у} + \underbrace{m \cdot \frac{\dot{n}_G}{\dot{n}_L}}_{1/F} \cdot \frac{1}{N_х}, \tag{6-22}$$

где $F_м = \dfrac{\dot{n}_L}{\dot{n}_G \cdot m}$ – фактор массопередачи.

Аналогично для жидкой фазы получаем:

$$\frac{1}{N_{Ох}} = \frac{1}{N_х} + F_м \cdot \frac{1}{N_у}. \tag{6-23}$$

Сопоставив выражения (6-22) и (6-23), получаем:

$$N_{Оу} = F_м \cdot N_{Ох}. \tag{6-24}$$

По аналогии с выводом уравнения (6-23), используя уравнения (6-8) и (6-9), можно получить уравнение для определения высоты общей единицы переноса через высоты частных единиц переноса:

$$h_{\text{Oy}} = h_{\text{y}} + \frac{h_{\text{x}}}{F_{\text{м}}}, \; h_{\text{Ox}} = h_{\text{x}} + F_{\text{м}} \cdot h_{\text{y}}, \tag{6-25}$$

откуда получаем связь высот общих единиц переноса:

$$h_{\text{Ox}} = F_{\text{м}} \cdot h_{\text{Oy}}. \tag{6-26}$$

Влияние продольного перемешивания на движущую силу

Под продольным перемешиванием понимают циркуляцию фаз в направлении противоположном движению потоков, а также поперечную неравномерность потоков. Влияние продольного перемешивания сказывается на уменьшение средней движущей силы процесса массопередачи и, следовательно, скорости массопередачи. Обратное перемешивание сильно возрастает с увеличением отношения диаметра аппарата к его длине.

Расчет влияния обратного перемешивания на среднюю движущую силу массопередачи или число единиц переноса возможен с той или иной степенью точности при помощи различных упрощенных моделей перемешивания, например диффузионной модели или ячеечной модели.

Объёмные коэффициенты массопередачи

Высота единиц переноса является кинетической характеристикой для аппаратов с непрерывным контактом фаз. Более общей характеристикой как для аппаратов с непрерывным контактом фаз, так и для аппаратов со ступенчатым контактом фаз является *объём единицы переноса*, т.е. рабочий объём массообменного аппарата, соответствующий по эффективности разделения одной единице переноса:

$$V = v_{\text{Oy}} \cdot N_{\text{Oy}}. \tag{6-27}$$

Выражаем из уравнения (6-5) объём аппарата:

$$V = \frac{J_A}{K_{\text{yV}} \cdot \Delta Y_{\text{ср}}}. \tag{6-28}$$

Подставляем в уравнение (6-28) выражение (6-6) для межфазного потока:

$$V = \frac{\dot{n}_G \left(Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}}\right)}{K_{\text{yV}} \cdot \Delta Y_{\text{ср}}} = \frac{\dot{n}_G}{K_{\text{yV}}} \cdot N_{\text{Oy}}. \tag{6-29}$$

Сопоставляя выражения (6-27) и (6-29), получаем:

$$v_{\text{Oy}} = \frac{\dot{n}_G}{K_{\text{yV}}}. \tag{6-30}$$

Аналогично для жидкой фазы:

$$v_{\mathrm{Ox}} = \frac{\dot{n}_L}{K_{\mathrm{xV}}}. \tag{6-31}$$

Объёмные коэффициенты массопередачи находятся по уравнению аддитивности, аналогичному (6-20), через объёмные коэффициенты массоотдачи:

$$\frac{1}{K_{\mathrm{yV}}} = \frac{1}{\beta_{\mathrm{yV}}} + \frac{m}{\beta_{\mathrm{xV}}}, \tag{6-32}$$

либо пересчитывая поверхностные коэффициенты массопередачи в объёмные с помощью удельной поверхности:

$$K_{\mathrm{yV}} = a \cdot K_{\mathrm{y}}. \tag{6-33}$$