

ЧАСТЬ МАССООБМЕННЫЕ ПЕРВАЯ (ДИФФУЗИОННЫЕ) ПРОЦЕССЫ

ГЛАВА I ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ И ЗАКОНЫ МАССООБМЕНА

РОЛЬ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ В НЕФТЕГАЗОПЕРЕРАБОТКЕ И НЕФТЕХИМИИ

Массообменные или диффузионные процессы играют важную роль при переработке нефти, различных углеводородных и других смесей. Путем *ректификации* из нефти получают различные продукты: бензин, керосин, дизельное топливо, мазут, масляные фракции, узкие (по температурам кипения) бензиновые фракции. При ректификации сжиженных газов выделяют этилен, этан, пропан, бутан и другие компоненты. Путем *перегонки* в вакууме получают специальные масла.

Абсорбцию жидкими поглотителями и *адсорбцию* твердыми веществами используют для извлечения из природных и попутных газов, а также из газов нефтеперерабатывающих заводов пропан-пропиленовой, бутан-бутиленовой, бензиновой фракций, которые служат сырьем для нефтехимической промышленности.

Для извлечения ароматических углеводородов из бензиновых фракций при производстве масел и очистке нефтепродуктов применяется процесс *экстракции*.

Процесс *сушки* нашел применение в производстве катализаторов и адсорбентов.

Кристаллизация используется при депарафинизации масел, производстве серы, парафинов и церезинов, разделении ксилолов.

Даже такой неполный перечень использования массообменных процессов в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности свидетельствует об их широком распространении и важности решаемых с помощью этих процессов технологических задач.

ОБЩИЕ ПРИЗНАКИ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Все массообменные процессы обладают рядом общих признаков.

1. Они применяются для разделения смесей.
2. В любом процессе участвуют по крайней мере две фазы: жидкая и паровая (перегонка, ректификация), жидкая и газовая (абсорбция), твердая и парогазовая (адсорбция), твердая и жидкая (адсорбция, экстракция), две жидких (экстракция).
3. Переход вещества из одной фазы в другую осуществляется за счет диффузии.
4. Движущей силой массообменных процессов является разность концентраций (градиент концентраций) фактической в данной фазе G и равновесной с фактической в другой фазе L . Процесс протекает в направлении той фазы, в которой концентрация компонента меньше, чем это следует из условия равновесия (рис. I-1).

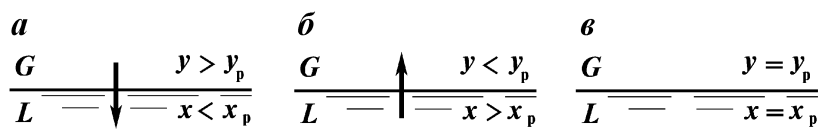


Рис. I-1. Схема переноса вещества между двумя фазами:
 а — из фазы G в фазу L ; б — из фазы L в фазу G ; в — равновесие фаз

5. Перенос вещества из одной фазы в другую происходит через границу раздела фаз.
6. Диффузионные процессы обратимы, т. е. направление процесса определяется законами фазового равновесия, фактическими концентрациями компонентов в обеих фазах и внешними условиями (температура, давление). Так, например, при повышении температуры и понижении давления поглощение газа жидкостью (абсорбция) может перейти в обратный процесс — в удаление газа из жидкости (десорбция).
7. Переход вещества из одной фазы в другую заканчивается при достижении динамического равновесия. При этом обмен молекулами через границу раздела фаз не прекращается, однако концентрации компонентов в обеих фазах остаются неизменными и равными равновесным.

СПОСОБЫ ВЫРАЖЕНИЯ СОСТАВА ФАЗ

При изучении массообменных процессов приходится иметь дело не с отдельными компонентами, а с их смесями в различных фазах. Для характеристики состава такой смеси пользуются относительными содержаниями (концентрациями) тех или иных компонентов. Наиболее часто используют массовые, мольные и объемные концентрации, которые связаны между собой.

Поскольку в процессах массообмена участвуют по крайней мере две фазы, то относительное содержание компонента с номером i в одной фазе

(например, в жидкой) обозначим через x_i , в другой фазе (например, в паровой) — через y_i .

Если масса всей фазы равна g , а масса содержащихся в ней отдельных компонентов g_i ($i = 1, 2, \dots, n$, где n — число компонентов в смеси), то массовые доли компонентов (массовые концентрации) определяются следующим образом:

$$x_i = \frac{g_i}{g} = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^n g_i}. \quad (\text{I.1})$$

Очевидно, что $x_i \leq 1$ и

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n \frac{g_i}{g} = 1.$$

Аналогично для второй фазы можно записать

$$y_i = \frac{G_i}{G} = \frac{G_i}{\sum_{i=1}^n G_i}.$$

Мольные доли компонентов смеси x'_i определяются как отношение числа молей данного компонента N_i к общему числу молей смеси $N = \sum_{i=1}^n N_i$, т.е.

$$x'_i = \frac{N_i}{N} = \frac{N_i}{\sum_{i=1}^n N_i}.$$

Соответственно $x'_i \leq 1$ и

$$\sum_{i=1}^n x'_i = \sum_{i=1}^n \frac{N_i}{N} = 1.$$

Аналогичные выражения можно записать и для компонентов y'_i второй фазы.

Массовые и мольные концентрации не зависят от температуры и давления, что выгодно отличает их от объемных концентраций.

Объемная доля v_i представляет собой отношение объема данного компонента V_i при заданном давлении к общему объему системы

$$V = \sum_{i=1}^n V_i, \text{ т.е.}$$

$$v_i = \frac{V_i}{V} = \frac{V_i}{\sum_{i=1}^n V_i}.$$

Если выполняется правило аддитивности объемов при смешении, т.е. если при смешении объемы отдельных компонентов не изменяются, то

$$\sum_{i=1}^n V_i = V,$$

и в этом случае сумма объемных долей также равна единице

$$\sum_{i=1}^n v_i = \sum_{i=1}^n \frac{V_i}{V} = 1. \quad (I.2)$$

Для взаимного пересчета массовых и мольных долей используют соотношение между числом молей N_i , массой g_i и мольной массой M_i произвольного i -го компонента

$$N_i = \frac{g_i}{M_i}.$$

Тогда уравнение взаимосвязи для мольных и массовых долей

$$x'_i = \frac{N_i}{\sum_{i=1}^n N_i} = \frac{\frac{g_i}{M_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{g_i}{M_i}} = \frac{\frac{g_i}{g M_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{g_i}{g M_i}} = \frac{\frac{x_i}{M_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{M_i}},$$

т.е.

$$x'_i = \frac{\frac{x_i}{M_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{M_i}}.$$

Аналогично

$$x_i = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^n g_i} = \frac{\frac{N_i M_i}{\sum_{i=1}^n N_i M_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{N_i M_i}{\sum_{i=1}^n N_i M_i}} = \frac{\frac{N_i M_i}{N}}{\sum_{i=1}^n \frac{N_i M_i}{N}} = \frac{x'_i M_i}{\sum_{i=1}^n x'_i M_i},$$

т.е.

$$x_i = \frac{x'_i M_i}{\sum_{i=1}^n x'_i M_i}. \quad (I.3)$$

Знаменатель выражения (I.3) представляет собой среднюю мольную массу смеси

$$M_{cp} = \sum_{i=1}^n x'_i M_i. \quad (I.4)$$

Среднюю мольную массу $M_{\text{ср}}$ можно найти также и через массовые доли, преобразовав выражение (I.4):

$$M_{\text{ср}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{M_i}}.$$

При пересчете объемных концентраций в массовые или мольные (например, при пересчете кривых разгонок, построенных в объемных долях) пользуются формулами пересчета. Так, если в уравнении (I.1) массу компонента g_i записать через его плотность ρ_i и объем V_i , то получим

$$x_i = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^n g_i} = \frac{V_i \rho_i}{\sum_{i=1}^n V_i \rho_i} = \frac{V_i \rho_i}{\rho_{\text{см}} \sum_{i=1}^n V_i} = \frac{v_i \rho_i}{\rho_{\text{см}}},$$

т.е.

$$x_i \rho_{\text{см}} = v_i \rho_i. \quad (\text{I.5})$$

Из уравнений (I.3) и (I.5) получаем соотношение

$$x'_i M_i \rho_{\text{см}} = M_{\text{ср}} \rho_i v_i.$$

Среднюю плотность смеси $\rho_{\text{см}}$ можно определить через объемные или массовые концентрации компонентов. Так, сложив левые и правые части уравнения (I.5), получим

$$\rho_{\text{см}} = \sum_{i=1}^n v_i \rho_i.$$

С другой стороны, воспользовавшись условием (I.2), из уравнения (I.5) получим

$$\rho_{\text{см}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{\rho_i}}.$$

На практике пользуются также объемной концентрацией c_i , представляющей собой отношение массы i -го компонента g_i к объему смеси $V = \sum_{i=1}^n V_i$, т.е.

$$c_i = \frac{g_i}{V} = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^n V_i}. \quad (\text{I.6})$$

Если просуммировать объемные концентрации c_i всех компонентов, то получим массу смеси в единице ее объема, т.е. плотность смеси $\rho_{\text{см}}$:

$$\sum_{i=1}^n c_i = \sum_{i=1}^n \frac{g_i}{V} = \frac{\sum_{i=1}^n g_i}{V} = \frac{g}{V} = \rho_{\text{см}}.$$

Кроме того, из выражений (I.5) и (I.6) получим следующее соотношение

$$c_i = \frac{g_i}{V} = \frac{\frac{g_i}{g}}{\frac{V}{g}} = \frac{x_i}{\frac{1}{\rho_{\text{см}}}} = x_i \rho_{\text{см}} = v_i \rho_i.$$

При расчетах массообменных процессов могут применяться и другие способы выражения состава смеси. Например, содержание компонентов могут определяться относительно одного из них или содержание компонентов на единицу массы (объема) растворителя и др.

При абсорбции жирных газов, в процессах экстракции, когда происходит изменение составов и количества потоков по высоте аппарата, удобно пользоваться приведенными концентрациями X и Y , X' и Y' , определяя составы контактирующих фаз по отношению к входящим потокам.

Если в процессе участвует вещество-носитель, количество которого не меняется, то состав фаз можно выразить в относительных концентрациях, т. е. в виде отношения массы или числа молей компонента (суммы компонентов) к массе или числу молей носителя. В отличие от концентраций x и y , x' и y' , которые изменяются в пределах от 0 до 1, относительные концентрации могут изменяться в пределах от 0 до ∞ .

ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ МАССООБМЕНА

Массообмен — диффузионный процесс переноса распределенного вещества из одной фазы в другую через разделяющую их границу или внутри одной фазы в неоднородном поле концентраций. Движущей силой служат градиенты концентраций, парциальных давлений, химических потенциалов или температур (при термодиффузии).

Различают два вида массообмена: односторонний (например, при абсорбции компоненты из газовой фазы переходят в жидкую) и двухсторонний (при ректификации).

Массообмен осуществляется путем *молекулярной*, *турбулентной* или *конвективной диффузии*, из которых наиболее медленной является первая. Перенос вещества внутри неподвижной фазы осуществляется только путем молекулярной диффузии. В движущейся среде перенос вещества может происходить как молекулярной диффузией, так и конвективным переносом самой средой в направлении ее движения.

Конвективный перенос вещества под действием турбулентных пульсаций называют турбулентной диффузией.

Молекулярная диффузия обусловлена переносом молекул вещества из области с большей его концентрацией в область с меньшей концентрацией и протекает в неподвижной среде или ламинарных пограничных слоях. Перенос вещества при молекулярной диффузии определяется законом Фика, который формулируется следующим образом. Количество вещества dM , диффундирующего через слой в единицу времени, пропорционально площади слоя dF , перпендикулярной направлению диффузионного потока, и градиенту концентраций в направлении диффузии dc/dn , т.е.

$$dM = -D \left(\frac{dc}{dn} \right) dF.$$

Знак минус указывает на то, что диффузия вещества идет в направлении уменьшения концентрации.

Движущей силой процесса молекулярной диффузии является градиент концентраций dc/dn , который в общем случае изменяется в направлении переноса вещества. Средний градиент концентраций в первом приближении равен

$$\left(\frac{dc}{dn} \right)_{\text{см}} = \frac{\Delta c}{\delta},$$

где Δc — изменение концентрации компонента по толщине слоя; δ — толщина слоя.

Для заданной гидродинамической обстановки и конструкции контактного устройства, когда толщина пограничного слоя имеет вполне определенное значение, градиент концентрации можно считать пропорциональным изменению концентрации в пределах слоя.

Коэффициент пропорциональности D , характеризующий скорость диффузии, называют *коэффициентом диффузии*. Он показывает, сколько вещества проходит через единицу площади поверхности в единицу времени при градиенте концентрации, равном единице.

В СИ единица обозначения коэффициента диффузии — м²/с.

Коэффициент диффузии представляет собой физическую константу и характеризует природную способность одного вещества проникать в среду другого. Коэффициент диффузии зависит от свойств диффундирующего компонента и фазы, в которой он диффундирует, а также температуры и давления. Числовые значения D определяют экспериментально, они приведены в справочной литературе.

Приближенно значения коэффициентов диффузии можно рассчитать по следующим уравнениям.

При диффузии газа A в газе B

$$D = \frac{0,0043 \cdot 10^{-5} T^{3/2}}{P \left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}},$$

где T — температура, К; P — давление, МПа; V_A и V_B — мольные объемы газов A и B , см³/моль; M_A и M_B — мольные массы газов A и B , кг/моль.

При диффузии газа A в жидкости B при 20 °С коэффициент диффузии можно рассчитать по формуле

$$D = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A' B' \mu^{1/2} \left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}},$$

где μ — динамическая вязкость жидкости, мПа·с; A' и B' — поправочные коэффициенты для диффундирующего вещества и растворителя, которые учитывают отклонение свойств данного вещества от свойств неассоциированных веществ.

Для температуры t коэффициент диффузии в жидкости определяется уравнением

$$D_t = D_{20} \left[1 + b(t - 20) \right],$$

в котором коэффициент b определяется по формуле

$$b = \frac{0,2\mu^{1/2}}{\rho^{1/3}},$$

где μ — динамическая вязкость жидкости при 20 °С, мПа·с; ρ — плотность жидкости, кг/м³.

Приведенные уравнения позволяют проанализировать влияние внешних факторов (давления и температуры) на диффузию. В частности, повышение температуры приводит к увеличению коэффициента диффузии как газов, так и жидкостей. Увеличение давления в системе уменьшает скорость диффузии в газах, а повышение вязкости жидкости снижает скорость диффузии газа в жидкости.

Следует отметить, что численные значения коэффициентов диффузии в газах примерно на четыре порядка больше, чем коэффициенты диффузии в жидкостях.

Турбулентная диффузия. Количество вещества, переносимого в пределах фазы турбулентной диффузией, по аналогии с молекулярной диффузией определяют по уравнению

$$dM_t = \varepsilon_t \left(\frac{dc}{dn} \right) dF,$$

где ε_t — коэффициент турбулентной диффузии.

Коэффициент турбулентной диффузии имеет ту же размерность, что и коэффициент молекулярной диффузии D , т.е. м²/с, однако в отличие от D он не является физической константой и зависит от гидродинамических условий.

Конвективная диффузия. Количество вещества, переносимого в пределах фазы вследствие конвективного переноса вместе с самой средой в направлении ее движения, пропорционально скорости движения среды. Суммарный перенос вещества в результате конвективного переноса и молекулярной диффузии по аналогии с теплообменом называют *конвективным массообменом* или *конвективной диффузией*.

Распределение концентраций при переносе вещества путем молекулярной и конвективной диффузии определяется в самом общем виде дифференциальными уравнениями.

ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ МОЛЕКУЛЯРНОЙ И КОНВЕКТИВНОЙ ДИФфуЗИИ

Молекулярная диффузия. Выделим в среде параллелепипед с ребрами длиной dx , dy и dz и рассмотрим потоки вещества в пределах данного объема (рис. 1-2). Если объемная концентрация на входе в выделенный элемент равна c , то перенос вещества будет происходить за счет наличия градиента концентраций вдоль соответствующих осей координат.

Рассмотрим, например, перенос вещества в направлении оси x .

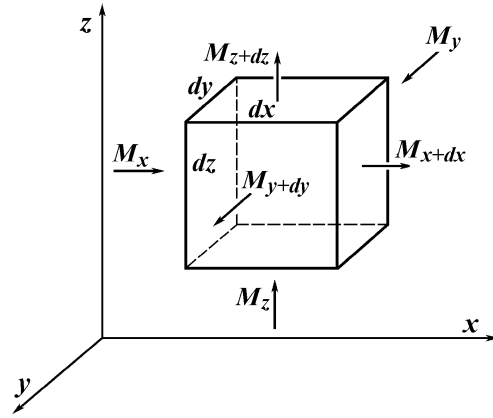
Через левую грань параллелепипеда площадью $dydz$ в единицу времени входит масса вещества M_x , которая, согласно закону Фика, равна

$$M_x = -D \frac{\partial c}{\partial x} dydz.$$

Одновременно через правую грань уходит масса вещества M_{x+dx} которая определится следующим образом:

$$M_{x+dx} = -D \frac{\partial}{\partial x} \left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx \right) dydz.$$

Рис. I-2. Схема к выводу дифференциального уравнения молекулярной диффузии



Разность приходной и расходной статей даст приращение вещества за счет молекулярной диффузии в направлении оси x

$$dM_x = M_x - M_{x+dx} = D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} dx dy dz.$$

Аналогично для диффузии вещества в направлении других осей получим выражения:

в направлении оси y

$$dM_y = M_y - M_{y+dy} = D \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} dx dy dz,$$

в направлении оси z

$$dM_z = M_z - M_{z+dz} = D \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} dx dy dz.$$

Общее приращение вещества в выделенном объеме будет равно

$$dM = dM_x + dM_y + dM_z = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) dx dy dz. \quad (I.7)$$

С другой стороны, это же накопление вещества в системе может быть выражено через изменение концентрации во времени

$$dM = \frac{\partial c}{\partial \tau} dx dy dz. \quad (I.8)$$

Из сопоставления уравнений (I.7) и (I.8) получим уравнение молекулярной диффузии для нестационарного процесса:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right). \quad (I.9)$$

Если процесс стационарный, т. е. концентрации во времени не изменяются, то уравнение (I.9) примет вид

$$\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} = 0.$$

Конвективная диффузия. В общем случае перенос вещества осуществляется путем как молекулярной, так и конвективной диффузии при движении вещества со скоростями W_x , W_y и W_z по соответствующим осям координат (рис. I-3).

В этом случае поток вещества, например M_x через левую грань вдоль оси x , будет складываться из диффузионного M'_x и конвективного M''_x потоков

$$M_x = M'_x + M''_x.$$

Соответственно расход вещества через правую грань равен

$$M_{x+dx} = M'_{x+dx} + M''_{x+dx}.$$

Приращение массы вещества в объеме элементарного параллелепипеда в направлении оси x составит

$$dM_x = M_x - M_{x+dx} = dM'_x + dM''_x.$$

Приращение массы вещества dM'_x за счет молекулярной диффузии определяется уравнением (I.7). Для определения приращения массы вещества за счет конвективной диффузии dM''_x найдем массу вещества, проходящую в единицу времени через левую грань параллелепипеда площадью $dy dz$:

$$M'_x = c W_x dy dz.$$

На противоположной (правой) грани параллелепипеда объемная концентрация и скорость будут отличаться от соответствующих величин на левой грани и будут равны $\left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx\right)$ и $\left(W_x + \frac{\partial W_x}{\partial x} dx\right)$. Тогда через правую грань параллелепипеда выйдет масса жидкости

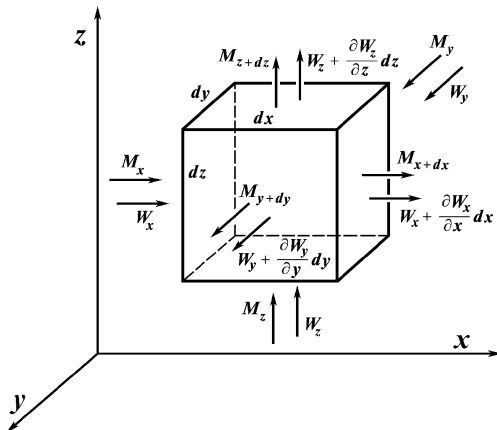


Рис. I-3. Схема к выводу дифференциального уравнения конвективной диффузии

$$M_{x+dx} = \left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx \right) \left(W_x + \frac{\partial W_x}{\partial x} dx \right) dydz.$$

Пренебрегая бесконечно малыми более высокого порядка, чем первый, и приняв во внимание условие неразрывности потока

$$\frac{\partial W_x}{\partial x} + \frac{\partial W_y}{\partial y} + \frac{\partial W_z}{\partial z} = 0,$$

получим

$$M_{x+dx} = M'_{x+dx} + M''_{x+dx} = -\frac{\partial c}{\partial x} W_x dx dy dz.$$

Полное приращение вещества в выделенном объеме составит

$$dM = \left[D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) - \left(\frac{\partial c}{\partial x} W_x + \frac{\partial c}{\partial y} W_y + \frac{\partial c}{\partial z} W_z \right) \right] dx dy dz.$$

С учетом уравнения (I.8) получим следующее уравнение молекулярной и конвективной диффузии для нестационарного процесса

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) - \left(\frac{\partial c}{\partial x} W_x + \frac{\partial c}{\partial y} W_y + \frac{\partial c}{\partial z} W_z \right). \quad (\text{I.10})$$

Приведенные выше уравнения в общем виде не интегрируются, однако они могут быть использованы для получения так называемых критериев подобия методами подобных преобразований.

При практических расчетах применяют закон конвективной диффузии в следующем виде

$$dM = \beta_\Delta \Delta_{\text{тр}} dF = \beta_\Delta (c - c_{\text{тр}}) dF, \quad (\text{I.11})$$

где β_Δ — коэффициент массоотдачи; $\Delta_{\text{тр}} = c - c_{\text{тр}}$ — движущая сила между ядром потока и границей раздела фаз; c и $c_{\text{тр}}$ — концентрации соответственно в ядре потока и на границе раздела фаз.

Уравнение (I.11) отражает факт переноса массы из ядра потока к границе раздела фаз ($c > c_{\text{тр}}$) или от границы в ядро потока ($c < c_{\text{тр}}$).

Коэффициент массоотдачи β_Δ представляет собой массу вещества, прошедшую через единицу поверхности в единицу времени при разности концентраций в ядре потока и на границе раздела фаз, равной единице.

Коэффициент массоотдачи характеризует скорость переноса массы в пределах одной фазы; его величина зависит от гидродинамических и физико-химических факторов, а также типа и размеров аппарата.

При переносе вещества в пределах одной фазы движущей силой является разность концентраций $c - c_{\text{тр}}$ в ядре потока и на границе раздела фаз.

Для расчета коэффициента массоотдачи β_Δ обычно используют уравнения вида

$$\text{Nu}_\Delta = A \text{Re}^m \text{Pr}_\Delta^n, \quad (\text{I.12})$$

где $\text{Nu}_\Delta = \frac{\beta_\Delta l}{D}$ — диффузионный критерий Нуссельта; $\text{Re} = \frac{Wl}{\nu} = \frac{Wl\rho}{\mu}$ — критерий

Рейнольдса; $\text{Pr}_\Delta = \frac{\mu}{\rho D} = \frac{\nu}{D}$ — диффузионный критерий Прандтля; l — характерный линейный

размер, м; ρ — плотность потока, кг/м³; ν — кинематическая вязкость потока, м²/с; μ — динамическая вязкость потока, н·с/м².

Величины коэффициента A и показателей степени m и n определяют в результате обработки экспериментальных данных.

ОСНОВНОЕ УРАВНЕНИЕ МАССОПЕРЕДАЧИ

Для расчета размеров аппарата, в котором должен осуществляться данный процесс массопередачи, необходимо знать скорость этого процесса.

Скорость процесса массопередачи равна массе вещества, переданного через единицу поверхности в единицу времени, т. е. dM/dF .

С другой стороны, скорость массообменного процесса пропорциональна движущей силе процесса Δ и обратно пропорциональна сопротивлению массопереносу R .

Следовательно, можно записать, что

$$\frac{dM}{dF} = \frac{\Delta}{R} = K\Delta$$

или

$$dM = K\Delta dF. \quad (I.13)$$

Величина K называется *коэффициентом массопередачи*, он характеризует массу вещества, переданную из фазы в фазу через единицу поверхности в единицу времени при движущей силе, равной единице.

Коэффициент массопередачи отражает уровень интенсификации процесса: чем больше величина K , тем меньших размеров требуется аппарат для передачи заданного количества вещества. Наибольшее влияние на интенсивность массопереноса оказывают гидродинамические и конструктивные факторы, определяющие интенсивность и характер взаимодействия контактирующих фаз.

Поскольку обычно движущая сила изменяется в ходе процесса массопередачи, пользуются усредненными величинами K_Δ и $\Delta_{ср}$. Тогда уравнение (I.13) в интегральной форме запишется в следующем виде

$$M = K_\Delta \Delta_{ср} F. \quad (I.14)$$

Движущая сила Δ или $\Delta_{ср}$ может быть выражена в любых единицах концентраций, о которых речь шла выше, однако независимо от этого, $\Delta = c - c_p$, где c — рабочая (фактическая) концентрация компонента в ядре потока соответствующей фазы, c_p — концентрация компонента для данной фазы, равновесная с фактической концентрацией в другой фазе.

Из сопоставления уравнений (I.11) и (I.13) видно, что коэффициенты массоотдачи β_Δ и массопередачи K_Δ имеют одинаковую размерность. В зависимости от способа выражения движущей силы процесса массообмена будут изменяться как единицы измерения β_Δ и K_Δ , так и уравнения для их расчета.

Движущая сила процесса массообмена может быть выражена разностью концентраций в той или другой фазе. Поэтому уравнение массопередачи (I.14) можно записать в виде

$$M = K_y (y - y_p)_{\text{cp}} F = K_x (x_p - x)_{\text{cp}} F.$$

Очевидно, что

$$K_y (y - y_p)_{\text{cp}} = K_x (x_p - x)_{\text{cp}}$$

или

$$K_x = \frac{(y - y_p)_{\text{cp}}}{(x_p - x)_{\text{cp}}} K_y = \frac{\Delta y_{\text{cp}}}{\Delta x_{\text{cp}}} K_y. \quad (\text{I.15})$$

Отношение

$$\frac{(y - y_p)_{\text{cp}}}{(x_p - x)_{\text{cp}}} = \frac{\Delta y_{\text{cp}}}{\Delta x_{\text{cp}}}$$

определяет средний тангенс угла наклона линии равновесия в рассматриваемом диапазоне изменения концентраций, т.е. коэффициенты массопередачи K_y и K_x взаимосвязаны через соответствующие движущие силы.

Когда действительная поверхность контакта фаз не определена, в качестве расчетного параметра используют условную поверхность контакта (например, площадь поперечного сечения аппарата) или рабочий объем аппарата. В этом случае получают условные величины коэффициентов массопередачи, которые, как правило, могут быть использованы при расчетах аппаратуры только определенного типа.

Если в качестве рабочей характеристики использовать рабочий объем аппарата V , то уравнение (I. 14) запишется в следующем виде:

$$M = K_{\Delta} \Delta_{\text{cp}} F = (K_{\Delta} f_V) \Delta_{\text{cp}} V = K_V \Delta_{\text{cp}} V,$$

где f_V — поверхность контакта фаз в единице рабочего объема аппарата, $\text{м}^2/\text{м}^3$; K_V — коэффициент массопередачи, отнесенный к единице рабочего объема аппарата.

Для тарельчатого массообменного аппарата коэффициент массопередачи может быть отнесен к контактной площади тарелки

$$M = K_{\Delta} \Delta_{\text{cp}} F = (K_{\Delta} f_F) \Delta_{\text{cp}} S N_{\Delta} = K_F \Delta_{\text{cp}} S N_{\Delta},$$

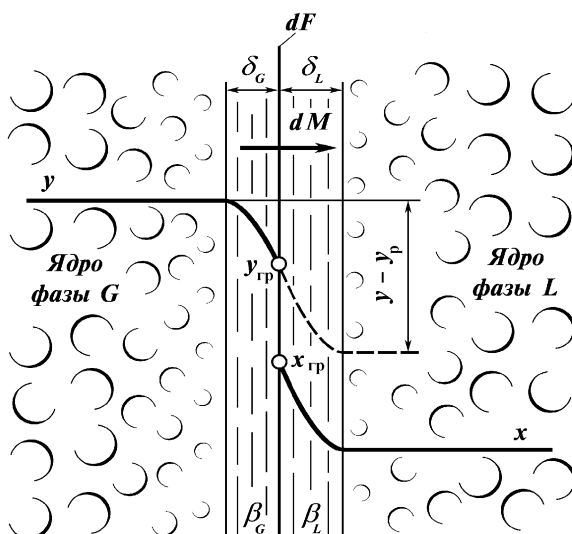
где f_F — поверхность контакта фаз, приходящаяся на единицу контактной площади тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$; K_F — коэффициент массопередачи, отнесенный к единице контактной площади тарелки; S — контактная площадь тарелки, м^2 ; N_{Δ} — число тарелок в колонне.

Уравнение массопередачи (I.14) и его разновидности обычно используются для нахождения поверхности контакта фаз, рабочего объема аппарата или числа тарелок в колонне при найденных по соответствующим уравнениям коэффициенте массопередачи и средней движущей силе процесса.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОЭФФИЦИЕНТА МАССОПЕРЕДАЧИ ЧЕРЕЗ КОЭФФИЦИЕНТЫ МАССООТДАЧИ

Схема переноса вещества между фазами представлена на рис. I-4.

Пусть в фазе G концентрация рассматриваемого компонента больше концентрации того же компонента в фазе L , т. е. компонент переходит из фазы G в фазу L .



Перенос вещества к границе раздела фаз осуществляется как путем *молекулярной диффузии*, т. е. движения молекул вещества через слой данной фазы, так и путем *конвективной диффузии*, т.е. за счет движения частиц данной фазы.

В каждой фазе различают ядро потока, в котором перенос вещества осуществляется преимущественно за счет конвективной диффузии, и пограничные слои толщиной δ_G и δ_L , в которых массоперенос происходит в основном за счет молекулярной диффузии (роль которой возрастает при затухании вихрей по мере приближения к границе раздела фаз). Толщина пограничных слоев в первую очередь зависит от скоростей движения взаимодействующих фаз, т. е. от гидродинамического режима в каждой фазе. Поскольку в пограничном слое перенос вещества происходит медленнее, чем в ядре потока, то считают, что основное сопротивление переходу вещества из одной фазы в другую сосредоточено в пограничном слое.

В ядре потока частицы вещества перемешиваются интенсивно, что приводит к усреднению всех характеристик процесса. Поэтому принимают, что в ядре потока концентрации не меняются, а все изменение концентраций компонентов в каждой из фаз имеет место в пределах пограничного слоя.

На границе раздела фаз предполагается равновесие между фазами, определяющее граничные концентрации $y_{\text{гр}}$ со стороны фазы G и $x_{\text{гр}}$ со стороны фазы L .

Перенос массы dM вещества из фазы G к границе раздела фаз в единицу времени определяется по уравнению конвективной диффузии

$$dM = \beta_v(y - y_{\text{rd}})dF. \quad (\text{I.16})$$

Соответственно то же количество вещества передается от границы раздела фаз в фазу L , т.е.

$$dM = \beta_x (x_{cp} - x) dF. \quad (I.17)$$

Кроме того, согласно основному уравнению массопередачи, можем записать, что

$$dM = K_y (y - y_p) dF. \quad (I.18)$$

Состояние равновесия, в том числе и на границе раздела фаз, описывается уравнением

$$y_p = A_p x - B_p. \quad (I.19)$$

В общем случае A_p и B_p могут быть некоторыми функциями концентраций. При $B_p = 0$ коэффициент A_p отождествляется с константой фазового равновесия.

Из уравнений (I.16) – (I.18) выразим разности концентраций через остальные переменные

$$\left. \begin{aligned} y - y_{rp} &= \frac{dM}{\beta_y dF} \\ x_{rp} - x &= \frac{dM}{\beta_x dF} \\ y - y_p &= \frac{dM}{K_y dF} \end{aligned} \right\}. \quad (I.20)$$

Приняв во внимание уравнение равновесия (I.19), второе уравнение системы (I.20) запишем в виде

$$y_{rp} - y_p = \frac{A_p dM}{\beta_x dF}. \quad (I.21)$$

Сложив левые и правые части первого уравнения системы (I.20) и уравнения (I.21), получим

$$y - y_p = \frac{dM}{dF} \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{A_p}{\beta_x} \right). \quad (I.22)$$

Сопоставив между собой третье уравнение системы (I.20) и уравнение (I.22), приходим к следующему соотношению

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{A_p}{\beta_x}. \quad (I.23)$$

Это уравнение и отражает закон аддитивности фазовых сопротивлений массопереносу. Общее сопротивление массопередаче равно сумме диффузионных сопротивлений со стороны контактирующих фаз.

Если основное уравнение массопередачи записать в виде

$$dM = K_x (x_p - x) dF,$$

то путем аналогичных преобразований получим выражение

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{A_p \beta_y}. \quad (\text{I.24})$$

Это вторая форма закона аддитивности фазовых сопротивлений массопереносу.

Из уравнений (I.23) и (I.24) следует, что

$$K_x = A_p K_y. \quad (\text{I.25})$$

В отличие от уравнения (I.15), описывающего зависимость между средними величинами коэффициентов массопередачи, уравнение (I.25) справедливо для локального участка процесса.

Уравнения (I.23) и (I.24) позволяют определить величины коэффициентов массопередачи K_y и K_x , располагая коэффициентами массоотдачи β_y и β_x . При этом коэффициенты β_y и β_x можно определять экспериментально для опытных систем, моделирующих сопротивление массопереносу преимущественно только в одной фазе.

Если равновесная зависимость криволинейна, то для нахождения коэффициентов массопередачи K_y и K_x по двум коэффициентам массоотдачи процесс массопередачи разбивают на отдельные участки, в пределах каждого из которых A_p считают величиной постоянной. В этом случае коэффициент массопередачи будет изменяться по длине аппарата (зависеть от концентраций).

Если сопротивление массопереносу сосредоточено в одной из фаз (один коэффициент массоотдачи значительно меньше другого), то величина коэффициента массопередачи процесса может быть приравнена к меньшему коэффициенту массоотдачи.

Коэффициенты массоотдачи зависят от многих факторов, определяющих скорость молекулярной и конвективной диффузии, т.е. скоростей фаз и их физико-химических свойств. Теоретически показано и экспериментально установлено, что

$$\left. \begin{aligned} \beta_y &= D_y^{(0,50-0,56)}; \\ \beta_x &= D_x^{0,50}. \end{aligned} \right\}$$

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС МАССООБМЕННОГО ПРОЦЕССА

Взаимодействие фаз в пределах всего аппарата или его отдельных участков (контактных устройств) может осуществляться по трем основным схемам: в противотоке, прямотоке или в перекрестном токе. От схемы движения потоков зависят пределы изменения концентраций в аппарате.

Противоточный контакт фаз. Пусть через массообменный аппарат движутся потоки двух фаз (рис. I-5). Секундный расход одной фазы (например, газа или пара), движущейся снизу вверх, составляет G , а другой фазы (например, жидкости), движущейся сверху вниз, — L . Концентрации компонентов в контактирующих фазах обозначим соответственно через y

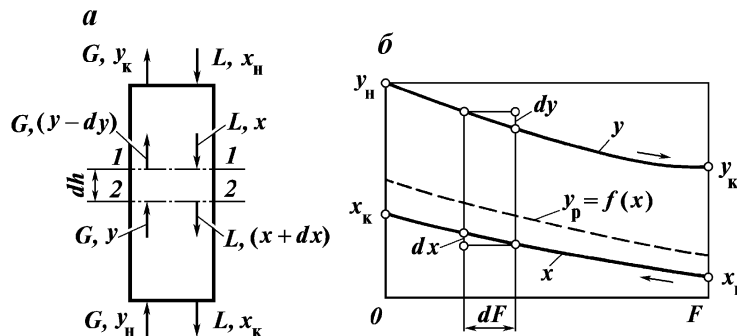


Рис. 1-5. Схема к расчету потоков и концентраций в противоточном массообменном аппарате: а — схема потоков; б — изменение концентраций вдоль поверхности контакта фаз

и x . В результате массообмена концентрации рассматриваемого компонента изменятся в одной фазе от y_n до y_k , а в другой — от x_n до x_k . В первом приближении будем считать, что потоки G и L не изменяются по высоте аппарата.

Общий материальный баланс по данному компоненту для всего аппарата запишется так:

$$Gy_n + Lx_n = Gy_k + Lx_k.$$

Следовательно, количество переданной массы M можно выразить следующим образом

$$M = G(y_n - y_k) = L(x_k - x_n).$$

Отсюда соотношение между потоками контактирующих фаз равно

$$L = \frac{G}{x_k - x_n} (y_n - y_k). \quad (I.26)$$

При заданных концентрациях это выражение может быть использовано для определения величины L , а при заданной величине L — для расчета одной из конечных концентраций y_k или x_k .

Для определения составов внутренних потоков в произвольном сечении аппарата 1-1 составим уравнение материального баланса, например, для части аппарата, расположенной ниже сечения 1-1. Отбросив бесконечно малые первого порядка, получим

$$Gu + Lx_k = Gy + Lx.$$

Записав это уравнение в несколько ином виде, получим так называемое уравнение рабочей линии

$$y = \frac{L}{G} x + \left(y_n - \frac{L}{G} x_k \right) = lx (y_n - lx_k). \quad (I.27)$$

Уравнение рабочей линии дает зависимость между рабочими (неравновесными) составами фаз в произвольном сечении аппарата. Оно позволяет выявить изменение концентраций компонента по высоте аппарата.

В координатах x – y уравнение рабочей линии является уравнением прямой с тангенсом угла ее наклона к оси абсцисс равным l (рис. I-6)

$$l = \frac{L}{G} = \text{const.}$$

При $x = x_n$ и $y = y_k$ уравнение рабочей линии приводится к уравнению (I.26).

На диаграмме x – y рабочая линия в зависимости от направления переноса данного компонента из фазы G в фазу L или наоборот может располагаться как ниже, так и выше равновесной кривой. На рис. I-7 даны взаимные положения равновесной и рабочей линий, соответствующие разным случаям переноса компонента между фазами.

Значение движущей силы процесса определяется как разность концентраций Δy в отдельных участках массообменного аппарата: она равна при массопередаче из фазы G в фазу L (см. рис. I-7, а) $\Delta y = y - y_p$, а при массопередаче из фазы L в фазу G $\Delta y = y_p - y$ (см. рис. I-7, б).

Движущая сила процесса может измеряться также разностью концентраций в фазе L $\Delta x = x_p - x$ при переходе вещества из фазы G в фазу L (см. рис. I-7, а) и $\Delta x = x - x_p$ при массопередаче из фазы L в фазу G (см. рис. I-7, б).

Из графиков видно, что величины движущей силы по фазам G и L для разных сечений аппарата будут изменяться, поэтому для аппарата в целом необходимо определять среднюю движущую силу массообменного процесса $\Delta y_{\text{ср}}$ и $\Delta x_{\text{ср}}$.

В общем случае значения Δy и Δx не равны между собой и поэтому коэффициенты массопередачи K_y по фазе G и K_x по фазе L будут иметь неодинаковые значения.

Движущая сила процесса изменяется по его ходу. Она тем меньше, чем ближе расположены друг к другу рабочая и равновесная линии. Пересечение или касание их означает, что диффузионный процесс не может идти в заданных пределах.

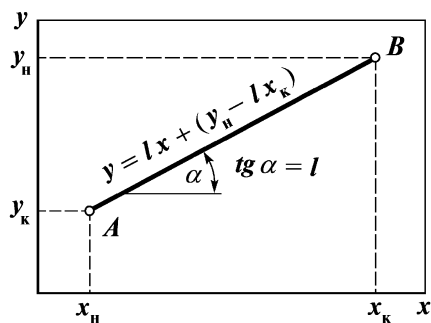


Рис. I-6. График уравнения рабочей линии для противоточного процесса

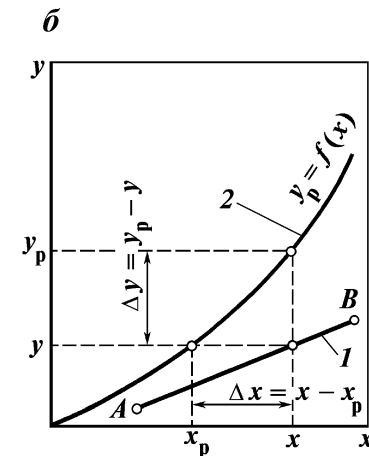
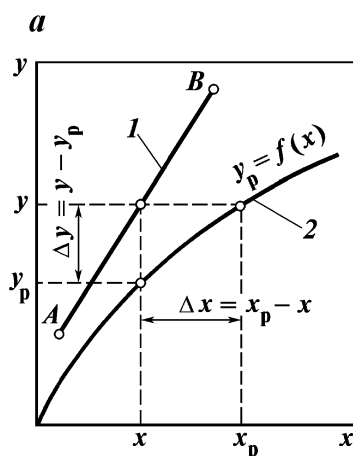


Рис. I-7. Взаимные положения рабочей (1) и равновесной (2) линий при разных направлениях переноса вещества:
а – из фазы G в фазу L ; б – из фазы L в фазу G

Для характеристики потоков и концентраций в локальном объеме аппарата выделим в нем элементарный объем между сечениями 1–1 и 2–2 (см. рис. I-5) и составим для него материальный покомпонентный баланс

$$Gy + Lx = G(y - dy) + L(x + dx),$$

откуда

$$-Gdy + Ldx = 0. \quad (I.28)$$

Проинтегрировав уравнение (I.28) в пределах от начальных до конечных концентраций получим для всего аппарата уравнение (I.26), а для части аппарата — уравнение рабочей линии (I.27).

Необходимо отметить, что при противотоке может быть обеспечена большая разность концентраций y_k и x_k в потоках, покидающих аппарат. В этом состоит одно из преимуществ противоточного контактирования фаз.

Прямоточный контакт фаз. Схема прямоточного движения фаз и график изменения концентраций вдоль поверхности контакта приведены на рис. I-8.

В случае прямотока общий материальный баланс для аппарата записывается, как и для противотока, в виде уравнения (I.26). Соответственно материальный баланс для локального объема аппарата будет представлен уравнением (I.28).

Уравнение рабочей линии может быть получено при рассмотрении материальных потоков для части аппарата ниже сечения 1–1

$$Gy_n + Lx_n = Gy + Lx.$$

Отсюда получим уравнение рабочей линии для прямотока:

$$y = -lx + (y_n + lx_n).$$

Таким образом, при прямотоке в отличие от противотока тангенс угла наклона рабочей линии отрицателен. График рабочей линии прямоточного процесса представлен на рис. I-9.

Отличительной особенностью прямоточного процесса является также то обстоятельство, что в предельном случае выходные концентрации фаз y_k и x_k стремятся к равновесию. Поэтому, как правило, разность концентраций компонента в фазах на выходе из аппарата незначительна.

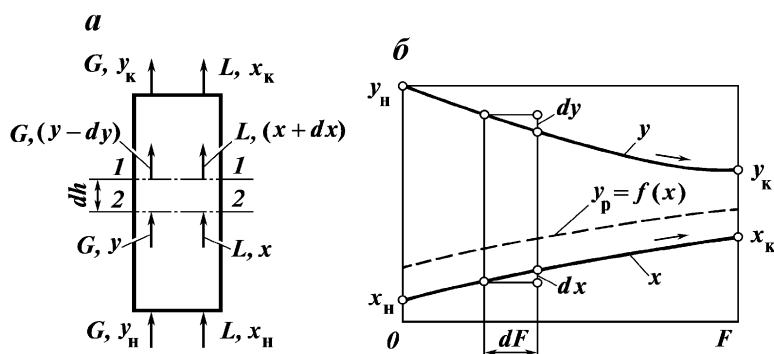


Рис. I-8. Схема к расчету потоков и концентраций в прямоточном массообменном аппарате: а — схема потоков; б — изменение концентраций вдоль поверхности контакта фаз

В этой связи прямоток обычно создают в пределах отдельного контактного устройства, тогда как в целом в аппарате реализуется противоток. Это достигается соответствующей схемой соединения потоков фаз смежных контактных устройств.

Перекрыстный ток. Схема потоков и график изменения концентраций при перекрыстном способе контактирования фаз приведены на рис. I-10.

Общий материальный баланс для случая перекрыстного тока представляется уравнением (I.26).

Если ввести относительную координату ξ ($\xi = h / H$, $1 \geq \xi \geq 0$, где H — общая длина контактной зоны), то для произвольного сечения 1-1 можно составить следующий покомпонентный материальный баланс, подразумевая под y среднюю концентрацию на выходе из рассматриваемого участка контактной зоны:

$$Lx_{\text{н}} + G\xi y_{\text{н}} = Lx + G\xi y.$$

Отсюда получим уравнение рабочей линии для случая перекрыстного тока

$$y = -\frac{l}{\xi} x + \left(y_{\text{н}} + \frac{l}{\xi} x_{\text{н}} \right). \quad (\text{I.29})$$

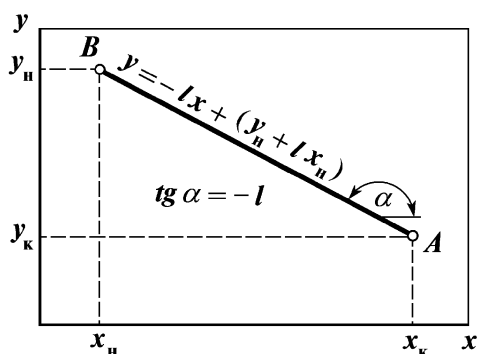


Рис. I-9. График уравнения рабочей линии для прямоточного процесса

Рис. I-10. Схема к расчету потоков и концентраций в массообменном аппарате перекрыстного тока:

а — схема потоков; *б* — изменение концентраций вдоль поверхности контакта фаз

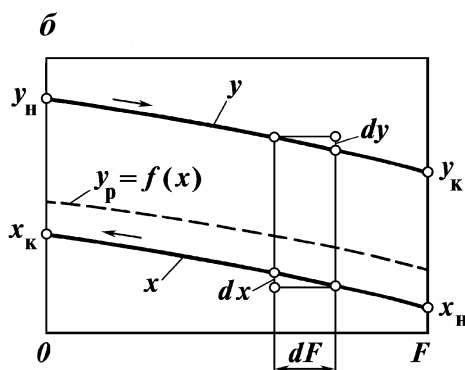
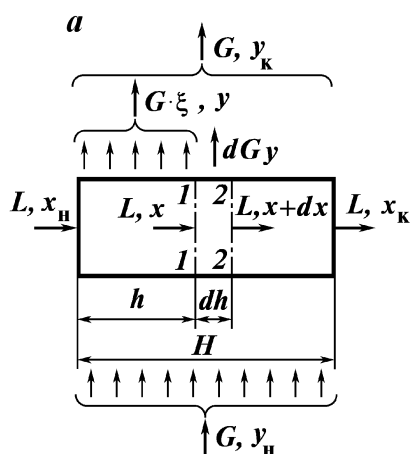
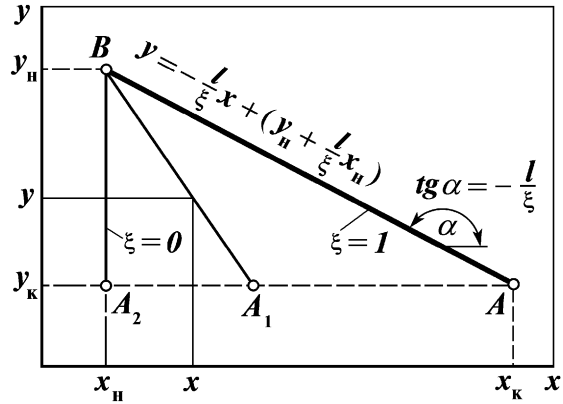


Рис. I-11. График уравнения рабочих линий для процесса с перекрестным током фаз



Как и в случае прямотока, при перекрестном токе рабочая линия имеет отрицательный тангенс угла наклона, величина которого (через координату ξ) зависит от положения рассматриваемого сечения в контактной зоне. При этом все рабочие линии, соответствующие любому значению ξ , проходят через точку $B(x_n, y_n)$. Разбив контактную зону на несколько участков, можно получить изменение концентраций вдоль контактной зоны.

На рис. I-11 дано графическое представление рабочих линий при перекрестном токе.

При $\xi = 1$ и $x = x_k, y = y_k$ уравнение (I.29) сводится к уравнению общего материального баланса (I.26).

Поскольку при перекрестном токе изменение концентраций в пределах контактной зоны определяется совокупностью рабочих линий, условия равновесия на выходе из аппарата уже не оказывают столь сильного влияния на величины концентраций x_k и y_k . Поэтому при перекрестном токе в пределах контактной зоны обеспечивается большее изменение концентраций, чем при прямотоке. В этом отношении перекрестный ток занимает промежуточное положение между прямотоком и противотоком, приближаясь к противотоку. Обычно в аппарате устанавливают ряд контактных устройств, работающих по схеме перекрестного тока и соединенных последовательно по потокам фаз. При этом по аппарату в целом осуществляется противоток.

Для бесконечно малого участка аппарата между сечениями 1—1 и 2—2 (см. рис. I-10) материальный баланс будет выглядеть следующим образом:

$$Lx + dGy_n = L(x + dx) + dGy$$

или

$$(y_n - y)dG = Ldx.$$

Проинтегрировав это уравнение в пределах от $\xi = 0$ до заданного значения ξ , получим уравнение (I.29) рабочей линии, а в пределах от $\xi = 0$ до $\xi = 1$ — уравнение (I.26) общего материального баланса.

СРЕДНЯЯ ДВИЖУЩАЯ СИЛА ДИФФУЗИОННОГО ПРОЦЕССА И ЧИСЛО ЕДИНИЦ ПЕРЕНОСА

Как следует из основного уравнения массопередачи (I.14), средняя движущая сила процесса определяет количество переданной массы вещества. Поскольку рабочие и равновесные концентрации изменяются вдоль поверхности контакта фаз, необходимо рассчитывать среднюю движущую силу процесса.

Поверхность фазового контакта F определяется из уравнения (I.14) следующим образом:

$$F = \frac{M}{K_y \Delta y_{\text{ср}}} \quad \text{или} \quad F = \frac{M}{K_x \Delta x_{\text{ср}}}. \quad (\text{I.30})$$

Для вычисления, например, $\Delta y_{\text{ср}}$ напомним дифференциальные уравнения материального баланса фазы G и массопередачи

$$dM = -G dy$$

и

$$dM = K_y (y - y_p) dF,$$

откуда

$$dF = -\frac{G}{K_y} \frac{dy}{y - y_p}.$$

С другой стороны,

$$M = G(y_n - y_k), \quad (\text{I.31})$$

т.е.

$$dF = -\frac{M}{K_y (y_n - y_k)} \frac{dy}{y - y_p}.$$

Интегрируя последнее выражение в пределах изменения концентраций в аппарате, получим

$$F = \frac{M}{K_y (y_n - y_k)} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y_p}. \quad (\text{I.32})$$

Сравнив это выражение с уравнением (I.30), запишем

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y_p}}. \quad (\text{I.33})$$

Написав дифференциальное уравнение материального баланса и уравнение массопередачи для фазы L и проинтегрировав его, получим

$$dF = \frac{M}{K_x(x_k - x_n)} \int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x_p - x}.$$

Сопоставив найденное уравнение с уравнением (I.30), имеем

$$\Delta x_{cp} = \frac{x_k - x_n}{\int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x_p - x}}.$$

При практическом использовании полученных равенств интегралы этих выражений могут быть найдены численным или графическим интегрированием. На рис. I-12 приведен пример графического интегрирования. Для ряда значений y находят соответствующие им величины x , y_p , $y - y_p$ и $1/(y - y_p)$, затем в координатах y , $1/(y - y_p)$ строят кривую. Площадь S_y между ординатами y_k и y_n и полученной кривой в соответствующем масштабе и определяет искомый интеграл.

Интегралы

$$n_y = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y_p} = \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}} \quad (I.34)$$

и

$$n_x = \int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x_p - x} = \frac{x_k - x_n}{\Delta x_{cp}}$$

имеют и определенный физический смысл. В подынтегральной дроби числитель выражает изменение концентрации в фазе G или L в результате массообмена фаз на поверхности dF , а знаменатель — движущую силу на этой поверхности.

Дробь в целом представляет собой изменение концентраций в

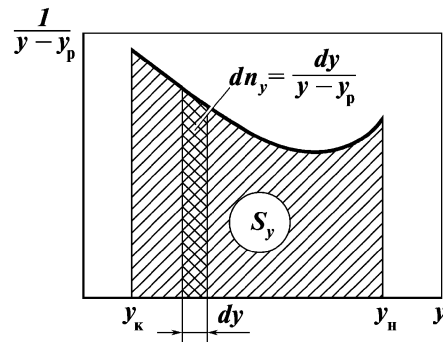


Рис. I-12. Графическое определение величины

интеграла $\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y_p}$

пределах контактной зоны, приходящееся на единицу движущей силы, и называется *числом единиц переноса* (ЧЕП). В некоторых случаях удобнее вести расчет массообменного аппарата, используя единицы переноса.

Для насадочных аппаратов поверхность массообмена можно выразить как произведение рабочего объема аппарата на поверхность контакта фаз в единице его объема f_V , тогда уравнение (1.31) можно записать в виде

$$HSf_V = \frac{M}{K_y(y_H - y_K)} \int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y_P},$$

откуда с учетом уравнений (1.31) и (1.34) получим

$$H = \frac{G}{K_y f_V S} \int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y_P} = \frac{G_A}{K_y f_V} n_y, \quad (1.35)$$

где H и S — соответственно высота и сечение аппарата; G — расход фазы "G" (кг/с); $G_A = \frac{G}{S}$ — массовая скорость фазы "G" (кг/м²·с).

Так как в левой части уравнения (1.35) используется величина высоты аппарата, а в правой — произведение безразмерного числа единиц переноса и соотношения $G_A/K_y f_V$, то последнее должно выражать высоту, эквивалентную одной единице переноса $H_{эу}$, которую определяют экспериментально. Окончательно расчетное уравнение имеет вид

$$H = H_{эу} n_y.$$

Аналогично можно получить уравнение для расчета высоты аппарата, если расчет вести по другой фазе L :

$$H = H_{эл} n_x.$$

Сечение и диаметр аппарата необходимо определять при том же значении массовых скоростей, при которых были получены значения $H_{эу}$ и $H_{эл}$.

Если равновесная и рабочая линии являются прямыми, то могут быть получены более простые соотношения для вычисления средних движущих сил и числа единиц переноса.

Пусть уравнение рабочей линии будет представлено в виде

$$y = Ax + B,$$

а уравнение равновесия в виде

$$y_P = A_P x + B_P.$$

Найдем разность рабочей и равновесной концентраций

$$y - y_P = (A - A_P)x + (B - B_P)$$

и проинтегрируем это выражение, приняв во внимание, что

$$dy = A dx.$$

Получим

$$n_y = \int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y_P} = \frac{A}{A - A_P} \int_{y_K}^{y_H} \frac{d\left(x + \frac{B - B_P}{A - A_P}\right)}{x + \frac{B - B_P}{A - A_P}} = \frac{A}{A - A_P} \ln \frac{x_H + \frac{B - B_P}{A - A_P}}{x_K + \frac{B - B_P}{A - A_P}} = \frac{A}{A - A_P} \ln \frac{(y - y_P)_H}{(y - y_P)_K}.$$

Таким образом

$$n_y = \frac{A}{A - A_p} \ln \frac{(y - y_p)_n}{(y - y_p)_k} = \frac{A}{A - A_p} \ln \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k}.$$

С другой стороны,

$$y_n - y_k = \frac{A}{A - A_p} (\Delta y_n - \Delta y_k).$$

Применяя уравнение (I.33), получим

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_n - \Delta y_k}{\ln \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k}}.$$

Аналогично можно показать, что

$$\Delta x_{cp} = \frac{\Delta x_n - \Delta x_k}{\ln \frac{\Delta x_n}{\Delta x_k}}.$$

Таким образом, если равновесная и рабочая линии являются прямыми, то средняя движущая сила процесса рассчитывается как средняя логарифмическая движущих сил в начале и его конце.

ЧИСЛО ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК

При расчетах массообменных аппаратов широко используется понятие о *теоретической тарелке (теоретической ступени контакта)*, под которой понимают такое контактное устройство, которое обеспечивает получение равновесных потоков фаз, покидающих контактную зону.

На рис. I-13 дана схема потоков для теоретической тарелки.

Потоки G и L контактирующих фаз входят в контактную зону, имея начальные концентрации компонента y_n и x_n . В результате процесса массообмена концентрации компонента в потоках изменяются и станут равными y_k и x_k . Для теоретической тарелки эти концентрации будут равновесными, т.е.

$$y_k = y_{p,k} = f(x_k).$$

Концентрации y_n и x_k или y_k и x_n соответствующих встречных потоков удовлетворяют уравнению рабочей линии.

Поскольку для достижения равновесия требуется определенное время контакта фаз, то в реальных условиях такое состояние не всегда может быть обеспечено. Это требует внесения корректив в расчеты, выполненные с использованием представления о теоретической тарелке.

В целом ряде случаев использование этого понятия позволяет ис-

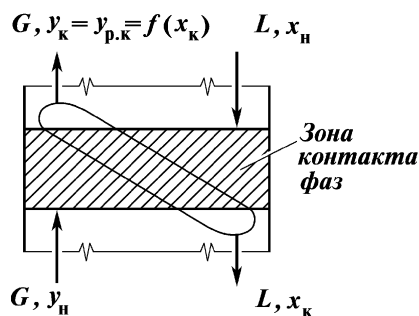
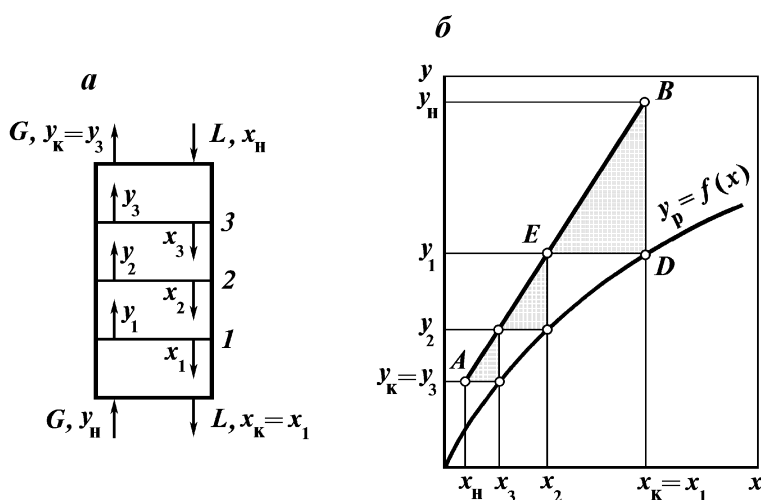


Рис. I-13. Схема потоков для теоретической тарелки

Рис. I-14. Графическое определение числа теоретических тарелок:

a — схема потоков; b — расчетный график; 1–3 — номера теоретических тарелок; AB — рабочая линия



следовать основные закономерности процесса и получать важные практические результаты при расчете массообменной аппаратуры.

Достоинством методов расчета, основанных на использовании понятия о теоретической тарелке, является то обстоятельство, что для их реализации необходимо располагать лишь уравнениями равновесия и рабочей линии, в отдельных случаях привлекая лишь уравнения тепловых балансов.

Чтобы получить желаемое изменение концентраций потоков в аппарате, в нем необходимо иметь определенное число теоретических тарелок.

Рассмотрим графический расчет числа теоретических тарелок (ЧТТ) на примере противоточного аппарата (рис. I-14) при переходе компонента из фазы G в фазу L ($y > y_p$).

На первой тарелке поток G с начальной концентрацией компонента (y_n) контактирует с потоком L , стекающим с вышележащей тарелки и имеющим концентрацию компонента (x_2).

В результате взаимодействия указанных потоков их концентрации изменятся и получат значения y_1 и $x_1 = x_k$. Согласно определению теоретической тарелки концентрации y_1 и $x_1 = x_k$ находятся в равновесии, а концентрации y_n и $x_1 = x_k$ должны удовлетворять уравнению рабочей линии.

Это определяет следующий характер процедуры построения числа теоретических тарелок.

Точка B с координатами y_n и $x_1 = x_k$ находится на рабочей линии и определяет составы потоков G на входе в аппарат и L на выходе из аппарата. Точка D с абсциссой $x_1 = x_k$, находящаяся на равновесной кривой, дает состав пара y_1 , уходящего с первой тарелки. Этот состав пара y_1 и состав стекающей со второй тарелки жидкости x_2 должны удовлетворять уравнению рабочей линии. Проведя горизонталь через точку D до пересечения с рабочей линией, получим точку E , абсцисса которой равна x_2 .

Поток G с концентрацией y_1 поступает на вторую тарелку, где вступает в контакт с потоком L , имеющим концентрацию x_3 . В результате получаются потоки фаз соответственно с концентрациями y_2 и x_2 , находящимися в равновесии. Проведя рассуждения, аналогичные тем, которые использовались при построении первой теоретической тарелки, можем определить концентрации потоков для второй теоретической тарелки, начав построение с точки E .

Подобные построения проводятся до тех пор, пока последняя горизонтальная прямая не пройдет через точку A с координатами y_k и x_n . При этом получается ломаная линия, состоящую из горизонтальных и вертикальных участков, которая вписана между рабочей и равновесной линиями. Нетрудно видеть, что число горизонтальных или вертикальных отрезков ломаной линии равно числу теоретических тарелок N_T , необходимых для заданного изменения концентраций контактирующих фаз. В данном случае $N_T = 3$.

Число теоретических тарелок зависит от взаимного расположения рабочей и равновесной линий, т. е. от величины движущей силы процесса. При взаимном сближении рабочей и равновесной линии средняя движущая сила процесса уменьшается, а число теоретических тарелок увеличивается. При увеличении расстояния между рабочей и равновесной линиями средняя движущая сила процесса возрастает, что приводит к уменьшению числа теоретических тарелок. Найденное число теоретических тарелок используется для определения высоты контактной зоны аппарата H или числа реальных тарелок N_A . В первом случае используют высоту контактной зоны H_3 , эквивалентную одной теоретической тарелке (ВЭТТ), тогда

$$H = H_3 N_T.$$

Во втором случае определяют число реальных тарелок N_A , используя понятие КПД тарелки η_T :

$$N_A = \frac{N_T}{\eta_T},$$

а высоту контактной зоны тарельчатого аппарата рассчитывают, зная число реальных тарелок N_A и расстояние между ними H_T :

$$H = H_T N_A.$$

Величины H_3 и η_T определяют экспериментально или рассчитывают по эмпирическим уравнениям.

Для расчета массообменных аппаратов используют также понятие эффективности тарелки по парам E_G и по жидкости E_L . В отличие от КПД тарелки η_t , величина которой всегда меньше единицы, значение эффективности определяется схемой движения потоков на тарелке и может быть как меньше, так и больше единицы.

ПОДОБИЕ В ПРОЦЕССАХ МАССООБМЕНА

Полученные ранее дифференциальные уравнения молекулярной и конвективной диффузии не решаются аналитически в общем виде. Однако они могут быть использованы для получения безразмерных критериев подобия, применение которых при обработке экспериментальных данных по массообмену позволяет получать достаточно простые расчетные уравнения. Применение критериев подобия указывает более рациональные пути постановки эксперимента (какие величины следует измерять в опытах, в каком виде обрабатывать опытные данные и в каких пределах справедливы полученные экспериментальные зависимости).

Критерии подобия могут быть получены, например, при приведении дифференциального уравнения к безразмерному виду. При этом следует руководствоваться правилом, в соответствии с которым размерность дифференциала n -го порядка совпадает с размерностью самой переменной, а произведение n дифференциалов первого порядка имеет размерность переменной в n -й степени, т.е.

$$\left\{ \begin{aligned} [d^n x] &= [x]; \\ [dx^n] &= [x^n]. \end{aligned} \right\} \quad (I.36)$$

Рассмотрим, например, перенос вещества из ядра потока к границе раздела фаз. Тогда, согласно закону Фика, к границе раздела фаз за счет диффузии поступит следующее количество вещества в единицу времени

$$dM = -D \left(\frac{dc}{dn} \right) dF.$$

То же количество вещества будет передано к границе раздела фаз, согласно закону конвективной диффузии

$$dM = \beta \Delta c dF.$$

Приравняв левые и правые части двух последних уравнений, получим

$$-D \left(\frac{dc}{dn} \right) dF = \beta \Delta c.$$

Разделив правую часть уравнения на левую и приняв во внимание соотношения (I.36), получим диффузионный критерий Нуссельта

$$\text{Nu}_A = \frac{\beta l}{D},$$

где l — характерный линейный размер.

Критерий Нуссельта содержит искомую величину — коэффициент массоотдачи β .

Для получения других критериев воспользуемся уравнением (I.10) молекулярной и конвективной диффузии.

Разделив все члены уравнения на $dc/d\tau$ с учетом правила (I.36), получим диффузионный критерий Фурье

$$\text{Fo}_A = \frac{D\tau}{l^2},$$

который характеризует нестационарные диффузионные процессы.

Деление слагаемого, например, $(\partial c / \partial x) W_x$ на $D (\partial^2 c / \partial x^2)$ приводит к диффузионному критерию Пекле

$$Pe_A = \frac{Wl}{D}.$$

Критерий Пекле можно представить также в виде произведения двух критериев: критерия Рейнольдса Re , характеризующего гидродинамическое подобие потоков в массообменных аппаратах, и диффузионного критерия Прандтля $Pr_A = \nu/D$, характеризующего влияние сил вязкости

$$Pe_A = \frac{Wl}{D} = \frac{Wl}{\nu} \cdot \frac{\nu}{D} = Re Pr_A.$$

Гидродинамическое подобие в системах, где основное влияние оказывает сила тяжести, характеризуется критерием Фруда

$$Fr = \frac{W^2}{gl}.$$

Для потоков ламинарных и переходных перенос массы определяется критерием Архимеда, аналогичным критерию Грасгофа в теплопередаче:

$$Ar = \frac{l^3 g}{\nu^2} \cdot \frac{\Delta \rho}{\rho} = \frac{l^3 \rho^2 g}{\mu^2} \cdot \frac{\Delta \rho}{\rho},$$

где ρ — плотность рассматриваемой массы вещества до массообмена; $\Delta \rho$ — изменение плотности, вызванное массообменом (изменением концентраций).

Критериальное уравнение массопереноса можно представить в следующем виде:

$$Nu_A = f(Re, Fr, Ar, Pr_A, Fo_A).$$

Для установившегося процесса критерий Фурье исключается. В случае вынужденного движения (влияние объемных сил незначительно) критерии Фруда и Архимеда можно исключить.

В итоге формулу для расчета величины коэффициента массоотдачи β обычно записывают в виде уравнения (I.12)

$$Nu_A = A Re^m Pr_A^n.$$

Если в результате обработки данных экспериментов найдены величины коэффициента A и показателей степени m и n , то, определив из последнего уравнения критерий Нуссельта, находят коэффициент массоотдачи

$$\beta = \frac{Nu_A D}{l}.$$

Определив коэффициенты массоотдачи для каждой из фаз, находят коэффициент массопередачи по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений массопереносу.

В приведенные выше критерии входит характерный размер l , выбор которого для аппарата, в котором осуществляется процесс массообмена между двумя и более фазами, далеко не однозначен. В каждом отдельном случае для аппарата определенного типа приходится специально решать вопрос о выборе характерного линейного размера. При этом для уравнений массообмена в каждой фазе могут быть взяты различные характерные линейные размеры. Очень часто в качестве характерного линейного размера используется комбинация физико-химических характеристик, имеющая размерность длины, например, капиллярная постоянная

$$\sqrt{\frac{\sigma}{\rho g}},$$

где σ — поверхностное натяжение на границе раздела фаз.

МАССООБМЕН В СИСТЕМАХ С ТВЕРДОЙ ФАЗОЙ

В случае массообмена твердой фазы с жидкостью или газом процесс массопередачи происходит по схеме, приведенной на рис. I-15. Концентрация компонента внутри твердого вещества уменьшается в направлении к поверхности раздела фаз. Перемещение вещества к границе раздела фаз происходит по законам массопроводности, являющихся аналогом законов молекулярной диффузии для жидкостей и газов. У поверхности твердой фазы возникает пограничная пленка жидкости (газа) толщиной δ , в пределах которой перенос вещества осуществляется молекулярной диффузией. На внешней границе пленки, сопрягающейся с ядром потока жидкой (газовой) фазы, происходит выравнивание концентрации с концентрацией в ядре потока $c_{\text{ж}}$. В ядре потока жидкости (газа) концентрации выравниваются за счет конвективной и молекулярной диффузии.

При переходе вещества из твердой фазы его содержание в этой фазе будет непрерывно уменьшаться как во времени, так и по направлению к границе раздела фаз. Поэтому все процессы с участием твердой фазы являются нестационарными.

Диффузия передаваемого компонента в твердой фазе происходит аналогично молекулярной диффузии и уравнение массопроводности записывается аналогично закону Фика

$$dM = -K \left(\frac{dc}{dn} \right) dF, \quad (\text{I.37})$$

где K — коэффициент массопроводности, аналогичный коэффициенту молекулярной диффузии D .

Количество вещества, перешедшее в ядро потока жидкости (газа), определяется уравнением конвективной диффузии

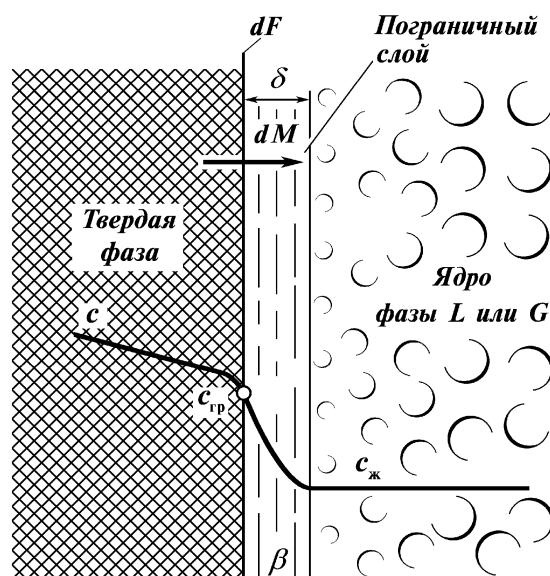


Рис. I-15. Схема массопередачи с участием твердой фазы

$$dM = \beta(c_{cp} - c_{ж})dF = \beta\Delta c dF. \quad (I.38)$$

Поскольку на границе раздела фаз вещество не накапливается и не исчерпывается, то из уравнений (I.37) и (I.38) получим

$$-K \frac{dc}{dn} = \beta\Delta c. \quad (I.39)$$

Разделив правую часть уравнения (I.39) на левую и приняв во внимание соотношения (I.36), получим диффузионный критерий Био для массообменных процессов в присутствии твердой фазы

$$Bi_A = \frac{\beta l}{K}.$$

Аналогично уравнению (I.9) молекулярной диффузии можно получить следующее дифференциальное уравнение массопроводности

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = K \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right). \quad (I.40)$$

При делении левой части уравнения (I.40) на один из членов правой части с учетом соотношений (I.36) получим диффузионный критерий Фурье для процесса массопередачи в твердой фазе

$$Fo_A = \frac{K\tau}{l^2}.$$

В пределах твердой фазы концентрация распределенного вещества все время изменяется. Чтобы получить общее уравнение взаимосвязи между переменными оказалось удобным ввести безразмерную концентрацию

$$\frac{c - c_p}{c_n - c_p},$$

где c , c_n и c_p — соответственно текущая, начальная и равновесная концентрации. В числителе этого выражения стоит величина движущей силы в любой момент процесса, а в знаменателе — максимальная величина движущей силы в начале процесса. Очевидно, что безразмерная концентрация изменяется в пределах от единицы до нуля. Кроме того, величины концентраций в отдельных точках тела зависят от их относительного положения, т.е. от симплекса n/l , где n — расстояние в данном направлении, а l — характерный линейный размер.

На основе вышеизложенного обобщенное уравнение массопередачи с участием твердой фазы будет иметь вид

$$f\left(\frac{c - c_p}{c_n - c_p}, Bi_A, Fo_A, \frac{n}{l}\right) = 0. \quad (I.41)$$

В практических расчетах обычно определяют время τ_k , в течение которого средняя концентрация компонента в твердой фазе достигнет заданной величины c_k . Тогда из уравнения (I.41) можно исключить симплекс

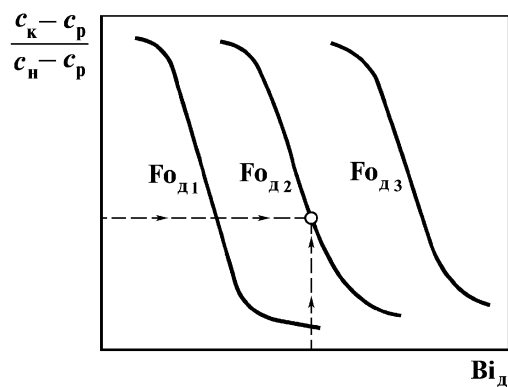


Рис. I-16. Общий вид зависимостей при массообмене с участием твердой фазы

геометрического подобия n/l и результирующее уравнение представить в общем виде

$$Fo_A = f\left(\frac{c_k - c_p}{c_n - c_p}, Bi_A\right).$$

Общий вид подобных зависимостей приведен на рис. I-16.

Определив величину критерия Фурье, рассчитывают требуемую продолжительность процесса

$$\tau_k = Fo_A \frac{l^2}{K}.$$