

РАСЧЕТ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

1. Материальные балансы

Применяемые для массообмена в системах газ (пар) – жидкость [Г(П)–Ж], и жидкость-жидкость [Ж–Ж] аппараты принято подразделять на две группы: с **непрерывным** и со **ступенчатым контактом фаз**. Принципиальные схемы аппаратов обоих типов показаны на рис. 1:

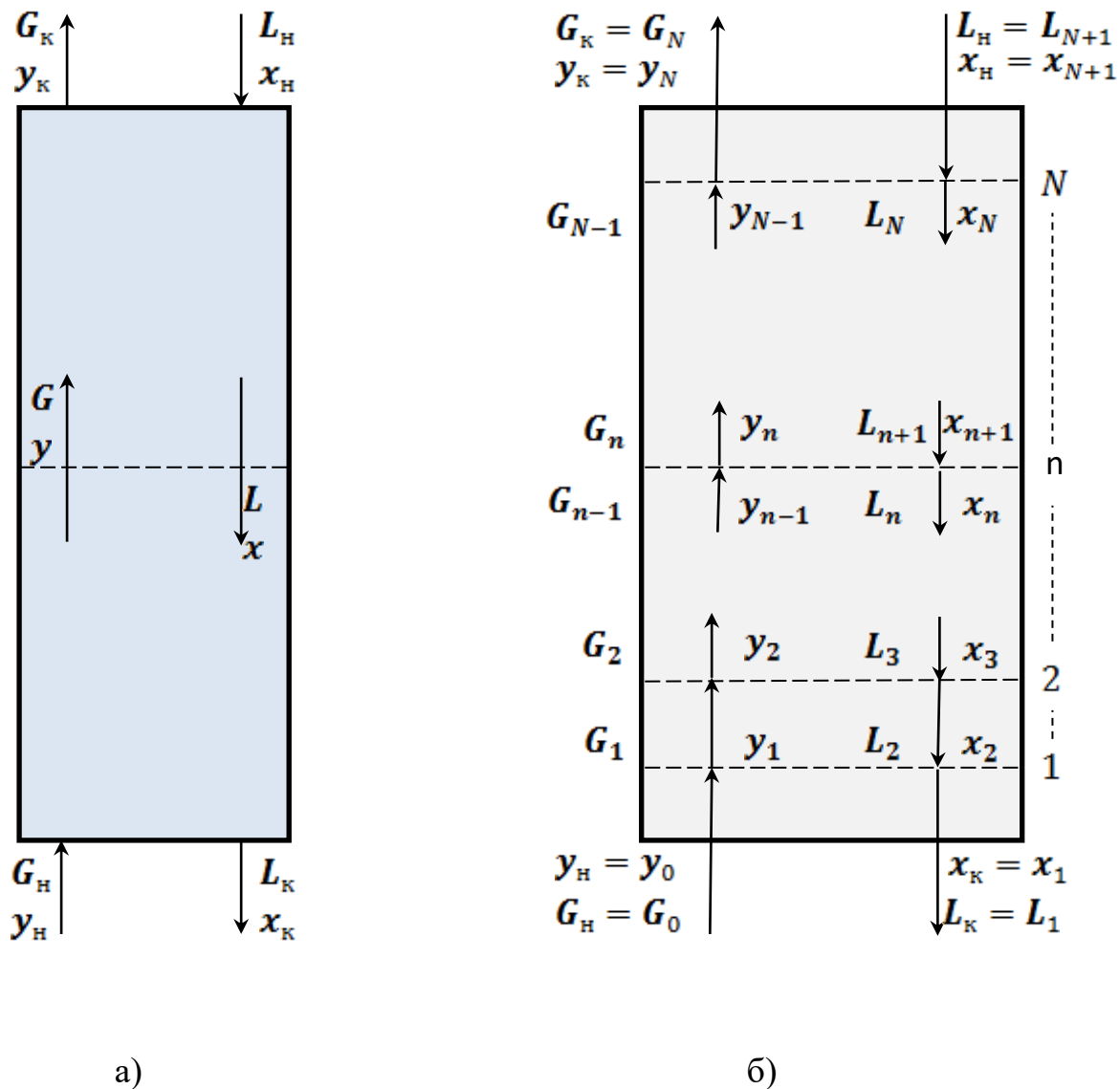


Рис. 1 Принципиальные схемы противоточных колонных аппаратов:

- а – с непрерывным контактом фаз;
- б – со ступенчатым.

К аппаратам с **непрерывным контактом фаз** относятся насадочные, барботажные, распылительные колонны. К аппаратам со ступенчатым контактом фаз относят тарельчатые колонны. В обоих случаях назначение насадки или тарельчатых устройств состоит в развитии поверхности контакта взаимодействующих фаз.

Технологический расчет этих аппаратов состоит в определении основных размеров: внутреннего сечения (затем диаметра) и высоты рабочей части. При этом в случае аппаратов с непрерывным контактом фаз определяют высоту насадочной (рабочей) части, а для аппаратов со ступенчатым контактом фаз ищут число тарелок, из которого, зная расстояние между тарелками, также определяют рабочую высоту.

Рассматривая методы расчета, ограничимся случаем, когда в массообмене участвует только один из компонентов. Тогда каждую из взаимодействующих фаз можно считать бинарным раствором, состоящим из распределяемого (переносимого из одной фазы в другую) и инертного компонентов (все остальные компоненты данной фазы). Например, при абсорбции аммиака из воздуха водой газовая фаза состоит из аммиака (распределяемый компонент) и воздуха (смесь газов – инертный компонент), а жидкая – из воды и аммиака. В этом случае, для определения состава фазы достаточно указать концентрацию распределяемого компонента в фазе (y – в газовой, x – в жидкой).

В качестве исходных данных при расчете, например, абсорбционных аппаратов обычно заданы начальные состав и расход исходной смеси (G_H, y_H) и конечная концентрация извлекаемого компонента (y_K), а также характеристики абсорбента (L_H, x_H).

Материальный баланс непрерывного процесса абсорбции в установившихся условиях может быть представлен для всего аппарата

следующей системой уравнений:

$$G_H y_H + L_H x_H - G_K y_K - L_K x_K = 0 \quad (1)$$

$$G_H (1 - y_H) - G_K (1 - y_K) = 0 \quad (2)$$

$$L_H (1 - x_H) - L_K (1 - x_K) = 0 \quad (3)$$

$$G_H + L_H - L_K - G_K = 0 \quad (4)$$

В этих уравнениях концентрации распределяемого компонента выражены в мольных (молярных) долях, расходы фаз-мольные (кмоль смеси/с). Если составы фаз задаются в массовых долях, то расходы будут массовыми (кг смеси/с). При этом первое уравнение – материальный баланс, составленный по распределяемому компоненту, второе и третье выражения – материальные балансы по инертным компонентам, четвертое уравнение – материальный баланс для смесей.

Материальные балансы для абсорбции упрощаются при выражении составов фаз в относительных концентрациях (кг распределяемого компонента/кг инертного компонента или кмоль распределяемого компонента/кмоль инертного компонента). Тогда материальный баланс по распределяемому компоненту приобретает вид:

$$G_{ин} (Y_H - Y_K) = L_{ин} (X_H - X_K) = M \quad (5)$$

где:

$$G_{ин} = G_H (1 - y_H) = G_K (1 - y_K) = G(1 - y)$$

$$L_{ин} = L_H (1 - x_H) = L_K (1 - x_K) = L(1 - x)$$

$$Y = \frac{y}{1 - y} \quad X = \frac{x}{1 - x}$$

x, y – средние концентрации в произвольном сечении;

M – полный массовый или мольный поток распределяемого компонента, переносимого из одной фазы в другую.

Кроме уравнений (1-5), выражающих материальный баланс для всего аппарата, можно составить подобные выражения, описывающие работу части массообменного аппарата или отдельных его ступеней.

Материальные балансы такого рода, представляющие собой зависимости между средними составами взаимодействующих фаз в каком-либо сечении аппарата, называют **уравнениями рабочих линий**.

В зависимости от способа выражения состава фаз рабочие линии могут быть описаны следующими уравнениями:

$$y = \frac{L}{G}x + \frac{G_H y_H}{G} - \frac{L_K x_K}{G} = \frac{L}{G}x + \frac{G_K y_K}{G} - \frac{L_H x_H}{G} \quad (6)$$

$$Y = \frac{L_{ин}}{G_{ин}}X + Y_H - \frac{L_{ин}}{G_{ин}}X_K = \frac{L_{ин}}{G_{ин}}X + Y_K - \frac{L_{ин}}{G_{ин}}X_H \quad (7)$$

При выражении составов фаз в относительных концентрациях (X, Y) уравнения рабочих линий являются прямыми. При использовании других концентраций, эти уравнения линейны только в случае малого расхода фаз.

При существенном изменении расхода фаз уравнение (6) должно быть дополнено балансовыми соотношениями для инертных компонентов, которые позволяют находить расходы фаз в любом сечении аппарата.

$$G(1 - y) = G_H(1 - y_H) = G_K(1 - y_K) \quad (8)$$

$$L(1 - x) = L_H(1 - x_H) = L_K(1 - x_K) \quad (9)$$

$$G - L = G_K - L_H = G_H - L_K \quad (10)$$

Для противоточных аппаратов со ступенчатым контактом фаз (рис. 1б) уравнения рабочих линий связывают концентрацию распределяемого компонента в фазе, выходящей из какой-либо ступени, например n -ной с его концентрацией в другой фазе, поступающей на ту же ступень – $y_n(x_{n+1})$ (см. рис. 1б) или $Y_n(X_{n+1})$:

$$y_n = \frac{L_{n+1}}{G_n} x_{n+1} + \frac{G_n y_n}{G_n} - \frac{L_k x_k}{G_n} = \frac{L_{n+1}}{G_n} x_{n+1} + \frac{G_k y_k}{G_n} - \frac{L_n x_n}{G_n} \quad (11)$$

$$Y_n = \frac{L_{ин}}{G_{ин}} X_{n+1} + Y_n - \frac{L_{ин}}{G_{ин}} X_k = \frac{L_{ин}}{G_{ин}} X_{n+1} + Y_k - \frac{L_{ин}}{G_{ин}} X_n \quad (12)$$

Следует отметить, что выражения (11) и (12) справедливы в отсутствие взаимного уноса фаз. При этом структура потоков внутри ступени может быть произвольной.

Как и для аппаратов с непрерывным контактом, если расходы фаз меняются по высоте аппарата – т.е. зависят от номера ступени, уравнение (11) не линейно и должно быть дополнено балансовыми соотношениями для инертных компонентов:

$$G_n(1 - y_n) = G_n(1 - y_n) = G_k(1 - y_k) \quad (13)$$

$$L_{n+1}(1 - x_{n+1}) = L_n(1 - x_n) = L_k(1 - x_k) \quad (14)$$

$$G_n - L_{n+1} = G_k - L_n = G_n - L_k \quad (15)$$

2. Определение диаметра противоточных колонн.

Расчет поперечного сечения противоточных абсорбционных колонн проводят по **уравнению расхода**:

$$V = W_0 S = W_0 \frac{\pi d^2}{4} \quad (16)$$

где: V – объемный расход **сплошной** (газовой) фазы, м³/с;

S – поперечное сечение, м²;

d – диаметр колонны, м;

W_0 – фиктивная скорость **сплошной** фазы, м/с.

Площадь поперечного сечения противоточных аппаратов должна быть такой, чтобы скорости фаз не превышали значений, при которых происходит нарушение противоточного движения – так называемое «захлебывание» колонны.

В абсорбционных аппаратах предельная производительность характеризуется минимальной фиктивной скоростью газовой фазы, выше которой при определенном соотношении расходов фаз наблюдается нарушение противотока. В экстракционных колоннах режим захлебывания определяется по предельному значению суммарной фиктивной скорости обеих фаз. Предельные скорости позволяют найти минимально допустимые при заданной производительности площади поперечного сечения аппаратов и, соответственно, минимально требуемые диаметры. Диаметр колонн больше минимального выбирают с учетом действующих стандартов таким, чтобы колонна работала при скоростях фаз, близких к оптимальным.

Например, для тарельчатых колонн, диапазон эффективной работы тарелок характеризуется произведением $w_0\sqrt{\rho_y}$ и для колпачковых тарелок должно соблюдаться условие $0,48 < w_0\sqrt{\rho_y} < 2,8$ (здесь: w_0 – скорость газовой фазы в м/с, отнесенная к полному сечению колонны, ρ_y – плотность газовой фазы в кг/м³).

Предельную скорость газовой или паровой фазы для насадочных колонн (скорость захлебывания) можно рассчитать по известным эмпирическим выражениям, приведенным в специальной литературе.

3. Расчет высоты массообменных противоточных аппаратов

Как было отмечено ранее, основная задача расчета размеров колонных противоточных аппаратов состоит в определении высоты рабочей зоны и поперечного сечения колонны.

Существует два основных метода расчета высоты рабочей зоны колонных аппаратов:

1. Метод, основанный на понятии теоретической ступени разделения.
2. Расчет на основе коэффициентов (уравнения) массопередачи.

Оба этих способа применяют как для аппаратов с непрерывным контактом фаз, так и со ступенчатым. По мере изложения будут отмечены различия, характерные для этих типов колонн.

3. Расчет высоты аппаратов с непрерывным контактом фаз

Расчет на основе понятия теоретической ступени разделения.

Для этого типа аппаратов определение числа теоретических ступеней разделения N_T основывается на предположении, что процесс проводится в аппарате со ступенчатым контактом фаз, каждая из ступеней которого является теоретической.

Под теоретической ступенью разделения подразумевается аппарат или часть аппарата, из которого выходят фазы, находящиеся в состоянии равновесия. Для аппаратов, работающих в изотермических условиях, состояние равновесия для n -го участка может быть представлено в виде уравнений (см. рис. 1б):

$$y_n = y^*(x_n) \quad \text{или} \quad Y_n = Y^*(X_n) \quad (17)$$

Расчет числа теоретических ступеней проводят по уравнениям (11-15) с учетом соотношения (17), которые должны выполняться для любого n , т.е. для всех ступеней.

Возможный алгоритм расчета приведен на рис. 2:

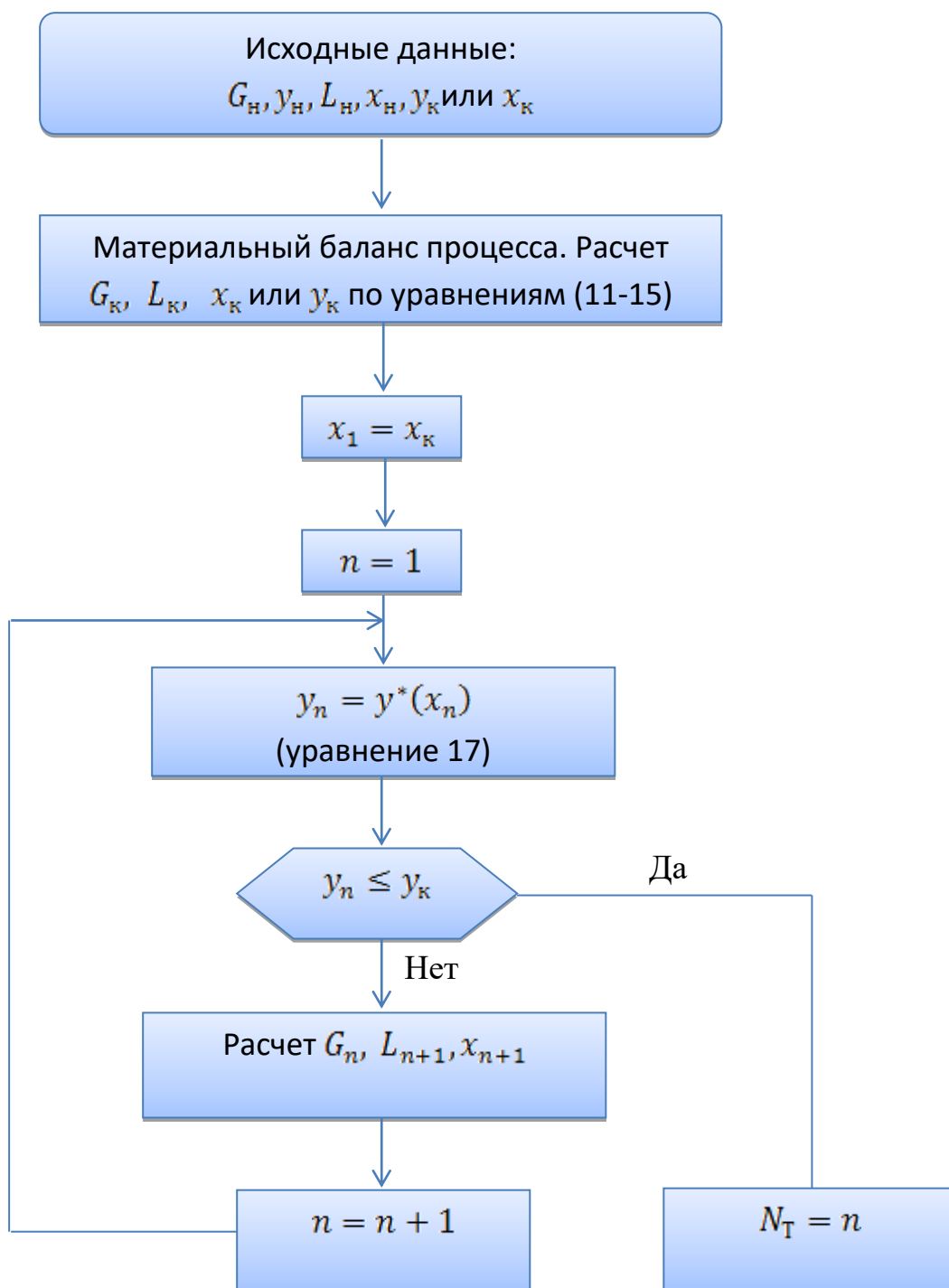


Рис. 2 Алгоритм расчета числа теоретических ступеней разделения

Как правило, задача абсорбции состоит в удалении из газовой смеси какого-либо компонента. Тогда известны величины G_H, y_H, y_K , характеризующие расход, состав и степень очистки газовой смеси, а также исходные характеристики абсорбента L_H, x_H . Если задача состоит в

приготовлении раствора, например, аммиачной воды, то вместо y_k должна быть задана величина x_k .

Расчет начинают с определения по уравнениям материального баланса (11-15) конечного состава другой фазы и конечных расходов обеих фаз. Далее последовательно, от ступени к ступени, определяют составы фаз, выходящих со всех ступеней. Концентрацию в газовой фазе находят из выражения (17), а состав жидкой – из уравнений (11-15). Расчет продолжают до тех пор, пока y_n не станет меньше или равным y_k . Номер ступени, при котором это условие удовлетворяется, равен числу теоретических ступеней N_T . При этом может быть обеспечена заданная степень извлечения распределяемого компонента.

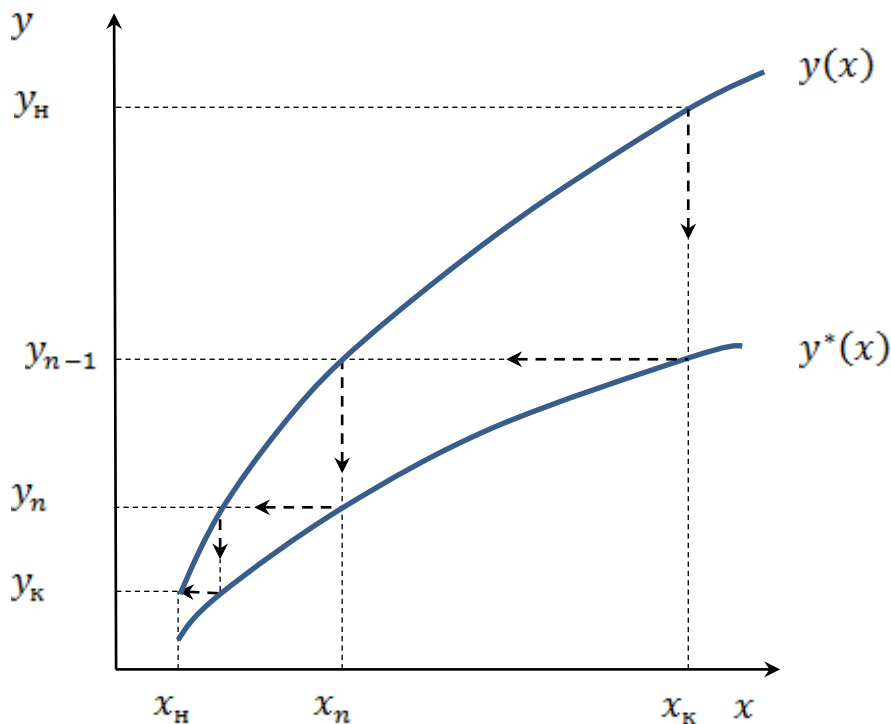


Рис. 3 Иллюстрация расчета числа теоретических ступеней разделения.

$y(x)$ – рабочая линия; $y^*(x)$ – равновесная. Число точек на равновесной линии, полученных при построении, определяет число теоретических ступеней разделения (в данном случае – 3).

Алгоритм расчета можно проиллюстрировать графически, как показано на рис. 3.

Высота рабочей части аппарата вычисляется по выражению:

$$H = (\text{ВЭТС}) \times N_T, \quad (18)$$

где: ВЭТС – высота, эквивалентная теоретической ступени (m).

Неудобство метода состоит в том, что ВЭТС определяется по опытными данным или из эмпирических уравнений. Например, для газожидкостных насадочных колонн используют уравнение:

$$\text{ВЭТС} = 70 \left(\frac{\rho_y w_y}{d_n \mu_x} \right)^{-0,5}$$

где: d_n – размер насадки, μ_x – вязкость жидкой фазы.