

Методический материал разработан доц. Калишуком Д. Г. и доц. Саевичем Н. П.

Рекомендации к выбору и расчетам абсорберов

В курсовом проекте (работе) студенту необходимо выполнить расчеты абсорбционной установки, в состав которой обычно входит насадочный или тарельчатый абсорбер.

Порядок расчета таких абсорберов следующий:

- 1) определяют условия равновесия процесса;
- 2) выполняют расчеты материального баланса;
- 3) рассчитывают рабочую скорость газа и, используя ее, диаметр аппарата;
- 4) определяют высоту аппарата;
- 5) выполняют расчет гидравлического сопротивления;
- 6) определяют размеры штуцеров.

Пояснения по последовательности выполнения расчетов аппарата.

К п. 1. При поглощении труднорастворимого газа (CO_2 , H_2S , C_2H_2 и др.) расчеты равновесных составов фаз проводят, используя закон Генри:

$$x^* = \frac{P}{E} y, \quad (1)$$

где x^* – молярная доля поглощаемого газа в жидкости в условиях равновесия, кмоль газа/кмоль раствора;

P – давление в абсорбере, Па;

E – константа растворимости (Генри), Па;

y – молярная доля поглощаемого газа в газовой смеси, кмоль газа/кмоль смеси.

Величина E зависит от природы поглощаемого газа и поглотителя, температуры и определяется по справочникам [1, 2, 3].

При поглощении легкорастворимого газа и если при этом не образуется сильно разбавленный, близкий к идеальному раствор (например, абсорбция NH_3 , SO_2), то экспериментальные данные по равновесному составу соответствующей системы берут из справочной литературы.

Для абсорбции паров, например паров метанола, расчеты равновесных составов проводят, используя закон Рауля:

$$x^* = \frac{P}{P_{\text{H}}} y, \quad (2)$$

где P_{H} – давление насыщенного пара вещества, которое поглощается, при температуре абсорбции, Па.

Величины равновесных составов в жидкости достаточно рассчитать для диапазона изменений содержания поглощаемого газа (абсорбтива) в газовой

фазе от нуля до величины, которая в 1,2–1,5 раза превышает начальную молярную долю абсорбтива – y_n , кмоль газа/кмоль смеси.

После этого для упрощения расчетов материального баланса необходимо сделать пересчет составов, выраженных в абсолютных молярных долях, в относительные по следующим формулам

$$Y = \frac{y}{1-y}; \quad (3)$$

$$X^* = \frac{x^*}{1-x^*}, \quad (4)$$

где Y – относительная молярная доля абсорбтива в газовой смеси, кмоль газа/кмоль инертного газа;

X^* – относительная молярная доля абсорбтива в растворе в условиях равновесия, кмоль газа/кмоль растворителя.

Инертный газ – компонент (компоненты) газовой смеси, который в сравнении с абсорбтивом почти не поглощается жидкостью.

По результатам расчетов равновесия в координатах $X - Y$ выполняют в масштабе линию равновесия.

К п. 2. Объемный расход газовой смеси следует пересчитать в молярный $G_{см}$, кмоль/с:

$$G_{см} = \frac{V_{см0}}{22,4}, \quad (5)$$

где $V_{см0}$ – объемный расход исходной смеси при нормальных условиях (температура $T_0 = 273$ К, давление $P_0 = 1,013 \cdot 10^5$ Па), м³/с.

Далее рассчитывают молярный расход инертного газа G , кмоль/с:

$$G = G_{см} (1 - y_n). \quad (6)$$

Относительная молярная доля абсорбтива в газовой смеси на выходе из абсорбера Y_k , кмоль газа/кмоль инертного газа:

$$Y_k = Y_n (1 - \varphi), \quad (7)$$

где Y_n – относительная молярная доля абсорбтива в смеси на входе в абсорбер, кмоль газа/кмоль инертного газа;

φ – степень поглощения (из задания).

Расчет молярного расхода абсорбтива, который поглощается, M , кмоль/с, ведут по формуле:

$$M = G(Y_n - Y_k). \quad (8)$$

Минимальный молярный расход чистого поглотителя L_{min} , кмоль/с:

$$L_{\min} = \frac{M}{X_{\kappa}^* - X_{\text{H}}}, \quad (9)$$

где X_{κ}^* – равновесная относительная молярная доля абсорбтива в поглотителе на выходе из аппарата, кмоль газа/кмоль поглотителя;

X_{H} – относительная молярная доля абсорбтива в поглотителе на входе в аппарат, кмоль газа/кмоль поглотителя.

Проще всего определить X_{κ}^* графически, используя линию равновесия в координатах $X - Y$. Для тарельчатых и насадочных (противоточных) абсорберов $X_{\kappa}^* = f(Y_{\text{H}})$.

Рабочий расход чистого поглотителя L , кмоль/с:

$$L = \alpha L_{\min}, \quad (10)$$

где α – коэффициент избытка абсорбента (из задания или по рекомендациям [1–7]).

Относительная молярная доля абсорбтива в поглотителе на выходе – X_{κ} , кмоль газа/кмоль растворителя:

$$X_{\kappa} = X_{\text{H}} + \frac{M}{L}. \quad (11)$$

При небольшом значении Y_{H} , X_{κ} (не больше 0,05), в последующих расчетах с достаточной точностью вместо расходов смесей (газовой смеси и раствора) можно использовать молярные расходы инертного газа и чистого поглотителя соответственно. По мере необходимости по значениям молярных расходов потоков рассчитывают объемные при рабочих условиях и массовые расходы этих потоков. В последующих расчетах необходимо внимательно следить за единицами измерения физических величин расходов в применяемых формулах.

По результатам расчетов материального баланса выполняют график рабочей линии, совмещая его с графиком линии равновесия на одном рисунке. Координаты начальной точки рабочей линии, считая от входа газа, – X_{κ} , Y_{H} , конечной X_{H} , Y_{κ} . Рабочая линия – отрезок прямой, соединяющая указанные точки.

Если тип аппарата не задан, то его выбирают после расчетов материального баланса. Насадочный абсорбер принимают при соотношениях объемных расходов жидкости (абсорбента) и газовой смеси $V_{\text{B}}/V_{\text{T}} > 0,005$, использовании чистой жидкости в качестве абсорбента, работе с агрессивными средами, широком диапазоне изменения нагрузок по жидкости и газу, требовании низкого гидравлического сопротивления. Тарельчатые абсорберы принимают, если $V_{\text{B}}/V_{\text{T}} < 0,02$ при работе с неагрессивными и малоагрессивными средами, а также при отсутствии требований небольшого гидравлического сопротивления. Для работы в широком диапазоне изменения нагрузок берут колпачковые и клапанные тарелки, для работы с загрязненными средами предпочтительны колпачковые или провальные. Ситчатые и провальные тарелки являются самыми простыми и имеют наименьшее гидравлическое сопротивление. Эффектив-

ность колпачковых, клапанных и ситчатых тарелок приблизительно одинаковая, провальных – несколько ниже [5, 8, 9].

К п. 3. Определение рабочей скорости, а также минимального и максимального допустимых ее значений в тарельчатом аппарате проводят:

1) для ситчатых тарелок – по формулам (5.33) [8], (XI.26), (XI.27) [4], (6.16) [2], (7.17) [3], (III.2-III.4) [10], (III.75) [11];

2) для колпачковых тарелок – по (5.34) [8], (V.195) [9], (XI.29) [4], (6.16) [2], (7.17) [3], (III.2-III.4) [10], (III.75) [11];

3) для клапанных тарелок – по (5.35) [8], (III.2-III.4) [12], (III.75) [11];

4) для провальных – по (5.32) [8], (XI.32) [4], (III.5) [8], (III.84-III.85) [11].

Максимально допустимую и рабочую скорости газа в насадочном аппарате можно определить по формулам (5.9) [8], (XI.25) [4], (IV.68, IV.69, IV.71) [9], (III.131-III.134) [11], (III.49, III.51) [10], (16.26) [5], (5.36) [2], (6.36) [3].

Расчетный диаметр аппарата D , м:

$$D = \sqrt{\frac{4V_{\text{см}}}{\pi w_{\text{раб}}}}, \quad (12)$$

где $V_{\text{см}}$ – объем газа при рабочих условиях, $\text{м}^3/\text{с}$;

$w_{\text{раб}}$ – рабочая скорость газа, $\text{м}/\text{с}$.

Расчитанный (12) диаметр аппарата приводят к стандартизованному по рекомендациям [8, 12], а величину $w_{\text{раб}}$ пересчитывают исходя из значения стандартизованного диаметра по формуле (12). Для насадочных аппаратов плотность орошения должна быть $U \leq 0,07 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Плотность орошения

$$U = \frac{4V_x}{\pi D^2}, \quad (13)$$

где V_x – объемный расход жидкости через аппарат, $\text{м}^3/\text{с}$.

К п. 4. Высоту тарельчатой части тарельчатого абсорбера H_T , м, можно рассчитать следующим образом:

$$H_T = h_T (N - 1), \quad (14)$$

где h_T – межтарельчатое пространство, м;

N – количество тарелок, шт.

Величину h_T обычно берут от 0,2 до 0,6 по рекомендациям [10, 8]. По мере необходимости принятую h_T проверяют на допустимый унос жидкости. Количество тарелок проще всего определить через количество теоретических тарелок N_T и среднюю эффективность тарелки η_T :

$$N = N_T / \eta_T. \quad (15)$$

Количество теоретических тарелок определяют как количество прямоугольных ступеней, которые вписывают между рабочей линией и линией равновесия на построенной ранее X – Y -диаграмме [1–8, 11, 13]. Количество действительных тарелок принимают четным с запасом.

Больше всего информации по эффективности тарелок при абсорбции можно найти в монографии [14] (см. с. 648–652, рис. 11.29, 11.30). Количество тарелок можно рассчитать также по методике, которая приведена в пособии [8] (см. с. 205–208).

Высоту насадки H , м, в аппарате обычно определяют через высоту единицы переноса и количество единиц переноса:

$$H = h_{0y} n_{0y}, \quad (16)$$

где h_{0y} – высота единицы по газовой фазе, м;

n_{0y} – число единиц переноса.

h_{0y} рассчитывают через коэффициент массопередачи по газовой фазе K_y , кмоль/(м²·с·кмоль/кмоль):

$$h_{0y} = \frac{G}{K_y S \sigma \psi}, \quad (17)$$

где S – поперечное сечение абсорбера, м²;

σ – удельная поверхность насадки, м²/м³ [2–4, 7, 8];

ψ – коэффициент смоченности насадки.

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad (18)$$

где β_y и β_x – коэффициенты массоотдачи по газовой и жидкой фазам соответственно, кмоль/(м²·с·кмоль/кмоль);

m – коэффициент распределения вещества по фазам.

Величины β_y и β_x можно рассчитать по формулам (6.45), (6.46) [3]. Обращайте внимание на размерности β_y , β_x , т. к. данные величины рассчитывают по эмпирическим уравнениям. По мере необходимости приводите размерности β_y , β_x к виду, который соответствует уравнению (16). Значение m графически отображается средней величиной тангенса угла наклона линии равновесия на X – Y -диаграмме. Для смесей, которые подчиняются закону Генри, $m = E/P$. Величина ψ зависит от объемного расхода жидкости, поперечного сечения аппарата, удельной поверхности насадки.

Число единиц переноса

$$n_{0y} = \frac{Y_n - Y_k}{\Delta y_{cp}}, \quad (19)$$

где Δy_{cp} – средняя движущая сила процесса по газовой фазе, кмоль газа/кмоль газовой смеси.

В случае, если линия равновесия и рабочая прямые (близкие к прямым), то допускается рассчитать Δy_{cp} следующим образом:

$$\Delta y_{\text{cp}} = \frac{\Delta y_{\text{н}} - \Delta y_{\text{к}}}{\ln \frac{\Delta y_{\text{н}}}{\Delta y_{\text{к}}}}, \quad (20)$$

где $\Delta y_{\text{н}}$ и $\Delta y_{\text{к}}$ – движущая сила процесса по газовой фазе на ее входе и выходе соответственно, кмоль газа/кмоль газовой смеси.

$$\Delta y_{\text{н}} = y_{\text{н}} - y_{\text{н}}^*; \quad (21)$$

$$\Delta y_{\text{к}} = y_{\text{к}} - y_{\text{к}}^*. \quad (22)$$

где $y_{\text{н}}^*$, $y_{\text{к}}^*$ – равновесные молярные доли абсорбтива в газовой смеси на входе и выходе соответственно, кмоль газа/кмоль газовой смеси.

Число единиц переноса в случае, когда обе линии – равновесия и рабочая (или одна из них) – кривые, рекомендуется определить по зависимости [4, с.411–415, рис. X-9]:

$$n_{0y} = \int_{Y_{\text{к}}}^{Y_{\text{н}}} \frac{dY}{y - y^*}. \quad (22)$$

Значение интеграла определяют графически, по величине площади криволинейной трапеции, выполняя в масштабе график функции $1/(y - y^*) = f(Y)$ в границах от $Y_{\text{н}}$ до $Y_{\text{к}}$.

Общую высоту абсорбционной колонны определяют с учетом требований [13], добавляя к высоте тарельчатой части (насадки) высоты кубовой и сепарационной частей, разрывов для установки люков или перераспределительных тарелок (насадочные колонны), опоры.

К п. 5. Гидравлическое сопротивление тарельчатого аппарата $\Delta P_{\text{а}}$, Па:

$$\Delta P_{\text{а}} = \Delta P_{\text{Т}} N, \quad (23)$$

где $\Delta P_{\text{Т}}$ – сопротивление тарелки, Па.

Сопротивление одной тарелки

$$\Delta P_{\text{Т}} = \Delta P_{\text{с}} + \Delta P_{\text{гж}} + \Delta P_{\sigma}, \quad (24)$$

где $\Delta P_{\text{с}}$, $\Delta P_{\text{гж}}$, ΔP_{σ} – сопротивления сухой тарелки, газожидкостного слоя и сопротивление, обусловленное поверхностным натяжением соответственно, Па.

$$\Delta P_{\text{с}} = \frac{\xi w_{\text{раб}}^2 \rho_y}{2 f_{\text{св}}^2}, \quad (25)$$

где ξ – коэффициент сопротивления сухой тарелки, зависит от ее типа [1–4, 7–11];

ρ_y – плотность газовой смеси при рабочих условиях, кг/м³;

$f_{св}$ – относительное свободное сечение для прохода газа через тарелку, зависит от ее типа [8].

Величину $\Delta P_{гж}$ – можно рассчитывать по формулам (5.58) [8], (1.46, 1.47) [2], (1.63–1.65) [3], (XI.54, XI.55) [4] и др.

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_3}, \quad (26)$$

где σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м;

d_3 – эквивалентный диаметр отверстий или щелей, через которые газ входит в жидкость на тарелке, м.

Гидравлическое сопротивление сухого насадочного абсорбера $\Delta P_{сух}$, Па, рассчитывают следующим образом:

$$\Delta P_{сух} = \lambda \frac{H}{d_{эн}} \frac{\rho_y w_{раб}^2}{2\varepsilon^2}, \quad (27)$$

где λ – эффективный коэффициент трения;

$d_{эн}$ – эквивалентный диаметр насадки, м;

ε – удельный свободный объем насадки, м³/м³.

Для насадки, которая загружена внавал, эффективный коэффициент трения:

– при $Re < 40$

$$\lambda = \frac{140}{Re}; \quad (28)$$

– при $Re > 40$

$$\lambda = \frac{16}{Re^{0.2}}. \quad (29)$$

Число Рейнольдса для движения газа в насадке

$$Re = \frac{4w_{раб}\rho_y}{\sigma_n \mu_y}, \quad (30)$$

где σ_n – удельная поверхность насадки, м²/м³;

μ_y – динамическая вязкость газовой смеси при рабочих условиях, Па·с.

Гидравлическое сопротивление орошаемого насадочного абсорбера $\Delta P_{см}$, Па, можно рассчитать по формуле [13].

$$\Delta P_{см} = \Delta P_{сух} \left[1 + 8,4 \left(\frac{L_M}{G_M} \right)^{0,4} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,23} \right], \quad (31)$$

где L_M и G_M – массовые расходы жидкости и газа через абсорбер соответственно, кг/с;

ρ_x – плотность жидкости, кг/м³.

К п. 6. Определяют диаметр основных технологических штуцеров: для подвода и отвода газовой смеси, для подвода и отвода абсорбента. Расчетный диаметр штуцера

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_p}}, \quad (32)$$

где V – объемный расход среды через штуцер при рабочих условиях, м³/с;
 w_p – рекомендованная скорость среды в штуцере, м/с.

Величину w_p берут по [2–4, 8] в зависимости от свойств среды и условий ее течения. Расчетный диаметр штуцера приводят к стандартному по рекомендациям [16].

ЛИТЕРАТУРА

1. Перри Дж. Справочник инженера-химика: В 2-х кн. – М.: Химия, 1969.
2. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. Н. Флисюк и др. – СПб.: Химия, 1993.
3. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987.
4. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973.
5. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: В 2-х кн. – М.: Химия, 1995.
6. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии: В 2-х кн. – М.: Химия, 1981.
7. Справочник химика / Под ред. Б. П. Никольского. Т.5. – М.: Химия, 1966.
8. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991.
9. Рамм В. М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976.
10. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. – М.: Химия, 1978.
11. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник / Под ред. Е. Н. Судакова. – М.: Химия, 1979.
12. Колонные аппараты. Каталог. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1987.
13. Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. – М.: Химия, 1987.
14. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилкин Ч. Массопередача. – М.: Химия, 1982.
15. Лашинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов. Справочник. – М.: Машиностроение, 1981.