

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

Рекомендации к расчетам ректификационных колонн

По заданию студенту необходимо выполнить расчеты ректификационной установки непрерывного действия для разделения бинарной смеси. Исходные данные: производительность установки по исходной смеси (или одному из продуктов разделения), содержание легколетучего компонента (ЛЛК) в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке.

Основным аппаратом установки является ректификационная колонна. Порядок ее расчета следующий:

- 1) выполняют расчет материального баланса колонны в целом;
- 2) определяют условия равновесия, минимальное и рабочее число флегмы, получают уравнения рабочих линий;
- 3) определяют расход пара через колонну и диаметр колонны;
- 4) определяют высоту колонны;
- 5) рассчитывают гидравлическое сопротивление колонны;
- 6) определяют диаметры штуцеров;
- 7) выполняют тепловые расчеты установки.

При расчетах можно пользоваться примерами, которые приведены в пособиях [1, с. 315–325], [2, с. 351–361], [3, с. 228–244].

Пояснения к порядку расчетов.

К п. 1. Производительность колонны по дистилляту G_D , кг/с, и кубовому остатку G_W , кг/с, рассчитывают по уравнениям

$$G_D = G_F \frac{\bar{x}_F - \bar{x}_W}{\bar{x}_D - \bar{x}_W}; \quad (1)$$

$$G_W = G_F \frac{\bar{x}_D - \bar{x}_F}{\bar{x}_D - \bar{x}_W}, \quad (2)$$

где G_F – производительность колонны по исходной смеси, кг/с;

$\bar{x}_F, \bar{x}_W, \bar{x}_D$ – массовые доли ЛЛК в исходной смеси, кубовом остатке и дистилляте соответственно, кг/кг.

К п. 2. Равновесный состав жидкости и пара для бинарной смеси, а также ее температуру в состоянии равновесия можно определить по справочникам [5, 6] и пособиям [1, 2]. По этим данным необходимо выполнить линии равновесия в координатах $x-y$ и $t-x-y$, где x и y – молярные доли ЛЛК в жидкости и паре соответственно, кмоль/кмоль; t – температура, К(°C).

Для дальнейших расчетов составы продуктов $\bar{x}_F, \bar{x}_W, \bar{x}_D$ (выражены в массовых долях) пересчитывают в молярные доли соответственно x_F, x_W, x_D , кмоль/кмоль.

Минимальное флегмовое число R_{\min} определяют по формуле

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (3)$$

где y_F^* – молярная доля ЛЛК в паре, который находится в состоянии равновесия с жидкой исходной смесью, кмоль/кмоль.

Величину y_F^* проще всего определить по линии равновесия на $x-y$ -диаграмме.

Рабочее (оптимальное) флегмовое число R определяют по формуле

$$R = \varphi R_{\min}, \quad (4)$$

где φ – коэффициент избытка флегмы.

Оптимальную величину φ можно определить путем упрощенного технико-экономического обоснования по минимуму функции $N_T(R+1) = f(\varphi)$, где N_T – количество теоретических тарелок [3]. При исследовании функции $N_T(R+1) = f(\varphi)$ рекомендуется задаться φ в пределах от 1,1 до 3,0. Для этого на $x-y$ -диаграмме с нанесенной линией равновесия выполняют рабочие линии колонны, используя уравнения:

1) для верха колонны (укрепляющая часть)

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}; \quad (5)$$

2) для низа колонны (исчерпывающая часть)

$$y = \frac{R+f}{R+1}x - \frac{f-1}{R+1}x_W, \quad (6)$$

где $f = F/D = (x_D - x_W)/(x_F - x_W)$ – относительный молярный расход исходной смеси;

F и D – молярные расходы исходной смеси и дистиллята соответственно, кмоль/с.

Количество теоретических тарелок находят по рекомендациям [1–3, 7]. При этом ступеньки вписывают между линиями равновесия и рабочими в пределах от x_D до x_W .

Рабочее флегмовое число можно рассчитать также по упрощенной зависимости:

$$R = 1,3R_{\min} + 0,3. \quad (7)$$

После подстановки рабочего флегмового числа в уравнения (5), (6) получают уравнения рабочих линий для рабочих условий работы колонны. Данные рабочие линии наносят на $x - y$ - диаграмму.

К п. 3. Молярный расход пара через колонну G , кмоль/с:

$$G = D(R + 1). \quad (8)$$

Объемный расход пара через колонну V , м³/с, рассчитывают отдельно для верхней и нижней частей колонны. В дальнейшем описании верхний индекс «'» будет соответствовать средним параметрам верха колонны, индекс «''» – средним параметрам низа колонны. Средний состав пара y' и y'' определяют по соответствующим уравнениям рабочих линий в зависимости от среднего состава жидкости x' и x'' , кмоль/кмоль. x' и x'' рассчитывают следующим образом:

$$x' = (x_F + x_D) / 2; \quad (9)$$

$$x'' = (x_F + x_W) / 2. \quad (10)$$

Температуры жидкости t'_x и t''_x и пара t'_y и t''_y , К, определяют по их средним составам с помощью $t - x - y$ - диаграммы. Объемные расходы пара, м³/с:

$$V' = 22,4G \frac{t'_y P_0}{t_0 P}; \quad (11)$$

$$V'' = 22,4G \frac{t''_y P_0}{t_0 P}, \quad (12)$$

где $P_0 = 1,013 \cdot 10^5$ Па;

$t_0 = 273$ К;

P – давление в колонне, Па.

Средние массовые расходы жидкости рассчитывают по формуле для верха и низа колонны соответственно, кг/с:

$$L' = RG_D \frac{M'_x}{M_D}; \quad (13)$$

$$L'' = RG_D \frac{M''_x}{M_D} + G_F \frac{M''_x}{M_F}, \quad (14)$$

где M'_x , и M''_x – средние молярные массы жидкости вверху и внизу колонны соответственно, кг/кмоль;

M_D и M_F – молярные массы дистиллята и исходной смеси соответственно, кг/кмоль.

Средняя плотность пара вверху и внизу колонны соответственно, кг/м³:

$$\rho'_{\text{п}} = \frac{M'_y}{22,4} \cdot \frac{t_0 P}{t'_y P_0}; \quad (15)$$

$$\rho''_{\text{п}} = \frac{M''_y}{22,4} \cdot \frac{t_0 P}{t''_y P_0}, \quad (16)$$

где M'_y и M''_y – средние молекулярные массы пара вверху и внизу колонны соответственно, кг/м³.

Среднюю плотность жидкостей вверху и внизу колонны определяют по справочникам или рассчитывают их по составам $x'(x'')$ и температуре $t'(t'')$.

Расчет рабочей скорости пара в тарельчатых ректификационных колоннах выполняют таким же образом, как и рабочей скорости газа в тарельчатых абсорберах (см. пояснения к п. 3 «Рекомендации к выбору и расчетам абсорберов»). Рабочую скорость пара в насадочной ректификационной колонне можно определить с использованием уравнения (6.9) из [3]. Диаметр колонны определяют отдельно для верхней и нижней ее частей, вместо расхода газа в уравнение подставляют расход пара. Если рассчитанные диаметры верхней и нижней частей колонны близкие (разность не превышает 0,2 м), то принимают постоянный по всей высоте колонны диаметр. Если разность рассчитанных диаметров колонны больше, то последнюю принимают с разными диаметрами верхней и нижней частей. Соответственно рекомендациям к п. 3 «Рекомендации к выбору и расчетам абсорберов» делают перерасчет скорости пара на стандартизованные диаметры.

К п. 4. Высоту тарельчатой колонны проще всего определить через количество теоретических тарелок и их эффективность (см. пояснения к п. 4 «Рекомендации к выбору и расчетам абсорберов»). Эффективность тарелок при ректификации можно найти по графической зависимости $\eta = f(\alpha \mu_x)$, где α – относительная летучесть компонентов смеси; μ_x – динамическая вязкость жидкой смеси, мПа·с. Названные графики представлены на рис. 11.28 [8], 6.5 [1], 7.4 [2].

Количество теоретических тарелок и η определяют отдельно для верха и низа колонны. При этом α и μ берут для составов жидкостей x' и x'' при температурах t'_x и t''_x соответственно.

Количество тарелок можно определить также с помощью других методик, (см. уравнения (6.30–6.38) из пособия [3]).

При расчетах высоты насадочных колонн обычно определяют количество единиц переноса n_{Oy} , их высоту h_{Oy} . Методика и пример расчетов высоты насадочной колонны даны в пособии [3] на с. 232–235.

Расчет высоты верхней и нижней частей колонны отдельно позволяет определить местонахождение штуцера для подвода исходной смеси, а также они необходимы для расчетов гидравлического сопротивления аппарата, (рас-

чет для верха и низа ведется отдельно из-за значительного отличия расходов жидкости в этих частях колонны).

Определение общей высоты колонны аналогично расчетам общей высоты абсорбера (см. рекомендации к п. 4 «Рекомендации к выбору и расчетам абсорберов») [4].

К п. 5. Расчет гидравлического сопротивления верхней и нижней частей колонны выполняют отдельно для каждой из них. Общее гидравлическое сопротивление колонны складывается из гидравлического сопротивления ее верха и низа.

Гидравлическое сопротивление тарелок (насадки) рассчитывают согласно рекомендациям к п. 5 «Рекомендации к выбору и расчетам абсорберов». В связи с тем, что плотность орошения для насадочных ректификационных колонн небольшая, гидравлическое сопротивление смоченной насадки можно рассчитать по уравнению [3,7]:

$$\Delta P_{\text{см}} = \Delta P_{\text{с}} \cdot 10^{bU}, \quad (17)$$

где b – коэффициент, величина которого зависит от типа и размера насадки.

К п. 6. Рассчитывают размеры штуцеров для подвода исходной смеси, флегмы, отвода пара и кубового остатка. Штуцеры для выхода кубового остатка в кипятильник и входа парожидкостной смеси берут соответственно штуцерам кипятильника. При расчетах придерживаются рекомендаций к п. 6 «Рекомендации к выбору и расчетам абсорберов».

К п. 7. Рассчитывают тепловую мощность подогревателя исходной смеси Q_F , холодильников для охлаждения кубового остатка Q_W , для охлаждения дистиллята Q_D , дефлегматора $Q_{\text{д}}$ и кипятильника $Q_{\text{к}}$ (в Вт).

Тепловая мощность (без учета потерь тепла):

1) подогревателя исходной смеси

$$Q_F = G_F c_F (t_F - t_{F\text{н}}); \quad (18)$$

2) холодильника кубового остатка

$$Q_W = G_W c_W (t_W - t_{W\text{к}}); \quad (19)$$

3) холодильника дистиллята

$$Q_D = G_D c_D (t_D - t_{D\text{к}}); \quad (20)$$

4) дефлегматора

$$Q_{\text{д}} = G_D (R + 1) r_D; \quad (21)$$

5) кипятильника

$$Q_k = Q_d + G_D c_D t_D + G_W c_W t_W - G_F c_F t_F. \quad (22)$$

Обозначения в уравнениях (18)–(22): c_F , c_W , c_D – удельная теплоемкость исходной смеси, кубового остатка и дистиллята соответственно, Дж/(кг·К); t_F , t_{FH} , t_W , t_{WK} , t_D , t_{DK} – температуры исходной смеси на входе в колонну и начальная, кубового остатка на выходе из колонны и конечная, дистиллята на выходе из дефлегматора и конечная соответственно, °С; r_D – удельная теплота конденсации паров дистиллята, Дж/кг.

Величины температур определяют: t_{FH} – из задания; t_F и t_W – как температуры кипения исходной смеси и кубового остатка; t_D – как температуру конденсации дистиллята; t_{WK} и t_{DK} – принимают в пределах 300–310 К. Значения c_F , c_W , c_D , r_D находят соответственно составу смесей и их температур.

Тепло на подогрев исходной смеси Q_F можно частично или полностью получить за счет отбора теплоты кубового остатка Q_W или теплоты конденсации пара дистиллята и флегмы Q_d . Вывод и соответствующие расчеты проводят, опираясь на анализ величин тепловых мощностей и температур потоков.

Расчитанные согласно с рекомендациями этого пункта тепловые мощности являются базой для подбора конкретных теплообменников ректификационной установки и расчетов расходов греющих и охлаждающих теплоносителей в них.

ЛИТЕРАТУРА

1. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. Н. Флисюк и др. – СПб.: Химия, 1993.
2. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1987.
3. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/ Под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991.
4. Колонные аппараты. Каталог. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1987.
5. Коган В. Б., Фридман В. М., Кафаров В. В. Равновесие между жидкостью и паром: В 2-х кн. – М. – Л.: Наука, 1966.
6. Людмирская Г. С., Барсукова Т. А., Богомольный В. М. Равновесие жидкость – пар. – Л.: Химия, 1987.
7. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973.
8. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача. – М.: Химия, 1982.