

$$Z_{\text{эл}} = \left( \frac{G_D}{G_F} \right) H_{\text{об}} C_{\text{эл}} / (3600 \eta),$$

где  $C_{\text{эл}}$  – стоимость 1 кВт·ч электроэнергии;  $\eta = 0,85$  – КПД электродвигателя.

10. Рассчитываются приведенные затраты на разделение:

$$Z_{\text{пр}} = Z_{\text{эл}} + Z_{\text{охл}} + Z_{\text{нагр}} + 0,17K/G_F.$$

### Технико - экономический анализ проекта и выбор оптимального варианта аппарата

На основе технического задания на проектирование производится несколько вариантов расчета колонны с различными типами контактных устройств, и в каждом варианте определяются приведенные затраты на разделение смеси. По сумме приведенных затрат на реализацию каждого варианта проекта выбирается оптимальный вариант аппарата.

#### 5.3. Примеры расчетов тарельчатой ректификационной колонны с различными тарелками [22]\*

Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми, клапанными и колпачковыми тарелками для разделения под атмосферным давлением,  $F=13000$  кг/ч, жидкой смеси, содержащей 50 % (масс.) бензола и 50 % (масс.) хлороформа. Требуемое содержание хлороформа в дистилляте  $\bar{x}_D=97$  % (масс.), требуемое содержание бензола в кубовом остатке 98 % (масс.). Исходная смесь перед подачей в колонну подогревается до температуры кипения. Греющий пар имеет давление  $P_{\text{изб}}=3$  кгс/см<sup>2</sup> (0,3 МПа). В расчет входит определение расходов дистиллята, кубового остатка, флегмового числа, греющего пара, охлаждающей воды и определение основных размеров колонны  $D$  и  $H$ . Определение числа тарелок выполнить графически – методом теоретической тарелки.

\*Расчеты выполнены Ю.М. Демидовой и Е.С. Сергеевой

Схема ректификационной установки дана на рис. 3.14.

### Материальный баланс

Обозначим массовый расход дистиллята через  $D$  кг/ч, кубового остатка через  $W$  кг/ч.

Из уравнений материального баланса (3.8) и (3.9)

$$F = D + W = 13000;$$

$$D \cdot 0,97 + W \cdot 0,02 = 13000 \cdot 0,5$$

находим  $D = 6568,42$  кг/ч,  $W = 6431,58$  кг/ч.

Для дальнейших расчетов выразим концентрации питания, дистиллята и кубового остатка в мольных долях по выражению (5.1).

Питание

$$x_F = \frac{\bar{x}_F / M_1}{x_F + \frac{100 - \bar{x}_F}{M_2}} = \frac{50 / 119,38}{\frac{50}{119,38} + \frac{50}{78,11}} = 0,396$$

$M_1 = 119,38$ ;  $M_2 = 78,11$  (табл. 1 приложения)

Дистиллят:

$$x_D = \frac{\bar{x}_D / M_1}{x_D + \frac{100 - \bar{x}_D}{M_2}} = \frac{97 / 119,38}{\frac{97}{119,38} + \frac{3}{78,11}} = 0,955$$

Кубовый остаток:

$$x_W = \frac{\bar{x}_W / M_1}{x_W + \frac{100 - \bar{x}_W}{M_2}} = \frac{2 / 119,38}{\frac{2}{119,38} + \frac{98}{78,11}} = 0,013$$

Рассчитывается относительный мольный расход питания (5.2):

$$f = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0,955 - 0,013}{0,396 - 0,013} = 2,45.$$

Кривая равновесия (рис. 5.10), построенная по табличным данным (табл. 2 приложения) точек перегиба не имеет.

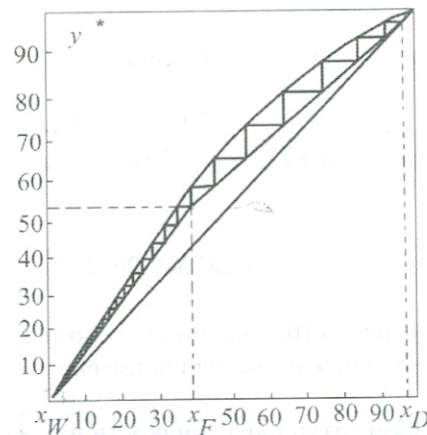


Рис. 5.10. Графическое определение числа теоретических тарелок

Поэтому определяется минимальное флегмовое число по уравнению (3.15):

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,955 - 0,54}{0,54 - 0,396} = 2,882,$$

где 0,54 – мольная доля хлороформа в паре, равновесном с жидкостью питания, определяем по диаграмме  $y^*-x$  (рис. 5.10).

Рабочее число флегмы находится по уравнению (3.16):

$$R = 1,3R_{\min} + 0,3 = 1,3 \cdot 2,882 + 0,3 = 4,046.$$

Составляются уравнения рабочих линий (раздел 3.3.2 и 5.1):

а) верхней (укрепляющей) части колонны

$$Y = \frac{R}{R+1} X + \frac{x_D}{R+1} = \frac{4,046}{5,046} X + \frac{0,955}{5,046};$$

$$Y = 0,802X + 0,189;$$

По этому уравнению строится рабочая линия в верхней секции колонны (рис. 5.10).

б) нижней (исчерпывающей) части колонны

$$Y = \frac{R+f}{R+1} X - \frac{f-1}{R+1} x_W = \frac{4,046+2,45}{5,046} X - \frac{2,45-1}{5,046} \cdot 0,013;$$

$$Y = 1,287X - 0,0037.$$

По графику (рис. 5.10) находится число теоретических тарелок: в верхней секции – 8; в нижней секции примерно – 17.

### Расчет температур пара, жидкости и плотности смеси

Рассчитываются средние концентрации жидкости (5.5):

а) в верхней части колонны:

$$X'_{cp} = (x_F + x_D)/2 = (0,396 + 0,955)/2 = 0,6755;$$

б) в нижней части колонны

$$X''_{cp} = (x_F + x_W)/2 = (0,396 + 0,013)/2 = 0,2045;$$

Средние концентрации пара вычисляются по уравнениям рабочих линий:

а) в верхней части колонны

$$Y'_{cp} = 0,802X'_{cp} + 0,189 = 0,802 \cdot 0,6755 + 0,189 = 0,7308;$$

б) в нижней части колонны

$$Y''_{cp} = 1,287X''_{cp} - 0,0037 = 1,287 \cdot 0,2045 - 0,0037 = 0,2593$$

По диаграмме  $t - x, y$  (рис. 5.11) построенной по табл. 2 приложения определяются средние температуры пара и жидкости:

а) при  $X'_{cp} = 0,6755$ ,  $t'_{cp} = 71,4^\circ \text{C}$ , при  $Y'_{cp} = 0,7308$ ,  $t'_{cp} = 73^\circ \text{C}$ ,

б) при  $X''_{cp} = 0,2045$ ,  $t''_{cp} = 78,2^\circ \text{C}$ , при  $Y''_{cp} = 0,2593$ ,  $t''_{cp} = 78^\circ \text{C}$ ,

при  $x_F = 0,396$ ,  $t_F = 77,3^\circ \text{C}$ ;  $x_D = 0,955$ ,  $t_D = 66,1^\circ \text{C}$ ;  $x_W = 0,013$ ,

$t_W = 80,5^\circ \text{C}$ .

Средние молярные массы и плотности пара:

а) для верхней секции:

$$M_{cp} = M_1 Y_{cp} + M_2 (1 - Y_{cp})$$

$$M_{cp} = 119,38 \cdot 0,7308 + 78,1 \cdot (1 - 0,7308) = 108,27 \text{ кг/кмоль}$$

По формуле (5.6) определяем среднюю плотность пара в А секции:

$$\rho_{п} = \frac{M_{cp} T_0}{22,4 T'_{cp}} = \frac{108,27 \cdot 273}{22,4 \cdot (73 + 273)} = 3,81 \text{ кг/м}^3.$$

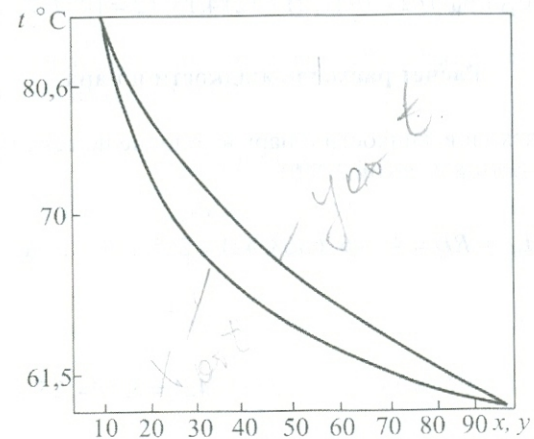


Рис. 5.11.  $t - x, y$  - диаграмма



б) для нижней секции

$$M_{cp} = 119,38 \cdot 0,2593 + 78,1 \cdot (1 - 0,2593) = 88,8 \text{ кг/кмоль,}$$

$$\rho_{п} = \frac{M_{cp} T_0}{22,4 T_{cp}} = \frac{88,8 \cdot 273}{22,4 \cdot (78 + 273)} = 3,08 \text{ кг/м}^3.$$

Рассчитываются плотности жидкой фазы на верхней тарелке и в кубе (5.7):

$$\rho_{см} = \frac{\rho_1 \rho_2}{X_1 \rho_1 + (1 - X_1) \rho_2},$$

$$а) \rho_D = \frac{1389 \cdot 815}{0,6755 \cdot 1389 + (1 - 0,6755) \cdot 815} = 941,21 \text{ кг/м}^3,$$

$$б) \rho_W = \frac{1389 \cdot 815}{0,2045 \cdot 1389 + (1 - 0,2045) \cdot 815} = 1214,13 \text{ кг/м}^3.$$

Средняя плотность жидкости в колонне (5.8):

$$\rho_{ж} = (\rho_D + \rho_W) / 2 = (941,21 + 1214,13) / 2 = 1077,7 \text{ кг/м}^3.$$

### Расчет расходов жидкости и пара

Расчет расходов жидкости и пара в колонне по секциям

а) расход жидкости в А секции (5.9):

$$L_A = RD = 4,046 \cdot 6568,421 = 26575,83 \text{ кг/ч.}$$

расход пара

$$G_A = L_A + D = 26575,83 + 6568,421 = 33144,25 \text{ кг/ч.}$$

б) расход жидкости в Б секции (5.10):

$$L_B = L_A + F = 26575,83 + 13000 = 39575,83 \text{ кг/ч,}$$

расход пара

$$G_B = L_B - W = 39575,83 - 6431,58 = 33144,25 \text{ кг/ч}$$

$$(1 + R)D = (1 + 4,046)6568,421 = 33144,25 \text{ кг/ч.}$$

### Тепловой расчет

Из табл. 4 прил. при температуре дистиллята  $t_D$  находится удельная теплота конденсации компонентов смеси  $r_1, r_2$ :

$$r_1 = 354,4 \text{ кДж/кг, } r_2 = 408,5 \text{ кДж/кг.}$$

Рассчитывается удельная теплота конденсации смеси

$$r_{\phi} = X_1 r_1 + (1 - X_1) r_2 = 0,97 \cdot 354,4 + (1 - 0,97) \cdot 408,5 = 356,02 \text{ кДж/кг.}$$

Находится расход теплоты, отдаваемого охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе:

$$Q_D = G_A r_D / 3600 = 33144,25 \cdot 356,02 \cdot 10^3 / 3600 = 3277782,19 \text{ Вт.}$$

При соответствующих температурах, находятся теплоемкости компонентов смеси (табл. 5 прил.).

$$t_F = 77,3 \text{ } ^\circ\text{C} \quad C_1 = 1,10 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}, C_2 = 2,019 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К).}$$

$$t_D = 66,1 \text{ } ^\circ\text{C} \quad C_1 = 1,00 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}, C_2 = 1,96 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К).}$$

$$t_W = 80,5 \text{ } ^\circ\text{C} \quad C_1 = 1,12 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}, C_2 = 2,02 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К).}$$

Вычисляется теплоемкость смеси Дж/(кг·К) в жидкой фазе по уравнению (3.18):

$$C_{см} = C_1 \bar{X}_1 + C_2 (1 - \bar{X}_1);$$



$$C_W = 1120 \cdot 0,02 + 2020(1 - 0,02) = 2002 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Рассчитывается количество теплоты, получаемой в кубе-испарителе от греющего пара (из уравнения теплового баланса ректификационной колонны) (3.17)

$$Q_k = W(C_W t_W - C_F t_F) + DRr_\phi + D(H_G - C_F t_F) + Q_{\text{пот}};$$

$$Q_k = 1,03/3600[6431,58(2 \cdot 80,5 - 1,56 \cdot 77,3) + 6568,42 \times \\ \times 4,046 \cdot 356,02 + 6568,42(432,7 - 1,56 \cdot 77,3)] = 3351,8 \text{ кВт}$$

$$H_G = r_\phi + C_D t_D = 356,02 + 1,16 \cdot 66,1 = 432,7 \text{ кДж}/\text{кг}$$

$$Q_k = Q_D + DC_D t_D + WC_W t_W - FC_F t_F + Q_{\text{пот}} =$$

$$= 1,03 \cdot (3277782,19 + 6568,42 \cdot 1029 \cdot 66,1/3600 + 6431,58 \cdot 2002 \cdot 80,5/3600 - \\ - 13000 \cdot 1559 \cdot 77,3/3600) = 3376091 \text{ Вт} = 3376,091 \text{ кВт}$$

где  $Q_{\text{пот}}$  – потери теплоты (принимаются равными 3% от полезно затрачиваемого тепла).

Определяется, расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята по уравнению (3.24)

$$Q'_D = DC'_D(t_D - t_{D,\text{кон}})/3600 = 6568,42 \cdot 1,060(66,1 - 25)/3600 = 79,5 \text{ кВт},$$

где  $C'_D$  – удельная теплоемкость дистиллята при средней температуре находится по уравнению

$t_{D,\text{кон}}$  – конечная температура дистиллята на выходе из холодильника, °С. Принята 25 °С.

Определяется расход теплоты в подогревателе исходной смеси по уравнению (3.21):

Потери теплоты в окружающую среду принято 5%.

$$Q'_F = 1,05FC'_F(t_F - t_0)/3600 =$$

$$= 1,05 \cdot 13000 \cdot 1,465 \cdot (77,3 - 18)/3600 = 329,4 \text{ кВт},$$

где  $C'_F$  – удельная теплоемкость исходной смеси при средней температуре:

$$t_{F,\text{cp}} = \frac{t_F + t_{F,\text{нач.}}}{2} = \frac{77,3 + 18}{2} = 48 \text{ °}; \quad C'_F = 1465 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

$t_{F,\text{нач.}}$  – начальная температура смеси на входе в подогреватель, °С. Принята 18 °С.

Рассчитывается расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка (3.25)

$$Q'_W = WC'_W(t_W - t_{W,\text{кон}})/3600 = 6431,58 \cdot 1,890(80,5 - 25)/3600 = 187,4 \text{ кВт},$$

где  $C'_W$  – удельная теплоемкость кубового остатка при средней температуре  $t_{W,\text{cp}}$

$$C'_W = 1890 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

$$t_{W,\text{cp}} = \frac{t_W + t_{W,\text{кон}}}{2} = \frac{80,5 + 25}{2} = 52,7 \text{ °С},$$

где  $t_{W,\text{кон}}$  – конечная температура кубового остатка в холодильнике принята 25 °С.

### Расчет расходов греющего пара и охлаждающей воды

Теплота конденсации греющего водяного пара  $r_{гп}=2171$  кДж/кг.

Рассчитывается расход греющего водяного пара заданного давления:

а) в кубе испарителя (3.20):

$$G_{гп1} = \frac{Q_K}{r_{гп}} = \frac{3351,8}{2171} = 1,54 \text{ кг/с},$$

б) в подогревателе исходной смеси (3.21):

$$G_{гп2} = \frac{Q'_F}{r_{гп}} = \frac{329,4}{2171} = 0,151 \text{ кг/с}.$$

Находится расход охлаждающей воды (3.22):

а) в дефлегматоре:

$$V_{B1} = \frac{Q_D}{C_B(t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}})\rho_B} = \frac{3277782,19}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0,156 \text{ м}^3/\text{с},$$

где  $\rho_B$  – плотность воды при  $20^\circ\text{C}$ ,  $\rho_B = 1000$  кг/м<sup>3</sup>;  $t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}} = 5^\circ\text{C}$ ; теплоемкость воды  $C_B = 4190$  Дж/(кг·К).

б) в водяном холодильнике дистиллята (3.24):

$$V_{B2} = \frac{Q'_D}{C_B(t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}})\rho_B} = \frac{79500}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0,0038 \text{ м}^3/\text{с},$$

в) в водяном холодильнике кубового остатка (3.25):

$$V_{B3} = \frac{Q'_W}{C_B(t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}})\rho_B} = \frac{187400}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0,0090 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Определяется общая потребность греющего пара и охлаждающей воды для работы ректификационной установки:

а) расход греющего пара:

$$G_{гп} = 3600(G_{гп1} + G_{гп2}) = 3600(1,54 + 0,151) = 6087,6 \text{ кг/ч};$$

б) расход охлаждающей воды при нагреве на  $5^\circ\text{C}$ :

$$V_B = 3600(V_{B1} + V_{B2} + V_{B3}) = 3600(0,156 + 0,0038 + 0,0090) = 607,7 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расходы греющего пара и охлаждающей воды необходимы для расчета теплообменных аппаратов ректификационной установки и оценки ее энергетической эффективности.

### Расчет физических характеристик компонентов смеси

При средней температуре жидкой фазы в А и Б-секциях выбираются значения коэффициентов поверхностного натяжения 1-го и 2-го компонентов, (табл. 9 приложения).

$$\sigma_1 = 20,62 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}, \quad \sigma_2 = 21,3 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}.$$

Поверхностное натяжение жидкости по А и Б – секциям (5.14):

$$\text{а) } \sigma = [\sigma_1 \bar{X}_1 + \sigma_2(1 - \bar{X}_1)] = 0,001[20,62 \cdot 0,6755 + 21,3 \cdot 0,3245] = 0,0208 \text{ Н/м},$$

$$\text{б) } \sigma = [\sigma_1 \bar{X}_1 + \sigma_2(1 - \bar{X}_1)] = 0,001[20,62 \cdot 0,2045 + 21,3 \cdot 0,7955] = 0,0212 \text{ Н/м},$$

Коэффициенты динамической вязкости компонентов смеси  $\mu_1, \mu_2$ , (табл. 7 приложения).

$$\mu_1 = 0,322 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с}, \quad \mu_2 = 0,306 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с}, \text{ при средней температуре } 71,4^\circ\text{C}.$$

Коэффициент динамической вязкости смеси жидкой фазы находится по уравнению (5.15):

$$\mu_{см} = \mu_1^{X_{cp}} \mu_2^{(1-X_{cp})},$$

$$\mu_{см} = (0,322 \cdot 10^{-3})^{0,6755} (0,306 \cdot 10^{-3})^{(1-0,6755)} = 0,00032 \text{ Па·с},$$

$$\mu_1 = 0,39 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с}; \quad \mu_2 = 0,33 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с}, \text{ при средней температуре } 78,2^\circ\text{C}.$$



$$\mu_{см} = (0,39 \cdot 10^{-3})^{0,2045} (0,33 \cdot 10^{-3})^{(1-0,2045)} = 0,00034 \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Коэффициент динамической вязкости паровой фазы разделяемой смеси определяется из уравнения (5.17):

$$\frac{M_{ср}}{\mu_{ср}} = \frac{Y_1 M_1}{\mu_1} + \frac{(1-Y_2)M}{\mu_2},$$

или

$$\mu_{ср} = \frac{M_{ср} \mu_1 \mu_2}{Y_1 \mu_2 M_1 + (1-Y_1) \mu_1 M_2}.$$

Коэффициенты динамической вязкости пара находятся по табл. 8 приложения  $\mu_1 = 0,0099 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ ;  $\mu_2 = 0,0086 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  при температуре  $73 \text{ }^\circ\text{C}$ .

а)

$$\mu_{ср} = \frac{108,27 \cdot 0,0099 \cdot 0,0086 \cdot 10^{-6}}{0,7308 \cdot 0,0086 \cdot 10^{-3} \cdot 119,38 + (1-0,7308)0,0099 \cdot 10^{-3} \cdot 78,1} =$$

$$= 9,62 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с};$$

Коэффициент динамической вязкости пара при температуре  $78 \text{ }^\circ\text{C}$  равен:

$$\mu_1 = 0,0098 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; \quad \mu_2 = 0,0078 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с},$$

б)

$$\mu_{ср} = \frac{108,27 \cdot 0,0098 \cdot 0,0078 \cdot 10^{-6}}{0,2593 \cdot 0,0078 \cdot 10^{-3} \cdot 119,38 + (1-0,2593)0,0098 \cdot 10^{-3} \cdot 78,1} =$$

$$= 10,23 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

## Гидравлический расчет колонны с ситчатыми тарелками

### Расчет максимальной скорости пара в колонне

Определяется максимальная скорость паровой фазы, м/с, по А и Б – секциям по уравнению (5.18):

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}}.$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)].$$

Расстояние между тарелками принимается равным 450 мм. В соответствии с рис. 5.3. находится значение  $C_1 = 560$

а) для верхней секции по (5.18) – (5.20) вычисляется:

$$\begin{aligned} \lambda &= \frac{0,655 L_{\Delta}}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п}) / \rho_{п}}} = \\ &= \frac{0,655 \cdot 26575,83}{941,21} \sqrt{\frac{1,2 \cdot 560}{8699,28} \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}}} = 20,36, \end{aligned}$$

$$V = \frac{G_{ПА}}{\rho_{п}} = \frac{33144,25}{3,81} = 8699,28 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,2 \cdot 560 - 5(20,36 - 35)] = 0,063,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} = 0,063 \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}} = 0,98 \text{ м/с}.$$

б) аналогично для нижней секции



$$\lambda = \frac{0,655L_B}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п})/\rho_{п}}} =$$

$$= \frac{0,655 \cdot 39575,83}{1214,13} \sqrt{\frac{1,2 \cdot 560}{10761,12} \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}}} = 23,76,$$

$$V = \frac{G_{ПБ}}{\rho_{п}} = \frac{33144,26}{3,08} = 10761,12 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,2 \cdot 560 - 5(23,76 - 35)] = 0,0616,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} = 0,0616 \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}} = 1,2 \text{ м/с}.$$

#### Определение диаметра аппарата

По значению  $\omega_{\max}$  рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны (5.21):

$$\text{а) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600 \pi \omega_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,98}} = 1,77 \text{ м},$$

$$\text{б) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600 \pi \omega_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,2}} = 1,78 \text{ м}.$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем  $D_{\text{к}} = 1,8 \text{ м}$  (табл.11 прил.).

По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости пара в секциях колонны (5.22):

$$\text{а) } \omega_{п} = \frac{4V}{3600 \pi D_{\text{к}}^2} = \frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 0,95 \text{ м/с},$$

$$\text{б) } \omega_{п} = \frac{4V}{3600 \pi D_{\text{к}}^2} = \frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 1,175 \text{ м/с}.$$

Определяются конструктивные параметры ситчатой тарелки диаметром 1,8 м (табл. 11 прил.). Высота сливного порога принимается равной 40 мм.

#### Расчет гидравлического сопротивления ситчатой тарелки

Находится сопротивление сухой тарелки по зависимости (5.23):

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{п}, \text{ Па.}$$

$$\omega_0 = 100 \omega_{п} / F_{\text{св}},$$

$F_{\text{св}}$  - относительная свободная площадь тарелки, %.

$$\text{а) } \omega_0 = 100 \cdot 0,95 / 8 = 11,87 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 1,82 \frac{11,87^2}{2} \cdot 3,81 = 488,5 \text{ Па}.$$

$$\text{б) } \omega_0 = 100 \cdot 1,175 / 8 = 14,69 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 1,82 \frac{14,69^2}{2} \cdot 3,08 = 604,8 \text{ Па}.$$

Для ситчатой тарелки учитывается сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения (5.24):

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4000 \sigma_{\text{см}}}{d_0}, \text{ Па},$$

$$\text{а) } \Delta P_{\sigma} = \frac{4000 \cdot 0,0208}{4} = 20,8 \text{ Па}, \text{ б) } \Delta P_{\sigma} = \frac{4000 \cdot 0,0212}{4} = 21,2 \text{ Па}.$$

Определяется расход жидкости на единицу периметра слива (5.25):

$$L_V = \frac{Q_{ж}}{\rho_{ж} B}, \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч}).$$

$$\text{а) } L_V = \frac{26575,83}{941,21 \cdot 1,52} = 18,57 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч},$$

$$\text{б) } L_V = \frac{39575,83}{1214,13 \cdot 1,52} = 21,44 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}.$$

Коэффициент  $K_2$ , учитывает сжатие потока жидкости.

Т.к. диаметр аппарата для верхней и нижней частей колонны одинаковый и равен  $D_K=1,8$  м, то

$$B/D_K=1,52/1,8=0,844, K=1,01.$$

Подпор жидкости над сливным устройством будет равен (5.26):

$$\text{а) } \Delta h = 3,2K_2L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 18,57^{2/3} = 22,62 \text{ мм},$$

$$\text{б) } \Delta h = 3,2K_2L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 21,44^{2/3} = 24,94 \text{ мм}.$$

Высота парожидкостного слоя на тарелке равна:

$$\text{а) } h_{ПЖ} = h_{П} + \Delta h = 0,04 + 0,0226 = 0,0626 \text{ м},$$

$$\text{б) } h_{ПЖ} = h_{П} + \Delta h = 0,04 + 0,0249 = 0,0649 \text{ м}.$$

Сопротивление парожидкостного слоя на ситчатой тарелке (5.28):

$$\Delta P_{ПЖ} = 1,3h_{ПЖ}K\rho_{ж}g, \text{ Па}.$$

$$\text{а) } \Delta P_{ПЖ} = 1,3 \cdot 0,0626 \cdot 0,5 \cdot 941,21 \cdot 9,81 = 375,9 \text{ Па},$$

$$\text{б) } \Delta P_{ПЖ} = 1,3 \cdot 0,0649 \cdot 0,5 \cdot 1214,33 \cdot 9,81 = 502,53 \text{ Па}.$$

Общее гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки (5.30):

$$\text{а) } \Delta P_c = 488,5 + 20,8 + 375,9 = 885,2 \text{ Па},$$

$$\text{б) } \Delta P_c = 604,8 + 21,2 + 502,53 = 1128,5 \text{ Па}.$$

Общее гидравлическое сопротивление колонны составит (5.31)

$$\Delta P_K = \Delta P_c n, \text{ Па},$$

где  $n$  – число реальных тарелок

$$\text{а) } \Delta P_K = 885,2 \cdot 18 = 15933,6 \text{ Па},$$

$$\text{б) } \Delta P_K = 1128,5 \cdot 37 = 41755,61 \text{ Па}.$$

### Расчет межтарельчатого уноса жидкости

Определяется коэффициент  $m$ , используемый в формуле для уноса жидкости (5.32)

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left( \frac{\sigma}{\rho_{П}} \right)^{0,295} \left( \frac{\rho_{ж} - \rho_{П}}{\mu_{П}} \right)^{0,425},$$

$$\text{а) } m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left( \frac{0,0208}{3,81} \right)^{0,295} \left( \frac{941,21 - 3,81}{9,62 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,614,$$

$$\text{б) } m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left( \frac{0,0212}{3,08} \right)^{0,295} \left( \frac{1214,13 - 3,08}{10,23 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,714.$$

Унос жидкости с тарелки находится по формуле (5.33):

$$e = \frac{A(0,052h_{\delta} - 1,72)}{H^{\beta} \psi^2} \left( \frac{\omega_{П}}{\varepsilon_{ПР} m} \right)^{3,7}, \text{ кг/кг},$$

Унос жидкости не должен превышать 0,1 кг/кг. При повышенном уносе жидкости расстояние между тарелками следует увеличить.

$$a) e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,9^2} \left( \frac{0,95}{0,55 \cdot 0,614} \right)^{3,7} = 0,055 \text{ кг/кг},$$

$$б) e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,9^2} \left( \frac{1,175}{0,55 \cdot 0,714} \right)^{3,7} = 0,069 \text{ кг/кг}.$$

### Проверка работоспособности ситчатых тарелок

Сопротивление движению жидкости в переливе равно (5.35):

$$\Delta P_{жп} = Kg \left( \frac{L_V}{3600a} \right)^2, \text{ Па},$$

$$a) \Delta P_{жп} = Kg \left( \frac{L_V}{3600a} \right)^2 = 250 \cdot 9,81 \left[ \frac{18,57}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 40,8 \text{ Па},$$

$$б) \Delta P_{жп} = Kg \left( \frac{L_V}{3600a} \right)^2 = 250 \cdot 9,81 \left[ \frac{21,44}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 54,4 \text{ Па}.$$

Высота слоя не вспененной жидкости в сливном устройстве равна (5.36):

$$h' = h_{п} + \Delta h + \Delta + \left( 10^3 \frac{\Delta P_c}{\rho_{ж}} + \Delta P_{жп} \right) \frac{1}{g}, \text{ мм},$$

$$a) h' = 40 + 22,6 + \left( 10^3 \frac{885,2}{941,21} + 40,8 \right) \frac{1}{9,81} = 162,63 \text{ мм},$$

$$б) h' = 40 + 24,9 + \left( 10^3 \frac{1128,5}{1214,13} + 54,4 \right) \frac{1}{9,81} = 192,6 \text{ мм}.$$

Величина вылета ниспадающей струи в переливе (5.37):

$$y = \left( 4,5 \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{п} + 1,7 \Delta h - h')}, \text{ м}, [L_V] = \text{м}^3/\text{м} \cdot \text{с}.$$

а)

$$y = \left( 4,5 \frac{18,57}{0,022 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,022 - 0,162)} = 0,19 \text{ м},$$

б)

$$y = \left( 4,5 \frac{21,44}{0,025 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,025 - 0,192)} = 0,18 \text{ м}.$$

Высота парожидкостного слоя в переливе (5.38)

$$H'_{п} = \frac{h'}{\rho_{п}}, \text{ мм},$$

$$a) H'_{п} = \frac{h'}{\rho_{п}} = \frac{162,63}{0,65} = 250,2 \text{ мм}; б) H'_{п} = \frac{h'}{\rho_{п}} = \frac{192,6}{0,65} = 296,3 \text{ мм}.$$

Максимальная ширина сливного устройства равна (5.39):

$$S = \frac{1}{2} \left( D - \sqrt{D^2 - B^2} \right), \text{ м},$$

где  $B$  – периметр слива, м.



$$S = \frac{1}{2} (1,8 - \sqrt{1,8^2 - 1,52^2}) = 0,42 \text{ м.}$$

Определяется минимальная допустимая скорость пара в колонне, м/с, с ситчатыми тарелками, при которой участвуют в работе все отверстия контактного устройства по уравнению (5.40):

$$\omega_{\min} = 0,0067 F_{\text{св}} \sqrt{\frac{g \rho_{\text{ж}} h_{\text{плж}}}{\xi \rho_{\text{п}}}},$$

$$\text{а) } \omega_{\min} = 0,0067 \cdot 8 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 941,21 \cdot 0,063}{1,82 \cdot 3,81}} = 0,49 \text{ м/с,}$$

$$\text{б) } \omega_{\min} = 0,0067 \cdot 8 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 1214,13 \cdot 0,065}{1,82 \cdot 3,08}} = 0,62 \text{ м/с.}$$

Диапазон устойчивости работы тарелок в секциях колонны  $N = \omega_{\text{п}}/\omega_{\min}$  указывает, во сколько раз можно изменить производительность колонны без заметного понижения эффективности разделения.

Осуществляется проверка условий работоспособности ситчатых тарелок колонны.

Выбранные ситчатые тарелки диаметром 1,8 м обеспечивают выполнение условий работоспособности контактных устройств в А и Б секциях колонны:

- высота парожидкостного слоя  $H'_{\text{п}}$  в переливе меньше расстояния между тарелками;
- вылет струи  $u$  меньше ширины перелива  $S$ ;
- диапазон устойчивой работы ситчатых тарелок  $N = \omega_{\text{п}}/\omega_{\min} > 1$  и составляет от 2 до 3.

### Расчет числа реальных тарелок

По справочным данным (табл. 1 прил.) или расчетным путем находится мольный объем 1-го компонента  $v_1$ , см<sup>3</sup>/моль.

Мольный объем хлороформа составляет 90,3 см<sup>3</sup>/моль.

Рассчитывается коэффициент диффузии в жидкой фазе (5.44), м<sup>2</sup>/с

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta M_1)^2 (t + 273)}{\mu v_1^{0,6}},$$

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(1 \cdot 119,38)^{1/2} \cdot (71,4 + 273)}{0,322 \cdot 90,3^{0,6}} = 5,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2$$

Рассчитывается средний КПД ситчатой тарелки по эмпирическому выражению (5.45):

$$\eta_0 = 0,068 K_1^{0,1} K_2^{0,115},$$

Безразмерные комплексы  $K_1$ ,  $K_2$  находятся по уравнению (5.4)

$$K_1 = \frac{\omega_{\text{п}} h_{\text{пл}} \rho_{\text{п}}}{F_{\text{св}} \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}; \quad K_2 = \frac{\sigma}{\omega_{\text{п}} \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}.$$

а) для верхней секции:

$$K_1 = \frac{0,95 \cdot 0,04 \cdot 3,81}{0,08 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 3,31 \cdot 10^5;$$

$$K_2 = \frac{0,0208}{0,95 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,4 \cdot 10^4,$$

$$\eta_0 = 0,068 (3,31 \cdot 10^5)^{0,1} (0,4 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,629.$$

б) для нижней секции:

$$K_1 = \frac{1,175 \cdot 0,04 \cdot 3,08}{0,08 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 2,57 \cdot 10^5,$$

$$K_2 = \frac{0,0212}{1,175 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,256 \cdot 10^4,$$

$$\eta_0 = 0,068 (2,57 \cdot 10^5)^{0,1} (0,256 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,58.$$

Для сравнения приведем расчет КПД клапанной тарелки по А и Б секциям с использованием диаграммы для приближенного определения среднего КПД тарелок (рис. 5.9).

Определяем относительную летучесть компонентов:

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2}, \quad \alpha = \frac{1246,6}{671,2} = 1,857,$$

где  $P_1$  и  $P_2$  – давления паров более летучего компонента (хлороформа) и менее летучего компонента (бензола) при средней температуре в колонне, соответственно (табл. 10 приложения).

Для А секции:

$$\mu = 0,32 \text{ мПа} \cdot \text{с} \quad \alpha\mu = 1,857 \cdot 0,32 = 0,594.$$

Из рис. 5.9  $\eta \approx 0,53$ .

Для Б секции:

$$\mu = 0,34 \text{ мПа} \cdot \text{с} \quad \alpha\mu = 1,857 \cdot 0,39 = 0,613.$$

Из рис. 5.9  $\eta \approx 0,55$ .

Из полученных результатов с учетом запаса выбираем меньшее КПД.

Рассчитывается число реальных тарелок:

$$n = \frac{n_T}{\eta_0},$$

а) в верхней секции  $n = \frac{8}{0,53} = 15,09$ , б) в нижней секции  $n = \frac{17}{0,55} = 30,91$ .

Число тарелок с резервом 20 % составит 18 и 37. Всего в колонне 55 тарелок.

Вычисляется высота обечайки аппарата  $H_{об}$  (5.48):

$$H_{об} = (n-1)H = (55-1)0,45 = 24,3 \text{ м}.$$

где  $H$  – межтарельчатое расстояние.

Общие виды колонн с различными типами тарелок даны в приложении.

### Гидравлический расчет ректификационной колонны с клапанными тарелками

#### Расчет максимальной скорости пара в колонне

Расстояние между тарелками принимается равным 450 мм. В соответствии с рис. 5.3 находится значение  $C_1 = 560$ .

а) для верхней секции по формулам (5.18)-(5.20) вычисляем:

$$\begin{aligned} \lambda &= \frac{0,655L_A}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п})/\rho_{п}}} = \\ &= \frac{0,655 \cdot 26575,83}{941,21} \sqrt{\frac{1,15 \cdot 560}{8699,28} \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}}} = 20, \end{aligned}$$

$$V = \frac{G_{ПА}}{\rho_{п}} = \frac{33144,25}{3,81} = 8699,28 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,15 \cdot 560 - 4(20 - 35)] = 0,0596,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} = 0,0596 \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}} = 0,935 \text{ м/с}.$$

б) аналогично для Б секции:

$$\begin{aligned} \lambda &= \frac{0,655L_B}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п})/\rho_{п}}} = \\ &= \frac{0,655 \cdot 39575,83}{1214,13} \sqrt{\frac{1,15 \cdot 560}{10761,12} \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}}} = 23,26, \end{aligned}$$

$$V = \frac{G_{\text{ПБ}}}{\rho_{\text{П}}} = \frac{33144,25}{3,08} = 10761,12 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\text{max}} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,15 \cdot 560 - 4(23,26 - 35)] = 0,0585,$$

$$\omega_{\text{max}} = C_{\text{max}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{П}}}{\rho_{\text{П}}}} = 0,0585 \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}} = 1,16 \text{ м/с}.$$

### Определение диаметра аппарата

1. По значению  $\omega_{\text{П}}$  рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны (5.21):

$$\text{а) А - секция: } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600 \pi \omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,935}} = 1,81 \text{ м}.$$

$$\text{б) Б - секция: } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600 \pi \omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,16}} = 1,812 \text{ м}.$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем  $D_{\text{к}} = 1,8 \text{ м}$  (табл. 12)

2. По значению выбранного диаметра уточняется значение рабочей скорости пара в секциях колонны:

$$\text{а) А - секция: } \omega_{\text{П}} = \frac{4V}{3600 \pi D_{\text{к}}^2} = \frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 0,95 \text{ м/с}.$$

$$\text{б) Б - секция: } \omega_{\text{П}} = \frac{4V}{3600 \pi D_{\text{к}}^2} = \frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 1,175 \text{ м/с}.$$

### Конструктивные параметры заданного типа контактного устройства

#### Расчет гидравлического сопротивления клапанной тарелки

1. Сопротивление сухой тарелки (5.23)

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\text{П}}, \text{ Па},$$

где  $\xi = 3,66$  – коэффициент сопротивления клапанной тарелки.

Скорость пара в отверстиях тарелки, м/с:

$$\omega_0 = 100 \omega_{\text{П}} / F_{\text{св}},$$

а) для верхней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \omega_{\text{П}} / F_{\text{св}} = 100 \cdot 0,95 / 8,46 = 11,23 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 3,66 \frac{11,23^2}{2} \cdot 3,81 = 879,3 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \cdot 1,175 / 8,46 = 13,89 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 3,66 \frac{13,89^2}{2} \cdot 3,08 = 1087,4 \text{ Па}.$$

2. Находится расход жидкости на единицу периметра слива (5.25):

а) для верхней части колонны:

$$L_V = \frac{L_A}{\rho_{\text{ж}} B} = \frac{26575,83}{941,21 \cdot 1,43} = 19,74 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}.$$

б) для нижней части колонны:

$$L_V = \frac{L_B}{\rho_{\text{ж}} B} = \frac{39575,83}{1214,13 \cdot 1,43} = 22,79 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}.$$

3. Рассчитывается коэффициент  $K_2$ , учитывающий сжатие потока жидкости (рис. 5.5):



а)  $B/D=1,43/1,8=0,79$ ;  $K_2=1,01$ ; б)  $B/D=1,43/1,8=0,79$ ;  $K_2=1,01$ .

4. Определяется подпор жидкости над сливным устройством (5.26):

а) для верхней части колонны:

$$\Delta h = 3,2K_2L\sqrt[2]{V} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 19,74\sqrt[2]{3} = 23,6 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta h = 3,2K_2L\sqrt[2]{V} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 22,79\sqrt[2]{3} = 25,98 \text{ мм.}$$

5. Находится высота парожидкостного слоя на тарелке:

а) для верхней части колонны:

$$h_{пж} = h_{п} + \Delta h = 0,04 + 0,0236 = 0,0636 \text{ м.}$$

б) для нижней части колонны:

$$h_{пж} = h_{п} + \Delta h = 0,04 + 0,026 = 0,066 \text{ м.}$$

6. Сопротивление слоя жидкости на клапанной тарелке рассчитывается по формуле (5.27)

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{ж} = 0,0636 \cdot 941,21 \cdot 9,81 = 587,24 \text{ Па.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{ж} = 0,066 \cdot 1214,13 \cdot 9,81 = 786,1 \text{ Па.}$$

7. Определяется общее гидравлическое сопротивление клапанной тарелки (5.29):

$$\Delta P = \Delta P_{сух} + \Delta P_{ж};$$

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P = 879,3 + 587,24 = 1466,54 \text{ Па.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P = 1087,4 + 786,1 = 1873,5 \text{ Па.}$$

8. Общее гидравлическое сопротивление колонны составит (3.31)

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{к} = \Delta P_{п} = 1466,54 \cdot 13 = 19065,02 \text{ Па.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{к} = \Delta P_{п} = 1873,5 \cdot 25 = 46837,5 \text{ Па.}$$

### Расчет межтарельчатого уноса жидкости

1. Определяется коэффициент  $m$ , используемый в формуле для уноса жидкости (5.32)

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left( \frac{\sigma}{\rho_{п}} \right)^{0,295} \left( \frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\mu_{п}} \right)^{0,425};$$

а) для верхней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left( \frac{0,0208}{3,81} \right)^{0,295} \left( \frac{941,21 - 3,81}{9,62 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,614.$$

б) для нижней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left( \frac{0,0212}{3,08} \right)^{0,295} \left( \frac{1214,13 - 3,08}{10,23 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,714.$$

2. Унос жидкости с тарелки рассчитывается по формуле (5.33):

$$e = \frac{A(0,052h_{\delta} - 1,72) \left( \frac{\omega_{\text{п}}}{\epsilon_{\text{эфф}} m} \right)^{3,7}}{H^{\beta} \psi^2};$$

а) для верхней части колонны:

$$e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72) \left( \frac{0,95}{0,58 \cdot 0,614} \right)^{3,7}}{450^{0,95} \cdot 0,8^2} = 0,057 \text{ кг/кг.}$$

б) для нижней части колонны:

$$e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72) \left( \frac{1,175}{0,58 \cdot 0,714} \right)^{3,7}}{450^{0,95} \cdot 0,8^2} = 0,07 \text{ кг/кг.}$$

Значения брызгоуноса находятся в допустимых пределах.

### Проверка работоспособности клапанных тарелок

1. Определяется сопротивление движению жидкости в переливе (5.35):

$$\Delta P_{\text{ж.п}} = K g \left( \frac{L_V}{3600 a} \right)^2;$$

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{жп}} = 250 \cdot 9,81 \left[ \frac{19,74}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 46 \text{ Па.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{жп}} = 250 \cdot 9,81 \left[ \frac{22,79}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 61,4 \text{ Па.}$$

2. Рассчитывается высота слоя не вспененной жидкости в сливном устройстве (5.36)

$$h' = h_{\text{п}} + \Delta h + \Delta + \left( 10^3 \frac{\Delta P}{\rho_{\text{ж}}} + \Delta P_{\text{ж.п}} \right) \frac{1}{g};$$

а) для верхней части колонны:

$$h' = 40 + 23,6 + \left( 10^3 \frac{1466,54}{941,21} + 46 \right) \frac{1}{9,81} = 227 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$h' = 40 + 25,98 + \left( 10^3 \frac{1873,5}{1214,13} + 61,4 \right) \frac{1}{9,81} = 275 \text{ мм.}$$

3. Величина вылета ниспадающей струи в переливе находится по формуле (5.37):

а) для верхней части колонны:

$$y = \left( 4,5 \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{\text{п}} + 1,7 \Delta h - h')};$$

$$y = \left( 4,5 \frac{19,74}{0,0236 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,0236 - 0,227)} = 0,17 \text{ м.}$$

б) для нижней части колонны:

$$y = \left( 4,5 \frac{22,79}{0,026 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,026 - 0,275)} = 0,169 \text{ м.}$$

4. Определяется высота парожидкостного слоя в переливе для А и Б секций колонны (5.38):

а) для верхней части колонны:

$$H'_{\text{II}} = \frac{h'}{\rho_{\text{II}}} = \frac{227}{0,65} = 349,2 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$H'_{\text{II}} = \frac{h'}{\rho_{\text{II}}} = \frac{275}{0,65} = 423 \text{ мм.}$$

5. Рассчитывается максимальная ширина сливного устройства (5.39):

$$S = \frac{1}{2} (D - \sqrt{D^2 - B^2}) = \frac{1}{2} (1,8 - \sqrt{1,8^2 - 1,43^2}) = 0,353 \text{ м.}$$

6. Находится минимальная допустимая скорость пара в А и Б – секциях для колонны с клапанными тарелками (5.40)

а) для верхней части колонны:

$$\omega_{\text{min}} = 0,05 F_{\text{св}} / \sqrt{\rho_{\text{II}}} = 0,05 \frac{8,46}{\sqrt{3,81}} = 0,217 \text{ м/с.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_{\text{min}} = 0,05 F_{\text{св}} / \sqrt{\rho_{\text{II}}} = 0,05 \frac{8,46}{\sqrt{3,08}} = 0,24 \text{ м/с.}$$

7. Проверяются условия работоспособности клапанных тарелок.

Выбранные клапанные тарелки диаметром 1,8 м обеспечивают выполнение условий работоспособности контактных устройств в А и Б секциях:

- высота парожидкостного слоя  $H'_{\text{II}}$  в переливе меньше расстояния между тарелками;

- вылет струи у меньше ширины перелива  $S$ ;

- диапазон устойчивой работы клапанных тарелок  $N = \omega_{\text{II}} / \omega_{\text{min}}$  находится в пределах от 3 до 4.

### Расчет числа реальных тарелок

1. Находится средний КПД клапанной тарелки (5.47)

а) для верхней части колонны:

$$\eta_0 = 0,0865 (\mu_{\text{св}} \alpha_1 - h)^{-0,245} \left( \frac{L}{V} \right)^{0,3} 10^{0,3 h_{\text{сп}}};$$

$$\eta_0 = 0,0865 (0,00034 \cdot 1,86)^{-0,245} \left( \frac{26575,83}{8699,28} \right)^{0,3} 10^{0,3 \cdot 0,04} = 0,756.$$

б) для нижней части колонны:

$$\eta_0 = 0,0865 (0,00034 \cdot 1,86)^{-0,245} \left( \frac{39575,83}{10761,12} \right)^{0,3} 10^{0,3 \cdot 0,04} = 0,799.$$

2. Рассчитывается число реальных тарелок (2.64)

а) для верхней части колонны:

$$n = \frac{n_{\text{T}}}{\eta_0} = \frac{8}{0,756} = 10,58.$$

б) для нижней части колонны:

$$n = \frac{17}{0,799} = 21,28.$$



Общее число тарелок в колонне с запасом 20% составит  $n=38$ .

3. Вычисляется высота обечайки аппарата  $H_{об}$  (5.48):

$$H_{об}=(n-1)H=(38-1)0,45=16,65 \text{ м.}$$

### Гидравлический расчет ректификационной колонны с колпачковыми тарелками

#### Расчет максимальной скорости пара в колонне

1. Расстояние между тарелками принимается равным 450 мм.

Максимальную скорость паровой фазы по А и Б секциям находится по формуле (5.18) - (5.20).

В соответствии с рис. 5.3 находится значение  $C_1=560$ .

Определяется значение коэффициента  $\lambda$  для А и Б секций колонны по формуле (5.20):

а)

$$\lambda = \frac{0,655L_A}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п}) / \rho_{п}}} =$$

$$= \frac{0,655 \cdot 26575,83}{941,21} \sqrt{\frac{1,0 \cdot 560}{8699,28} \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}}} = 18,58,$$

$$V_{п} = \frac{G_{пА}}{\rho_{п}} = \frac{33144,25}{3,81} = 8699,28 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,0 \cdot 560 - 4(18,58 - 35)] = 0,053,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} = 0,053 \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}} = 0,82 \text{ м/с.}$$

б)

$$\lambda = \frac{0,655L_B}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п}) / \rho_{п}}} =$$

$$= \frac{0,655 \cdot 39575,83}{1214,13} \sqrt{\frac{1,0 \cdot 560}{10761,12} \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}}} = 21,79,$$

$$V_{п} = \frac{G_{пБ}}{\rho_{п}} = \frac{33144,25}{3,08} = 10761,12 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,0 \cdot 560 - 4(21,79 - 35)] = 0,0519,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} = 0,0519 \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}} = 1,028 \text{ м/с.}$$

#### Определение диаметра аппарата

1. По значению  $\omega_{\max}$  рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны (5.21):

$$D_{\text{расч}} = \left( \frac{4V}{3600\pi\omega_{\max}} \right)^{0,5};$$

$$\text{а) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600\pi\omega_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,82}} = 1,9 \text{ м},$$

$$\text{б) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600\pi\omega_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,028}} = 2,14 \text{ м.}$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн применяем  $D_{к}=2 \text{ м}$  (табл. 13 прил.).

2. По значению выбранного диаметра уточняется значение рабочей скорости пара в секциях колонны (5.22):

$$\omega_{\Pi} = \frac{4V_{\Pi}}{3600\pi D_K^2};$$

$$\text{а) } \omega_{\Pi} = \frac{4V}{3600\pi D_K^2} = \frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2^2} = 0,771 \text{ м/с,}$$

$$\text{б) } \omega_{\Pi} = \frac{4V}{3600\pi D_K^2} = \frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2^2} = 0,952 \text{ м/с.}$$

### Конструктивные параметры заданного типа контактного устройства

#### Расчет гидравлического сопротивления колпачковой тарелки

1. Рассчитывается сопротивление сухой тарелки, Па (5.23):

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\Pi},$$

где  $\xi=4,0-5,0$  для колпачковой тарелки.

Определяем скорость пара в отверстиях тарелки

а) для верхней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \omega_{\Pi} / F_{\text{св}} = 100 \cdot 0,771 / 9,4 = 8,2 \text{ м/с,}$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 4,5 \frac{8,2^2}{2} 3,81 = 576,41 \text{ Па.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \cdot 0,952 / 9,4 = 10,13 \text{ м/с,}$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 4,5 \frac{10,13^2}{2} 3,08 = 711,13 \text{ Па.}$$

2. Определяется расход жидкости на единицу периметра слива (5.25)  
а) для верхней части колонны:

$$L_V = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} B} = \frac{26575,83}{941,21 \cdot 1,418} = 19,9 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч.}$$

б) для нижней части колонны:

$$L_V = \frac{39575,83}{1214,13 \cdot 1,418} = 22,98 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч.}$$

3. Коэффициент  $K_2$ , учитывающий сжатие потока жидкости:

а)  $B/D=1,418/2=0,709$ ;

$$K_2=1,1,$$

б)  $B/D=1,418/1,8=0,709$ ;

$$K_2=1,1.$$

4. Подпор жидкости над сливным устройством находится по формуле (5.26):

а) для верхней части колонны:

$$\Delta h = 3,2 K_2 L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,1 \cdot 19,9^{2/3} = 25,85 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta h = 3,2 K_2 L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,1 \cdot 22,98^{2/3} = 28,45 \text{ мм.}$$

5. Определяется сопротивление слоя жидкости на колпачковой тарелке (5.29):

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,001(h_{\text{сн}} + \Delta h) g \rho_{\text{ж}};$$

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,001(40 + 25,85) 941,21 \cdot 9,81 = 608 \text{ Па.}$$

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,001(40 + 28,48)1214,13 \cdot 9,81 = 815,64 \text{ Па.}$$

6. Определяется общее гидравлическое сопротивление колпачковой тарелки, Па (5.30):

$$\Delta P = \Delta P_{\text{сух}} + \Delta P_{\text{ж}};$$

а) для верхней части колонны:  $\Delta P = 576,41 + 608 = 1184,41 \text{ Па.}$

б) для нижней части колонны:  $\Delta P = 711,13 + 815,64 = 1526,77 \text{ Па.}$

Общее гидравлическое сопротивление колонны составит (5.31)

а) для верхней части колонны:  $\Delta P_{\text{к}} = \Delta P_{\text{н}} = 1184,41 \cdot 15 = 17766,15 \text{ Па.}$

б) для нижней части колонны:  $\Delta P_{\text{к}} = \Delta P_{\text{н}} = 1526,77 \cdot 35 = 53436,95 \text{ Па.}$

### Расчет межтарельчатого уноса жидкости

1. Рассчитывается коэффициент  $m$ , используемый в формуле для уноса жидкости (5.32)

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left( \frac{\sigma}{\rho_{\text{л}}} \right)^{0,295} \left( \frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{л}}}{\mu_{\text{л}}} \right)^{0,425};$$

а) для верхней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left( \frac{0,0208}{3,81} \right)^{0,295} \left( \frac{941,21 - 3,81}{9,62 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,614.$$

б) для нижней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left( \frac{0,0212}{3,08} \right)^{0,295} \left( \frac{1214,13 - 3,08}{10,23 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,714.$$

$$e = \frac{A(0,052h_{\delta} - 1,72)}{H_{\beta}\Psi^2} \left( \frac{\omega_{\text{л}}}{\varepsilon_{\text{эф}}m} \right)^{3,7};$$

а) для верхней части колонны:

$$e = \frac{0,159(0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} 0,6^2} \left( \frac{0,771}{0,58 \cdot 0,614} \right)^{3,7} = 0,0469 \text{ кг/кг.}$$

б) для нижней части колонны:

$$e = \frac{0,159(0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} 0,6^2} \left( \frac{0,952}{0,58 \cdot 0,714} \right)^{3,7} = 0,0587 \text{ кг/кг.}$$

### Проверка работоспособности тарелок

1. Сопротивление движению жидкости в переливе, Па, (5.35):

$$\Delta P_{\text{ж.л}} = Kg \left( \frac{L_{\text{л}}}{3600a} \right)^2;$$

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{жл}} = 250 \cdot 9,81 \left[ \frac{19,9}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 46,8 \text{ Па.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{жл}} = 250 \cdot 9,81 \left[ \frac{22,98}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 62,4 \text{ Па.}$$

2. Высота слоя неспененной жидкости в сливном устройстве, находится по формуле (5.36):



$$h' = h_{\Pi} + \Delta h + \Delta + \left( 10^3 \frac{\Delta P}{\rho_{ж}} + \Delta P_{ж.п} \right) \frac{1}{g};$$

а) для верхней части колонны:

$$h' = 40 + 25,85 + \left( 10^3 \frac{1184,41}{941,21} + 46,8 \right) \frac{1}{9,81} = 199 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$h' = 40 + 28,48 + \left( 10^3 \frac{1526,77}{1214,13} + 62,4 \right) \frac{1}{9,81} = 240,2 \text{ мм.}$$

3. Определяется величина вылета ниспадающей струи в переливе (5.37);

$$y = \left( 4,5 \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{\Pi} + 1,7\Delta h - h')};$$

а) для верхней части колонны:

$$y = \left( 4,5 \frac{19,9}{0,0259 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,0259 - 0,199)} = 0,157 \text{ м.}$$

б) для нижней части колонны:

$$y = \left( 4,5 \frac{22,98}{0,0285 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,0285 - 0,24)} = 0,16 \text{ м.}$$

4. Высчитывается высота парожидкостного слоя в переливе, мм (5.38);

а) для верхней части колонны:

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = 199 = 306,15 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = \frac{240,2}{0,65} = 369,5 \text{ мм.}$$

5. Определяется максимальная ширина сливного устройства, м (5.39):

$$S = \frac{1}{2} (D_K - \sqrt{D_K^2 - B^2});$$

$$S = \frac{1}{2} \left( 1,8 - \sqrt{1,8^2 - 1,418^2} \right) = 0,34 \text{ м.}$$

6. Минимальная допустимая скорость пара, м/с в А и Б – секциях для колонны с колпачковыми тарелками находится по формуле (5.43):

$$\omega_{\min} = 0,0415 F_{св} \rho_{\Pi}^{-0,5};$$

а) для верхней части колонны:

$$\omega_{\min} = 0,0415 \cdot 9,4 \cdot 3,81^{-0,5} = 0,199 \text{ м/с.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_{\min} = 0,0415 \cdot 9,4 \cdot 3,08^{-0,5} = 0,222 \text{ м/с.}$$

Проверяются условия работоспособности колпачковых тарелок. По результатам гидравлического расчета выбранные колпачковые тарелки диаметром 2,0 м обеспечивают выполнение условий работоспособности контактных устройств в А и Б секциях:

- высота парожидкостного слоя  $H'_п$  в переливе меньше расстояния между тарелками;
- вылет струи  $u$  меньше ширины перелива  $S$ ;
- диапазон устойчивой работы колпачковых тарелок  $N = \omega_п / \omega_{\min}$  находится около четырех. Следовательно производительность колонны может быть уменьшена почти в четыре раза без значительного снижения эффективности разделения смеси.

### Расчет числа реальных колпачковых тарелок

1. По справочным данным или расчетным путем находится мольный объем 1-го компонента  $v_1$ , см<sup>3</sup>/моль.
2. Рассчитывается коэффициент диффузии в жидкой фазе (5.44)

$$D_{ж} = 7,4 \cdot 10^{-12} (BM_1)^{0,5} (t + 273) / (\mu v_1^{0,6});$$

$$D_{ж} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(1 \cdot 119,38)^{1/2} (71,4 + 273)}{0,322 \cdot 90,3^{0,6}} = 5,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

3. Находится средний КПД колпачковой тарелки (5.45), (5.46):

$$\eta_0 = 0,068 \cdot K_1^{0,1} \cdot K_2^{0,115},$$

$$K_1 = \frac{\omega_п h_п \rho_п}{F_{св} \rho_{ж} D_{ж}}; K_2 = \frac{\sigma}{\omega_п \rho_{ж} D_{ж}}.$$

$$а) K_1 = \frac{0,771 \cdot 0,04 \cdot 3,81}{0,094 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 2,29 \cdot 10^5$$

$$K_2 = \frac{0,0208}{0,771 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,49 \cdot 10^4,$$

КПД в верхней секции

$$\eta_0 = 0,068 \cdot (2,39 \cdot 10^5)^{0,1} (0,49 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,62.$$

$$б) K_1 = \frac{0,952 \cdot 0,04 \cdot 3,08}{0,094 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 1,77 \cdot 10^5,$$

$$K_2 = \frac{0,0212}{0,952 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,316 \cdot 10^4,$$

КПД в нижней секции

$$\eta_0 = 0,068 \cdot (1,17 \cdot 10^5)^{0,1} (0,316 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,552.$$

4. Рассчитывается число реальных тарелок

$$n = \frac{n_T}{\eta_0};$$

$$а) \text{ для верхней части колонны: } n = \frac{8}{0,62} = 12,9.$$

$$б) \text{ для нижней части колонны: } n = \frac{17}{0,552} = 30,79.$$

Число реальных тарелок с запасом 20 % в верхней секции – 15, в нижней – 35, всего – 50.

5. Вычисляется высота обечайки аппарата  $H_{об}$ :

$$H_{об} = (n-1)H = (50-1)0,45 = 22,05 \text{ м}.$$

### Выводы

Судить об эффективности использования ситчатых, клапанных или колпачковых тарелок можно, сравнив технические характеристики колонн, приведенные в табл. 5.3.

### 5.5. Пример расчета [22]\*

Выполнить расчет насадочной ректификационной колонны с насадкой из колец Рашига размером 25×25×3 и 35×35×4, загруженных внавал. Используются исходные данные и результаты расчета тарельчатой ректификационной колонны, приведенные в разделе 5.3.

Расчет материального баланса, числа теоретических тарелок, теплофизических характеристик смеси и тепловой расчет ректификационной установки выполняется по уравнениям приведенных в разделе 3.3.

#### Расчет насадочной ректификационной колонны с насадкой из колец Рашига размером 25×25×3

На основе вышерассмотренного примера расчета найдем режимные и конструктивные характеристики насадочной колонны.

1. Фиктивная скорость газа в точке захлебывания находится из решения следующего уравнения:

$$\lg \left( \frac{W_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A_1 - B_1 \left( \frac{L}{G} \right)^{0,25} \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (5.57)$$

где  $a_v$  – удельная поверхность насадки  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $g$  – ускорение свободного падения  $\text{м}/\text{с}^2$ ;  $V_{\text{св}}$  – свободный объем насадки  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;  $\mu_{\text{ж}}$  – динамический коэффициент вязкости жидкости,  $\text{мПа}\cdot\text{с}$ ;  $\rho_{\Gamma}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  – плотности газа и жидкости, соответственно,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Для колец Рашига внавал  $A_1 = -0,073$ ,  $B_1 = 1,75$  (табл. 6.2). Для колец Рашига размером 25×25×3  $a_v = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ,  $V_{\text{св}} = 0,76 \text{ м}^3/\text{м}^3$  (табл. 17 прил.)

Для верхней части колонны:

$$\lg \left( \frac{W_3^2 \cdot 200 \cdot 3,81 \cdot 0,39^{0,16}}{9,81 \cdot 0,76^3 \cdot 941,21} \right) = -0,073 - 1,75 \left( \frac{26575,83}{33144,25} \right)^{0,25} \left( \frac{3,81}{941,21} \right)^{0,125},$$

$$\lg(0,162 \cdot W_3^2) = -0,759,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,174}{0,162}} = 1,04 \text{ м/с.}$$

Для нижней части колонны:

$$\lg \left( \frac{W_3^2 \cdot 200 \cdot 3,08 \cdot 0,39^{0,16}}{9,81 \cdot 0,76^3 \cdot 1214,13} \right) = -0,073 - 1,75 \left( \frac{39575,83}{33144,25} \right)^{0,25} \left( \frac{3,08}{1214,13} \right)^{0,125}$$

$$\lg(0,101 \cdot W_3^2) = -0,7936,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,161}{0,101}} = 1,26 \text{ м/с.}$$

2. Допустимая скорость паров в верхней части колонны (6.24):

$$W = bW_3 = 0,85 \cdot 1,04 = 0,884 \text{ м/с,}$$

где  $b = 0,85$ .

Для нижней части колонны:

$$W = bW_3 = 0,85 \cdot 1,26 = 1,071 \text{ м/с.}$$

3. Диаметр колонны  $D_k$  определяется из уравнения расхода (6.25):

Для верхней секции:

\*Расчеты выполнены Ю.М. Демидовой



$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_r \cdot 0,785W}} = \sqrt{\frac{33144,25/3600}{3,81 \cdot 0,785 \cdot 0,884}} = 1,87 \text{ м.}$$

Для нижней секции:

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_r \cdot 0,785W}} = \sqrt{\frac{33144,25/3600}{3,08 \cdot 0,785 \cdot 1,071}} = 1,88 \text{ м.}$$

По расчетному диаметру  $D_k$  подбирается стандартный диаметр колонны (табл. 6.4, 6.5).  $D_{\text{гост}}=2,0$  м.

4. Уточняется рабочая скорость газа:

Для верхней части колонны:

$$S_k = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2^2}{4} = 3,14 \text{ м}^2, \quad W = \frac{G}{\rho_r S_k} = \frac{33144,25/3600}{3,81 \cdot 3,14} = 0,77 \text{ м/с.}$$

Для нижней части колонны:

$$S_k = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2^2}{4} = 3,14 \text{ м}^2,$$

$$W = \frac{G}{\rho_r S_k} = \frac{9,2067}{3,08 \cdot 3,14} = 0,95 \text{ м/с.}$$

5. Для сравнения определим высоту эквивалентную теоретической тарелке по выражениям (5.54) и (5.55)

Для верхней секции:

$$m = \Delta y / \Delta x = 1,35, \quad \lambda = m \frac{G}{L} = 1,35 \frac{33144,25}{26575,83} = 1,6833,$$

По формуле (5.55):

$$\text{ВЭТТ} = 28 \left( \frac{V_{\text{св}}}{a_v} \right) \left( \frac{W \rho_r}{\mu_r a_v} \right)^{0,2} \left( \frac{G}{L} \right)^{0,342} \times$$

$$\times \left( \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_r} \right)^{0,19} \left( \frac{\mu_r}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{0,038} \lg \frac{1}{\lambda} / (1 - \lambda) =$$

$$= 28 \left( \frac{0,76}{200} \right) \left( \frac{0,77 \cdot 3,81}{0,962 \cdot 10^{-5} \cdot 200} \right)^{0,2} \left( \frac{33144,25}{26575,83} \right)^{0,342} \times$$

$$\times \left( \frac{941,21}{3,81} \right)^{0,19} \left( \frac{0,962 \cdot 10^{-5}}{39 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \frac{\lg \frac{1}{1,683}}{1 - 1,6833} = 0,407 \text{ м.}$$

или по выражению (5.56):

$$\text{ВЭТТ} = (H/3)^{1/2} \left[ 18d_H + 0,012m \left( \frac{G'}{L'} - 1 \right) \right] =$$

$$= (6/3)^{1/2} \left[ 18 \cdot 0,025 + 0,012 \cdot 1,35 \left( \frac{33144,25/119,38}{26575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,632 \text{ м,}$$

где  $G' = G/M_1$ ,  $L' = L/M_2$ .

Для нижней секции:

$$\lambda = m \frac{G}{L} = 1,35 \frac{33144,25}{39575,83} = 1,1306,$$

$$\text{ВЭТТ} = 28 \left( \frac{0,76}{200} \right) \left( \frac{0,95 \cdot 3,08}{1,023 \cdot 10^{-5} \cdot 200} \right)^{0,2} \left( \frac{33144,25}{39575,83} \right)^{0,342} \times$$

$$\times \left( \frac{1214,13}{3,08} \right)^{0,19} \left( \frac{1,023 \cdot 10^{-5}}{33 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \frac{\lg \frac{1}{1,1306}}{1-1,1306} = 0,477 \text{ м.}$$

или по выражению (5.56):

$$\text{ВЭТТ} = (6/3)^{1/2} \left[ 18 \cdot 0,025 + 0,012 \cdot 1,35 \left( \frac{33144,25/119,38}{39575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,626 \text{ м}$$

С запасом выбираем наибольшее значение ВЭТТ (т.е. наименьшую эффективность).

6. Высота слоя насадки

Для верхней секции:

$$H = n \text{ВЭТТ} = 8 \cdot 0,632 = 5,056 \text{ м.}$$

Для нижней секции:

$$H = n \text{ВЭТТ} = 17 \cdot 0,626 = 10,642 \text{ м.}$$

Высота насадочной части колонны – 19,76 м. Насадку в колонне следует размещать слоями (секциями) с высотой не более  $(3 - 4)D_k$ . В верхней части колонны получим один слой с высотой  $H_{\text{сек}} \cong 5\text{м}$ , а внизу колонны (ниже ввода исходной смеси) три слоя с  $H_{\text{сек}} \cong 5\text{м}$ . Полная высота колонны будет более 20 м из-за наличия оросительных устройств и перераспределителей фаз, т. е. примерно 28 м.

Уравнения для расчета гидравлического сопротивления насадочных колонн даны в следующей главе.

## Расчет насадочной ректификационной колонны с насадкой из колец Рашига размером 35×35×3

1. Фиктивная скорость газа в точке захлебывания определяется по формуле (5.57):

Для колец Рашига внавал  $A_1 = -0,073$ ,  $B_1 = 1,75$  (в табл. 3.2). Для колец Рашига размером 35×35×3  $a_v = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ,  $V_{\text{св}} = 0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$  (табл. 17 приложения)

Для верхней части колонны:

$$\lg \left( \frac{W_3^2 \cdot 140 \cdot 3,81 \cdot 0,39^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 941,21} \right) = -0,073 - 1,75 \left( \frac{26575,83}{33144,25} \right)^{0,25} \left( \frac{3,81}{941,21} \right)^{0,125}$$

$$\lg(0,1047 W_3^2) = -0,759,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,174}{0,1047}} = 1,289 \text{ м/с.}$$

Для нижней части колонны:

$$\lg \left( \frac{W_3^2 \cdot 140 \cdot 3,08 \cdot 0,39^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 1214,13} \right) = -0,073 - 1,75 \left( \frac{39575,83}{33144,25} \right)^{0,25} \left( \frac{3,08}{1214,13} \right)^{0,125}$$

$$\lg(0,0656 \cdot W_3^2) = -0,7936,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,1608}{0,0656}} = 1,566 \text{ м/с.}$$

2. Допустимая скорость паров в верхней части колонны:

$$W = b W_3 = 0,85 \cdot 1,289 = 1,096 \text{ м/с,}$$

Для нижней части колонны:

$$W = bW_3 = 0,85 \cdot 1,566 = 1,331 \text{ м/с.}$$

3. Диаметр колонны  $D_k$  определяется из уравнения расхода:

Для верхней секции:

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_T \cdot 0,785W}} = \sqrt{\frac{9,2067}{3,81 \cdot 0,785 \cdot 1,096}} = 1,67 \text{ м,}$$

Для нижней секции:

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_T \cdot 0,785W}} = \sqrt{\frac{9,2067}{3,08 \cdot 0,785 \cdot 1,331}} = 1,830 \text{ м.}$$

По расчетному диаметру  $D_k$  подбирается стандартный диаметр колонны.  $D_{\text{гост}} = 1,8 \text{ м.}$

4. Уточняется рабочая скорость газа:

Для верхней части колонны:

$$S_k = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,8^2}{4} = 2,54 \text{ м}^2, W = \frac{G}{\rho_T S_k} = \frac{9,2067}{3,81 \cdot 2,54} = 0,95 \text{ м/с.}$$

Для нижней части колонны:

$$S_k = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,8^2}{4} = 2,54 \text{ м}^2, W = \frac{G}{\rho_T S_k} = \frac{9,2067}{3,08 \cdot 2,54} = 1,147 \text{ м/с.}$$

5. Для сравнения определим высоту эквивалентную теоретической тарелке по выражениям (5.55) и (5.56):

Для верхней секции:

$$m = \Delta y / \Delta x = 1,35, \lambda = m \frac{G}{L} = 1,35 \frac{33144,25}{26575,83} = 1,6833,$$

По выражению (5.55):

$$\begin{aligned} \text{ВЭТТ} &= 28 \left( \frac{0,78}{140} \right) \left( \frac{0,95 \cdot 3,81}{0,962 \cdot 10^{-5} \cdot 140} \right)^{0,2} \left( \frac{33144,25}{26575,83} \right)^{0,342} \times \\ &\times \left( \frac{941,21}{3,81} \right)^{0,19} \left( \frac{0,962 \cdot 10^{-5}}{39 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \lg \frac{1}{\frac{1,6833}{1-1,6833}} = 0,668 \text{ м,} \end{aligned}$$

или по (5.56):

$$\text{ВЭТТ} = (5,4/3)^{1/2} \left[ 18 \cdot 0,035 + 0,012 \cdot 1,35 \left( \frac{33144,25/119,38}{26575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,887 \text{ м.}$$

Для нижней секции:

$$\lambda = m \frac{G}{L} = 1,35 \frac{33144,25}{39575,83} = 1,1306,$$

$$\begin{aligned} \text{ВЭТТ} &= 28 \left( \frac{0,78}{140} \right) \left( \frac{1,177 \cdot 3,08}{1,023 \cdot 10^{-5} \cdot 140} \right)^{0,2} \left( \frac{33144,25}{39575,83} \right)^{0,342} \times \\ &\times \left( \frac{1214,13}{3,08} \right)^{0,19} \left( \frac{1,023 \cdot 10^{-5}}{33 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \lg \frac{1}{\frac{1,1306}{1-1,1306}} = 0,729 \text{ м,} \end{aligned}$$

или по (5.56)

$$\text{ВЭТТ} = (5,4/3)^{1/2} \left[ 18 \cdot 0,035 + 0,012 \cdot 1,35 \left( \frac{33144,25/119,38}{39575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,88 \text{ м.}$$

6. Высота слоя насадки

Для верхней секции:

$$H = n \text{ ВЭТТ} = 8 \cdot 0,887 = 7,096 \text{ м.}$$



Для нижней секции:

$$H = n \text{ВЭТТ} = 17 \cdot 0,88 = 14,96 \text{ м.}$$

Насадку в колонне следует размещать слоями (см. предыдущий расчет с кольцами 25×25).

Уравнения для расчета гидравлического сопротивления насадочных колонн даны в следующей главе.

Общие виды промышленных насадочных колонн представлены в приложении.

### Контрольные вопросы

1. Схема и работа ректификационной установки.
2. Определение минимального и действительного флегмового числа.
3. Графическое определение теоретических тарелок.
4. Основы теплового расчета ректификационной установки.
5. Основы гидравлического расчета ректификационной колонны с различными тарелками.
6. Определение диаметра тарельчатой колонны.
7. Какие характеристики тарелки находятся при гидравлическом расчете.
8. Как находят число реальных тарелок в колонне.
9. Основы технико-экономического расчета установки.
10. Пояснить понятие ВЭТТ.
11. Как находится диаметр насадочной ректификационной колонны.
12. Как находят высоту слоя насадки в ректификационной колонне.

## Варианты заданий для проектирования ректификационных установок

Рассчитать и спроектировать ректификационную колонну непрерывного действия для разделения бинарных смесей летучих компонентов по следующим данным.

Тип колонны - тарельчатая.

Исходная смесь в количестве  $F$ , кг/ч, с составом  $x_f$ , % масс, нагревается до температуры кипения питательной тарелки.

Температура исходной смеси -  $t_0$ , °С.

Состав дистиллята -  $x_p$ , % масс.

Состав кубового остатка -  $x_w$ , % масс.

Давление греющего пара -  $p_{гп}$ , МПа.

Начальная температура охлаждающей воды -  $t_{вн}$ , °С.

Давление в паровом пространстве дефлегматора - 0,1 МПа.

Наименование разделяемой бинарной смеси и номера заданий указаны в табл. 23. Варианты заданий и исходные данные приведены в табл. 24.

Таблица 23. Наименование бинарных смесей для заданий

№ задания	Бинарная смесь
1	Ацетон - бензол
2	Ацетон-вода
3	Ацетон - этиловый спирт
4	Бензол - толуол
5	Бензол - уксусная кислота
6	Вода - уксусная кислота
7	Метиловый спирт - бензол
8	Метиловый спирт - вода
9	Метиловый спирт - этиловый спирт
10	Толуол - уксусная кислота

Таблица 24. Исходные данные для проектированияректификационных

КОЛОНН

$F$	$x_f$	$x_p$	$x_w$	$t_0$	$t_{вн}$	$p_{п}$	Тип колонны
10000	12	95	1,5	10	25	0,6	Ситч.
8000	8	92	2	12	20	0,7	Колп.
9000	25	94	1,2	14	15	0,8	Насад.
15000	18	95	2,5	16	27	0,9	Клап.
10000	12	80	3,5	18	22	0,8	Ситч.
6000	16	90	1,8	20	17	0,7	Колп.
12000	20	92	2	22	26	0,6	Насад.
15500	25	96	0,9	24	21	0,9	Клап.
16000	20	90	2,5	25	16	0,8	Ситч.
1000	15	95	3,5	25	25	0,7	Колп.
8000	18	88	2,8	23	20	0,6	Насад.
9000	20	75	2	21	15	0,9	Клап.
12000	12	98	3,8	19	27	0,6	Ситч.
6000	14	96	3,5	17	22	0,7	Колп.
7000	16	90	1,5	15	17	0,8	Насад.
12000	18	90	3	13	26	0,9	Клап.
9000	25	92	2	11	21	0,8	Ситч.
8000	40	97	2	10	16	0,7	Клап.
12000	21	80	2,5	13	25	0,6	Насад.
10000	23	85	3,5	16	20	0,9	Колп.
11000	25	92	2,5	19	15	0,8	Ситч.
8000	35	96	2	22	27	0,7	Клап.
6000	50	98	3,5	25	22	0,6	Колп.
7000	25	90	3	11	17	0,9	Насад.
5000	25	90	3	14	26	0,8	Ситч.
9000	28	85	1,5	17	21	0,7	Клап.
5500	30	92	2	20	16	0,6	Колп.
11000	40	94	2,5	23	15	0,6	Насад.
1200	28	88	3	25	20	0,7	Ситч.
9500	15	94	3,5	20	25	0,8	Клап.