

В нижней части (от питающей до нижней тарелки) необходимо в максимальной степени удалить из жидкости НК, то есть исчерпать жидкость для того, чтобы в кипятильник стекала жидкость, близкая по составу к чистому ВК. Соответственно эта часть колонны называется исчерпывающей или отгонной.

В дефлегматоре 3 (конденсатор-холодильник) могут быть сконденсированы либо все пары, поступающие из колонны, либо только часть их соответствующая количеству возвращаемой в колонну флегмы. В первом случае часть конденсата, остающаяся после отделения флегмы, представляет собой дистиллят (ректификат), или верхний продукт, который после охлаждения в холодильнике 6 направляется в сборник дистиллята 9. Во втором случае несконденсированные в дефлегматоре пары одновременно конденсируются и охлаждаются в холодильнике 6, который при таком варианте работы служит конденсатором-холодильником дистиллята.

Жидкость, выходящая из низа колонны (близкая по составу ВК) также делится на две части. Одна часть, как указывалось, направляется в кипятильник, а другая – остаток (нижний продукт) после охлаждения водой в холодильнике 7 направляется в сборник 8.

		N				6

В тарельчатых аппаратах (рисунок 2.1, а) контакт между фазами происходит при прохождении пара (газа) сквозь слой жидкости, находящейся на контактном устройстве (тарелке) жидкостью осуществляется на поверхности специальных насадочных тел, а также в свободном пространстве между ними [2].

В ректификационных колоннах применяются тарелки различных конструкций (колпачковые, клапанные, струйные, провальные и т.п.), существенно различающиеся по своим рабочим характеристикам и технико-экономическим данным.

При выборе конструкции контактного устройства учитывают как их гидродинамические и массообменные характеристики, так и экономические показатели работы колонны при использовании того или иного типа контактных устройств.

2.2 Классификация тарелок

В настоящее время в промышленной практике известны сотни различных конструкций тарелок, которые можно классифицировать по способу передачи жидкости с тарелки на тарелку, по способу взаимодействия жидкой и паровой (газовой) фаз, по характеру диспергирования взаимодействующих фаз, по конструкции устройства для ввода пара (газа) в жидкость и др.

По способу передачи жидкости различают тарелки со специальными перегородочными устройствами и тарелки провальные.

По характеру диспергирования взаимодействующих фаз различают тарелки барботажного и струйного типов.

В зависимости от конструкции устройств для ввода пара в жидкость различают ситчатые (дырчатые), колпачковые, клапанные, язычковые (чешуйчатые) и другие типы тарелок. Рассмотрим некоторые типы тарелок [3].

Рассмотрим особенности работы барботажной тарелки на примере колпачковой тарелки с круглыми колпачками, схема которой приведена на рисунке 2.2.

Жидкость поступает на полотно тарелки из переливного устройства и течет от приточной стороны тарелки к сточной, при этом на тарелке возникает градиент уровня жидкости. Стенка переливного устройства погружена в жидкость, находящуюся на нижележащей тарелке, что обеспечивает в колонне соответствующий

		N				8

$$v_R := \begin{pmatrix} 0.82 \\ 1.0 \\ 1.5 \\ 2.0 \\ 3.0 \end{pmatrix} \quad f_B(v_R) = \begin{pmatrix} 0.537 \\ 0.489 \\ 0.391 \\ 0.326 \\ 0.244 \end{pmatrix}$$

Отрезки В откладываем на диаграмме Y-X. Соединяем верхние точки отрезков В на диаграмме с точкой 2 и получаем ряд рабочих линий верхней части колонны. Соединяя точки 3 пересечения рабочих линий верхней части колонны с линией X_f с точкой 1, получим ряд рабочих линий нижней части колонны.

Для каждого выбранного флегмового числа и значений X в пределах заданных концентраций жидкости от X_w до X_p по диаграмме находим движущие силы процесса 1/(X-X*), как величины отрезков по горизонтали между кривой равновесия и соответствующими линиями рабочих концентраций и вычисляем величины.

Результаты показаны в графическом виде на рисунке 3.4.

Для каждого значения R методом численного интегрирования находим число единиц переноса m_x(R). Оптимальное флегмовое число определяется минимумом функции

$$m_x(R) (R+1).$$

График этой функции приведен на рисунке 3.5.

Интеграл для определения ЧЕП

$$m_x(R, x_1, x_2) := \int_{x_1}^{x_2} F(R, x) dx$$

Согласно графику на рисунке 3.5, оптимальное значение флегмового числа

$$R_{\text{опт}} = 3.568$$

Принимаем рабочее флегмовое число

$$R := 3.6$$

Число единиц переноса для низа колонны

$$N_w := m_x(R, X_w, X_f) = 4,776$$

		N				20

$$\rho_{yp} := \frac{M_p \cdot P_p}{R_f \cdot T_p} = \frac{58.45 \times 0.1200}{8314 \times 334.9} = 2.519 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Плотность паров остатка

$$\rho_{yw} := \frac{M_w \cdot P_w}{R_f \cdot T_w} = \frac{76.94 \times 0.1400}{8314 \times 361.1} = 3.578 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Объемный расход пара в верхней секции колонны при рабочих условиях

$$V_{pk} := \frac{G_{Mp} \cdot (R + 1)}{\rho_{yp}} = \frac{6590 \times (3.6 + 1)}{2.519} = 12037 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 3,344 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Объемный расход пара в нижней секции колонны при нормальных условиях

$$V_{wk} := \frac{G_{Mw} \cdot S_p}{\rho_{yw}} = \frac{8359 \times (3.6 + 1)}{3.578} = 9725 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 2,702 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Объемный расход дистиллята

$$V_p := \frac{G_{Mp}}{\rho_{xp}} = \frac{6590}{745.2} = 8.844 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 0.0025 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Объемный расход остатка

$$V_w := \frac{G_{Mw}}{\rho_{xw}} = \frac{8359}{799.2} = 10.46 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 0.0029 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Объемный расход флегмы

$$D_p := V_p \cdot R = 8.844 \times 3.6 = 31.84 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 0.0088 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

3.3 Определение диаметра колонны и характеристик тарелки

Принимаем расстояние между тарелками

$$h_T = 300 \text{ мм}$$

Отношение плотности пара к плотности жидкости для верха колонны

$$\frac{\rho_{yp}}{\rho_{xp}} = 3.380 \times 10^{-3}$$

Предельная скорость пара

$$\omega_{plim} := 1.8 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

		N				24

3.4 Определение гидравлического сопротивления тарелки

Свободное сечение клапанной тарелки

$$\varphi := 0.12$$

Тогда скорость газа под клапанами

$$\omega_0 := \frac{\omega}{\varphi} = 1,344 / 0.12 = 11.20 \text{ м/с}$$

Коэффициент сопротивления для клапанных тарелок

$$\zeta := 2.4$$

Высота сливного порога

$$h_{\Pi} := 40 \text{ мм}$$

Диаметр клапана

$$d_{\text{КЛ}} := 40 \text{ мм}$$

Периметр слива

$$\Pi := D \cdot \sin\left(\frac{75 \text{ deg}}{2}\right) = 1,6 \times \sin(75/2) = 0.974 \text{ м}$$

Гидравлическое сопротивление одной тарелки

$$\Delta P_T = \Delta P_{\text{ст}} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{гж}}$$

где $\Delta P_{\text{ст}}$ – сопротивление сухой тарелки, Па;

ΔP_{σ} – сопротивление от сил поверхностного натяжения, Па.

Сопротивление сухой тарелки

$$\Delta p_1 := \zeta \cdot \frac{\rho_{\text{ур}} \cdot \omega_0^2}{2} = 2,4 \times \frac{2.519 \times 11.20^2}{2} = 378 \text{ Па}$$

Отношение плотности пены к плотности чистой жидкости (ориентировочно)

$$k := 0.5$$

Объемный расход жидкости

$$V_{\text{ж}} := D_p = 31,84 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Высота уровня жидкости над сливным порогом

$$\Delta h = \left(\frac{V_{\text{ж}}}{1.85 \times \Pi \times k}\right)^{2/3} = \left(\frac{31.84}{1.85 \times 0,974 \times 0,5}\right)^{2/3} = 45,8 \text{ мм}$$

		N				26

Коэффициент диффузии в жидкости при 20 градусах

$$D_{20} := 1 \cdot 10^{-6} \cdot \left(\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \right) \cdot \frac{1}{A \cdot B \cdot \sqrt{\mu} \cdot \left(\sqrt[3]{v_A} + \sqrt[3]{v_B} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = 1,846 \times 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

Поправочный коэффициент для верха колонны

$$b := \frac{0.2 \cdot \sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\rho_{\text{ж}}}} = 0.022$$

Коэффициент диффузии в жидкости при данной температуре для верха колонны

$$D_{\text{рж}} := D_{20} \cdot \left[1 + b \cdot \left(\frac{t_{\text{р}}}{\text{grC}} - 20 \right) \right] = 3.554 \times 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

Коэффициент диффузии в жидкости при данной температуре для верха колонны

$$D_{\text{вж}} := D_{20} \cdot \left[1 + b \cdot \left(\frac{t_{\text{в}}}{\text{grC}} - 20 \right) \right] = 4.595 \times 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

3.5.2 Расчет числа единиц переноса на тарелку для паровой фазы

Критерий Рейнольдса

$$\text{Re}_{\text{Г}} := \frac{\omega \cdot \rho_{\text{Г}} \cdot l}{\mu_{\text{Г}}} = 307648$$

Принимаем отношение периметра переливного порога к диаметру колонны

$$\psi := 0.6$$

Центральный угол сегмента, занятого переливным устройством

$$\alpha := 2 \text{ asin}(\psi)$$

$$\alpha = 73.740 \text{ deg} = 1.287 \text{ rad}$$

Площадь, занятая сливным устройством

$$S_{\text{слив}} := \frac{D^2}{8} \cdot (\alpha - \sin(\alpha)) = \frac{1.6^2}{8} \times (1.287 - \sin(1.287)) = 0.105 \text{ м}^2$$

Рабочая площадь тарелки

$$S_{\text{Т}} := S - 2S_{\text{слив}} = 1,801 \text{ м}^2$$

		N				28

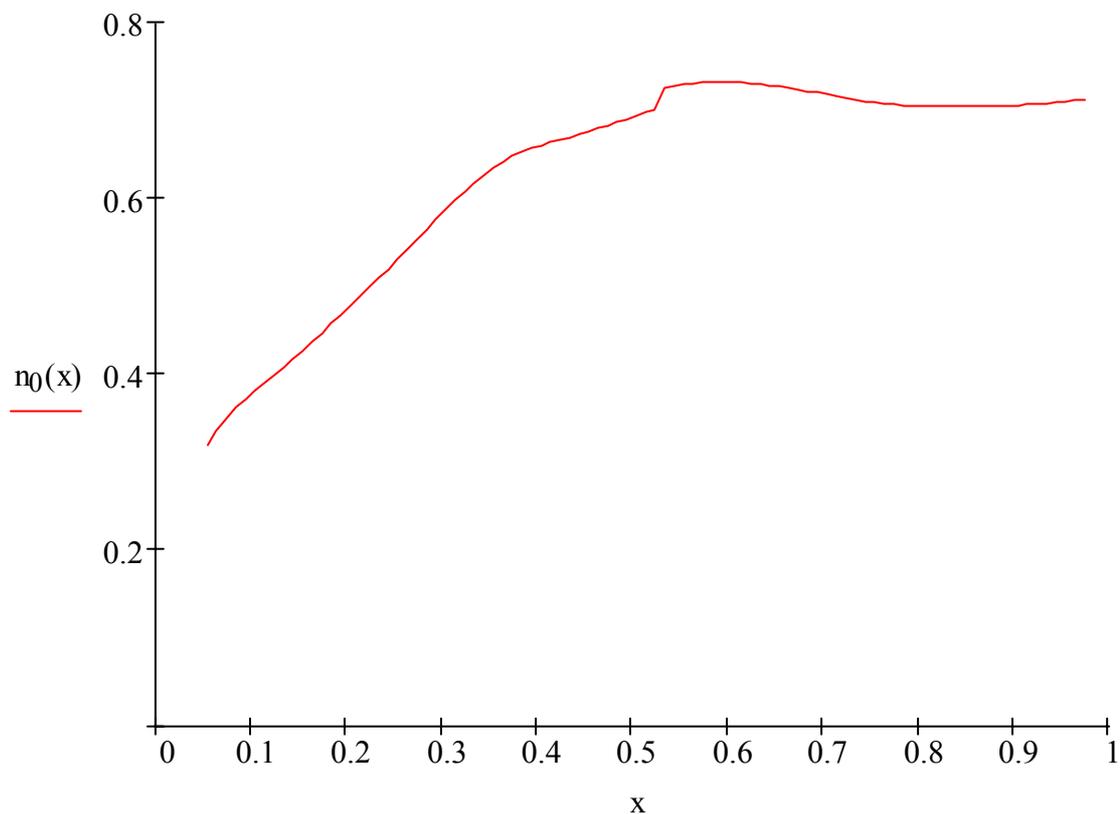


Рисунок 3.10 – Число единиц переноса на тарелку

Среднее число единиц переноса на тарелку для верха колонны

$$n_{p0} := \frac{n_0(X_f) + n_0(X_p)}{2} = 0,718$$

Число тарелок в верхней секции колонны

$$N_{tp} := \frac{N_p}{n_{p0}} = \frac{13.27}{0.718} = 18.48$$

Принимаем число тарелок в верхней секции колонны

$$N_{tp} := 19$$

Среднее число единиц переноса на тарелку для низа колонны

$$n_{w0} := \frac{n_0(X_f) + n_0(X_w)}{2} = 0,522$$

Число тарелок в нижней секции колонны

$$N_{tw} := \frac{N_w}{n_{w0}} = \frac{4.78}{0.522} = 9.16$$

		N				30

3.6.2 Расчет диаметра штуцера вывода остатка

Объемный расход остатка

$$V_{\text{вж}} = 0,0029 \text{ м}^3/\text{с}$$

Скорость движения маловязкой жидкости самотеком рекомендуется принимать 0,5 ... 1,0 м/с

$$\omega_{\text{вж}} := 0,6 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Тогда расчетный диаметр штуцера вывода остатка

$$D_{\text{вж}} := \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{вж}} \cdot (S_p + 1)}{\pi \cdot \omega_{\text{вж}}}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0029 \times (4,16 + 1)}{3,14 \times 0,6}} = 178 \text{ мм}$$

Принимается стандартный диаметр

$$D_w = 150 \text{ мм}$$

Тогда действительная скорость движения потока в штуцере

$$\omega_w := \frac{4[V_{\text{вж}} \cdot (S_p + 1)]}{\pi \cdot D_w^2} = \frac{4 \times 0,0029 \times (4,16 + 1)}{3,14 \times 0,150^2} = 0,849 \text{ м/с}$$

		N				32