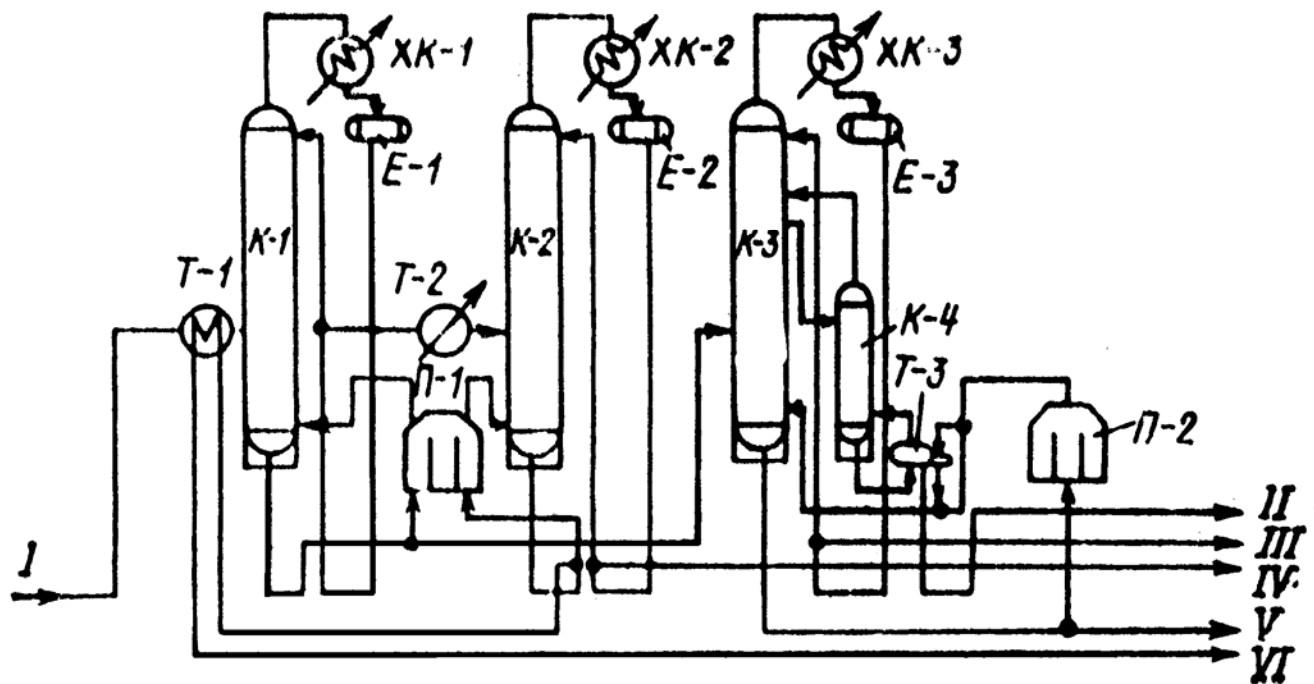


1 ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ УСТАНОВКИ

Вторичная переработка нефти может быть реализована по следующей технологической схеме, представленной на рисунке 1.1 [1].



T-1, T-2, T-3 – теплообменники; ХК-1, ХК-2, ХК-3 – холодильники конденсаторы; E-1, E-2, E-3 – емкости; К-1, К-2, К-3 – ректификационные колонны; П-1, П-2 – печи.

Рисунок 1.1 – Технологическая схема установки вторичной перегонки бензиновой фракции нефти

Широкая бензиновая фракция НК-180 с установки первичной перегонки нефти подогревается в теплообменнике T-1 за счет использования тепла кубового остатка колонны K-2 и подается в питательную секцию ректификационной колонны K-1. С верха колонны отбираются пары фракции НК-85, которые после конденсации и охлаждения в конденсаторе-холодильнике ХК-1 собираются в емкости E-1. Из этой емкости часть фракции используется в качестве холодного орошения колонны K-1, а часть поступает теплообменник-испаритель T-2. Затем пары фракции 85-105 поступают в питательную секцию ректификационной колонны K-2,

1) фракция НК-62 °С – используется как компонент товарного автомобильного бензина, сырье установок изомеризации;

2) фракция 62-85 °С – сырье установок каталитического риформинга, на которых вырабатывается бензол;

3) фракция 85-105 °С – сырье установок каталитического риформинга, на которых вырабатывается толуол;

4) фракция 105-140 °С – сырье установок каталитического риформинга, на которых вырабатываются ксилолы;

5) фракция 140-180 °С – компонент товарного автобензина и керосина, сырье установок каталитического риформинга и гидроочистки керосина.

					КП ПАХТ МЗ-001 УВП 00.00.00 ПЗ	10
		N				

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.

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.

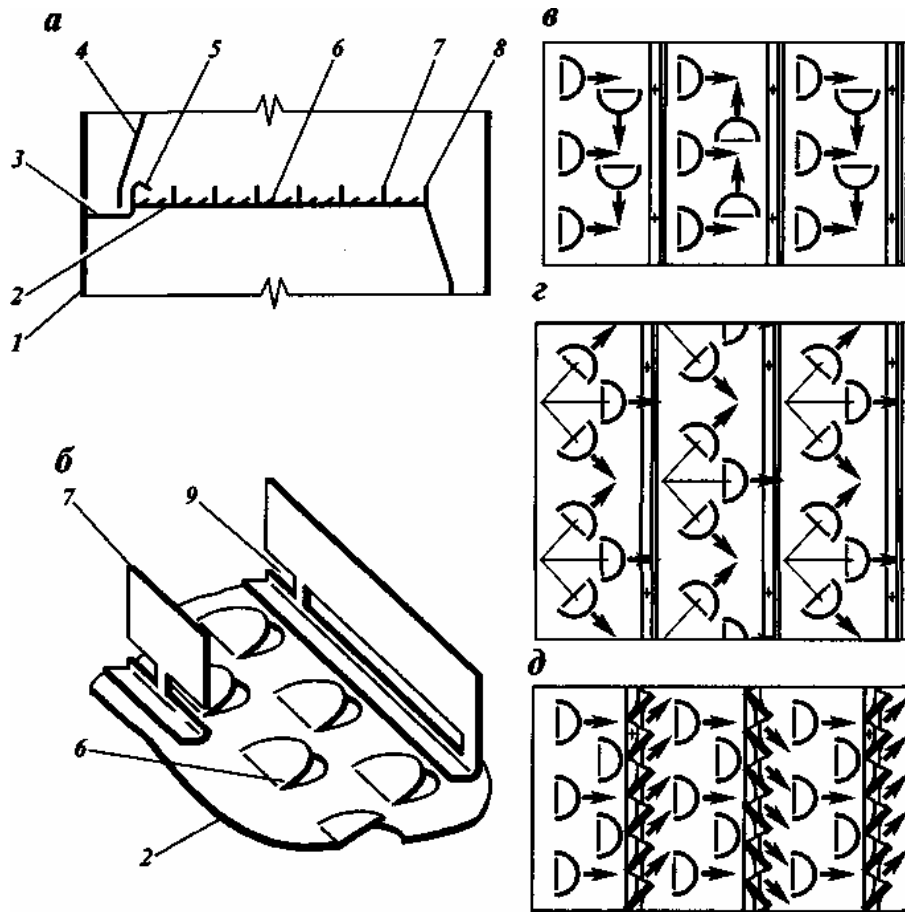
По способу передачи жидкости различают тарелки со специальными переточными устройствами и тарелки провальные.

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 [2].

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 гидравлический затвор, исключающий возможность прохождения паров через переливное устройство.



а – общий вид; б – схема контактной зоны; в – ввод части потока пара поперек потока жидкости; г – ввод части потока пара под углом к потоку жидкости; д – установка поперечных перегородок в форме гребенки: 1 – корпус колонны; 2 – полотно тарелки; 3 – приемный карман; 4 – стенка переливного кармана; 5 – опорная перегородка; 6 – лепесток (язычок); 7 – вертикальная перегородка; 8 – сливная перегородка; 9 – прорезь в вертикальной перегородке.

Рисунок 2.4 – Схема струйно-направленной тарелки с вертикальными поперечными секционирующими перегородками:

На рисунке 2.5, а показан прогрессивный вариант изготовления решетчатой провальной тарелки, когда край полотна отгибается и выполняет роль несущей балки. Такая конструкция применяется при переработке коррозионных продуктов и позволяет изготовить полотно и опорные конструкции из легированной стали

Для увеличения производительности и эффективности провальных тарелок за счет более равномерного распределения потоков по сечению колонны приме-

зон рабочих нагрузок в условиях достаточно высокой эффективности; сопротивление одной теоретической тарелки ($\Delta p/\eta$) при различных рабочих нагрузках; возможность работы на средах, склонных к полимеризации, образованию инкрустаций и т.п.; простоту конструкции, проявляющуюся в трудоемкости изготовления, монтажа, ремонтов; металлоемкость [2].

В большинстве случаев для оценки конструкции решающее значение имеют первые четыре показателя.

На основании представленного обзора конструкций разрабатываемого технологического оборудования можно определить наиболее предпочтительную конструкцию ректификационной колонны, это колонна с колпачковыми тарелками.

Способы получения уксусной кислоты также различны, но предпочтение необходимо делать в сторону уменьшения расходов и сбережения, как энергоресурсов, так и ресурсов природной среды.

На основании представленного обзора конструкций разрабатываемого технологического оборудования можно определить наиболее предпочтительную конструкцию ректификационной колонны – колонна с колпачковыми тарелками.

4 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ

4.1 Исходные данные к расчету

Согласно заданию на проектирование, исходными данными для расчета ректификационной колонны являются следующие величины

Таблица 4.1 – Исходные данные к расчету колонны

Наименование показателя	Размерность	Обозначение	Величина
Массовый расход сырья	т/год	L_M	1 500 000
Массовый состав сырья			
фракция «28-120»	%	X_M	53,15
фракция «120-180»	%	$1 - X_M$	46,85

Дополнительными исходными данными являются свойства компонентов

Таблица 4.2 – Исходные данные к расчету колонны

Компонент	$t_{кип}, ^\circ\text{C}$	$M, \text{кг/кмоль}$	$\rho_{20}, \text{кг/м}^3$	$\gamma, \text{кг}/(\text{м}^3 \times \text{K})$
28-120	86	93	697,9	0,896
120-180	151	127	769,7	0,817

Для технологического расчета ректификационной колонны необходимо задаться давлением. Большинство установок переработки нефти работают под атмосферным давлением, или близким к нему. Принимаем давление в секции питания

$$P_L = 0,2 \text{ МПа}$$

Доля отгона сырья

$$e = 40\%$$

					КП ПАХТ МЗ-001 УВП 00.00.00 ПЗ	20
				N		

$$L_1 = \frac{L_{M1}}{M_1} = \frac{90950}{93} = 978 \text{ кмоль/ч}$$

$$L_2 = \frac{L_{M2}}{M_2} = \frac{80169}{151} = 631 \text{ кмоль/ч}$$

Суммарный мольный расход сырья

$$L = L_1 + L_2 = 978 + 631 = 1609 \text{ кмоль/ч}$$

Мольный состав сырья

$$X_L = \frac{L_1}{L} = \frac{978}{1609} = 0,6077$$

$$1 - X_L = \frac{L_2}{L} = \frac{631}{1609} = 0,3923$$

Далее, исходя из обеспечения необходимой доли отгона, рассчитывается состав сырья после однократного испарения по формуле

$$\sum X_C = \sum \frac{X_L}{1 + e(k_1 - 1)} = 1 \quad (4.1)$$

где k_1 - константа фазового равновесия компонента:

$$k_1 = \frac{P_{v1}}{P}$$

где P_{v1} – давление насыщенных паров компонента, МПа; P – давление смеси, МПа.

Для проведения расчетов по формуле (4.1) необходимо задаться температурой в секции питания. Правильность выбранной температуры проверяется по условию

$$\frac{X_L}{1 + e(k_1 - 1)} + \frac{1 - X_L}{1 + e(k_2 - 1)} = 1$$

Давление насыщенных паров компонентов определяется с использованием практических данных, обобщенных по трансцендентному параболическому уравнению [3, стр. 6]

$$Y = y_0 X^{\alpha_0 + \frac{\alpha_1}{\chi_i} + \alpha_2 \chi_i + \frac{\alpha_3}{z_i} + \alpha_4 z_i + \dots}$$

где y_0 , χ_i , z_i – приведенные информационные параметры модели.

$$\tau = \frac{143 + 273}{86 + 273} = 1.160$$

$$\lambda = 1,923 + \frac{9,095}{1.160} - 0,215 \times 1.160 +$$

$$+ 2,523 \times 0,6979 - 2,496 \times 0,6979^2 - 1,068 \times 1.315 = 8.655$$

$$\psi = \frac{1.160^{0,06347 + 0,21187/1.974 + 0.0053 \times 1,974}}{1,974} = 0,520$$

$$K = 0,918 \times 0.520 \times 1,160^{8,655} = 1,726$$

Для компонента «120-180»

$$\tau_{\text{кип}} = \frac{151 + 273}{273} = 1.553$$

$$\tau = \frac{143 + 273}{151 + 273} = 0,982$$

$$\lambda = -1,221 + \frac{10,75}{0,982} + 0,247 \times 0,982 +$$

$$+ 7,993 \times 0,7697 - 2,496 \times 0,7697^2 - 1,012 \times 1.315 = 10,350$$

$$\psi = \frac{0.982^{0,06347 + 0,21187/1.974 + 0.0053 \times 1,974}}{1,974} = 0,507$$

$$K = 0,843 \times 0.507 \times 0,982^{10,350} = 0,353$$

Тогда состав паровой фазы сырья после однократного испарения

$$X_{C1} = \frac{0,5315}{1 + 0,40 (1,726 - 1)} = 0,4709$$

$$X_{C2} = \frac{0,4685}{1 + 0,40 (0,353 - 1)} = 0,5291$$

Проверка выполнения условия (4.1)

$$\sum X_C = 0,4709 + 0,5291 = 1,0000$$

Количество пара V_C и жидкости G_C после однократного испарения

$$V_C = L e = 1609 \times 0,40 = 644 \text{ кмоль/ч}$$

$$G_C = L (1 - e) = 1609 \times (1 - 0,4) = 965 \text{ кмоль/ч}$$

Состав равновесной паровой фазы сырья после его однократного испарения рассчитывается по уравнению равновесия паровой и жидкой фаз:

					КП ПАХТ МЗ-001 УВП 00.00.00 ПЗ	24
		N				

$$R_{p_{\min}} = \frac{\varphi Y_D}{\alpha - \varphi} + \frac{\varphi (1 - Y_D)}{1 - \varphi},$$

где параметр φ находится из соотношения:

$$\frac{\alpha X_L}{\alpha - \varphi} + \frac{1 - X_L}{1 - \varphi} = e.$$

Для решения этого уравнения воспользуемся численным методом. Интервал варьирования φ есть $1/\alpha$. Опуская процесс поиска решения, приведем расчеты для найденного $\varphi = 1,726$. Проверка правильности найденного φ :

$$\frac{4,885 \times 0,5315}{4,885 - 1,726} + \frac{1 - 0,5315}{1 - 1,726} = 0,40$$

Соответственно минимальное флегмовое число

$$R_{p_{\min}} = \frac{1,726 \times 0,9990}{4,885 - 1,726} + \frac{1,726 (1 - 0,9990)}{1 - 1,726} = 0,544$$

Рабочее флегмовое число, соответствующее оптимальной способности тарелок, рассчитывается по формуле:

$$R_p = 1,35 R_{p_{\min}} + 0,35 = 1,35 \times 0,544 + 0,35 = 1,084$$

Рабочее паровое число рассчитывается из материального баланса питательной секции по формуле:

$$S_p = \frac{D R_p + L (1 - e)}{R} - 1 = \frac{985 \times 1,084 + 1609 (1 - 0,40)}{624} - 1 = 2,259.$$

4.5 Определение места ввода питания

Число тарелок в отгонной секции находится методом приближений. В первом приближении считается, что число тарелок в секции N_o равно половине числа теоретических тарелок с округлением в большую сторону. Затем выполняют уточнение числа тарелок. Если уточненное значение совпадает с принятым, расчет считается завершенным. Иначе рассчитанное значение N_o принимают как исходное и повторяют вычисления. Приведем результаты последней итерации

$$N_o = 8$$

Тогда число тарелок в концентрационной секции

$$N_k = N_t - N_o = 14 - 8 = 6$$

$$N_{Omin} = \frac{\ln \frac{Y_D(1 - X_C)}{X_C(1 - Y_D)}}{\ln(\alpha)} = \frac{\ln \frac{0,9990(1 - 0,4709)}{0,4709(1 - 0,9990)}}{\ln(6,140)} = 3,87$$

Число теоретических тарелок в отгонной секции рассчитывается с округлением в большую сторону по формуле:

$$N_{O2} = N_t \frac{N_{отн}}{N_{отн} + 1}$$

где вспомогательная величина $N_{отн}$ равна

$$N_{отн} = \frac{N_{Omin}}{N_{tmin} - N_{Omin}} = \frac{3,87}{13,03 - 3,87} = 1,144$$

Соответственно

$$N_{O2} = 14 \frac{1,144}{1,144 + 1} = 7,47$$

Округляя, получим

$$N_{O2} = 8$$

4.6 Уточненный расчет составов продуктов колонны

Исходными данными к уточненному расчету составов продуктов колонны являются величины, определенные ранее

$$Y_D = 99.90 \%$$

$$X_R = 1.00 \%$$

$$X_L = 60.77 \%$$

$$D = 985 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

$$R = 624 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

$$L = 1609 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

Уточненный расчет заключается в точном определении составов продуктов колонны путем последовательных приближений. Варьируемая переменная – мольная доля НКК в дистилляте. В качестве критерия завершения расчетов выступает невязка по составам компонентов на питательной тарелке при расчете сверху и при расчете снизу. Поскольку процесс вычислений достаточно трудоемок, выполним его с помощью ЭВМ. Ниже приводится графическая иллюстрация процесса подбора величины Y_D .

По графику видно, что действительная мольная доля НКК в дистилляте составляет

$$Y_D = 99,9965\%$$

$$ET_{i_0} := T_D + i_0 \cdot \frac{T_L - T_D}{N_0}$$

$$ET_{N_0+i_k} := T_L + i_k \cdot \frac{T_R - T_L}{N_k - 1}$$

$$EP_{i_0} := P_D + i_0 \cdot \frac{P_L - P_D}{N_0}$$

$$EP_{N_0+i_k} := P_L + i_k \cdot \frac{P_R - P_L}{N_k - 1}$$

Результат расчета проиллюстрируем графически

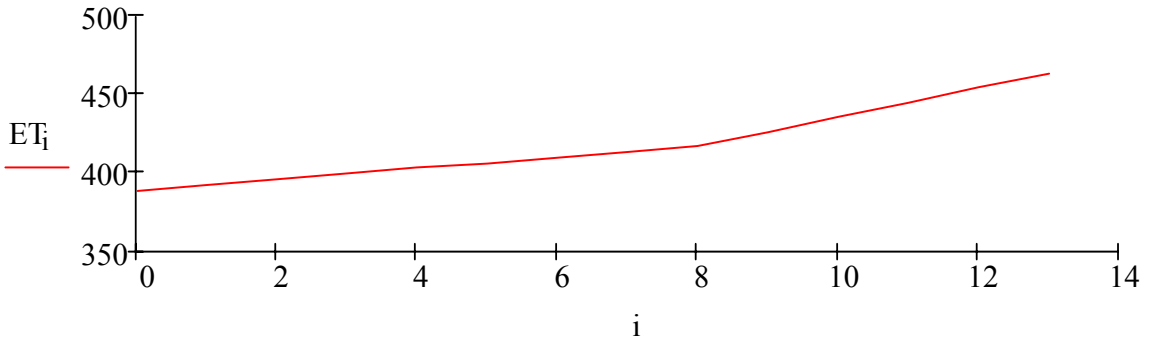


Рисунок 4.3 – Распределение температуры по тарелкам колонны

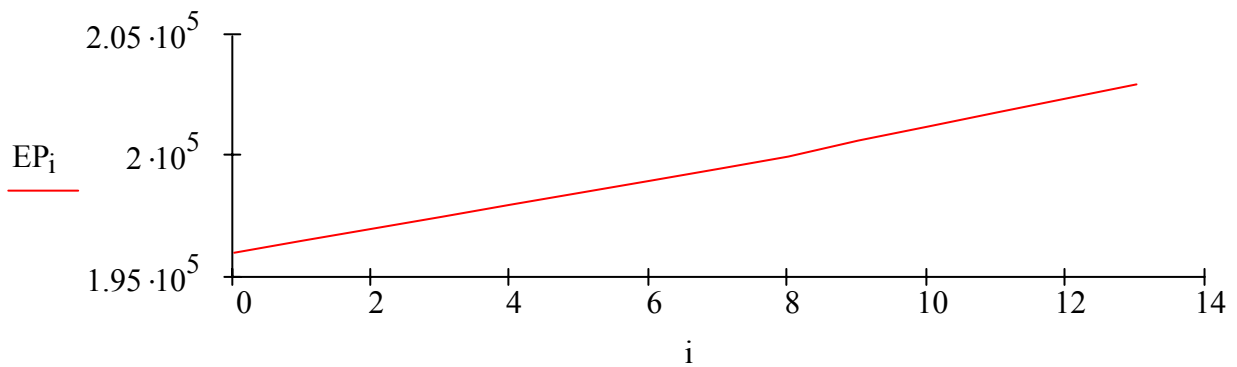


Рисунок 4.4 – Распределение давления по тарелкам колонны

Значения коэффициентов относительной летучести рассчитывается так же, как и для других случаев.

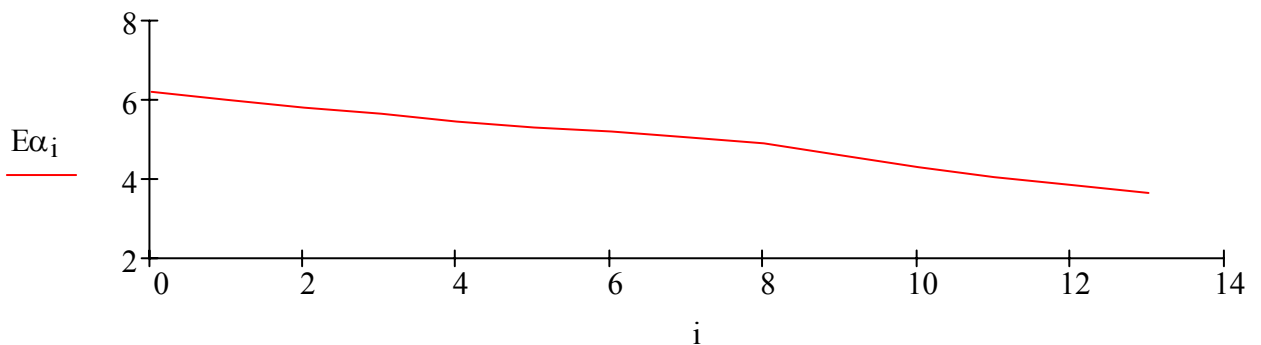


Рисунок 4.5 – Значения коэффициентов относительной летучести для тарелок

$$\begin{array}{l}
 \text{EY} := \left\{ \begin{array}{l}
 \text{for } i \in 0.. N_0 \\
 Y_i \leftarrow 0 \\
 Y_0 \leftarrow Y_D \\
 \text{for } i \in 0.. N_0 - 1 \\
 \left. \begin{array}{l}
 X_i \leftarrow \frac{\frac{Y_i}{E\alpha_i}}{\frac{Y_i}{E\alpha_i} + \frac{1 - Y_i}{1}} \\
 Y_{i+1} \leftarrow X_i + \frac{Y_D - X_i}{1 + R_p}
 \end{array} \right\} \\
 Y
 \end{array} \right. \quad \text{EY} = \left(\begin{array}{l}
 99.9965 \\
 99.9871 \\
 99.9584 \\
 99.8736 \\
 99.6315 \\
 98.9709 \\
 97.2837 \\
 93.4575 \\
 86.4831
 \end{array} \right) \%
 \end{array}$$

Рисунок 4.7 – Программа потарелочного расчета верхней части с выводом результатов по паровой фазе

Определение невязки на питательной тарелке. Состав паровой фазы при расчете сверху

$$Y_0 = 0,864831$$

$$V_0 = D (R_p + 1) = 985 (1,084 + 1) = 2053 \text{ кмоль/ч}$$

Состав паровой фазы, поднимающийся с питательной тарелке при расчете снизу

$$Y_K = 0,864831$$

$$V_K = R S_p = 624 \times 2.259 = 1410 \text{ кмоль/ч}$$

Паровая часть сырья после однократного испарения

$$Y_C = 0.812980$$

$$V_C = 644 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

При смешивании потоки V_K и V_C дадут соответственно состав и расход

$$Y^* = \frac{V_C Y_C + V_K Y_K}{V_C + V_K} = \frac{644 \times 0,812980 + 1410 \times 0,889315}{644 + 1410} = 0,865384$$

Соответственно погрешность

$$\Delta Y = Y_0 - Y^* = 0,864831 - 0,865384 = 0,000553$$

Что можно считать приемлемым.

4.8 Расчет действительного числа тарелок с учетом КПД

Эффективность тарелки обычно менее 1, то есть составы покидают поверхность контакта, не достигнув состояния насыщения. Поэтому реальное число тарелок, необходимых для достижения заданной четкости разделения, будет отличаться от числа теоретических тарелок. КПД тарелок можно определить по справочным данным [4] в зависимости от комплекса

$$F = \omega \sqrt{\rho_{\text{п}}}$$

где ω – скорость паров в сечении, м/с;

$\rho_{\text{п}}$ – плотность паров, кг/м³.

Итого получаем для верхней и нижней частей соответственно

$$\eta_{\text{o}} = 0,7$$

$$\eta_{\text{к}} = 0,8$$

Тогда число тарелок по секциям

$$N_{\text{Од}} = N_{\text{О}} / \eta_{\text{o}} = 8 / 0,7 = 11,4 = 12$$

$$N_{\text{Кд}} = N_{\text{К}} / \eta_{\text{к}} = 6 / 0,8 = 7,5 = 8$$

Общее число тарелок

$$N_{\text{д}} = N_{\text{Од}} + N_{\text{Кд}} = 12 + 8 = 20$$

4.9 Расчет диаметра колонны

Диаметр колонны рассчитывается в трех характерных сечениях: над верхней тарелкой, в питательной секции, под нижней тарелкой. Проектируемая колонна относится к атмосферным установкам.

Диаметр колонны определяется по формуле:

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{4V_{\text{сек}}}{\pi w_{\text{доп}}}} \text{ м,}$$

где $V_{\text{сек}}$ – объёмный расход паров в расчётном сечении, м³/с; $w_{\text{доп}}$ – допустимая скорость паров, м/с:

$$w_{\text{доп}} = 8,5 \times 10^{-5} \text{ С} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}} - 1},$$

Полная высота колонны вычисляется по формуле

$$H_k = H_{оп} + H_{куб} + H_1 + H_{отг} + H_{пит} + H_{кон} + H_2 + H_{дн}, \text{ м,}$$

где $H_{оп}$ – высота опорной части (мантии), принимаемая равной 2 ... 4 м; $H_{куб}$ – высота кубовой части, м; H_1 – высота от уровня жидкости в кубе до нижней тарелки, принимаемая равной 1 ... 1,5 м, но не менее $0,3 \cdot H_{куб}$; $H_{отг}$ – высота, занимаемая тарелками отгонной секции, м; $H_{пит}$ – высота секции питания, принимаемая равной 1 ... 1,5 м; $H_{кон}$ – высота, занимаемая тарелками концентрационной секции, м; H_2 – высота от верхней тарелки, до верхнего днища, принимаемая равной 1,5 ... 2 м; $H_{дн}$ – высота верхнего днища, м.

Высота кубовой части рассчитывается по формуле:

$$H_{куб} = \frac{4(R + R_R)M_R \tau_{куб}}{\pi \rho_{ж} D_k^2}$$

где $R + R_R$ – расход кубовой жидкости, кмоль/ч; M_R – мольная масса остатка, кг/кмоль; $\tau_{куб}$ – время на запас остатка в кубовой части, принимаемое равным 3...5 мин; $\rho_{ж}$ – плотность жидкости в кубе, кг/м³; $\pi = 3,14$; D_k – диаметр колонны в нижней части, м. Высоты отгонной и концентрационной секций определяются по формуле:

$$H = (N - 1) h_T$$

где N – число действительных тарелок в секции; h_T – расстояние между тарелками в секции, м. Высота эллиптического днища $H_{дн} = 0,25D_k$. Процесс вычислений не приводится, так как он реализован на ЭВМ. Результаты расчета высоты колонны сведены в таблицу.

Таблица 4.5 Расчет высоты колонны.

Наименование составляющей высоты	Обозначение	Высота, м
Высота опорной части (мантии)	$H_{оп}$	3,0
Высота кубовой части	$H_{куб}$	1,5
Высота от уровня жидкости в кубе до нижней тарелки	H_1	1,0
Высота, занимаемая тарелками	$H_{отг} + H_{кон}$	16,0
Высота секции питания	$H_{пит}$	1,0
Высота от верхней тарелки до верхнего днища	H_2	2,0
Высота верхнего днища	$H_{дн}$	0,7
ИТОГО	H_k	25,2

Полная высота колонны в сборе может быть несколько больше, чем 45,0 м вследствие наличия на верхнем днище штуцеров.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данном курсовом проекте была спроектирована ректификационная колонна для разделения фракций нефти «28-120» и «120-180». В ходе курсового проекта были проведены технологический расчет и расчет вспомогательного оборудования.

Кроме того, в ходе расчетов были определены размеры некоторых элементов аппарата.

Рассчитанная ректификационная колонна удовлетворяет техническому заданию и может быть использована в производстве.

					КП ПАХТ МЗ-001 УВП 00.00.00 ПЗ	38
		N	.	.		