

Таблица 1.2 – Сведения о давлении насыщенных паров компонентов

t, °C	ДНП, мм. рт. ст.	
	метанол	этанол
0	29,6	12,2
10	54,7	23,6
20	96,0	43,9
30	160,0	78,8,0
40	261,0	135,0
50	406,0	222,0
60	625,0	353,0
70	927,0	543,0
80	1341,0	813,0
90	1897,0	1187,0
100	2621,0	1692,0
110	3651,0	2360,0
120	4571,0	3223,0
130	6242,0	4320,0

Графическое представление этих данных показано рисунке 1.1.

—

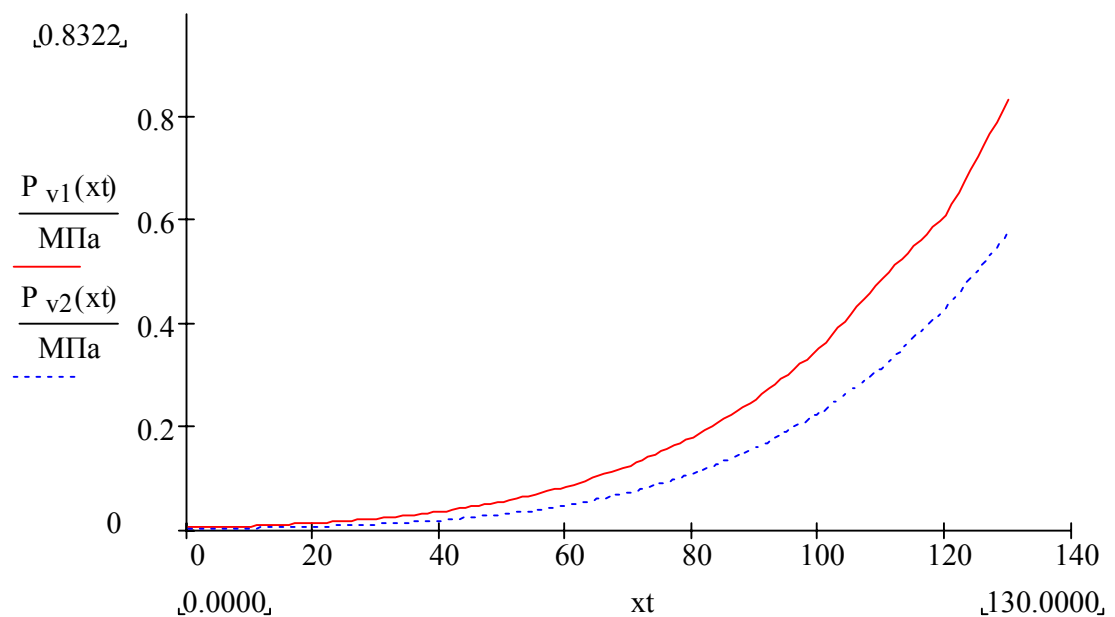


Рисунок 1.1 – ДНП паров разделяемых компонентов

Мольный расход каждого компонента исходной смеси

$$G_{f1} := \frac{G_{Mf} \cdot X_{Mf}}{M_1} = \frac{3500 \times 0.2000}{32} = 21.88 \text{ кмоль/ч}$$

$$G_{f2} := \frac{G_{Mf} \cdot (1 - X_{Mf})}{M_2} = \frac{3500 \times (1 - 0.2000)}{46} = 60.87 \text{ кмоль/ч}$$

Мольный расход сырья

$$G_f = G_{f1} + G_{f2} = 21.88 + 60.87 = 82.75 \text{ кмоль/ч}$$

Количество дистиллята

$$G_p = \frac{X_f - X_w}{Y_p - X_w} G_f = \frac{0.2644 - 0.0976}{0.9860 - 0.0976} \times 82.75 = 15.53 \text{ кмоль/ч}$$

Расход каждого компонента в дистилляте

$$G_{p1} = G_p Y_p = 15.53 \times 0.9860 = 15.31 \text{ кмоль/ч}$$

$$G_{p2} = G_p (1 - Y_p) = 15.53 \times (1 - 0.9860) = 8.22 \text{ кмоль/ч}$$

Количество остатка

$$G_w = G_f - G_p = 82.75 - 15.53 = 67.21 \text{ кмоль/ч}$$

Расход каждого компонента

$$G_{w1} = G_w X_w = 67.21 \times 0.0976 = 6.56 \text{ кмоль/ч}$$

$$G_{w2} = G_w (1 - X_w) = 67.21 \times (1 - 0.0976) = 60.65 \text{ кмоль/ч}$$

Результаты расчета материального баланса сведем в таблицу 1.3.

Таблица 1.3 – Материальный баланс ректификационной колонны.

Компонент	Расход потоков, кмоль/ч			Мольный состав потоков		
	сырье	дистиллят	остаток	сырье	дистиллят	остаток
ацетон	21,88	15,31	6,56	0,2644	0,9860	0,0976
бензол	60,87	0,22	60,65	0,7356	0,0140	0,9024
Всего	82,74	15,53	67,21	1,0000	1,0000	1,0000

Массовые расходы дистиллята и остатка

$$G_{Mp} := G_{p1} \cdot M_1 + G_{p2} \cdot M_2 = 15,31 \times 32 + 0,22 \times 46 = 500 \text{ кг/ч}$$

$$G_{Mw} := G_{w1} \cdot M_1 + G_{w2} \cdot M_2 = 6,56 \times 32 + 60,65 \times 46 = 3000 \text{ кг/ч}$$

		N			6

Температура верха колонны есть абсцисса точки пересечения графика с горизонталью $y=1$

$$t_p = 65 \text{ }^\circ\text{C}$$

1.2.3 Расчет температуры низа колонны

Принимаем ориентировочно величину гидравлических сопротивлений колонны

$$\Delta P_2 := 0.02 \text{ МПа}$$

Определяем давление внизу колонны

$$P_w := P_p + \Delta P_2 = 0,1013 + 0,02 = 0,1213 \text{ МПа}$$

Температура низа колонны определяется методом последовательных приближений по условию изотермы состояния жидкой фазы

$$k_1 X_w + k_2 (1 - X_w) = 1$$

Уравнение для определения температуры низа колонны

$$\Sigma_w(t) := \frac{P_{v1}(t) \cdot X_w + P_{v2}(t) \cdot (1 - X_w)}{P_w}$$

Графическое изображение зависимости показано на рисунке 1.4.

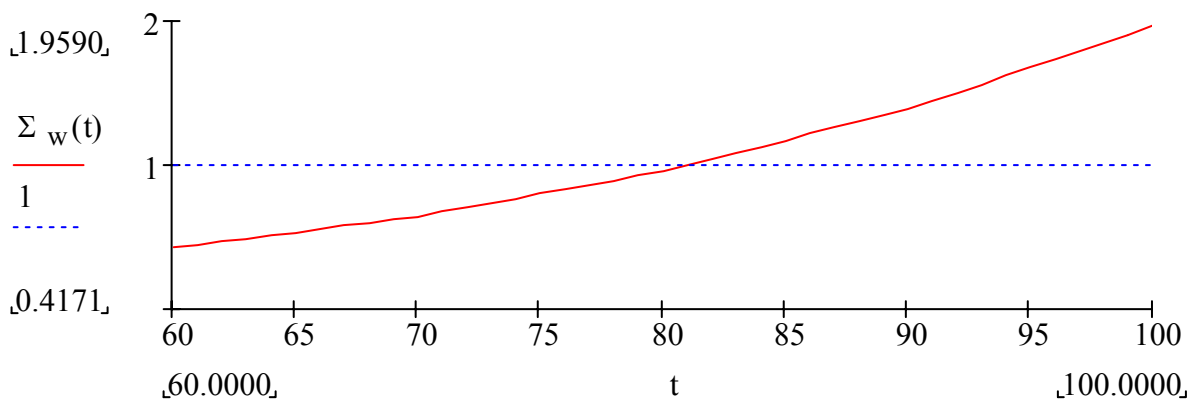


Рисунок 1.4 – Изотерма состояния жидкой фазы для низа колонны

Температура низа колонны есть абсцисса точки пересечения графика с горизонталью $y=1$

$$t_w = 81 \text{ }^\circ\text{C}$$

		N				8

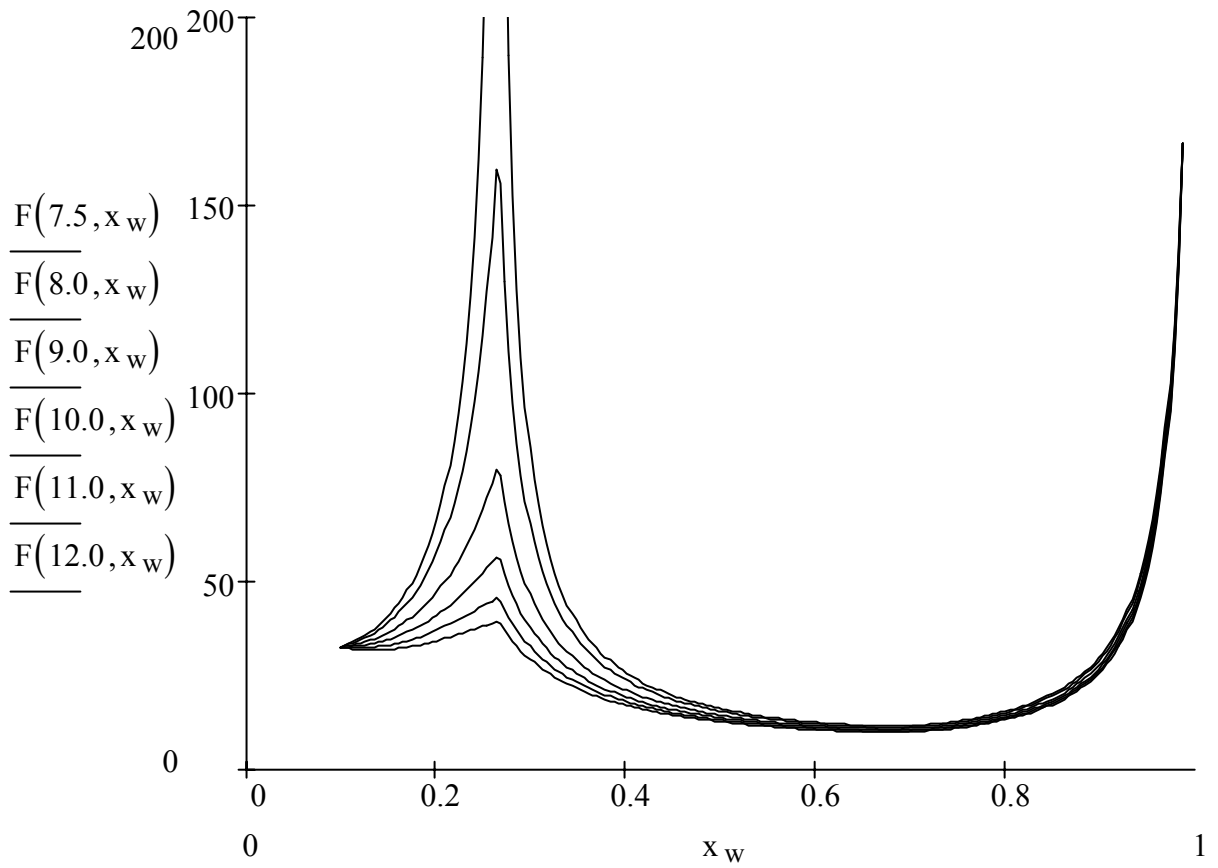


Рисунок 1.7 – Зависимость $m_x(R)$ при различных значениях R

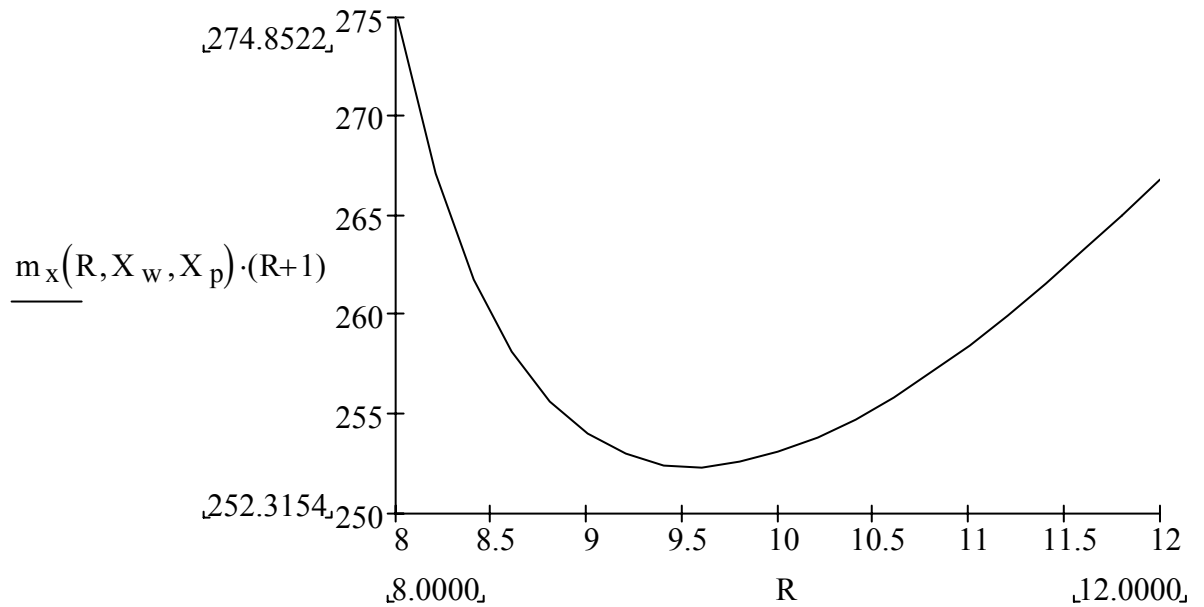


Рисунок 1.8 – График для определения оптимального флегмового числа

		N							12

$$\rho_{xw} := \frac{1}{\frac{X_{Mw}}{\rho_1} + \frac{1 - X_{Mw}}{\rho_2}} = \frac{1}{\frac{0.0700}{734.7} + \frac{1 - 0.0700}{733.9}} = 734.0 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Пересчитаем температуру по колонне в Кельвинах

$$T_p = t_p + 273 = 65 + 273 = 338 \text{ К}$$

$$T_w = t_w + 273 = 81 + 273 = 354 \text{ К}$$

$$T_f = t_f + 273 = 77 + 273 = 350 \text{ К}$$

Мольная масса дистиллята

$$M_p := M_1 \cdot Y_p + M_2 \cdot (1 - Y_p) = 32 \times 0,9860 + 46 \times (1 - 0,9860) = 32,20 \text{ кг/кмоль}$$

Мольная масса остатка

$$M_w := M_1 \cdot X_w + M_2 \cdot (1 - X_w) = 32 \times 0,0976 + 46 \times (1 - 0,0976) = 44,63 \text{ кг/кмоль}$$

Молярная газовая постоянная

$$R_f := 8314 \cdot \frac{\text{Дж}}{\text{кмоль} \cdot \text{К}}$$

Плотность паров дистиллята

$$\rho_{yp} := \frac{M_p \cdot P_p}{R_f \cdot T_p} = \frac{32.20 \times 0.1013}{8314 \times 338} = 1.162 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Плотность паров остатка

$$\rho_{yw} := \frac{M_w \cdot P_w}{R_f \cdot T_w} = \frac{44.63 \times 0.1213}{8314 \times 354} = 1.839 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Объемный расход пара в верхней секции колонны при рабочих условиях

$$V_{pk} := \frac{G_{Mp} \cdot (R + 1)}{\rho_{yp}} = \frac{500 \times (10.9 + 1)}{1.162} = 5121 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 1,423 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Объемный расход пара в нижней секции колонны при нормальных условиях

$$V_{wk} := \frac{G_{Mw} \cdot S_p}{\rho_{yw}} = \frac{3000 \times (2.50 + 1)}{1.839} = 4083 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 1,134 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Объемный расход дистиллята

$$V_p := \frac{G_{Mp}}{\rho_{xp}} = \frac{500}{751.2} = 0.6656 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 1.849 \times 10^{-4} \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Объемный расход остатка

		N				14

1.6 Расчет кипятильника

Согласно заданию, в качестве горячего теплоносителя принимаем водяной пар давлением 5 атм. Его теплота конденсации

Теплота конденсации пара

$$r_{\text{п}} = 2117 \text{ кДж/кг}$$

Массовый расход пара

$$G_{\text{п}} := \frac{W_{\text{с}}}{r_{\text{п}}} = \frac{1804}{2117} = 0.8526 \text{ кг/с} = 3069 \text{ кг/ч}$$

Плотность пара давлением 5 атм

$$\rho_{\text{п}} := 2.614 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Температура пара

$$t_{\text{п}} = 151 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Объемный расход пара

$$V_{\text{п}} := \frac{G_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}} = \frac{3069}{2.614} = 1174 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,3262 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Определение средней разности температур

$$\Delta t_{\text{б}} := t_{\text{п}} - t_{\text{w}} = 151 - 81 = 70 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{м}} := t_{\text{п}} - t_{\text{с}} = 151 - 81 = 70 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{ср}} := \frac{\Delta t_{\text{б}} + \Delta t_{\text{м}}}{2} = \frac{70 + 70}{2} = 70 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Согласно заданию на проектирование, коэффициент теплопередачи для кипятильника

$$K = 1000 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \times \text{ч} \times \text{К}} = 1,164 \frac{\text{кВт}}{\text{м}^2 \times \text{К}}$$

Ориентировочная поверхность теплообмена кипятильника

$$F := \frac{W_{\text{г}}}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{1804}{1,164 \times 70} = 22 \text{ м}^2$$

		N				18

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Кутепов А. М., Бондарева Т. И., Беренгартен Н. Г., Общая химическая технология, изд. 2-е, перераб. и доп., М.: «Высшая школа», 1990. – 522 с.
2. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 с.
3. Скобло А. И., Молоканов Ю. К., Владимиров А. И., Щелкунов В. А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. Учебник для вузов. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: ООО «Недрабизнесцентр», 2000. – 677 с. ил.
4. Плановский А. Н., Рамм В. М., Соломон З. К. Процессы и аппараты химической технологии, М.: Химия, 1967. – 848 с.
5. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, М.: Химия, 1970. – 624 с.

		N				20