

Содержание

Введение.....	3
1 Теоретическая часть.....	4
1.1 Описание технологической схемы	4
1.2 Описание процесса ректификации	6
1.3 Обзор конструкций оборудования	8
1.3.1 Конструкции колонных аппаратов.....	8
1.3.2 Конструкции тарелок.....	10
1.4 Характеристика рабочих веществ	14
2 Аналитическая часть.....	15
2.1 Технологический расчет.....	15
2.1.1 Исходные данные к расчету.....	15
2.1.2 Расчет материального баланса.....	17
2.1.3 Расчет температуры сечений колонны	19
2.1.4 Расчет флегмового и парового чисел.....	22
2.1.5 Определение числа тарелок колонны	25
2.1.6 Определение потоков по колонне	26
2.1.7 Определение диаметра колонны	28
2.1.8 Расчет действительного числа тарелок.....	29
2.1.9 Расчет диаметров основных штуцеров колонны	31
2.1.10 Расчет теплового баланса установки	33
2.2 Расчет вспомогательного оборудования.....	36
2.2.1 Расчет кипятильника	36
2.2.2 Расчет дефлегматора.....	37
2.3 Задание на конструирование и прочностной расчет	38
3 Список использованных источников	40

					vector-study.ru					
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Ректификационная установка для разделения смеси «бензол-толуол». Пояснительная записка					
Разраб.								Лит.	Лист	Листов
Проверил										
Н.контр.										
Утв.										

1 Теоретическая часть

1.1 Описание технологической схемы

Схема ректификационной установки непрерывного действия приведена на рисунке 1.1 [1].

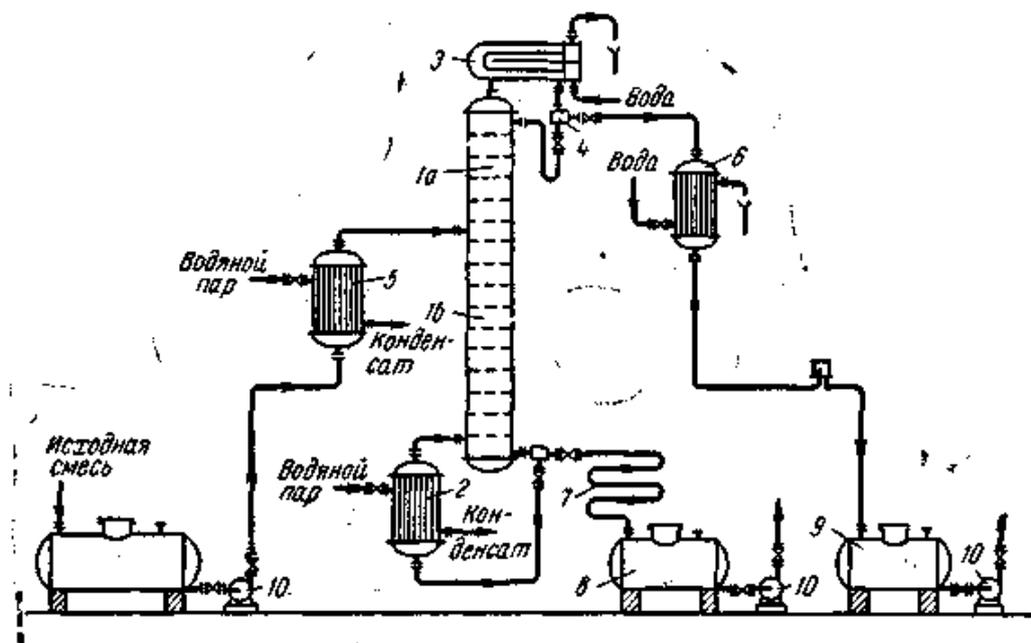


Рисунок 1.1 Схема непрерывно действующей ректификационной установки

1 – ректификационная колонна (а – концентрационная часть, б – отгонная часть); 2 – кипятильник; 3 – дефлегматор; 4 – делитель флегмы; 5 – подогреватель исходной смеси; 6 – холодильник дистиллята (или холодильник-конденсатор); 7 – холодильник остатка (или нижнего продукта); 8, 9 – сборники; 10 – насосы.

Ректификационная колонна 1 имеет цилиндрический корпус, внутри которого установлены контактные устройства в виде тарелок или насадки. Снизу вверх по колонне движутся пары, поступающие в нижнюю часть аппарата из кипятильника 2, который находится вне колонны, т. е. является выносным (как показано на рисунке), либо размещается непосредственно под колонной. С помощью кипятильника создается восходящий поток пара. Пары проходят через слой жидкости на нижней тарелке.

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.

1.2 Описание процесса ректификации

Сущность процесса ректификации рассмотрим на простейшем примере разделения двухкомпонентной смеси, как и в случае нашего задания по курсовому проектированию, где требуется спроектировать ректификационную установку для разделения смеси «этанол-вода». При ректификации исходная смесь делится на две части: часть, обогащенную легколетучим компонентом (ЛЛК), называемую дистиллятом, и часть, обедненную ЛЛК, называемую кубовым остатком [1].

Обозначим: G_f – количество смеси, поступающей на ректификацию;

G_p – количество поступающего дистиллята;

G_w – количество получающегося кубового остатка;

X_f, X_p, X_w – содержание ЛЛК в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке соответственно.

Полученный в конденсаторе дистиллят делится на две части. Одна часть направляется обратно в колонну – флегма, другая является отбираемым продуктом – дистиллят. Отношение количества возвращенного в колонну дистиллята (флегмы) к количеству дистиллята, отобранного в виде продукта – называется флегмовым числом R .

Количество пара, полученного в нижней части колонны, и проходящего по ней, при $D = R + 1$ равно:

$$D G_p = G_p R + G_p.$$

Это равенство доказывает, что разделение смеси при ректификации возможно в результате взаимодействия потоков пара и жидкости в колонне, при кратности испарения равной $R + 1$, и кратности конденсации, равной R .

Флегмовое число

$$R = \frac{X_p - Y_f}{Y_f - X_f}.$$

Уравнения рабочих линий для верхней и нижней частей ректификационной колонны соответственно:

$$Y = \frac{R}{R + 1} X + \frac{1}{R + 1} X_p; \quad Y = \frac{R + F}{R + 1} X - \frac{F - 1}{R + 1} X_w; \quad F = \frac{G_f}{G_p}.$$

Эти уравнения связывают составы в паре (Y) и жидкости (X) в любом произвольном сечении в соответственно укрепляющей и исчерпывающей частях колонны.

1.3 Обзор конструкций оборудования

1.3.1 Конструкции колонных аппаратов

Аппараты колонного типа могут быть классифицированы в зависимости от рабочего давления, технологического назначения и типа контактных устройств. В зависимости от применяемого давления колонные аппараты подразделяются на атмосферные, вакуумные и колонны, работающие под давлением.

По технологическому назначению колонные аппараты подразделяются на колонны атмосферных и атмосферно-вакуумных установок разделения нефти и

1.3.2 Конструкции тарелок

В настоящее время в промышленной практике известны множество 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 1.3.

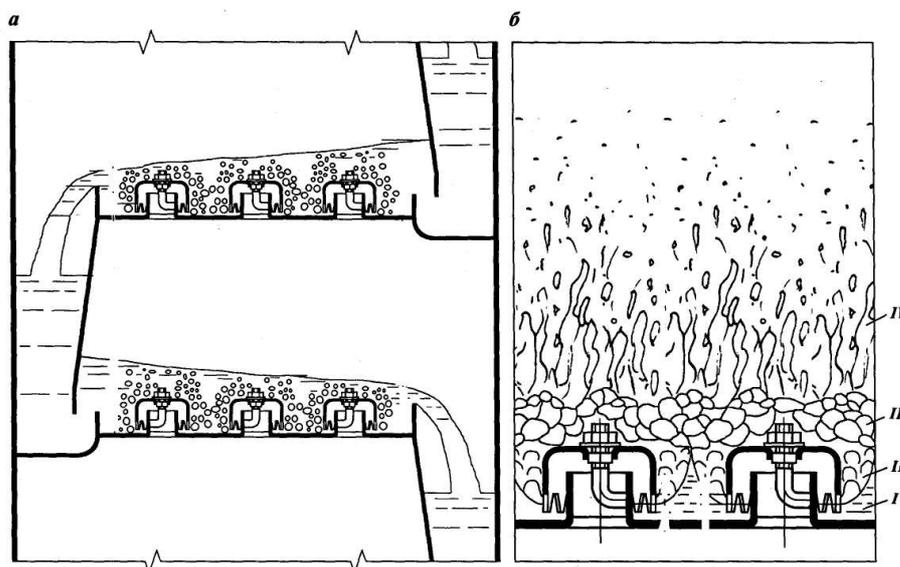


Рисунок 1.3 – Схема работы барботажной тарелки с круглыми колпачками:

а – общий вид тарелки; б – схема барботажа газа в зоне контакта. I – зона небарботируемой жидкости; II – зона недеформируемых струй; III – зона деформируемых струй — пены; IV – зона парового пространства с взвешенными каплями жидкости.

Изм.	Лист	№ док.	Подп.	Дата
------	------	--------	-------	------

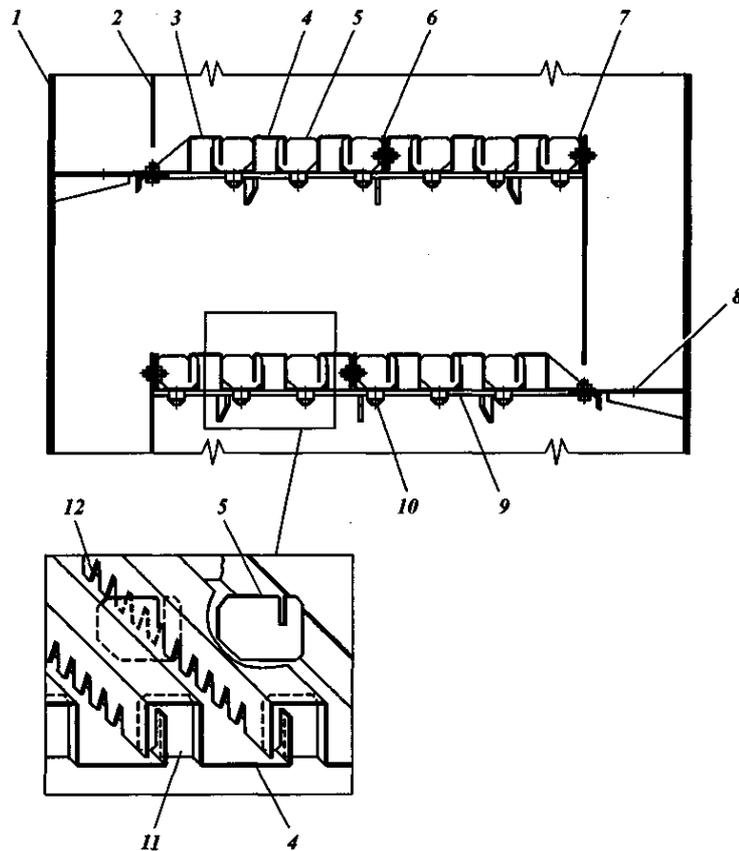


Рисунок 1.4 – Конструкция тарелки из S-образных элементов:

1 – корпус колонны; 2 – сливная перегородка; 3 – паровой элемент; 4 – S-образный элемент; 5 – поперечные перегородки; 6 – разъемный S-образный элемент; 7 – жидкостный элемент; 8 – отверстие для слива жидкости; 9 – опорное кольцо; 10 – трубочина; 11 – заглушки; 12 – прорези в S-образных элементах.

При большом числе элементов вдоль потока жидкости в середине тарелки предусматривают разъемный S-образный элемент, что позволяет начинать разборку тарелки также и в средней части. Профиль S-образного элемента имеет повышенную жесткость, что позволяет изготавливать их из стального листа толщиной 2 мм и при диаметре колонны до 4000 мм не применять промежуточных опорных балок.

Жидкость движется единым потоком по тарелке в направлении к сливу, проходя над S-образными элементами и переливаясь через них. Пары проходят через прорези S-образных элементов, барботируют через жидкость и при этом способствуют ее движению по тарелке [2].

Изм.	Лист	N докум.	Подп.	Дата
------	------	----------	-------	------

Для увеличения производительности и эффективности провальных тарелок за счет более равномерного распределения потоков по сечению колонны применяют ситчатые волнистые тарелки, решетчатые тарелки с отогнутыми кромками щелей. Представляет интерес трубчато-решетчатая тарелка, полотно которой набирают из труб, расположенных параллельными рядами.

В зазоре между трубами расположена гофрированная стальная лента, ширина которой равна величине зазора. Пар проходит через зазор между трубами в местах, где горизонтальные участки ленты выступают над поверхностью труб, так как сопротивление на этих участках минимально. В тех местах, где горизонтальные участки ленты расположены под трубами, проходит жидкость.

На основании представленного обзора конструкций разрабатываемого технологического оборудования можно определить наиболее предпочтительную конструкцию ректификационной колонны – колонна с колпачковыми тарелками [3].

1.4 Характеристика рабочих веществ

Среда в колонне – бинарная смесь «бензол-толуол». Бензол, толуол – органические химические соединения, бесцветная жидкость со специфическим сладковатым запахом. Простейший ароматический углеводород. Бензол входит в состав бензина, широко применяется в промышленности, является исходным сырьём для производства лекарств, различных пластмасс, синтетической резины, красителей. Хотя бензол входит в состав сырой нефти, в промышленных масштабах он синтезируется из других её компонентов. Токсичен, канцерогенен. Выраженных коррозионных свойств не имеет.

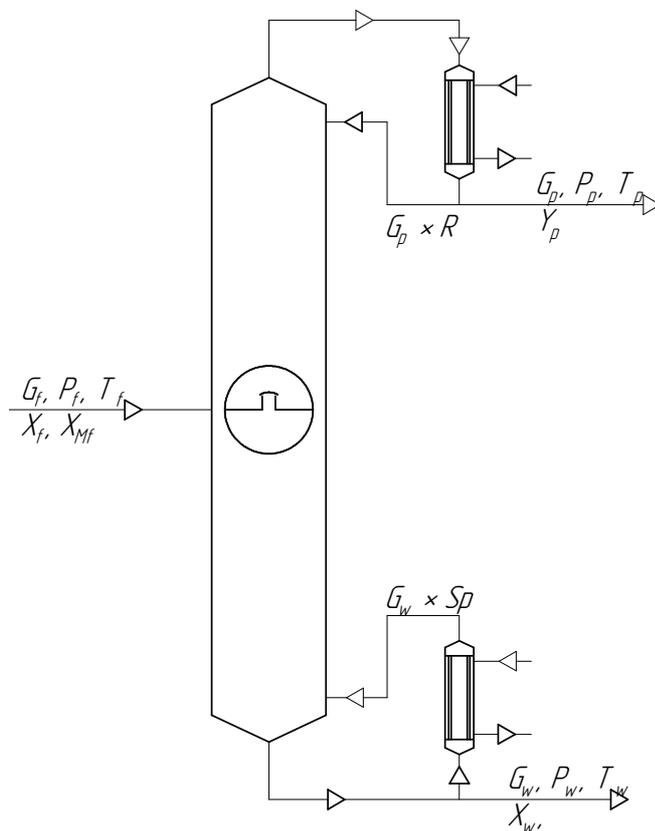


Рисунок 2.1 – Схема к технологическому расчету ректификационной колонны

Для расчетов выполним аппроксимацию табличных данных о давлении насыщенных паров при помощи Excel. Графическое представление данной зависимости вместе с аппроксимирующими формулами показано на рисунке 2.2.

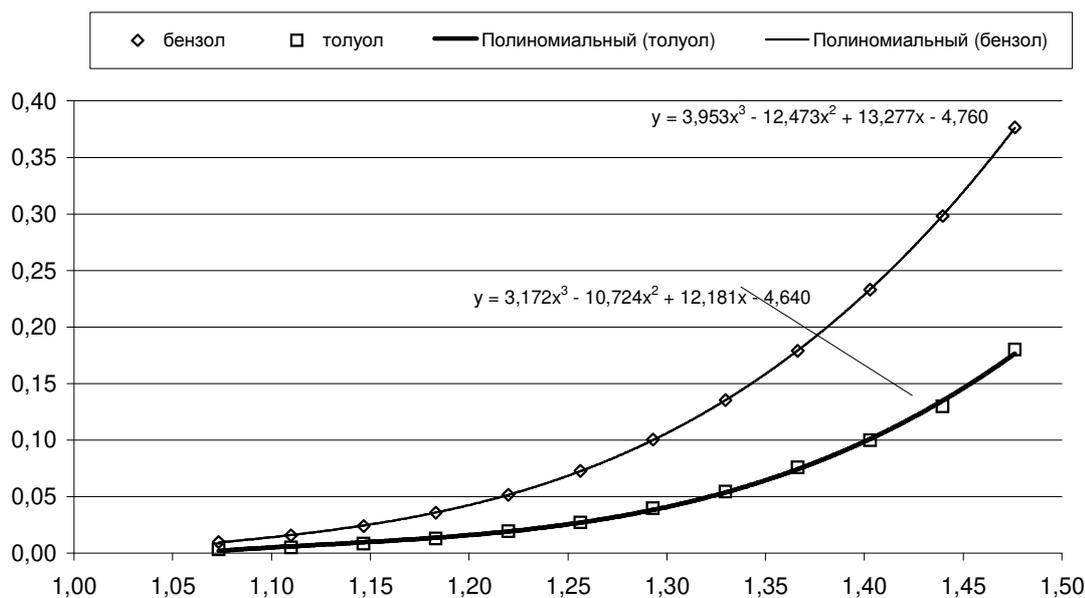


Рисунок 2.2 – ДНП паров разделяемых компонентов

Мольный расход исходной смеси

$$G_f := G_{f1} + G_{f2} = 128,2 + 163,0 = 291,2 \text{ кмоль/ч.}$$

Количество дистиллята

$$G_p := \frac{X_f - X_w}{Y_p - X_w} \cdot G_f = \frac{0,4402 - 0,0352}{0,9847 - 0,0352} \times 291,2 = 124,2 \text{ кмоль/ч.}$$

Расход каждого компонента в дистилляте

$$G_{p1} := G_p \cdot Y_p = 124,2 \times 0,9847 = 122,3 \text{ кмоль/ч;}$$

$$G_{p2} := G_p \cdot (1 - Y_p) = 124,2 \times (1 - 0,9847) = 1,9 \text{ кмоль/ч.}$$

Мольный расход остатка

$$G_w := G_f - G_p = 291,2 - 124,2 = 167,0 \text{ кмоль/ч.}$$

Расход каждого компонента в остатке

$$G_{w1} := G_w \cdot X_w = 167,0 \times 0,0352 = 5,9 \text{ кмоль/ч;}$$

$$G_{w2} := G_w \cdot (1 - X_w) = 167,0 \times (1 - 0,0352) = 161,1 \text{ кмоль/ч.}$$

Результаты расчета материального баланса сведем в таблицу 2.2 и 2.3.

Таблица 2.2 – Материальный баланс ректификационной колонны (мольн)

Компонент	Расход потоков, кмоль/ч			Мольный состав потоков		
	сырье	дистиллят	остаток	сырье	дистиллят	остаток
бензол	128,2	122,3	5,9	0,4402	0,9847	0,0352
толуол	163,0	1,9	161,1	0,5598	0,0153	0,9648
Всего	291,2	124,2	167,0	1,0000	1,0000	1,0000

Таблица 2.3 – Материальный баланс ректификационной колонны (масс)

Компонент	Расход потоков, кг/ч			Массовый состав потоков		
	сырье	дистиллят	остаток	сырье	дистиллят	остаток
бензол	10000	9541	459	0,4000	0,9820	0,0300
толуол	15000	175	14825	0,6000	0,0180	0,9700
Всего	25000	9716	15284	1,0000	1,0000	1,0000

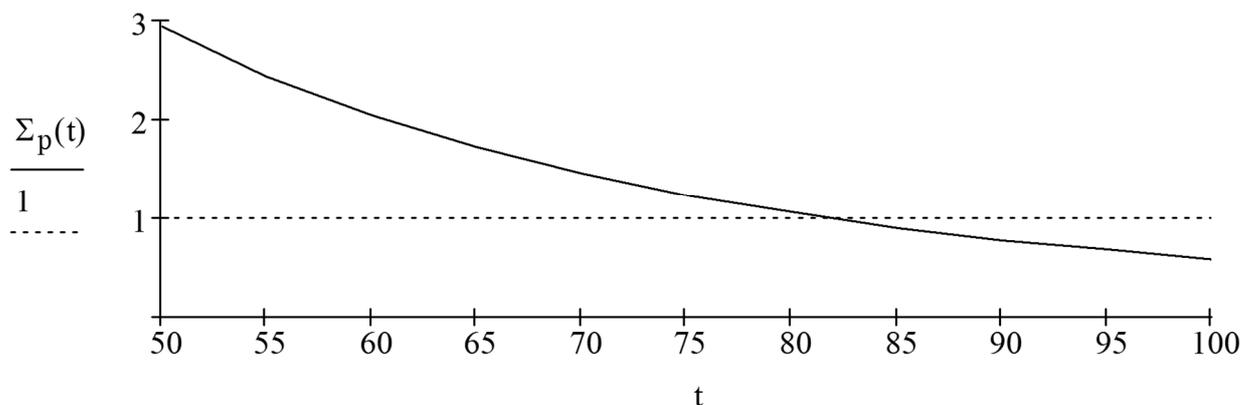


Рисунок 2.3 – Изотерма состояния паровой фазы для верха колонны

Определяем давление внизу колонны

$$P_w := P_p + \Delta P_2 = 0,1013 + 0,0200 = 0,1213 \text{ МПа.}$$

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 [3]

$$\Sigma_w(t) := \frac{P_{v1}(t + 273) \cdot X_w + P_{v2}(t + 273) \cdot (1 - X_w)}{P_w}.$$

Графическое изображение зависимости показано на рисунке 4.4.

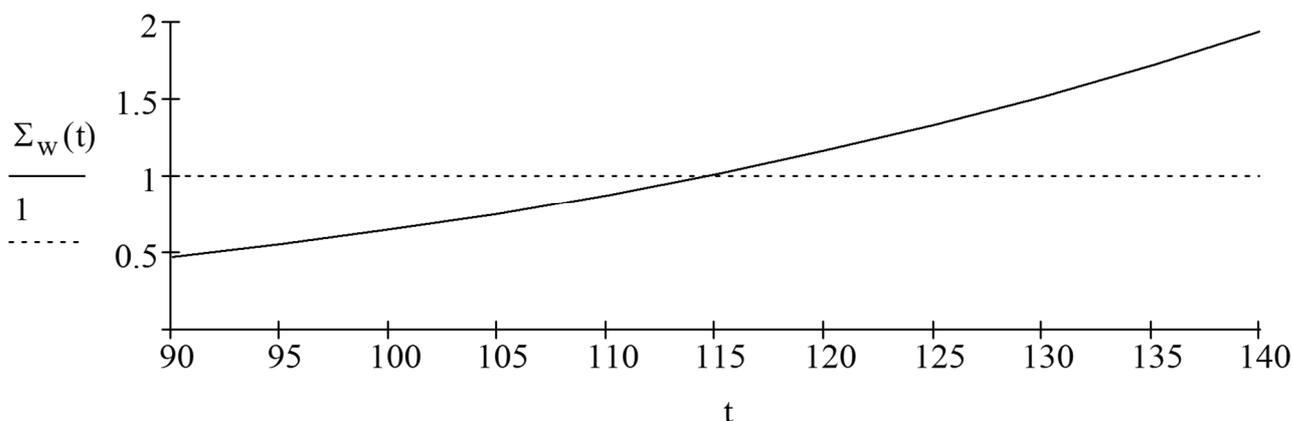


Рисунок 2.4 – Изотерма состояния жидкой фазы для куба колонны

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

$$t_w = 114.861 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

2.1.4 Расчет флегмового и парового чисел

Для определения флегмового и парового чисел необходимо выполнить интерполяцию табличных данных кривой равновесия. Табличные данные для разделяемой смеси [4]

$$v_x := (0 \ 0.05 \ 0.10 \ 0.20 \ 0.30 \ 0.40 \ 0.50 \ 0.60 \ 0.70 \ 0.80 \ 0.90 \ 1.00)^T;$$

$$v_y := (0.000 \ 0.115 \ 0.214 \ 0.380 \ 0.511 \ 0.619 \ 0.712 \ 0.790 \ 0.854 \ 0.910 \ 0.959 \ 1.000)^T$$

Для расчетов выполним интерполяцию кубическим сплайном

$$v_s := \text{cspline}(v_x, v_y);$$

$$\text{fit}(x) := \text{interp}(v_s, v_x, v_y, x).$$

График полученной функции показан на рисунке 2.6.

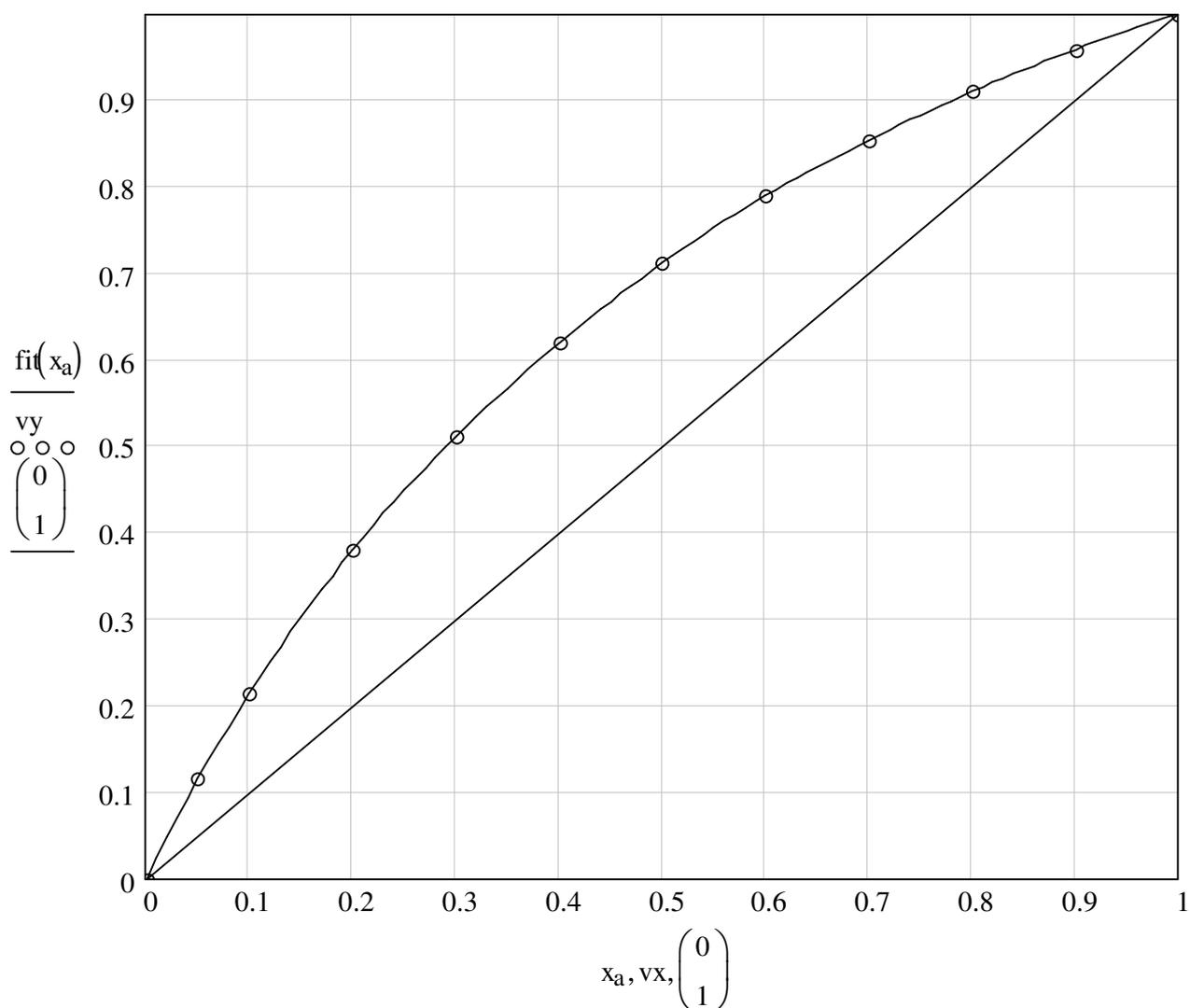


Рисунок 2.6 – Равновесная кривая разделяемой смеси

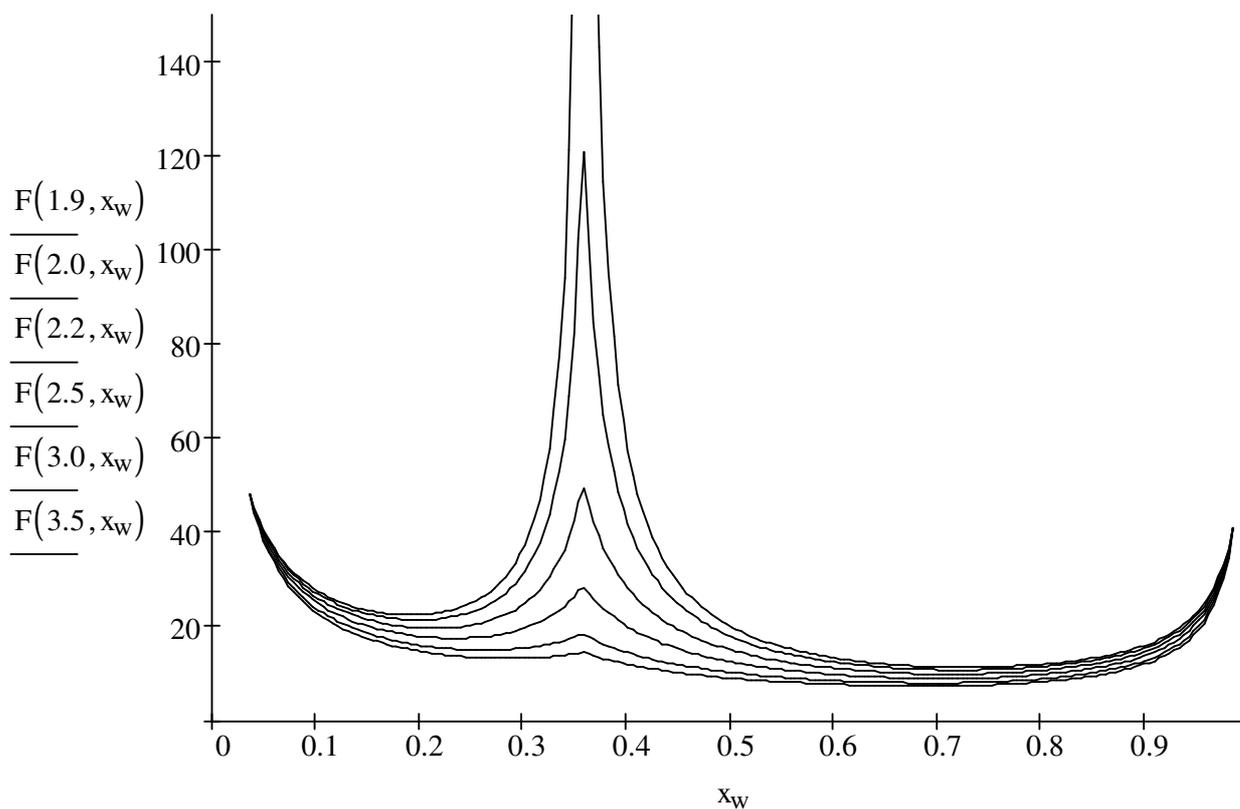


Рисунок 2.7 – Зависимость $m_x(R)$ при различных значениях R

Функция для разности абсцисс

$$d(R, x) := x - \text{root}(\text{fit}(\text{arg}_x) - \text{wl}(R, x), \text{arg}_x, 0, 1).$$

$$F(R, x) := \frac{1}{d(R, x)};$$

Интеграл для определения ЧЕП

$$m_x(R) := \int_{X_w}^{X_p} F(R, x) dx.$$

Выберем область изменения R

$$R := 1.9, 1.92.. 3.5.$$

Для определения ЧЕП необходимо найти минимум функции

$$F(R) = m_x(R) (R+1)$$

Графическая зависимость показана на рисунке 2.8.

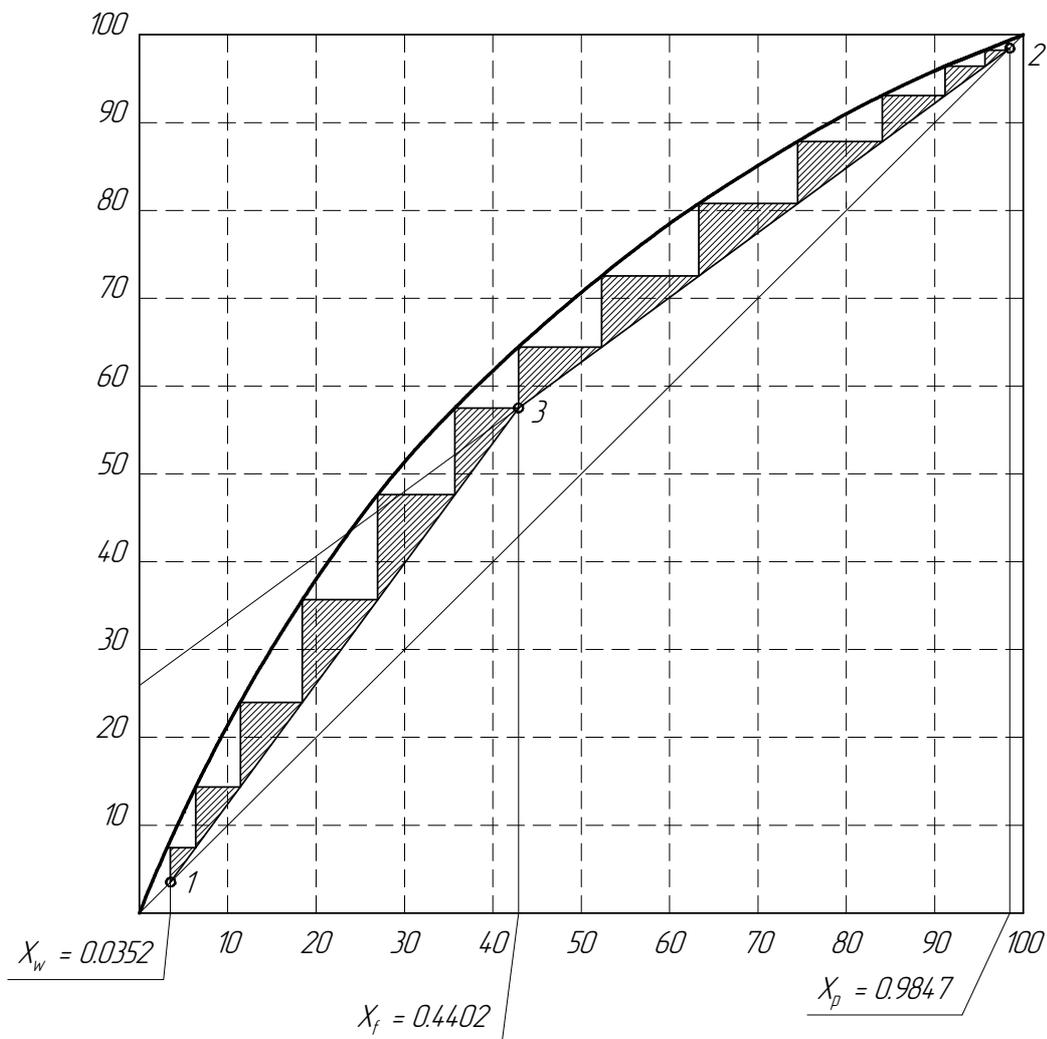


Рисунок 2.9 – График для определения оптимального флегмового числа
В результате построения получаем:

- число теоретических тарелок в укрепляющей секции колонны – 8;
- число теоретических тарелок в исчерпывающей секции колонны – 7.

2.1.6 Определение потоков по колонне

Плотности чистых компонентов в жидкой фазе [4]

$$\rho_{1ж} := 815 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}; \quad \rho_{2ж} := 808 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Плотность флегмы

$$\rho_{хр} := \frac{1}{\frac{X_p}{\rho_{1ж}} + \frac{1 - X_p}{\rho_{2ж}}} = \frac{1}{\frac{0,9820}{815} + \frac{1 - 0,9820}{808}} = 815 \text{ кг/м}^3.$$

Изм.	Лист	N докум.	Подп.	Дата
------	------	----------	-------	------

Массовый расход дистиллята

$$G_{Mp} := G_p \left(\frac{Y_p}{1 - Y_p} \right) \cdot M =$$
$$= 124,2 \times (0,9847 \times 78 + (1 - 0,9847) \times 92) = 6092 \text{ кг/ч.}$$

Объемный расход дистиллята

$$V_{pж} := \frac{G_{Mp}}{\rho_{xp}} = 9716 / 815 = 7,476 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Объемный расход остатка

$$V_{wж} := \frac{G_{Mw}}{\rho_{xw}} = 15284 / 808 = 17,207 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Объемный расход флегмы

$$D_p := V_{pж} \cdot R = 7,476 \times 2,8 = 20,934 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Средняя плотность паров в верхней части колонны

$$\rho_{yp} := \frac{G_{Mp} \cdot (R + 1)}{V_p} = \frac{9716 \times (2,8 + 1)}{8445} = 2.741 \text{ кг/м}^3.$$

Средняя плотность паров в нижней части колонны

$$\rho_{yw} := \frac{G_{Mw} \cdot S_p}{V_w} = \frac{15284 \times 1.42}{5879} = 3.355 \text{ кг/м}^3.$$

2.1.7 Определение диаметра колонны

Принимаем расстояние между тарелками [2]

$$h_T = 400.$$

Принимаем диаметр колпачка [2]

$$d_K := 80 \text{ мм.}$$

Предельная скорость движения паров в нижней секции

$$\omega_{прw} = \frac{0.0158}{d_K^{2/3}} \sqrt{\frac{\rho_{xw}}{\rho_{yw}} h_T} = \frac{0.0158}{0.080^{2/3}} \sqrt{\frac{808}{3.355} \times 0,400} = 0.723 \text{ м/с.}$$

Рабочая скорость движения паров в нижней секции

$$\omega_w := 0.85 \omega_{прw} = 0,85 \times 0,723 = 0,615 \text{ м/с.}$$

Изм.	Лист	N докум.	Подп.	Дата

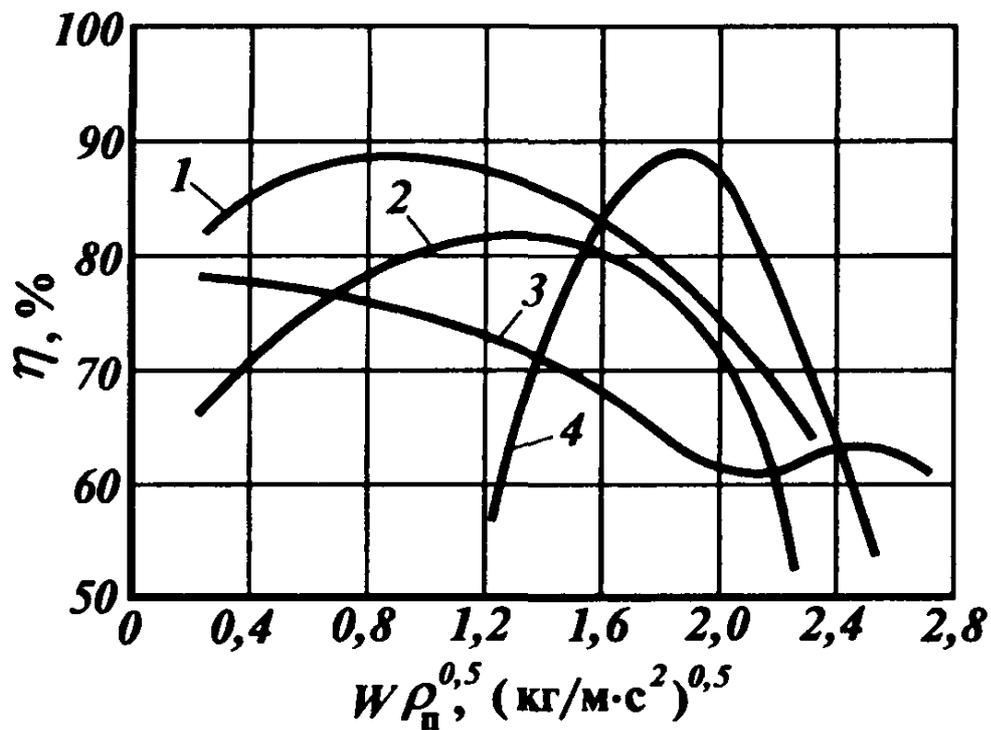


Рисунок 2.10 – КПД тарелок различных конструкций от F-фактора.

1 – клапанная тарелка с дисковыми клапанами; 2 – колпачковая тарелка; 3 – ситчатая тарелка; 4 – провальная решетчатая тарелка

Тогда согласно рисунку 4.10 КПД колпачковой тарелки для верхней части колонны составит

$$\eta_p = 0,82.$$

Число действительных тарелок колонны в верхней секции

$$n_p = n_{pt} / \eta_p = 8 / 0,82 = 9,75 = 10.$$

Значение F-фактора для нижней секции проектируемой колонны составит

$$F_w = \omega_w \sqrt{\rho_{yw}} = 0,520 \times \sqrt{3,355} = 0,95.$$

Тогда согласно рисунку 4.10 КПД колпачковой тарелки для верхней части колонны составит

$$\eta_p = 0,80.$$

Число действительных тарелок колонны в верхней секции

$$n_p = n_{pt} / \eta_p = 7 / 0,82 = 8,75 = 9.$$

Тогда действительная скорость движения потока в штуцере

$$\omega_w := \frac{4V_{wж}}{\pi \cdot D_w^2} = \frac{4 \times (17,207 / 3600)}{3.14 \times 0.1^2} = 0,609 \text{ м/с.}$$

Штуцер ввода флегмы. Скорость движения жидкости в нагнетающем трубопроводе при перекачивании насосами принимать 0,5 ... 1,0 м/с [3]

$$\omega_{рж} := 0.5 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Тогда расчетный диаметр штуцера ввода флегмы

$$D_{рж} := \sqrt{\frac{4 \cdot V_{рж}}{\pi \cdot \omega_{рж}}} = \sqrt{\frac{4 \times (7,476 / 3600)}{3.14 \times 0.5}} = 0,073 \text{ мм.}$$

Принимается стандартный диаметр

$$D_p = 80 \text{ мм.}$$

Тогда действительная скорость движения потока в штуцере

$$\omega_{рж} := \frac{4V_{рж}}{\pi \cdot D_p^2} = \frac{4 \times (7,476 / 3600)}{3.14 \times 0.080^2} = 0,470 \text{ м/с.}$$

Штуцер вывода паров дистиллята. Объемный расход дистиллята

$$V_p = 8445 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}; \quad V_p = 2.34579 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Скорость движения газов при небольшом давлении принимать 4,0...12,0 м/с

$$\omega_p := 15.0 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Тогда расчетный диаметр штуцера отбора паров дистиллята

$$D_p := \sqrt{\frac{4 \cdot V_p}{\pi \cdot \omega_p}} = \sqrt{\frac{4 \times 2.346}{3.14 \times 15}} = 0.446 \text{ м.}$$

Принимается стандартный диаметр

$$D_p = 500 \text{ мм.}$$

Тогда действительная скорость движения потока в штуцере

$$\omega_p := \frac{4V_p}{\pi \cdot D_p^2} = \frac{4 \times 2,346}{3.14 \times 0.500^2} = 11,9 \text{ м/с.}$$

Изм.	Лист	N докум.	Подп.	Дата

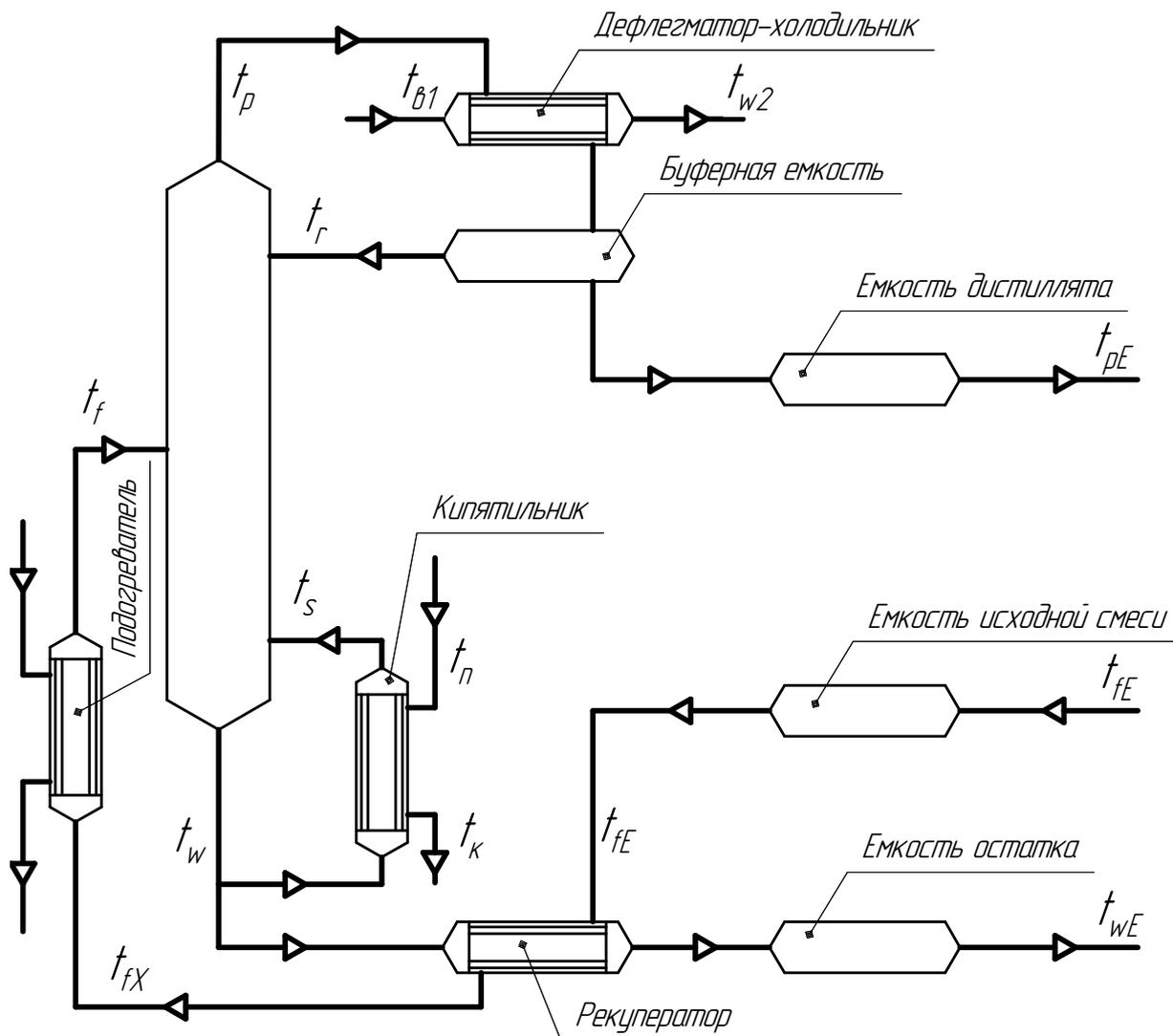


Рисунок 2.11 – Схема к тепловому расчету установки

Удельная теплоемкость дистиллята

$$c_p := c_1 \cdot Y_p + c_2 \cdot (1 - Y_p) = 2,024 \times 0,9847 + 1,982 \times (1 - 0,9847) = 2,023 \frac{\text{кДж}}{\text{кг К}}$$

Температура дистиллята (из предыдущих расчетов)

$$t_p = 81.386 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Температура флегмы

$$t_r = t_p - 34 = 81 - 34 = 47 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Тепловая нагрузка конденсатора-холодильника

$$\begin{aligned} W_r &:= [c_p \cdot (t_p - t_r) + l_p] \cdot G_{Mр} \cdot (R + 1) = \\ &= [2.023 \times (81 - 47) + 349.9] \times 9716 \times (2.8 + 1) = 2982 \text{ кВт}. \end{aligned}$$

Тепло, уносимое с остатком

$$Q_{wE} := c_w \cdot t_{wE} \cdot G_{Mw} = 1,983 \times 30 \times 13908 = 0,552 \times 10^6 \text{ кДж/ч} = 153 \text{ кВт.}$$

Тепло, уносимое с дистиллятом

$$Q_{pE} := c_p \cdot t_{pE} \cdot G_{Mp} = 2,023 \times 30 \times 6092 = 0,370 \times 10^6 \text{ кДж/ч} = 103 \text{ кВт.}$$

Тепловой баланс установки

$$Q_{\text{прих}} := Q_{fE} + W_s + W_f = 1101 + 2135 + 0 = 3236 \text{ кВт};$$

$$Q_{\text{расх}} := Q_{pE} + Q_{wE} + W_r = 103 + 153 + 2982 = 3237 \text{ кВт.}$$

Тепловой баланс установки выполняется.

2.2 Расчет вспомогательного оборудования

2.2.1 Расчет кипятильника

Тепловая нагрузка из теплового баланса $W_s = 2134.923 \text{ кВт}$. Теплота конденсации пара температурой $135 \text{ }^\circ\text{C}$ [4]

$$r_{\Pi} := 516 \cdot 4190 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} = 2162 \text{ кДж/кг.}$$

Массовый расход пара

$$G_{\Pi} := \frac{W_s}{r_{\Pi}} = 2135 / 2162 = 0,987 \text{ кг/с} = 3555 \text{ кг/ч.}$$

Плотность пара [4]

$$\rho_{\Pi} := 1.72 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Температура пара $t_{\Pi} := 135$. Объемный расход пара

$$V_{\Pi} := \frac{G_{\Pi}}{\rho_{\Pi}} = \frac{0,987}{1.72} = 0.574 \text{ м}^3/\text{с} = 2067 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Определение средней разности температур

$$\Delta t_{\text{б}} := t_{\Pi} - t_w = 135 - 83 = 52 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{\text{м}} := t_{\Pi} - t_s = 135 - 88 = 47 \text{ }^\circ\text{C};$$

Изм.	Лист	N докум.	Подп.	Дата

Определение средней разности температур

$$\Delta t_{\delta} := t_p - t_{B1} = 81 - 15 = 66 \text{ }^{\circ}\text{C};$$

$$\Delta t_M := t_r - t_{B2} = 47 - 40 = 7 \text{ }^{\circ}\text{C};$$

$$\Delta t_{cp} := \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_M}{\ln\left(\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_M}\right)} = \frac{66 - 7}{\ln\left(\frac{66}{7}\right)} = 27 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Принимаем значение коэффициента теплоотдачи при использовании воды

$$K := 600 \cdot \frac{\text{Вт}}{\text{К} \cdot \text{м}^2}$$

Ориентировочная поверхность теплообмена

$$F := \frac{W_r}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{2982}{0.600 \times 273} = 185 \text{ м}^2.$$

По каталогу выбираем теплообменник по ГОСТ 15118-79 с диаметром кожуха 1000 мм, число ходов 2, размер теплообменных труб 20x2, поверхность теплообмена 221 м² при длине аппарата 3 м, число труб 1173 [3].

2.3 Задание на конструирование и прочностной расчет

По результатам расчета колонны составляем задание на конструирование и прочностной расчет нестандартного оборудования. Эскиз колонны приведен на рисунке 2.12.

Характеристики оборудования:

- максимальная температура в колонне 115 °С;
- максимальное давление в колонне 0,61 МПа;
- расстояние между тарелками 400 мм, число тарелок 19 шт.
- высота колонны 14,6 м;
- среда в колонне – бинарная смесь «бензол-толуол».

Необходимо определить толщины основных элементов оборудования, сделать расчет на ветровую и сейсмические нагрузки, подобрать обтюрацию фланцевых соединений, выбрать опору аппарата для установки на воздухе.

Список использованных источников

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