

Министерство образования и науки Российской Федерации

Федеральное агентство по образованию

Государственное образовательное учреждение высшего

профессионального образования

«УФИМСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЯНОЙ

ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Кафедра нефтехимии и химической технологии

Домашняя работа:

“Расчет полной ректификационной колонны для разделения бинарной смеси
бензол - толуол”

Вариант

Выполнил:

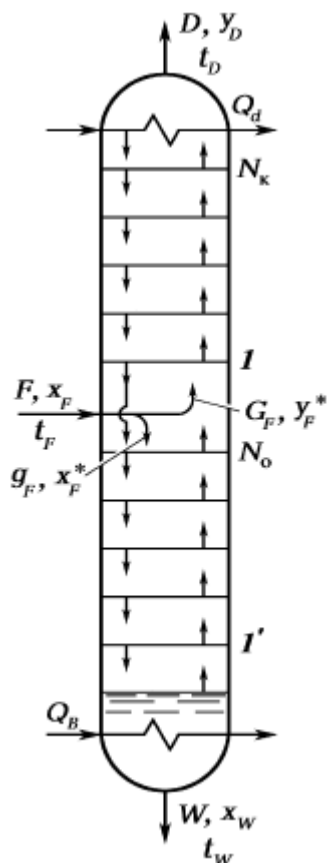
Проверил:

Уфа 2009

1. Введение.

Ректификацией называется диффузионный процесс разделения жидких смесей взаимно растворимых компонентов, различающихся по температурам кипения, который осуществляют путем противоточного, многократного контактирования неравновесных паровой и жидкой фаз.

Для обеспечения ректификации необходимо в верхней части колонны навстречу парам организовать поток жидкости (флегмы, орошения). Для этого на веру



колонны тем или иным способом отнимается тепло O_a (тепло парциального конденсатора). За счет этого часть паров, поднимающихся с верхней тарелки, конденсируется, образуя необходимый нисходящий поток жидкости.

В нижней части колонны нужно обеспечить восходящий поток паров. Для этого в низ колонны тем или иным способом подводится тепло O_b (тепло кипятильника). При этом часть жидкости, стекающей с нижней тарелки, испаряется, образуя поток паров.

Та часть колонны, куда вводится сырье, называется *секцией питания*, или *эвaporационным пространством*, часть ректификационной колонны, находящаяся выше ввода сырья — *верхней, концентрационной* или *укрепляющей*, а ниже ввода сырья — *нижней, отгонной* или *исчерывающей*. В обеих частях колонны протекает один и тот же процесс ректификации.

В зависимости от назначения колонны могут быть полными, т.е. иметь концентрационную и отгонную части, или неполными, имеющими одну из названных частей. Укрепляющая колонна имеет только верхнюю часть, и сырье подается в низ колонны (рис. ГУ-4, б).

Отгонная колонна имеет только нижнюю часть, и сырье вводится на верхнюю тарелку. Неполные колонны применяются в тех случаях, когда к чистоте нижнего продукта укрепляющей колонны или верхнего продукта отгонной колонны не предъявляются высокие требования. Наличие конденсатора и кипятильника в таких колоннах позволяет обеспечить необходимые жидкостные и паровые нагрузки.

Наряду с простыми колоннами, которые делят смесь на два продукта, различают также сложные колонны, в которых число отбираемых продуктов больше двух (рис. ГУ-4 а, а). Эти продукты могут выводиться из основной или из отпарных колонн в виде дополнительных боковых погоннов.

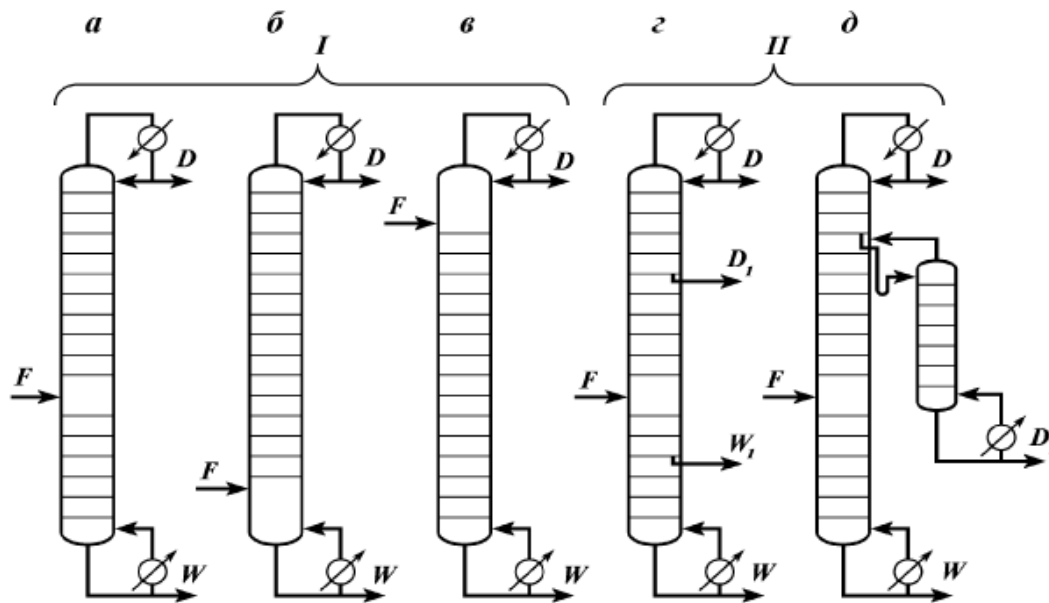


Рис. IV-4. Схемы простых (I) и сложных (II) колонн:
 а — полная; б — укрепляющая; в — отгонная; з — с отбором дополнительных продуктов (D_1 и W_1) из основной колонны; д — с отбором дополнительного продукта; D_1 из отпарной колонны

Для проведения процесса ректификации необходимо в низ колонны подвести тепло. При этом часть жидкости, стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны, испаряется, образуя необходимый для процесса ректификации встречный поток паров. Подвод тепла может быть осуществлен различными способами.

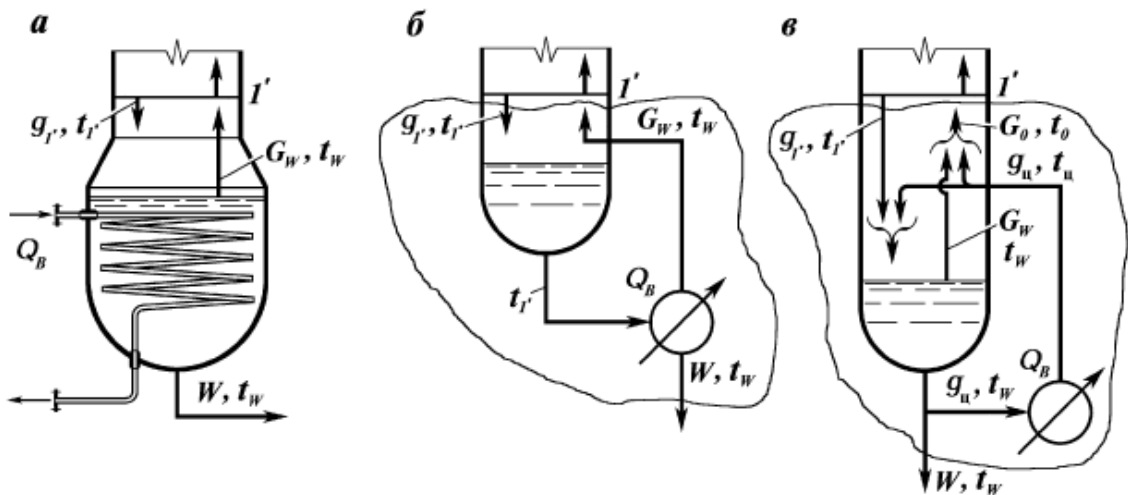


Рис. IV-25. Схемы основных способов подвода тепла в низ колонны:
 а — змеевик теплообменных труб; б — подогреватель с паровым пространством; в — горячая струя

Для обеспечения нормальной работы ректификационной колонны необходимо на веру ее отводить определенное количество тепла для конденсации части паров и образования потока флегмы (орошения).

В промышленной практике получили распространение три основных способа отвода тепла: поверхностный парциальный конденсатор, холодное испаряющееся орошение и циркуляционное неиспаряющееся орошение.

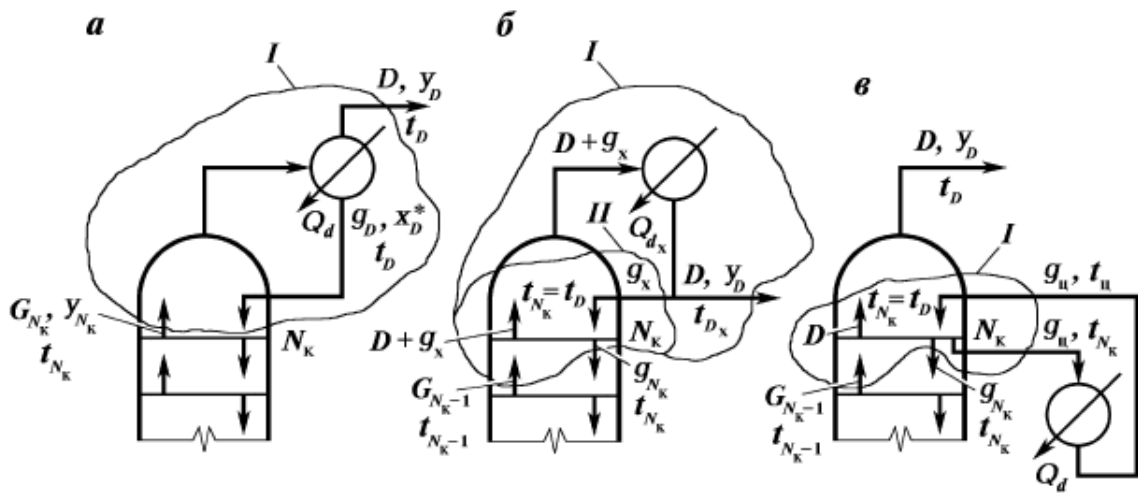


Рис. IV-24. Схемы основных способов создания орошения в колонне:
 а — парциальный конденсатор; б — холодное испаряющееся орошение; в — циркуляционное
 неиспаряющееся орошение; I, II — контуры для составления балансов

2. Цель работы и исходные данные:

Параметр	Значение
P, ата	1,32
x_F^I	0,54
e	0,58
y_D^I	0,976
x_W^I	0,037
n	1,33
F, т/ч	19,5

Цель работы:

Расчитать основные показатели работы и размеры ректификационной колонны для разделения бинарной смеси бензол- толуол.

3. Расчетная часть.

3.1. Построение зависимости давления насыщенных паров от температуры. Построение изобары, комбинированной диаграммы и XY-диаграммы.

3.1.1.

Таблица 1. - Табличные данные по каждому компоненту.

Название	Коэффициенты к уравнению Антуана.			ρ_4^{20}	M
	A	B	C		
Бензол	4,03129	1214,65	221,205	0,8790	78
Толуол	4,07427	1345,09	219,516	0,8669	92

Для определения температур кипения низкокипящих и высококипящих компонентов используем уравнение Антуане:

$$t = \frac{B}{A - \lg P} - C; \quad (1)$$

Строим графическую зависимость давления насыщенного пара от температуры кипения компонентов.

Для этого в уравнение (1) вместо P подставляем π в атмосферах.

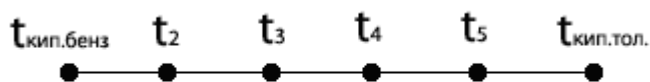
$$\pi = \frac{98100 \cdot 1,32}{101300} = 1,278 \text{ атм}$$

$$\text{Для бензола: } t = \frac{1214,65}{4,03129 - \lg 1,32} - 221,205 = 88,3^\circ\text{C};$$

$$\text{Для толуола: } t = \frac{1345,09}{4,07427 - \lg 1,32} - 219,516 = 119,5^\circ\text{C};$$

3.1.2.

Расстояние между этими температурами кипения делим на 5 отрезков.



$$\Delta t = \frac{t_{\text{кип.тол}} - t_{\text{кип.бенз}}}{5} = \frac{119,5 - 88,3}{5} = 6,24^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 94,54^\circ\text{C}$$

$$t_3 = 100,78^\circ\text{C}$$

$$t_4 = 107,02^\circ\text{C}$$

$$t_5 = 113,26^\circ\text{C}$$

По уравнению рассчитываем давления насыщенных паров компонентов:

$$P = 10^{A - \frac{B}{C+t}} \quad (2);$$

Для бензола:

$$P = 10^{4,03129 - \frac{1214,65}{221,205 + 88,3}} = 1,278 \text{ атм}$$

$$P = 10^{4,03129 - \frac{1214,65}{221,205 + 94,54}} = 1,529 \text{ атм}$$

$$P = 10^{4,03129 - \frac{1214,65}{221,205 + 100,78}} = 1,82 \text{ атм}$$

$$P = 10^{4,03129 - \frac{1214,65}{221,205 + 107,02}} = 2,14 \text{ атм}$$

$$P = 10^{4,03129 - \frac{1214,65}{221,205 + 113,26}} = 2,51 \text{ атм}$$

$$P = 10^{4,03129 - \frac{1214,65}{221,205 + 119,5}} = 2,9 \text{ атм}$$

Для толуола:

$$P = 10^{4,07427 - \frac{1345,09}{219,516 + 88,3}} = 0,506 \text{ атм}$$

$$P = 10^{4,07427 - \frac{1345,09}{219,516 + 94,54}} = 0,62 \text{ атм}$$

$$P = 10^{4,07427 - \frac{1345,09}{219,516 + 100,78}} = 0,75 \text{ атм}$$

$$P = 10^{4,07427 - \frac{1345,09}{219,516 + 107,02}} = 0,901 \text{ атм}$$

$$P = 10^{4,07427 - \frac{1345,09}{219,516 + 113,26}} = 1,08 \text{ атм}$$

$$P = 10^{4,07427 - \frac{1345,09}{219,516 + 119,5}} = 1,278 \text{ атм}$$

3.1.3.

Определяем мольные доли низкокипящего компонента в кипящей жидкой фазе:

$$x^I = \frac{p - P_{\text{тол}}}{P_{\text{бенз}} - P_{\text{тол}}}; \quad (3)$$

$$x^I_1 = \frac{1,278 - 0,506}{1,278 - 0,506} = 1;$$

$$x^I_2 = \frac{1,278 - 0,62}{1,529 - 0,62} = 0,724;$$

$$x_3^I = \frac{1,278 - 0,75}{1,82 - 0,75} = 0,493;$$

$$x_4^I = \frac{1,278 - 0,901}{2,14 - 0,901} = 0,304;$$

$$x_5^I = \frac{1,278 - 1,08}{2,51 - 1,08} = 0,139;$$

$$x_6^I = \frac{1,278 - 1,278}{2,9 - 1,278} = 0;$$

И в равновесной паровой фазе:

$$y^I = \frac{P_{\text{бенз}}}{\pi} * x^I; \quad (4)$$

$$y_1^I = \frac{1,278}{1,278} * 1 = 1;$$

$$y_2^I = \frac{1,529}{1,278} * 0,724 = 0,866$$

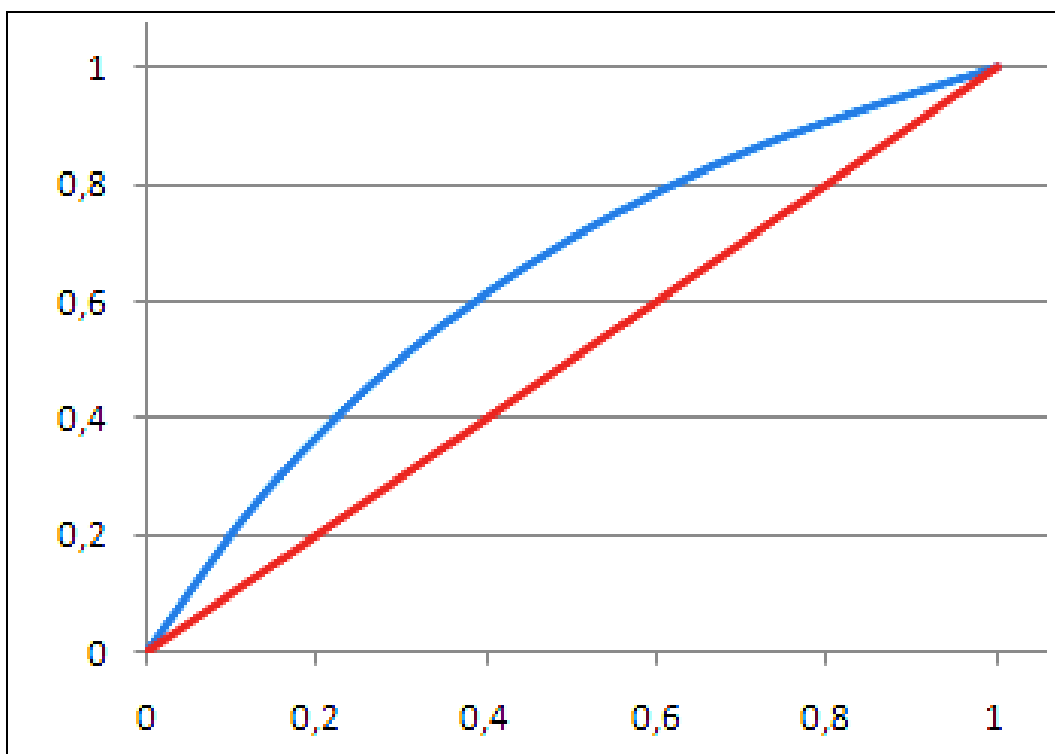
$$y_3^I = \frac{1,82}{1,278} * 0,493 = 0,702$$

$$y_4^I = \frac{2,14}{1,278} * 0,304 = 0,509$$

$$y_5^I = \frac{2,51}{1,278} * 0,139 = 0,273$$

$$y_6^I = 0$$

Построим график.(Приложение 1, рисунок 1).



3.1.4. Построение энтальпийной диаграммы.

Энтальпии компонентов определяем из эмпирических формул:

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * t + 0,00014 * t^2) * (4 - \rho_4^{20}) - 73,8] * M_i \quad (5)$$

$$h_i = (0,403 * t + 0,000405 * t^2) * \frac{M_i}{\sqrt{\rho_4^{20} i}} \quad (6)$$

$$h_{\text{общ}} = h_{\text{бенз}} * x^I + h_{\text{тол}} * (1 - x^I) \quad (7)$$

$$H_{\text{общ}} = H_{\text{бенз}} * y^I + H_{\text{тол}} * (1 - y^I) \quad (8)$$

Для бензола:

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 88,3 + 0,00014 * 88,3^2) * (4 - 0,8790) - 73,8] * 78 = 11542,8 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 94,54 + 0,00014 * 94,54^2) * (4 - 0,8790) - 73,8] * 78 = 11748,45 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 100,78 + 0,00014 * 100,78^2) * (4 - 0,8790) - 73,8] * 78 = 11956,7 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 107,02 + 0,00014 * 107,02^2) * (4 - 0,8790) - 73,8] * 78 = 12167,71 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 113,26 + 0,00014 * 113,26^2) * (4 - 0,8790) - 73,8] * 78 = 12381,34 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 119,5 + 0,00014 * 119,5^2) * (4 - 0,8790) - 73,8] * 78 = 12597,65 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

Для толуола:

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 88,3 + 0,00014 * 88,3^2) * (4 - 0,8669) - 73,8] * 92 = 13693,9 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 94,54 + 0,00014 * 94,54^2) * (4 - 0,8669) - 73,8] * 92 = 13937,2 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 100,78 + 0,00014 * 100,78^2) * (4 - 0,8669) - 73,8] * 92 = 14183,8 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 107,02 + 0,00014 * 107,02^2) * (4 - 0,8669) - 73,8] * 92 = 14489,8 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 113,26 + 0,00014 * 113,26^2) * (4 - 0,8669) - 73,8] * 92 = 14686,5 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$H_i = [(60,2 + 0,109 * 119,5 + 0,00014 * 119,5^2) * (4 - 0,8669) - 73,8] * 92 = 14942,7 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

Вычисляем по формуле (8):

$$H_{\text{общ}} = 11542,8 * 1 + 13693,9 * 0 = 11542,8 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$H_{\text{общ}} = 11748,45 * 0,867 + 13937,2 * (1 - 0,866) = 12039,55 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$H_{\text{общ}} = 11956,7 * 0,7055 + 14183,8 * (1 - 0,702) = 12612,5 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$H_{\text{общ}} = 12167,71 * 0,5088 + 14489,8 * (1 - 0,509) = 13307,9 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$H_{\text{общ}} = 12381,34 * 0,2756 + 14686,5 * (1 - 0,273) = 14051,2 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$H_{\text{общ}} = 14942,7 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

Для бензола:

$$h_i = (0,403 * 88,3 + 0,000405 * 88,3^2) * \frac{78}{\sqrt{0,8790}} = 3266,3 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$h_i = (0,403 * 94,54 + 0,000405 * 94,54^2) * \frac{78}{\sqrt{0,8790}} = 3515,2 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$h_i = (0,403 * 100,78 + 0,000405 * 100,78^2) * \frac{78}{\sqrt{0,8790}} = 3766,8 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$h_i = (0,403 * 107,02 + 0,000405 * 107,02^2) * \frac{78}{\sqrt{0,8790}} = 4021,1 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$h_i = (0,403 * 113,26 + 0,000405 * 113,26^2) * \frac{78}{\sqrt{0,8790}} = 4277,9 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$h_i = (0,403 * 119,5 + 0,000405 * 119,5^2) * \frac{78}{\sqrt{0,8790}} = 4537,5 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

Для толуола:

$$h_i = (0,403 * 88,3 + 0,000405 * 88,3^2) * \frac{92}{\sqrt{0,8669}} = 3879,3 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$h_i = (0,403 * 94,54 + 0,000405 * 94,54^2) * \frac{92}{\sqrt{0,8669}} = 4175 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$h_i = (0,403 * 100,78 + 0,000405 * 100,78^2) * \frac{92}{\sqrt{0,8669}} = 4473,8 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$h_i = (0,403 * 107,02 + 0,000405 * 107,02^2) * \frac{92}{\sqrt{0,8669}} = 4775,8 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$h_i = (0,403 * 113,26 + 0,000405 * 113,26^2) * \frac{92}{\sqrt{0,8669}} = 5080,8 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$h_i = (0,403 * 119,5 + 0,000405 * 119,5^2) * \frac{92}{\sqrt{0,8669}} = 5389,1 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

Вычисляем по формуле (9):

$$h_{\text{общ}} = 3266,3 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$h_{\text{общ}} = 3515,2 * 0,7257 + 4175 * (1 - 0,724) = 3696,2 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

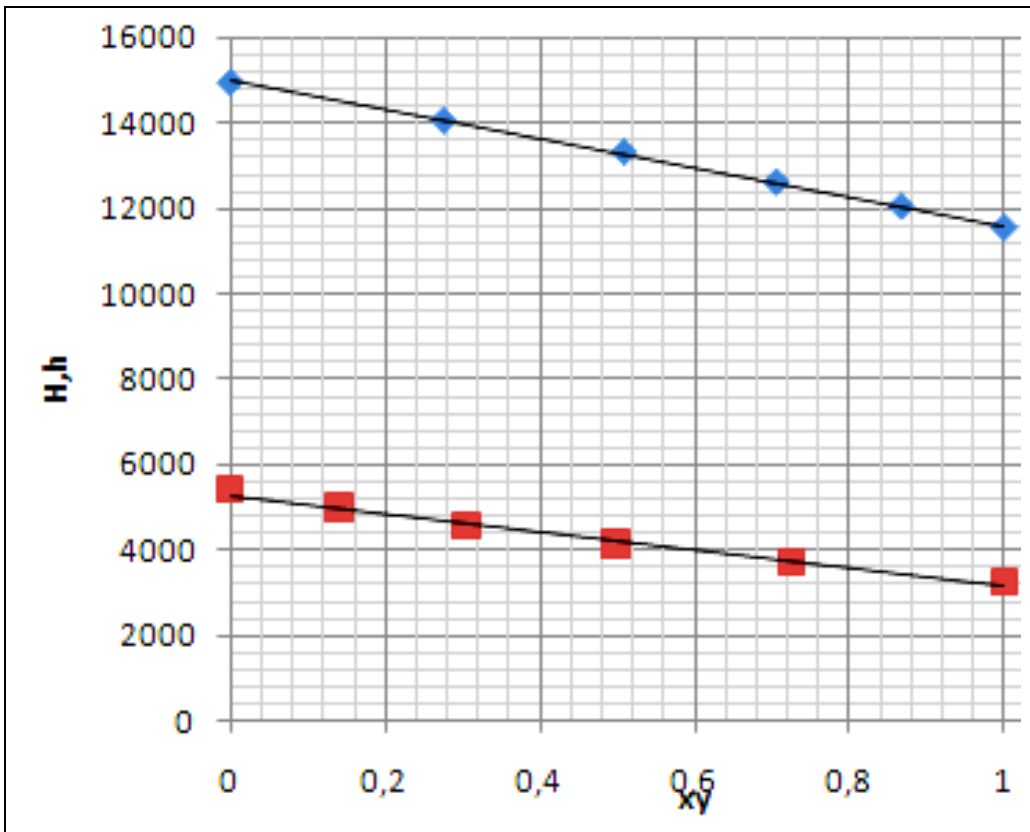
$$h_{\text{общ}} = 3766,8 * 0,498 + 4473,8 * (1 - 0,493) = 4121,7 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$h_{\text{общ}} = 4021,1 * 0,305 + 4775,8 * (1 - 0,304) = 4545,6 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

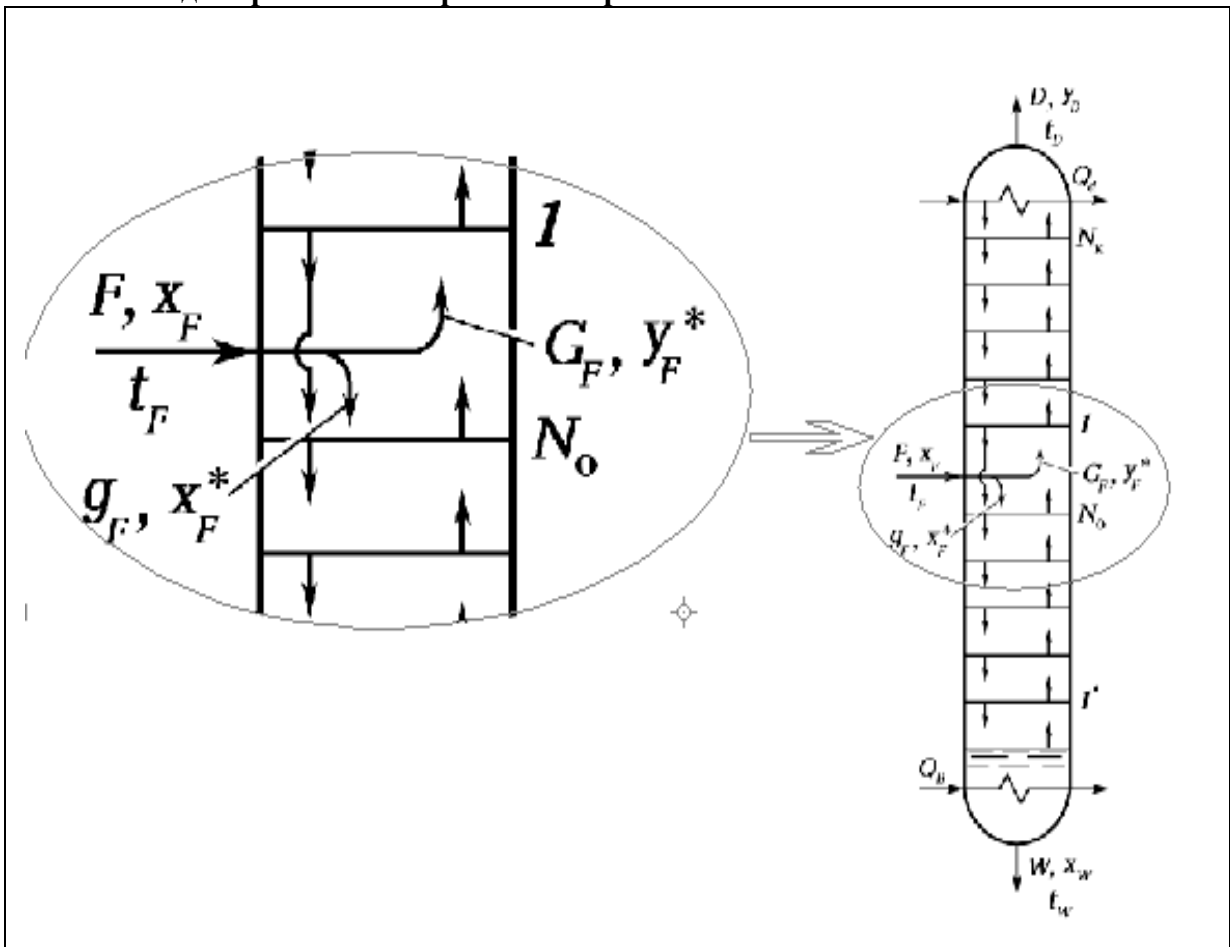
$$h_{\text{общ}} = 4277,9 * 0,141 + 5080,8 * (1 - 0,14) = 4967,3 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$h_{\text{общ}} = 5389,1 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

Тепловая диаграмма.
(Приложение 1, рисунок 2)



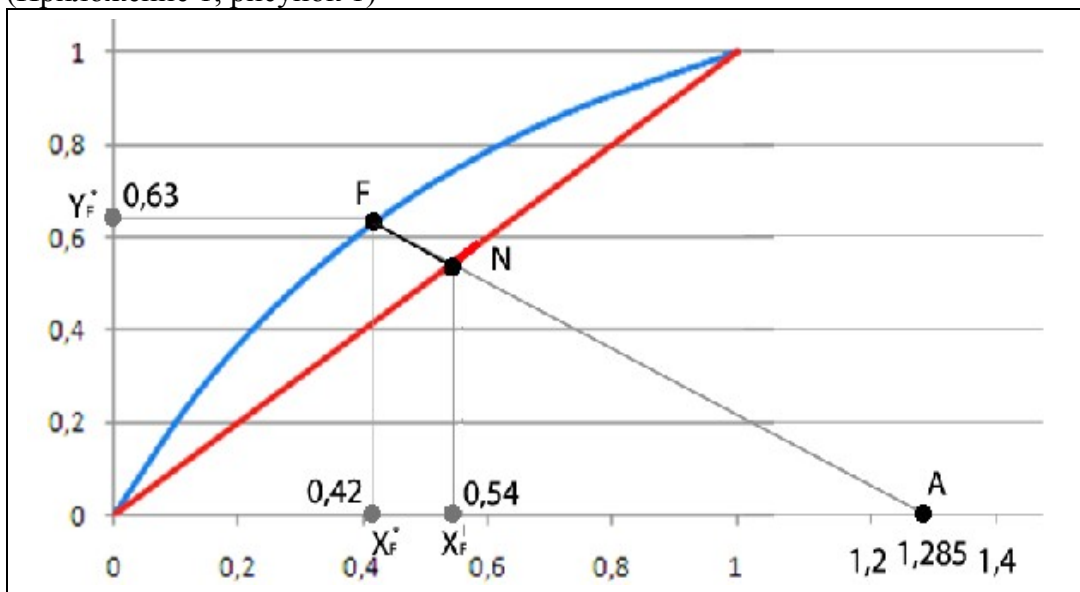
3.2. Расчет однократного испарения бинарной смеси.



Необходимо найти Y_F^*, x_F^*, t_F .

$$\frac{x_F^I}{1 - e^I} = \frac{0,54}{1 - 0,58} = 1,2857$$

(Приложение 1, рисунок 1)



Откладываем точку А. На диагонали откладываем x_F^I . Соединяем А и N. Находим равновесные Y_F^* , x_F^* . $Y_F^* = 0,63$, $x_F^* = 0,42$.

Строим комбинированную диаграмму.
(Приложение 1, рисунок 2).

По диаграмме смотрим $t_F = 103 \text{ }^\circ\text{C}$;

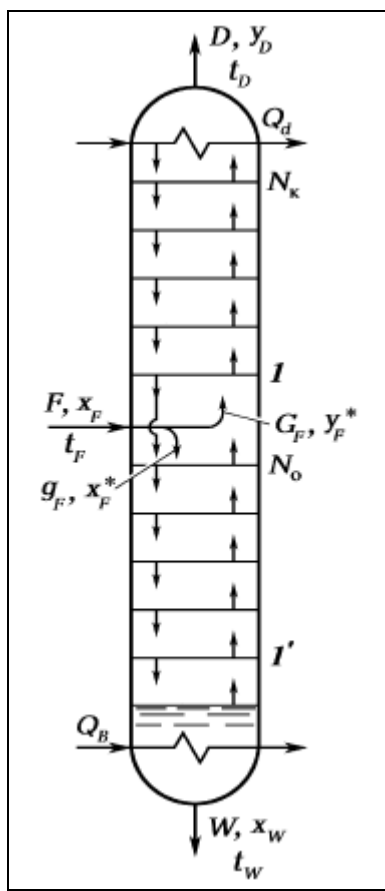
$$e_{\text{расх}} = \frac{x_F^I - x_F^*}{y_F^* - x_F^*} = \frac{0,54 - 0,42}{0,63 - 0,42} = 0,57$$

$$e_{\text{исх}} = 0,54$$

Значения достаточно близкие. Посчитаем ошибку:

$$\varepsilon = \frac{|e_{\text{расх}} - e_{\text{исх}}|}{e_{\text{исх}}} * 100\% = \frac{|0,57 - 0,54|}{0,54} * 100\% = 5,5 \%$$

3.3. Расчет материального баланса ректификационной колонны.



Материальный баланс общий:

$$F = D + W$$

По низкокипящему компоненту:

$$F * x_F^I = D * y_D^I + W * x_W^I$$

F, W, D- мольные расходы.

Переведем массовые расходы в мольные.

$$M_{\text{ср}F} = x_F^I * M_{\text{бенз}} + (1 - x_F^I) * M_{\text{тол}} = 84,44$$

Для дистиллята:

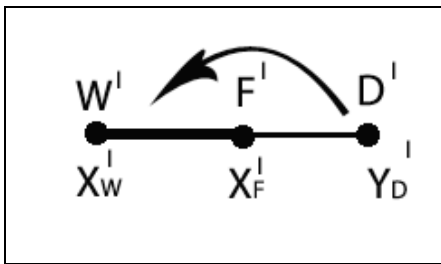
$$M_{\text{ср}D} = y_D^I * M_{\text{бенз}} + (1 - y_D^I) * M_{\text{тол}} = 78,336$$

Для остатка:

$$M_{\text{ср}W} = x_W^I * M_{\text{бенз}} + (1 - x_W^I) * M_{\text{тол}} = 91,482$$

$$F^I = \frac{F}{M_{\text{ср}F}} = 19,5 * \frac{1000}{84,44} = 230,9 \frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}}$$

По правилу рычага:



Для дистиллята:

$$\frac{D^I}{F^I} = \frac{x_F^I - x_W^I}{y_D^I - x_W^I} = 0.5357$$

$$D^I = 123,687 \frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}}$$

$$D = D^I * M_{\text{ср}D} = 9689,2 \frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$$

Для остатка:

$$\frac{W^I}{F^I} = \frac{y_D^I - x_F^I}{y_D^I - x_W^I} = 0.464$$

$$W^I = 107.213 \frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}}$$

$$W = W^I * M_{\text{ср}W} = 9808 \frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$$

Находим количественное соотношение компонентов в сырье в дистилляте и остатке:

$$F_{\text{бенз}}^I = F^I * X_F^I$$

$$F_{\text{бенз}}^I = 230.9 * 0.54 = 124,632 \frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}} \text{— содержание бензола.}$$

$$F_{\text{тол}}^I = F^I * (1 - X_F^I) = 106,268 \frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}} \text{— содержание толуола.}$$

Переводим в кг/ч:

$$F_{\text{бенз}} = F_{\text{бенз}}^I * M_{\text{бен}} = 124,632 * 78 = 9721,296 \frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$$

$$F_{\text{тол}} = F_{\text{тол}}^I * M_{\text{тол}} = 106,268 * 92 = 9776,656 \frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$$

Теперь для дистиллята:

$$D_{\text{бенз}}^I = D^I * y_D^I = 123,687 * 0,976 = 120.72 \frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}}$$

$$D_{\text{тол}}^I = D^I * (1 - y_D^I) = 123,687 * (1 - 0,976) = 2,967 \frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}}$$

Переводим в кг/ч:

$$D_{\text{бенз}} = D_{\text{бенз}}^I * M_{\text{бен}} = 120.72 * 78 = 9416.16 \frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$$

$$D_{\text{тол}} = D_{\text{тол}}^I * M_{\text{тол}} = 2,967 * 92 = 273.964 \frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$$

Теперь для остатка:

$$W_{\text{бенз}}^I = W^I * x_w^I = 107.213 * 0,037 = 3.966881 \frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}}$$

$$W_{\text{тол}}^I = W^I * (1 - x_w^I) = 107.213 * (1 - 0,037) = 103.24612 \frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}}$$

Переводим в кг/ч:

$$W_{\text{бенз}} = W_{\text{бенз}}^I * M_{\text{бен}} = 3.966881 * 78 = 309.4167 \frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$$

$$W_{\text{тол}} = W_{\text{тол}}^I * M_{\text{тол}} = 103.24612 * 92 = 9498.643 \frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$$

Таблица 2. – Обобщение расчета материального баланса ректификационной колонны.

	Сырье		Дистиллят		Остаток	
	$\frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}}$	$\frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$	$\frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}}$	$\frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$	$\frac{\text{К МОЛЬ}}{\text{Ч}}$	$\frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$
толуол	106,268	9776,656	2,967	273.964	103.24612	9498.643
Бензол	124,632	9721,296	120.72	9416.16	3.966881	309.4167
всего	230.9	19500	123,687	9689,2	107.213	9808

3.4 Расчет теплового баланса тепловой диаграммы.

$$F^I * h_F + Q_B = D^I * H_D + W^I * h_w + Q_d$$

-Тепловой баланс для полной колонны.

Из графика:

$$h_F = 9250 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}; \left(\frac{Q_B}{W}\right)_{\min} = 17000 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}; H_D = 11600 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}; h_w = 5250 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}};$$

$$\left(\frac{Q_d}{D}\right)_{\min} = 15750 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

Далее находим:

$$\left(\frac{Q_d}{D}\right)_{\text{раб}} = \left(\frac{Q_d}{D}\right)_{\min} * n^I = 15750 * 1,33 = 20947.5 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$(Q_d)_{\text{раб}} = \left(\frac{Q_d}{D}\right)_{\text{раб}} * D^I = 20947.5 * 123,687 = 2590933.43 \text{ ккал/ч}$$

$$\left(\frac{Q_B}{D}\right)_{\text{раб}} = 23500 \frac{\text{ккал}}{\text{кмоль}}$$

$$(Q_B)_{\text{раб}} = \left(\frac{Q_B}{D}\right)_{\text{раб}} * W^I = 23500 * 107.21 = 2519435 \text{ ккал/ч}$$

$$230.9 * 9250 + 2519435 = 2590933.43 + 123,687 * 11600 + 107.21 * 5250$$

$$4655260 \approx 4588855.13$$

Ошибка:

$$\varepsilon = \frac{|4655260 - 4588855.13|}{4655260} * 100\% = 1,4 \%$$

3.5. Расчет режима полного орошения.

Графически $n_{\min} = 9$

Необходимо рассчитать минимальное число теоретических тарелок.

По уравнению Фенсне-Андервуда:

$$n_{min} = \frac{\lg \left(\frac{y_D^I}{1 - y_D^I} * \frac{1 - x_W^I}{x_W^I} \right)}{\lg \alpha_{ср}}$$

Где $\alpha_{ср}$ -коэффициент относительной летучести компонентов.

$$\alpha_{ср} = \sqrt{\alpha_{верха}^2 + \alpha_{низа}^2}$$

Для верха и низа колонны α находим отдельно для каждой температуры!

$$\alpha_{верха} = \frac{P_{бенз}}{P_{тол}} \quad (\text{при } t_{верха} = 89,6^\circ\text{C})$$

$$\alpha_{низа} = \frac{P_{бенз}}{P_{тол}} \quad (\text{при } t_{низа} = 118,2^\circ\text{C})$$

Верх колонны:

Для бензола:

$$P = 10^{4,03129 - \frac{1214,65}{221,205 + 89,6}} = 1,32 \text{ атм}$$

Для толуола:

$$P = 10^{4,07427 - \frac{1345,09}{219,516 + 89,6}} = 0,528 \text{ атм}$$

$$\alpha_{верха} = \frac{P_{бенз}}{P_{тол}} = \frac{1,32}{0,528} = 2,498$$

Низ колонны:

Для бензола:

$$P = 10^{4,03129 - \frac{1214,65}{221,205 + 118,2}} = 2,835 \text{ атм}$$

Для толуола:

$$P = 10^{4,07427 - \frac{1345,09}{219,516 + 118,2}} = 1,234 \text{ атм}$$

$$\alpha_{верха} = \frac{P_{бенз}}{P_{тол}} = \frac{2,835}{1,234} = 2,2974$$

$$\alpha_{ср} = \sqrt{\alpha_{верха}^2 + \alpha_{низа}^2} = 3,394$$

$$n_{min} = \frac{\lg \left(\frac{0,976}{1 - 0,976} * \frac{1 - 0,037}{0,037} \right)}{\lg 3,394} = 8$$

3.6.1 Расчет числа теоретических тарелок на ху – диаграмме (Приложение 1, рисунок 1).

Графически находим $\frac{y_D^I}{1 + R_m} = 0,355$ и $\frac{\Pi_m + x_W^I}{\Pi_m + 1} = 0,6625$

$$R_m = 1,749 \text{ и } \Pi_m = 1,853$$

$$R_{раб} = R_m * n^I$$

$$R_{раб} = 1,33 * 1,749 = 2,326$$

$$\Pi_{раб} = 1,33 * 1,853 = 2,4645$$

$$\frac{y_D^I}{1 + R_{раб}} = 0,293$$

$$\frac{\Pi_m + x_W^I}{\Pi_m + 1} = 0,722$$

Откладываем на ху диаграмме и строим рабочие теоретические тарелки.

$$n_{\text{раб}} = 16$$

3.6.2. Расчет числа тарелок на комбинированной диаграмме. (Приложение 1, рисунок 2)

В укрепляющей секции получилось 9 тарелок;

В отгонной части получилось 6 тарелок.

Всего в ректификационной колонне 15 тарелок.

3.7. Расчет профиля концентраций и нагрузок по высоте колонны.

Определяем t, x, y для каждой тарелки (приложение 1, рисунок 2)

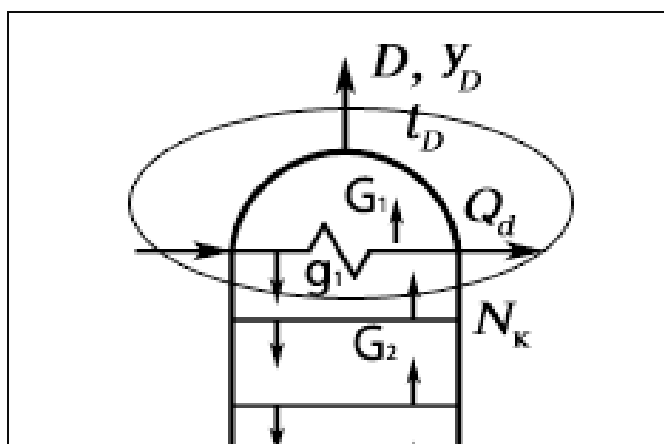
Таблица 3. – T, X, Y по тарелкам колонны.

n	t	x	y
1	89,6	0,92	0,975
2	91,6	0,83	0,935
3	94,5	0,72	0,865
4	97,3	0,61	0,8
5	100,2	0,52	0,72
6	102,3	0,45	0,66
7	103,5	0,41	0,625
8	105	0,36	0,575
9	107	0,305	0,5
10	109,2	0,245	0,415
11	111,3	0,19	0,34
12	113,3	0,14	0,26
13	115,3	0,095	0,24
14	117	0,055	0,13
15	118,2	0,0375	0,075

Построим зависимости $n(t), n(x), n(y)$.

(приложение 4, рисунок 5 ; приложение 3, рисунок 4).

Расчет нагрузок по высоте колонны.



1) Укрепляющая секция.

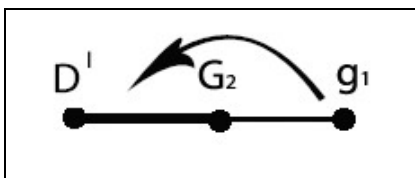
Баланс по 1 тарелке:

$$G_2 = g_1 + D;$$

Смотрим из диаграммы. (Приложение 1, рисунок 2).

Считаем нагрузки на каждой тарелке.

1 тарелка.



Материальный баланс для 1 тарелки будет:

$$G_2^I = g_1^I + D^I$$

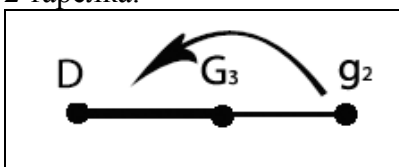
Флегмово число будет: $R_1 = \frac{g_2^I}{D^I} = \frac{20.7}{(29.1-20.7)} = 2.464$, где за место g_1^I и D^I мы подставляем длины отрезков на комбинированной диаграмме (см. приложение 1, рисунок 2).

$$g_1^I = R_1 * D^I = 304,76 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

$$G_2^I = g_1^I + D^I = 428,45 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

Значения заносим в таблицу 4.

2 тарелка.



Материальный баланс для 2 тарелки будет:

$$G_2^I + g_2^I = g_1^I + G_3^I$$

Флегмово число будет: $R_2 = \frac{g_2^I}{D^I} = \frac{20.55}{(29.05-20.55)} = 2.417$

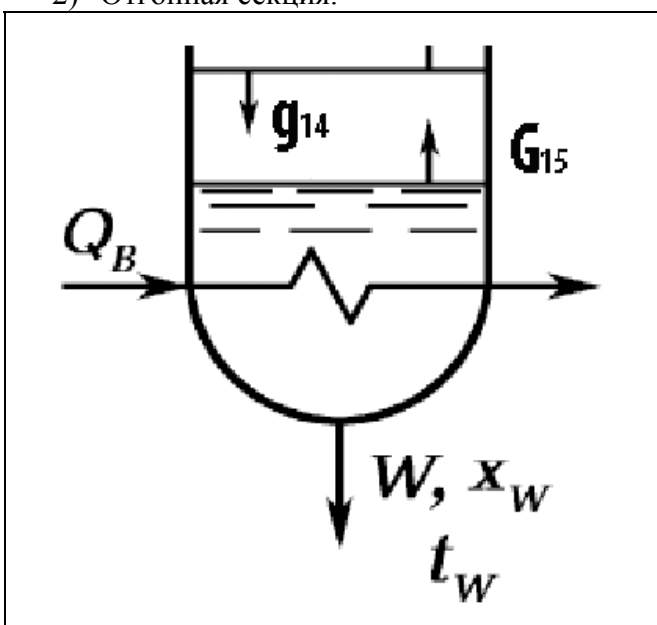
$$g_2^I = R_2 * D^I = 299.03 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

$$G_3^I = G_2^I + g_2^I - g_1^I = 422.72 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

Значения заносим в таблицу 4.

На остальных тарелках (с 1 тарелки до 6 тарелки) нагрузки находим аналогично. Их значения сведены в таблице 4.

2) Отгонная секция.



15 тарелка:

Материальный баланс для 15 тарелке будет:

$$g_{14}^I = G_{15}^I + W^I$$

Паровое число будет: $\Pi_{15} = \frac{G_{15}^I}{W^I} = \frac{23,4}{9,35} = 2,5$, где за место G_{15}^I и W^I мы подставляем длины отрезков на комбинированной диаграмме (см. приложение 1, рисунок 2).

$$G_{15}^I = \Pi_1 * W^I = 268,32 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{Ч}}$$

$$g_{14}^I = G_{15}^I + W^I = 375,53 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{Ч}}$$

Значения заносим в таблицу 4.

14 тарелка.

Материальный баланс для 14 тарелки будет:

$$G_{15}^I + g_{13}^I = g_{14}^I + G_{14}^I$$

Паровое число будет: $\Pi_{14} = \frac{G_{14}^I}{W^I} = \frac{23,43}{9,4} = 2,49$

$$G_{14}^I = \Pi_{14} * W^I = 267,23 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{Ч}}$$

$$g_{13}^I = g_{14}^I + G_{14}^I - G_{15}^I = 374,44 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{Ч}}$$

Значения заносим в таблицу 4.

На остальных тарелках (с 7 тарелки до 15 тарелки) нагрузки находим аналогично. Их значения сведены в таблице 4.

Теперь переводим $\frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{Ч}}$ в $\frac{\text{КГ}}{\text{Ч}}$:

Таблица 4. - Нагрузки по каждой тарелке.

N	R	Π	КМОЛЬ		КГ	
			Ч		Ч	
			G	g	G	g
1	1.15	2.46	123.68	304.76	9690.8	24113.2
2	4.0	2.417	428.48	299.03	33823.9	24036
3	3.94	2.38	422.72	293.13	33771.1	24002.9
4	3.887	2.34	416.82	289.5	33679	24165.01
5	3.854	2.3	413.23	284.48	33851.2	24101.1
6	3.807	2.24	408.17	277.29	33780	23764.43
7	2.529	3.05	271.15	377.518	22516	32564
8	2.51	3.02	270.308	373.53	22692	32482
9	2.484	3.03	266.32	375.53	22637	32945
10	2.5	3.04	268.32	376.39	23126	33336
11	2.51	3.0455	269.18	376.69	23483	33653
12	2.513	3.027	269.48	374.38	23811	33709

13	2.492	3.027	267.17	374.44	23850	33950
14	2.49	3.03	267.23	375.53	24108	34246
15	2.5	0.866	268	107.213	24384	9807.03

3.8 Расчет фактического числа тарелок.

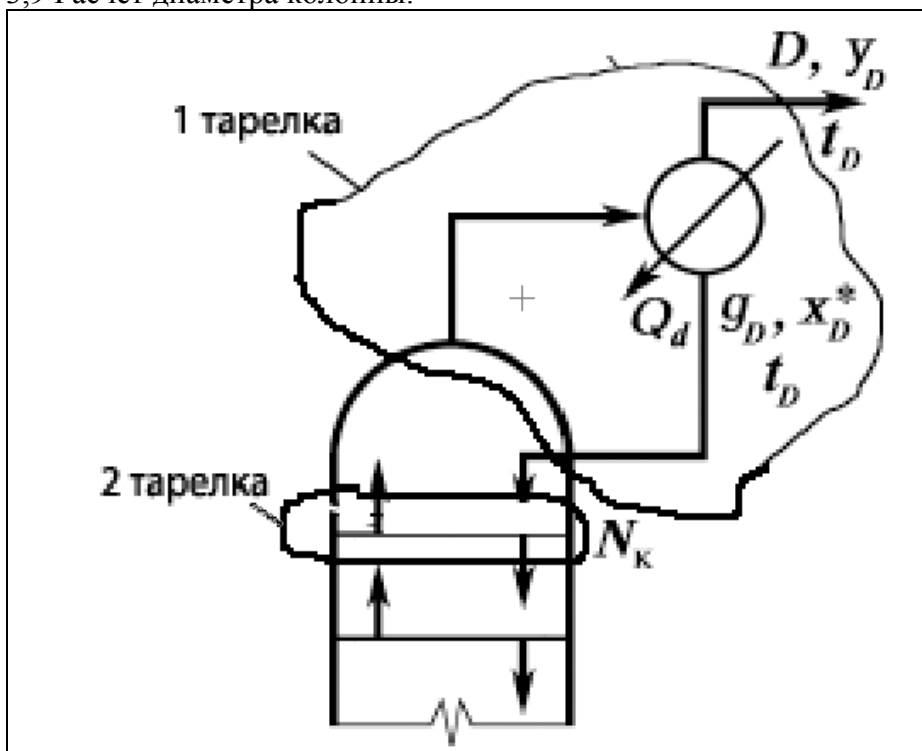
$$N_{\phi \text{ укр}} = \frac{N_T - 1}{\eta_{\text{укр}}}, \text{ где } \eta_{\text{укр}} = 0.6$$

$$N_{\phi \text{ отг}} = \frac{N_T - 1}{\eta_{\text{отг}}}, \text{ где } \eta_{\text{отг}} = 0.4$$

$$N_{\phi \text{ укр}} = 8,3 \approx 9;$$

$$N_{\phi \text{ отг}} = 20;$$

3.9 Расчет диаметра колонны.



Самая большая нагрузка на 2 тарелке (приложение 7, рисунок 9).

$$w = \frac{V}{0.785 * d^2};$$

$$d = \sqrt{\frac{V_{\text{п2}}}{0.785 * w_{\text{допуст}}}};$$

$$w_{\text{допуст}} = 8,47 * 10^{-5} * c * \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж2}} - \rho_{\text{п2}}}{\rho_{\text{п2}}}}, \text{ где } c = 900$$

$$\rho_{\text{п2}} = \frac{M_{\text{ср 2п}}}{22,4} * \frac{T_0}{T_2} * \frac{\pi_2}{\pi_0};$$

Где $\pi_{\text{в}} = \pi_{\text{иск}} - \Delta P * n_{\text{укр секц}} = 1002,96 - 10 * 6 = 942,96$ мм.рт.ст
($\Delta P \approx 10$ мм.рт.ст)

$$\rho_{п2} = \frac{78,945}{22,4} * \frac{273}{(273 + 91,6)} * \frac{942,96}{760} = 3,47 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Теперь находим $V_{п2} = \frac{G_{п2}}{\rho_{п2}} = \frac{33823,9}{3,482} = 13919,3 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$,

Теперь находим $\rho_{ж2}$;

Мольные концентрации переводим в массовые концентрации:

$$x_2 = x_2^I * \frac{M_{\text{бенз}}}{M_{\text{ср ж2}}} = 0,83 * \frac{78}{80,38} = 0,805$$

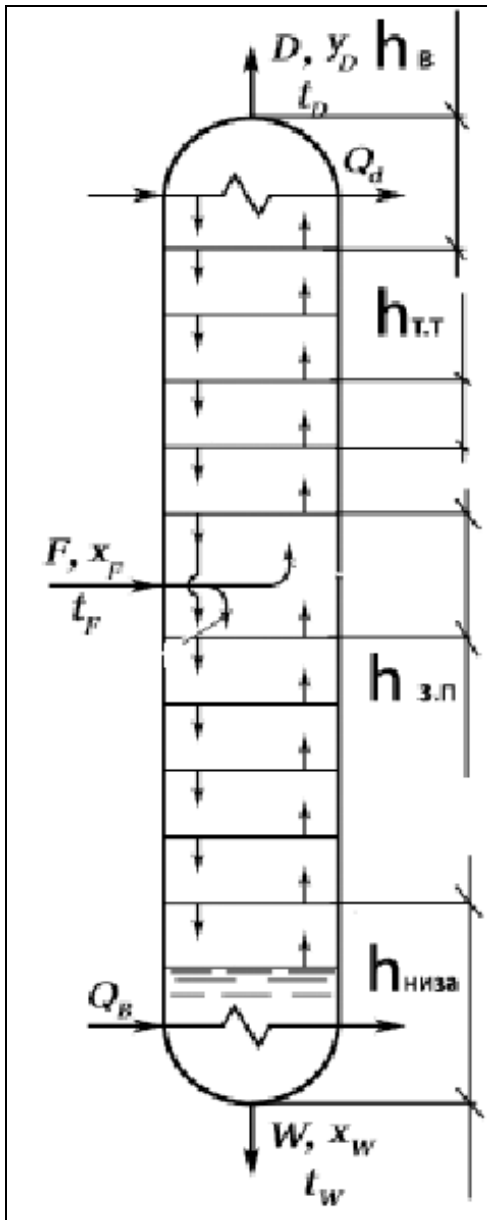
$$\rho_{\text{ср ж2 } 20}^4 = \frac{1}{\frac{x_2}{\rho_6} + \frac{1-x_2}{\rho_7}} = 0,8766$$

Поправка на температуру:

$$\rho_{ж} = [(\rho_{20}^4) - \alpha * (t_2 - 20)] * 1000$$

Где

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 * (\rho_{\text{ср ж2 } 20}^4) = 0,00067087$$



$$\rho_{ж2t} = [0,8766 - 0,00067087 * (91,6 - 20)] * 1000 = 828,56 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Находим допустимую скорость:

$$w_{\text{допуст}} = 8,47 * 10^{-5} * 900 * \sqrt{\frac{828,56 - 2,43}{2,43}} = 1,40555 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Теперь диаметр:

$$d = \sqrt{\frac{13919,3}{0,785 * 1,40555 * 3600}} = 1,872 \text{ м};$$

Смотрим стандартный диаметр колонны:
стандартным является диаметр $d = 2 \text{ м}$

3.10 Расчет высоты колонны.

$$h_{\text{в}} = 1100 \text{ мм}$$

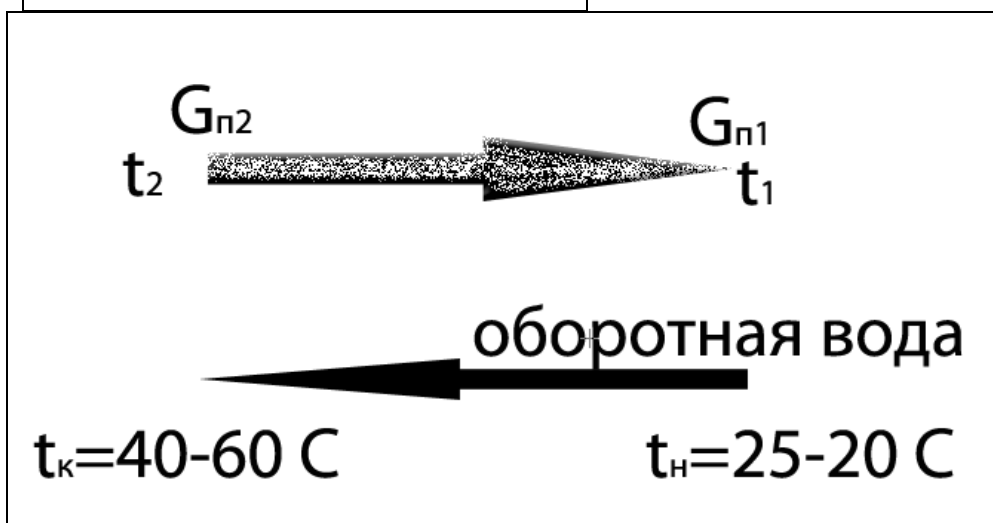
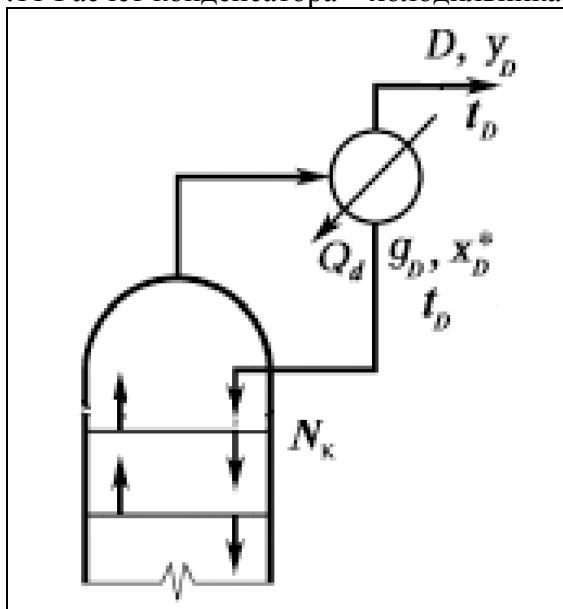
$$h_{\text{тт}} = 550 \text{ мм}$$

$$h_{\text{зп}} = 1000 \text{ мм}$$

$$h_{\text{н}} = 1100 \text{ мм}$$

$$H = 1100 + (9 - 1) * 550 + 1000 + (20 - 1) * 550 + 1100 = 18050 \text{ мм}.$$

3.11 Расчет конденсатора – холодильника.



Для смеси: $\Delta t = 91,6 - 50 = 41,6^\circ\text{C}$

Для воды: $\Delta t = 89,6 - 20 = 69,6^\circ\text{C}$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}}$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{69,6 - 41,6}{\ln \frac{69,6}{41,6}} = 54,4^\circ\text{C}$$

Коэффициент теплопередачи: $K = 128,9 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}$

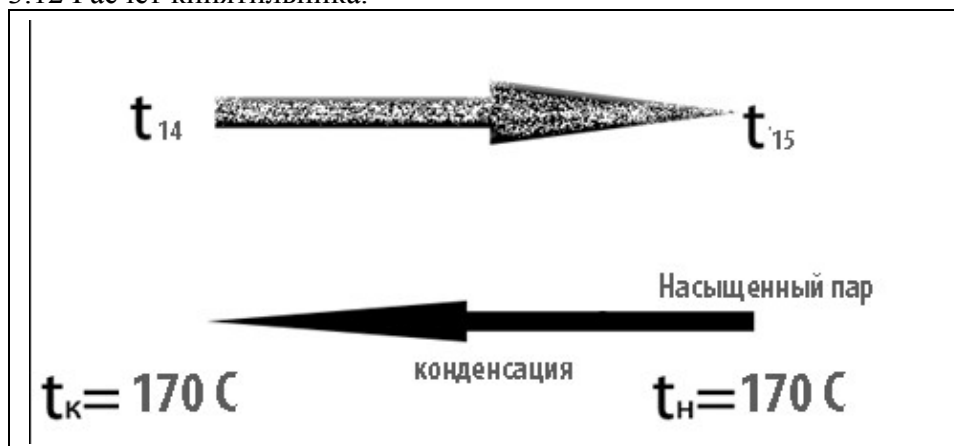
Поверхность аппарата:

$$F = \frac{Q_d}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{2590933,43}{128,9 \cdot 54,4} = 369,46 \text{ м}^2;$$

Расход оборотной воды:

$$g_{\text{воды}} = \frac{Q_d}{C_{\text{воды}} \cdot \Delta t_{\text{по воде}}} = \frac{2590933,43}{1 \cdot 30} = 86364,44 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

3.12 Расчет кипятильника.



Для смеси: $\Delta t = 169,6 - 117 = 52,6^\circ\text{C}$

Для воды: $\Delta t = 169,6 - 118,2 = 51,4^\circ\text{C}$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}}$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{52,6 - 51,4}{\ln \frac{52,6}{51,4}} = 52,398^\circ\text{C}$$

Коэффициент теплопередачи: $K_{\text{низа}} = 290 \cdot 870 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}$

$K = 580 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}$

Поверхность аппарата:

$$F = \frac{Q_d}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{2519435}{580 \cdot 52,398} = 82,9 \text{ м}^2;$$

$$\text{Расход водяного пара: } r = \frac{2057 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}}{4,19} = 490,93 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}}$$

$$g_{\text{воды}} = \frac{Q_{\text{в}}}{r} = \frac{2519435}{490,93} = 5131,96 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

3.13 Расчет штуцеров.

Расчет штуцера вывода паров.

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{G_2}}{\pi \cdot \omega_{\text{доп}}}}$$

$$\omega_{\text{доп}} = 20 \div 25 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$V_{G_2} = \frac{G_2}{\rho_G}$$

$$M_G = 78,945 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}; G_2 = 33823,9 \text{ кг/ч}$$

$$\rho_{\text{п2}} = \frac{M_{\text{ср 2п}}}{22,4} * \frac{T_0}{T_2} * \frac{\pi_2}{\pi_0};$$

$$\rho_{\text{п2}} = \frac{78,945}{22,4} * \frac{273}{(273 + 91,6)} * \frac{942,96}{760} = 3,47 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$V_{G_2} = \frac{G_2}{\rho_G} = \frac{33823,9}{3,47} = 9747,52 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Примем $\omega_{\text{доп}} = 23 \frac{\text{м}}{\text{с}}$;

$$d = \sqrt{\frac{9747,52}{0,785 * 23 * 3600}} = 0,387 \text{ м};$$

Округляем до стандартного $d = 400 \text{ мм}$;

Смотрим фланец на 400 мм (8 ата) на 10 ата: $D=565 \text{ мм}$;

Расчет диаметра штуцера ввода холодного орошения.

$$\omega_{\text{доп}} = 1 \div 3 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$V_{g1} = \frac{g_1}{\rho_g}$$

$$g_1 = 24113,2 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}; M_g = 79,12 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

$$x_1 = x_1^I * \frac{M_{\text{бенз}}}{M_{\text{ср ж2}}} = 0,92 * \frac{78}{79,12} = 0,907$$

$$\rho_{\text{ср ж1}_{20}}^4 = \frac{1}{\frac{x_1}{\rho_6} + \frac{1-x_1}{\rho_7}} = 0,969 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Поправка на температуру:

$$\rho_{\text{ж}} = [(\rho_{20}^4) - \alpha * (t_2 - 20)] * 1000$$

$$\text{Где } \alpha = 0,001828 - 0,00132 * (\rho_{\text{ср ж1}_{20}}^4) = 0,00054892$$

$$\rho_{\text{ж1t}} = [0,8766 - 0,00054892 * (89,6 - 20)] * 1000 = 930,79 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$V_{g1} = \frac{g_1}{\rho_g} = \frac{24113,2}{930,79} = 25,91 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}};$$

Примем $w_{\text{доп}} = 2 \frac{\text{м}}{\text{с}}$;

$$d = \sqrt{\frac{25,91}{0,785 * 2 * 3600}} = 0,0677 \text{ м}$$

Округляем до стандартного $d = 70 \text{ мм}$;

Расчет штуцера ввода паров из кипятильника:

$$d = \sqrt{\frac{V_{\text{п15}}}{0,785 * w_{\text{допуст}}}};$$

$$w_{\text{доп}} = 20 \div 25 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$V_{G15} = \frac{G_{15}}{\rho_G}$$

$$G_{15} = 24384 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}, M_G = 90,88 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

$$\rho_{\text{п15}} = \frac{M_{\text{ср 15п}} * T_0 * \pi_{15}}{22,4 * T_{15} * \pi_0};$$

Где $\pi_{\text{н}} = \pi_{\text{сырья}} + \Delta P * n_{\text{отг секц}} = 1002,96 + 10 * 9 = 1092,96 \text{ мм.рт.ст}$
 $(\Delta P \approx 10 \text{ мм.рт.ст})$

$$\rho_{\text{п15}} = \frac{90,88}{22,4} * \frac{273}{(273 + 118,2)} * \frac{1092,96}{760} = 4,072 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$V_{G15} = \frac{G_{15}}{\rho_G} = \frac{24384}{4,072} = 5988,893 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}};$$

Примем $w_{\text{доп}} = 23 \frac{\text{м}}{\text{с}}$;

$$d = \sqrt{\frac{5988,893}{0,785 * 23 * 3600}} = 0,3035 \text{ м};$$

Округляем до стандартного $d = 350 \text{ мм}$;

Расчет штуцера ввода остатка.

$$w_{\text{доп}} = 0,2 \div 0,8 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$V_{g14} = \frac{g_{14}}{\rho_g}$$

$$g_{14} = 34246 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}, M_g = 91,195 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

$$x_{14} = x_{14}^I * \frac{M_{\text{бенз}}}{M_{\text{ср ж2}}} = 0,055 * \frac{78}{91,195} = 0,047$$

$$\rho_{\text{ср ж14}20}^4 = \frac{1}{\frac{x_{14}}{\rho_6} + \frac{1 - x_{14}}{\rho_{\text{т}}}} = 0,8675 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Поправка на температуру:

$$\rho_{\text{ж}} = [(\rho_{20}^4) - \alpha * (t_{14} - 20)] * 1000$$

$$\text{Где } \alpha = 0,001828 - 0,00132 * (\rho_{\text{ср ж14}20}^4) = 0,0006829$$

$$\rho_{ж1t} = [0,8675 - 0,0006829 * (117 - 20)] * 1000 = 801,2587 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$V_{g14} = \frac{g_{14}}{\rho_g} = \frac{34246}{801,2587} = 42,74 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}};$$

Примем $w_{доп} = 0,5 \frac{\text{м}}{\text{с}};$

$$d = \sqrt{\frac{42,74}{0,785 * 0,5 * 3600}} = 0,174 \text{ м}$$

Округляем до стандартного $d = 175 \text{ мм};$

Расчет диаметра ввода сырья.

$$w_{доп} = 1 \div 5 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$V_F = V_G + V_g$$

$$V_G = \frac{G}{\rho_G}$$

$$G = e * F = 0,58 * 19500 = 11310 \text{ кг/ч}$$

$$M_G = 0,63 * 78 + (1 - 0,63) * 92 = 83,18$$

$$\rho_{п} = \frac{83,18}{22,4} * \frac{273}{(273 + 103)} * \frac{1002,96}{760} = 3,558 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$V_G = \frac{11310}{3,558} = 3178,68 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}};$$

$$V_g = \frac{g}{\rho_g}$$

$$g = (1 - e) * F = (1 - 0,58) * 19500 = 8190 \text{ кг/ч}$$

$$M_g = 0,42 * 78 + (1 - 0,42) * 92 = 86,12$$

$$x = 0,42 * \frac{78}{86,12} = 0,38$$

$$\rho_{ср 20}^4 = \frac{1}{\frac{x}{\rho_6} + \frac{1-x}{\rho_7}} = 0,872 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$\rho_{ж} = [(\rho_{20}^4) - \alpha * (t_{14} - 20)] * 1000$$

$$\text{Где } \alpha = 0,001828 - 0,00132 * (\rho_{ср ж14 20}^4) = 0,00067696$$

$$\rho_{жт} = [0,872 - 0,00067696 * (103 - 20)] * 1000 = 815,81232 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$V_g = \frac{g}{\rho_g} = \frac{8190}{815,81232} = 10,04 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}};$$

Итак:

$$V_F = 3178,68 + 10,04 = 3188,72 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Примем $w_{доп} = 5 \frac{\text{м}}{\text{с}};$

$$d = \sqrt{\frac{3188,72}{0,785 * 5 * 3600}} = 0,475\text{м};$$

Округляем до стандартного $d = 500$ мм;

Смотрим фланец на 500 мм (8 ата) на 10 ата: $D=670$ мм;

4. Вывод:

В данной работе был произведен расчет полной ректификационной колонны. Был рассчитан материальный баланс для данной колонны, в ходе которого были определены нагрузки по тарелкам (таблица 4), а также определено, что для обеспечения оптимальной работы колонны необходимо 15 теоретический тарелок (6- в укрепляющей секции и 9- в отгонной секции) , (фактически 29 тарелок) . Был рассчитан тепловой баланс колонны, в ходе которого определены нагрузки на кипятильник и конденсатор – холодильник.

Также были рассчитаны показатели работы колонны: температура верха колонны $89,6^{\circ}\text{C}$,

температура низа колонны $118,2^{\circ}\text{C}$, температура сырья 103°C , абсолютное давление верха

колонны $\pi_{\text{в}} = \pi_{\text{исх}} = 942,96$ мм.рт.ст, абсолютное давление в области ввода сырья $\pi_{\text{с}} = 1002,96$ мм.рт.ст и абсолютное давление внизу колонны $\pi_{\text{н}} = 1092,96$ мм.рт.ст. В ходе проверочного расчета были определены размеры ректификационной колонны: диаметр $D=2$ м и высота колонны $H=18050$ мм, а также определены штуцера:

- 1) Для ввода сырья $d = 500$ мм;
- 2) Для ввода остатка в отгонной секции $d = 175$ мм
- 3) Для ввода паров из кипятильника $d = 350$ мм
- 4) Для ввода холодного орошения $d = 70$ мм
- 5) Для вывода паров $d = 400$ мм

5. Список использованной литературы:

- 1) Методические указания к выполнению домашней работы “Расчет ректификации бинарной смеси”, Кондратьев А.А., УНИ, Уфа 1991.
- 2) Учебно-методическое пособие к выполнению домашней работы “Расчет ректификации бинарной смеси”, Грудников И.Б., Ильина Е.Г., УГНТУ, Уфа 2007.

3) Скобло И.А., Молоканов Ю.К., Владимирова И.А. “Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии”, М:Недра, 2000г.

Содержание:

1. Введение	2
2. Цель работы и исходные данные	5
3. Расчетная часть.....	5
3.1. Построение зависимости давление насыщенных паров от температуры. Построение изобары комбинированной диаграммы и ху-диаграммы.....	5
3.2.Расчет однократного испарения бинарной смеси.....	10
3.3.Расчет материального баланса ректификационной колонны.....	11

3.4.Расчет теплового баланса ректификационной колонны.....	12
3.5.Расчет режима полного орошения.....	13
3.6.Расчет числа тарелок на комбинированной и ху-диаграммы.....	14
3.7.Расчет профиля концентраций и нагрузок по высоте колонны.....	14
3.8.Расчет фактического числа тарелок.....	17
3.9.Расчет диаметра колонны.....	17
3.10.Расчет высоты ректификационной колонны.....	18
3.11.Расчет конденсатора-холодильника.....	19
3.12. Расчет кипятильника.....	20
3.13. Расчет диаметра штуцеров.....	20
3.14. Графическая схема колонны.....	24
4. Вывод.....	25
5. Список использованной литературы.....	26