



МИНОБРНАУКИ РОССИИ
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«МИРЭА – Российский технологический университет»
РТУ МИРЭА

Институт тонких химических технологий имени М.В. Ломоносова

Кафедра процессов и аппаратов химических технологий имени
Н.И. Гельперина

Отчёт по домашней работе
«Расчёт установки непрерывной ректификации смеси»

Выполнил студент: Быкова А.И.

Группа: ХЕБО-06-17

Преподаватель: Уваров М.Е.

Москва 2020

Требуется рассчитать установку непрерывной ректификации смеси бензол-толуол. Производительность по исходной смеси $L_1 = 6200$ кг/ч. Исходная смесь содержит $a_1 = 42$ % низкокипящего компонента, а дистиллят и кубовый остаток имеют соответственно концентрации $a_2 = 98,5$ %, $a_0 = 1,2$ %. Колонна работает при атмосферном давлении $P = 0,1$ МПа = 760 мм рт. ст. Исходная смесь поступает в колонну при температуре кипения, соответствующей составу a_1 . Коэффициент избытка флегмы равен $\sigma = 1,65$. КПД тарелки равен $\eta = 0,62$. Дистилляционный куб колонны обогревается насыщенным водяным паром под давлением $P_p = 4,0$ ата. Конденсатор ректификационной установки охлаждается водой с начальной температурой $t_{в'} = 16^\circ\text{C}$ и конечной $t_{в''} = 31$ °C. Коэффициент теплоотдачи в кубе и конденсаторе колонны соответственно равны

$$K_{\text{куб}} = 1100 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}, K_{\text{кон}} = 690 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Определить

1. Теоретическое и действительное число тарелок в укрепляющей и отгонной частях колонны.
2. Диаметр и высоту тарельчатой части колонны.
3. Расход греющего пара в дистилляционном кубе.
4. Расход охлаждающей воды в конденсаторе.
5. Поверхность теплообмена конденсатора и куба колонны.

1. Подготовка к расчету

а) Перевод величин в СИ:

$$L_1 = \frac{6200}{3600} = 1,72 \text{ кг/с}$$

б) Перевод массовых концентраций в мольные:

$$x = \frac{\frac{a}{M_a}}{\frac{a}{M_a} + \frac{1-a}{M_b}},$$

где $M_a = 78 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ и $M_b = 92 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ молекулярные массы бензола и толуола соответственно.

Для дистиллята мольная концентрация бензола:

$$x_2 = \frac{\frac{a_2}{M_a}}{\frac{a_2}{M_a} + \frac{1-a_2}{M_b}} = \frac{\frac{0,985}{78}}{\frac{0,985}{78} + \frac{0,015}{92}} = 0,987 \frac{\text{кмоль НКК}}{\text{кмоль см}}$$

Пересчет концентраций бензола в исходной смеси и кубовом остатке совпадает с приведенными в простой дистилляции. Поэтому:

$$x_1 = 0,461 \frac{\text{кмоль НКК}}{\text{кмоль смеси}}$$

$$x_0 = 0,0141 \frac{\text{кмоль НКК}}{\text{кмоль смеси}}$$

с) Построение диаграммы $t-x, y$ и $y-x$ (по данным фазового равновесия системы бензол-толуол при $P = 760 \text{ мм.рт.ст.}$ [3]).

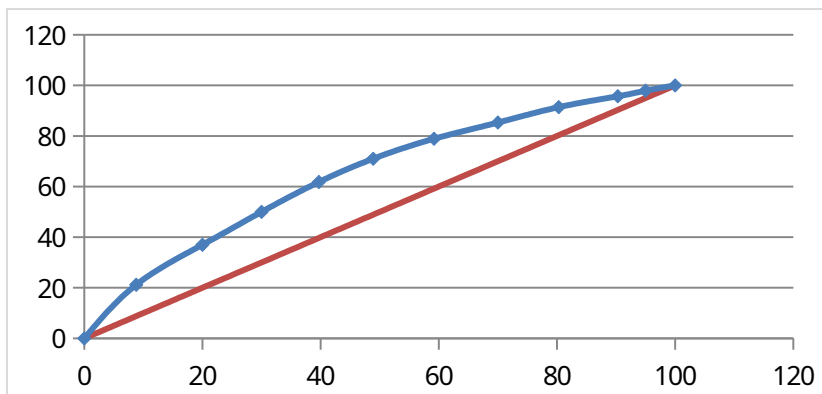


Рис. 1. Зависимость состава паровой фазы от жидкой фазы

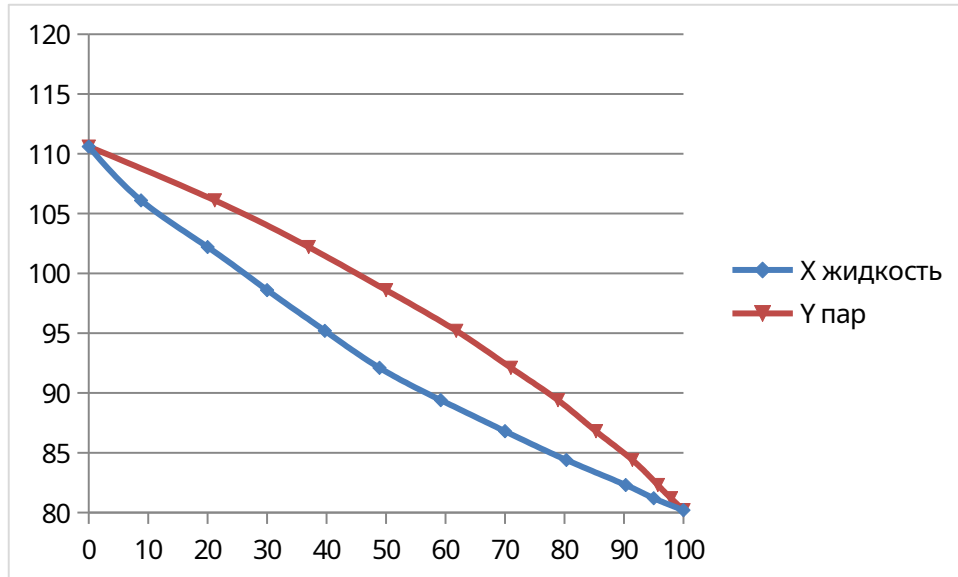


Рис 2. Зависимость температур кипения и конденсации от состава смеси

2. Схема ректификационной колонны

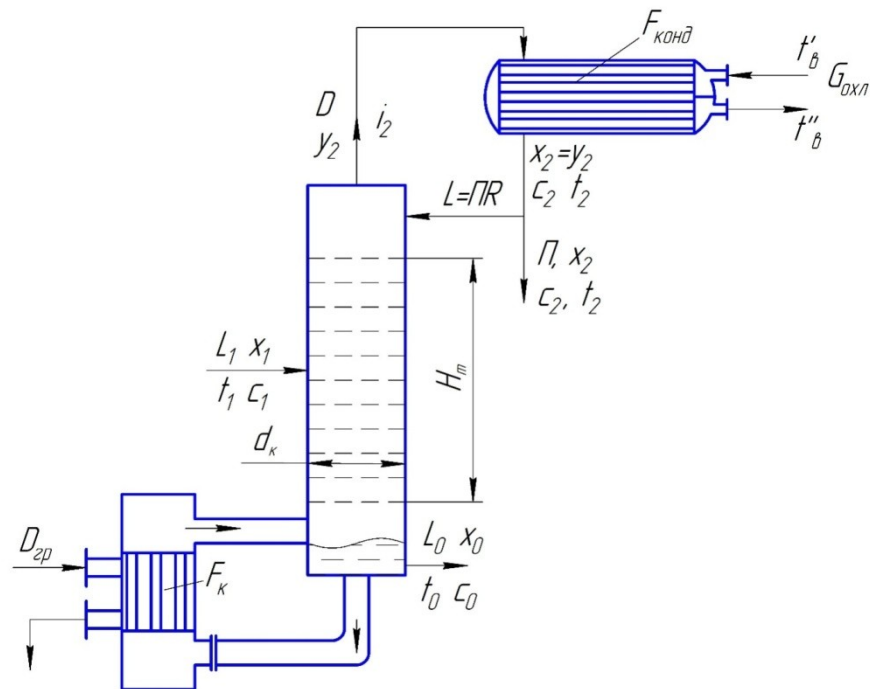


Рис. 3. Схема ректификационной колонны

3. Определение числа тарелок n и высоты тарельчатой части колонны $H_{\text{тар}}$

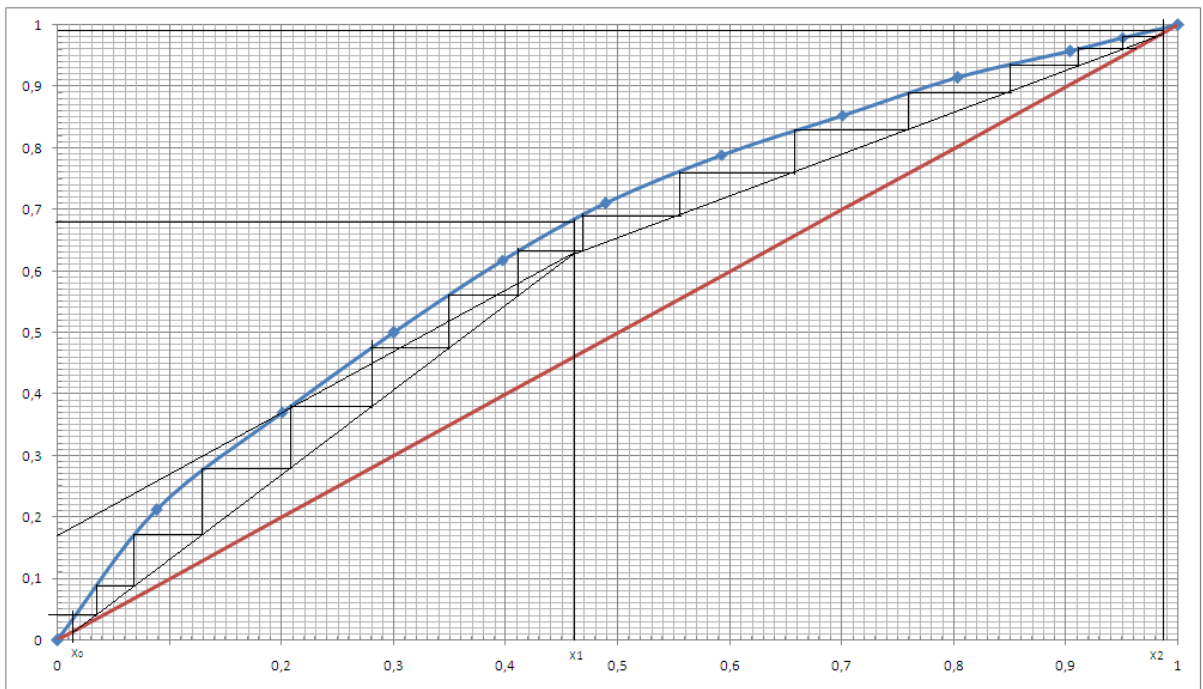
Порядок расчета: построение рабочей линии укрепляющей части колонны ($R_{\min}, R = \sigma \cdot R_{\min}$, отрезок, отсекаемый на оси ординат, $\frac{x_2}{R+1}$ и точки пересечения рабочей линии укрепляющей части колонны с диагональю с

абсциссой x_2); построение рабочей линии отгонной части колонны (x_1 и x_0); определение числа теоретических тарелок в укрепляющей n_y^m и отгонной n_o^m (может быть дробным) колоннах; определение числа реальных тарелок с учетом к.п.д. тарелки.

$$R_{min} = \frac{x_2 - y_1^p}{y_1^p - x_1} = \frac{0,987 - 0,679}{0,679 - 0,461} = 1,42$$

Рабочее флегмовое число:

$$R = \sigma \cdot R_{min} = 1,42 \cdot 1,65 = 2,33$$



*Рис. 4. Определение равновесного состава в паровой фазе и
Определение количества тарелок*

Число теоретических тарелок на диаграмме $y-x$:

$$n_y^m = 7; n_o^m = 8.$$

Число реальных (действительных) тарелок (округляем в большую сторону):

$$n_y = \frac{n_y^m}{\eta} = \frac{7}{0,62} = 11,29 \approx 12$$

$$n_o = \frac{n_o^m}{\eta} = \frac{8}{0,62} = 12,9 \approx 13$$

Всего тарелок: $n = n_y + n_o = 25$.

Высота тарельчатой части колонны: $H_{map} = (n - 1)h = (25 - 1) \times 0,4 = 9,6$ м,
 где h – расстояние между тарелками, принято $h = 0,4$ м, интервал значений $h = 0,25 \div 0,8$ м.

4. Определение материальных потоков

Расчет проводим с массовыми концентрациями, так как в последующем тепловом расчете используем удельные (для 1 кг) значения теплоемкостей и теплот парообразования.

Количество кубового остатка:

$$L_0 = L_1 \times \frac{a_2 - a_1}{a_2 - a_0} = 1,72 \times \frac{0,985 - 0,42}{0,985 - 0,012} = 0,999 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Количество дистиллята:

$$D = L_1 \times \frac{a_1 - a_0}{a_2 - a_0} = 1,72 \times \frac{0,42 - 0,012}{0,985 - 0,012} = 0,721 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \cdot \text{м}^2$$

5. Расчет диаметра колонны

Диаметр колонны d_k будем рассчитывать по объемному расходу пара V и выбранной расчетной скорости пара в колонне w :

$$V = \frac{\pi d_k^2}{4} \cdot w = \left[\frac{\text{м}^3}{\text{с}} \right]$$

Сначала находим массовый расход пара в **верхнем сечении колонны**

$$D = (R + 1) \Pi = 0,721 \cdot (2,33 + 1) = 2,4 \text{ кг/с}$$

$$1) \text{ Объемный расход: } V = \frac{D}{\rho_n} = \frac{2,4}{2,66} = 0,902 \text{ м}^3/\text{с},$$

где ρ_n - плотность пара, кг/м³; находим из уравнения Клапейрона-Менделеева:

$$p = \frac{m}{v} RT = \rho_n RT.$$

$$\text{Отсюда плотность пара: } \rho_n = \frac{p}{RT}$$

$$p = 1 \text{ бар} = 10^5 \text{ Па}$$

$$M_2 = \frac{0,987 \cdot 78}{0,985} = 78,16 - \text{средняя молярная масса дистиллята}.$$

Газовая постоянная для пара в верху колонны:

$$R = \frac{8314}{M_2} = \frac{8314}{78,16} = 106,37 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$T = 273 + t_2 = 273,15 + 80,1 = 353,25 \text{ K}$$

$$\rho_n = \frac{10^5}{106,37 \cdot 353,25} = 2,66 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Рекомендуемая расчетная скорость пара в колонне находится по формуле:

$$w = C \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_n}{\rho_n}},$$

где C – коэффициент, зависящий от конструкции тарелок и расстояния между тарелками.

При выбранном нами ранее расстоянии между тарелками $h=0,4$ м. и считая, что в колонне тарелки с круглыми колпачками, находим по графику [1, рис. 7.2, стр. 323] значение $C=0,045$. Плотность жидкости в верхнем сечении колонны найдем с учетом массовой концентрации a_2 по формуле:

$$\frac{1}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{a_2}{\rho_a} + \frac{1-a_2}{\rho_b}; \rho_a = 876 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}, \rho_b = 867 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

$$\rho_{\text{ж}} = \frac{1}{\frac{0,985}{876} + \frac{0,015}{867}} = 876 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Скорость пара в колонне:

$$w = 0,045 \sqrt{\frac{876 - 2,66}{2,66}} = 0,815 \text{ м/с}$$

Диаметр колонны:

$$d_{\kappa} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,902}{\pi \cdot 0,815}} = 1,41 \text{ м}.$$

По каталогу [6] выбираем колонну диаметром $d_{\kappa} = 1600$ мм.

Для нижнего сечения можно считать, что

$$D_{\text{моль/с}}^H \approx D_{\text{моль/с}}^6, \text{ также}$$

$$D^H = D^6 \cdot \frac{r^6}{r^H}$$

$$D_{\frac{\text{кг}}{\text{с}}}^H = \frac{Q_{\text{кВт}}}{r_{\frac{\text{кгДж}}{\text{кг}}}}$$

Рабочая скорость для колпачковых тарелок

$$w = (0,8 \div 0,9) w_{\text{пред}}$$

$$w_{\text{пред}} = \frac{3,4}{d_{\text{колн}}^{0,67}} \sqrt{\Delta H \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{n}}}} \left[\frac{\text{см}}{\text{с}} \right]$$

$$d_{\text{колн}} = 80 \text{ мм для колонн } d_{\text{к}} = 400 \div 1000 \text{ мм}$$

$$d_{\text{колн}} = 100 \text{ мм для колонн } d_{\text{к}} \geq 1000 \text{ мм}$$

$d_{\text{колн}}$ – переводим в сантиметры

$\Delta H = h - h_{\text{к}}$ – расстояние от верхнего обреза колпачка до вышерасположенной тарелки, см.

h принимаем равной 0,4 м. $h = 40 \text{ см}$

Колпачки выберем $d_{\text{колн}} = 10 \text{ см}$, $h_{\text{к}} = 90 \text{ мм} = 9 \text{ см}$.

$$\Delta H = h - h_{\text{к}} = 40 - 9 = 31 \text{ см}.$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{a_2}{\rho_a} + \frac{1 - a_2}{\rho_b}; \rho_a = 876 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}, \rho_b = 867 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

$$\rho_{\text{ж}} = \frac{1}{\frac{0,985}{876} + \frac{0,015}{867}} = 876 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

$$w_{\text{пред}} = \frac{3,4}{10^{\frac{2}{3}}} \sqrt{31 \cdot \frac{876}{2,66}} = 74,01 \frac{\text{см}}{\text{с}} = 0,7401 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$w = 0,8 \cdot 0,7401 = 0,592 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$d_{\text{к}} = \sqrt{\frac{4v}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,902}{\pi \cdot 0,592}} = 1,39 \text{ м}.$$

Выбираем $d_{\text{к}} = 1400 \text{ мм}$.

б. Определение тепловых нагрузок кипятивника и конденсатора и расходов греющего пара $D_{\text{гр}}$ и охлаждающей воды $G_{\text{охл}}$

1. Тепловой поток в кипятивнике (в кубе колонны):

$$Q_k = L_0 c_0 t_0 - L_1 c_1 t_1 + \Pi (R+1) (c_2 t_2 + r_2) - \Pi R c_2 t_2.$$

Из предыдущих расчетов имеем:

$$L_0 = 0,999 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, L_1 = 1,72 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, \Pi = 0,721 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, R = 2,33.$$

t_0, t_1 и t_2 находим по диаграмме $t-x, y$ по соответствующим значениям x_0, x_1 и x_2 .

$$t_0 = 109,8^\circ\text{C}, t_1 = 93^\circ\text{C} \text{ и } t_2 = 80,7^\circ\text{C}.$$

Теплоемкость смеси находим по правилу аддитивности:

$$c = c_a \cdot a + (1-a) \cdot c_b,$$

где c_a и c_b – теплоемкости компонентов смеси при температуре смеси, a – концентрация бензола в смеси, кг/кг см.

Теплоемкость

$t, ^\circ\text{C}$	Толуол (c_b)		Бензол (c_a)	
	$\frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$	$\frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$
50	0,427	1,788	0,433	1,810
100	0,467	1,954	0,472	1,975
150	0,512	2,142	0,519	2,172

Для кубовой жидкости:

$$c_0 = c_a \cdot a_0 + (1-a_0) \cdot c_b = 2,01 \cdot 0,012 + 1,99 \cdot 0,988 = 1,99 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}},$$

Для исходной смеси:

$$c_1 = c_a \cdot a_1 + (1-a_1) \cdot c_b = 1,95 \cdot 0,42 + 1,93 \cdot 0,58 = 1,94 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}},$$

Для дистиллята:

$$c_2 = c_a \cdot a_2 + (1-a_2) \cdot c_b = 1,93 \cdot 0,985 + 1,91 \cdot 0,015 = 1,93 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}.$$

Расчет теплоты парообразования дистиллята.

$$\text{При температуре } t_2 = 86,7^\circ\text{C} : r_a = 389,14 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, r_b = 378,28 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}:$$

$$r_2 = r_a \cdot a_2 + (1 - a_2) \cdot r_b = 389,14 \cdot 0,985 + 378,28 \cdot 0,015 = 388,98 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$L_0 c_0 t_0 = 0,999 \cdot 1,99 \cdot 109,8 = 218,28 \text{ кВт},$$

$$L_1 c_1 t_1 = 1,72 \cdot 1,94 \cdot 93 = 310,32 \text{ кВт},$$

$$c_2 t_2 = 1,93 \cdot 86,7 = 167,33 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$h_2 = c_2 t_2 + r_2 = 167,33 + 388,98 = 556,31 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$\Pi(R+1)(c_2 t_2 + r_2) = 0,721 \cdot (2,33 + 1) \cdot 556,31 = 1335,66 \text{ кВт}.$$

$$\Pi R c_2 t_2 = 0,721 \cdot 2,33 \cdot 167,33 = 281,10 \text{ кВт}.$$

$$Q_k = 218,28 - 310,32 + 1335,66 - 281,10 = 962,52 \text{ кВт}.$$

7. Определение расходов греющего пара D_{gp} и охлаждающей воды $G_{охл}$

Расход греющего пара

$$D_{gp} = \frac{Q_k}{r_{gp}} = \frac{962,52 \cdot 10^3}{370,5 \cdot 10^3} = 2,60 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Тепловая нагрузка в конденсаторе

$$Q_{конд} = \Pi(R+1)r_2 = 0,721 \cdot (2,33 + 1) \cdot 388,98 = 933,91 \text{ кВт}.$$

Расход охлаждающей воды

$$G_{охл} = \frac{Q_{конд}}{c_w(t_w'' - t_w')} = \frac{933,91 \cdot 10^3}{4,18 \cdot 10^3 \cdot (31 - 16)} = 14,89 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

8. Расчет поверхности теплообмена кипятильника и конденсатора

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t} [\text{м}^2]$$

Для кипятильника при заданном коэффициенте теплопередачи и движущей силы процесса теплопередачи

$$\Delta t_{кин} = T_n - t_0 = 143,7 - 109,8 = 33,9 \text{ }^\circ\text{C}.$$

находим

$$F_{кин} = \frac{962,52 \cdot 10^3}{1100 \cdot 33,9} = 25,81 \text{ м}^2.$$

Аналогичный расчет поверхности теплообмена конденсатора. Здесь средняя движущая сила процесса теплопередачи определяется как средняя логарифмическая

$$\Delta t_{\text{конд}} = \frac{(t_2 - t'_e) - (t_2 - t''_e)}{\ln \frac{t_2 - t'_e}{t_2 - t''_e}} = \frac{30 - 8}{\ln \frac{56,8}{34,8}} = 62,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$F_{\text{конд}} = \frac{933,91 \cdot 10^3}{690 \cdot 62,5} = 21,66 \text{ м}^2.$$

Список литературы

1. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / П.Г. Романков, К.Ф. Павлов, А.А. Носков. – 10-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1987. 576 с.

2. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс. Учебник для вузов. В 2 книгах / В.Г. Айнштейн, М.К. Захаров, Г.А. Носов и др.; Под ред. проф. В.Г. Айнштейна. СПб. Изд. «Лань», 2018, 1792 с.
3. Равновесие между жидкостью и паром. Справочное пособие, книга первая/ В.Б. Коган, В.М. Фридман, В.В. Кафаров. – М.: Наука, 1966. 645 с.
4. Пособия и методические указания. Теплоемкость. [Электронный ресурс]. – <http://filippov.samgtu.ru>
5. Пособия и методические указания. Теплота парообразования. [Электронный ресурс]. – <http://filippov.samgtu.ru>
Колонные аппараты. Каталог, ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, М.: НИИМАШ, 1978.
6. Павлов, Романков, Носков. «Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии», 1970 г.