

Содержание

Введение	3
1 Теоретическая часть.....	4
1.1 Технологическая схема процесса	4
1.2 Классификация теплообменных аппаратов.....	7
1.3 Теоретические основы теплопередачи.....	11
1.4 Характеристика рабочих веществ	12
2 Аналитическая часть.....	14
2.1 Технологический расчет.....	14
2.1.1 Исходные данные к расчету.....	14
2.1.2 Материальный баланс.....	15
2.1.3 Тепловой баланс испарителя	18
2.1.4 Определение расхода греющего пара	19
2.1.5 Определение объемных расходов потоков.....	20
2.1.6 Коэффициент теплоотдачи со стороны кипящей жидкости.....	21
2.1.7 Коэффициент теплоотдачи со стороны конденсирующегося пара	22
2.1.8 Определение средней разности температур.....	22
2.1.9 Коэффициент теплопередачи.....	22
2.1.10 Расчет диаметров основных штуцеров	25
2.1.11 Определение сопротивления межтрубного пространства.....	28
2.2 Расчёт вспомогательного оборудования.....	28
2.2.1 Расчет холодильника остатка.....	28
2.2.2 Расчет емкости для временного хранения остатка.....	32
2.3 Задание на конструирование и прочностной расчёт	34
Заключение	36
Список использованных источников	37

					vector-study.ru			
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Подогреватель с паровым пространством для установки ректификации смеси бензол-толуол. Пояснительная записка	Лит.	Лист	Листов
Разраб.								
Проверил								
Н.контр.								
Утв.								

1 Теоретическая часть

1.1 Технологическая схема процесса

Для разделения смесей жидкостей и сжиженных газовых смесей в промышленности применяют способы простой перегонки (дистилляции), перегонки под вакуумом и с водяным паром, молекулярной перегонки и ректификации.

Сущность процесса ректификации сводится к выделению из смеси двух или в общем случае нескольких жидкостей с различными температурами кипения одной или нескольких жидкостей в более или менее чистом виде. Процесс ректификации осуществляют в ректификационной установке, включающей ректификационную колонну, дефлегматор, холодильник-конденсатор, подогреватель исходной смеси, сборники дистиллята и кубового остатка.

Основным аппаратом установки является ректификационная колонна, в которой пары перегоняемой жидкости поднимаются снизу, а навстречу парам сверху стекает жидкость, подаваемая в верхнюю часть аппарата в виде флегмы.

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 испарителя создается восходящий поток пара. Пары проходят через слой жидкости на нижней тарелке.

Испарение жидкости на тарелке происходит за счет тепла конденсации пара. Из пара конденсируется и переходит в жидкость преимущественно ВК, содержание которого в поступающем на тарелку паре выше равновесного с составом жидкости на тарелке. При равенстве теплот испарения компонентов бинарной смеси для испарения 1 моль НК необходимо сконденсировать 1 моль ВК, то есть фазы на тарелке обмениваются эквимолекулярными количествами компонентов.

все более обогащается ВК, конденсирующимся из пара. Когда жидкость достигает нижней тарелки, она становится практически чистым ВК и поступает в кипятильник, обогреваемый глухим паром или другим теплоносителем.

На некотором расстоянии от верха колонны к жидкости из дефлегматора присоединяется исходная смесь, которая поступает на: так называемую питающую тарелку колонны. Для того чтобы уменьшить тепловую нагрузку кипятильника, исходную смесь обычно предварительно нагревают в подогревателе 5 до температуры кипения жидкости на питающей тарелке.

Питающая тарелка как бы делит колонну на две части, имеющие различное назначение. В верхней части (от питающей до верхней тарелки) должно быть обеспечено возможно большее укрепление паров, то есть обогащение их НК с тем, чтобы в дефлегматор направлялись пары, близкие по составу к чистому НК. Поэтому данная часть колонны называется укрепляющей или концентрационной.

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.

холодильников типа Н может составлять от 20 до 60 град, в зависимости от материала труб и кожуха, от давления в кожухе и от диаметра аппарата.

Холодильники могут устанавливаться горизонтально или вертикально, быть одно-, двух-, четырех- и шестиходовыми по трубному пространству. Трубы могут быть изготовлены из углеродистой или нержавеющей стали, а по ГОСТ 15120—79 — также из латуни. Кожух, распределительные камеры и крышки изготовляют из углеродистой или нержавеющей стали.

На рисунке 1.2 изображен кожухотрубчатый холодильник с плавающей головкой, предназначенный для охлаждения (нагрева) жидких или газообразных сред без изменения их агрегатного состояния.

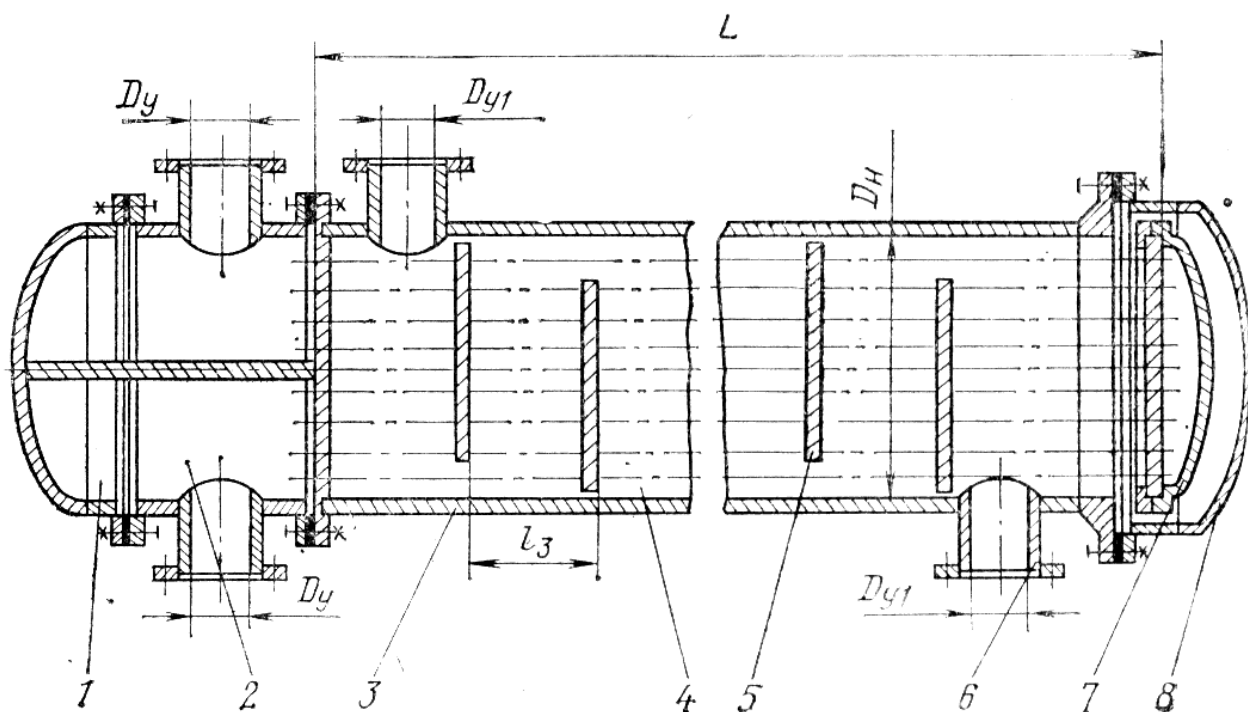


Рисунок 1.3 – Кожухотрубчатый холодильник с плавающей головкой

1 – крышка распределительной камеры; 2 – распределительная камера; 3 – кожух; 4 – теплообменная труба; 5 – перегородка с сегментным вырезом; 6 – штуцер; 7 – крышка плавающей головки; 8 – крышка кожуха.

Не закрепленная на кожухе вторая трубная решетка вместе с внутренней крышкой, отделяющей трубное пространство от межтрубного, образуют так называемую плавающую головку. Такая конструкция исключает температурные

Кожухотрубчатые испарители с трубными пучками из U-образных труб или с плавающей головкой имеют паровое пространство над кипящей в кожухе жидкостью (рисунок 1.4).

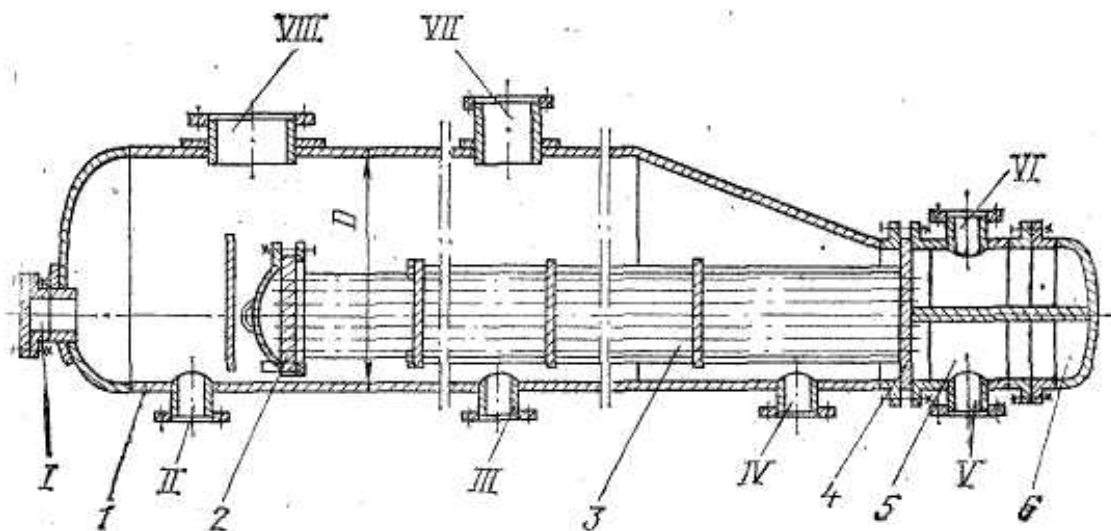


Рисунок 1.5 – Кожухотрубчатый испаритель с паровым пространством

1 – кожух; 2 – трубная решетка плавающей головки; 3 – теплообменная труба; 4 – неподвижная трубная решетка; 5 – распределительная камера; 6 – крышка распределительной камеры; I – люк для монтажа трубного пучка; II – выход остатка продукта; III – дренаж; IV – вход жидкого продукта; V – выход газа или жидкости (теплоагента); VI – вход пара или жидкости (теплоагента); VII – выход паров продукта; VIII – люк.

В этих аппаратах, расположенных всегда горизонтально, горячий теплоноситель (в качестве которого могут использоваться газы, жидкости или пар) движется по трубам. Согласно ГОСТ 14248—79, кожухотрубчатые испарители могут быть с коническим днищем диаметром от 800 до 1600 мм и с эллиптическим днищем диаметром от 2400 до 2800 мм. Последние могут иметь два или три трубных пучка. Допустимые давления в трубах составляют от 1,6 до 4,0 МПа, в кожухе — от 1,0 до 2,5 МПа при рабочих температурах от —30 до 450 °С, т. е. выше, чем для испарителей с линзовым компенсатором. Испарители с паровым пространством изготавливают лишь двухходовыми, только из труб длиной 6,0 м или 3,0 м, диаметром 20 × 2 мм или 25 × 2 мм.

Изм.	Лист	№ док-м.	Подп.	Дата

$$Q = K F \Delta t_{cp} \tau,$$

где K – кинетический коэффициент (коэффициент теплопередачи), характеризующий скорость переноса теплоты; Δt_{cp} – средняя движущая сила или средняя разность температур между теплоносителями (средний температурный напор), по поверхности теплопередачи; τ – время.

Для непрерывного процесса теплопередачи

$$Q = K F \Delta t_{cp},$$

Тепловой поток Q обычно определяют из теплового баланса. При этом в общем случае (без учета потери теплоты в окружающую среду)

$$Q = Q_1 = Q_2; Q = G_1 (H_{1н} - H_{1к}) = G_2 (H_{2к} - H_{2н}),$$

где Q_1 – количество теплоты, отдаваемое горячим теплоносителем;

Q_2 – количество теплоты, принимаемое холодным теплоносителем;

G_1 и G_2 – расход соответственно горячего и холодного теплоносителей;

$H_{1н}$ и $H_{1к}$ – начальная и конечная энтальпии горячего теплоносителя;

$H_{2н}$ и $H_{2к}$ – начальная и конечная энтальпии холодного теплоносителя.

Поскольку расчет тепловых потоков, как правило, проводят по уравнениям теплового баланса, то основное уравнение теплопередачи обычно используют для определения поверхности теплопередачи:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}},$$

где K – коэффициент теплопередачи.

Коэффициент теплопередачи показывает, какое количество теплоты передается от горячего теплоносителя к холодному за 1 с через 1 м² стенки при разности температур между теплоносителями, равной 1 град.

1.4 Характеристика рабочих веществ

К числу распространенных промежуточных теплоносителей – нагревающих агентов, относятся водяной пар, горячий воздух, горячая вода, а также так называемые высокотемпературные теплоносители – перегретая вода, минеральные масла, органические жидкости, расплавленные соли и др.

2 Аналитическая часть

2.1 Технологический расчет

2.1.1 Исходные данные к расчету

В качестве исходных данных принимаем следующие величины:

- бинарная смесь «бензол-толуол»;
- мольная доля НКК (бензол) в остатке $x_f = 0,012$;
- производительность по остатку $G_w = 10,0$ т/ч;
- давление в кубе колонны $P_f = 0,15$ МПа;
- паровое число $S_p = 0,8$;
- горячий теплоноситель – водяной пар.

Пересчитаем расход в СИ:

$$G_w = 10,0 \text{ т/ч} = 2,778 \text{ кг/с.}$$

Схема к расчету испарителя приведена на рисунке 2.1.

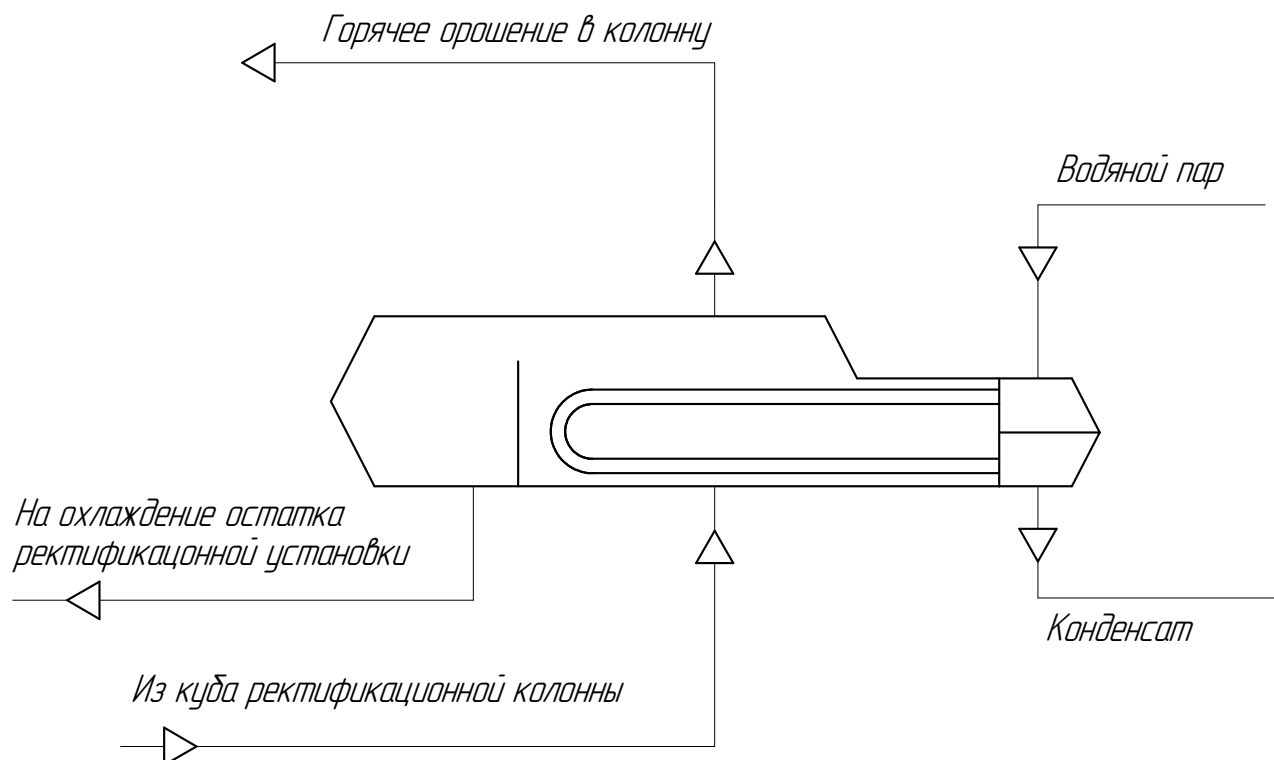


Рисунок 2.1 – Схема к расчету испарителя с паровым пространством

Все расчетные формулы взяты из [4], справочные данные из [5, 6].

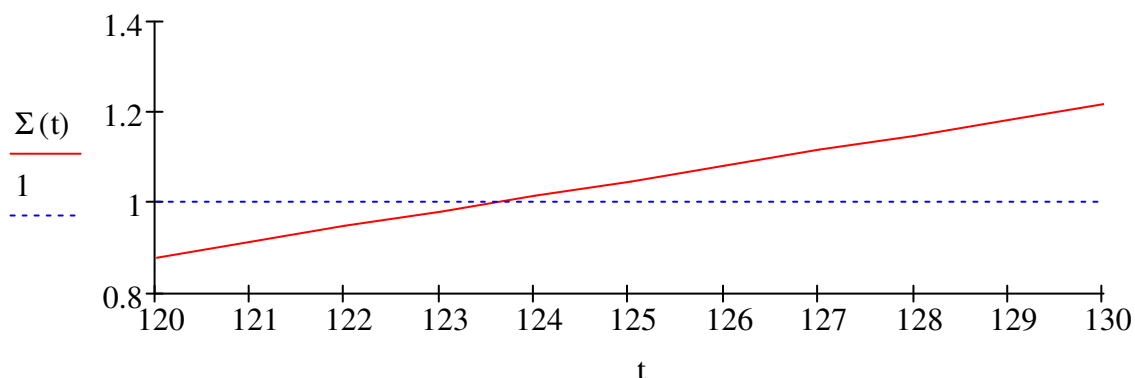


Рисунок 2.3 – Изотерма жидкой фазы смеси на входе в испаритель

В соответствии с этим графиком температура бинарной смеси на входе в испаритель

$$t_f = 123,6 \text{ }^\circ\text{C}; P_{v1}(t_f) = 0,3266 \text{ МПа}; P_{v2}(t_f) = 0,1479 \text{ МПа.}$$

Изотерма жидкой фазы

$$\Sigma(t) = \frac{0,3233 \cdot 0,0120 + 0,1100 \cdot (1 - 0,1479)}{0,1500} = 1,000.$$

Массовый расход горячего орошения

$$G_y := G_w \cdot S_p = 10,0 \cdot 0,8 = 8,0 \text{ т/ч} = 2,222 \text{ кг/с.}$$

Массовый расход остатка из испарителя

$$G_x := G_w = 10,0 \text{ т/ч} = 2,778 \text{ кг/с.}$$

Массовый расход остатка из колонны на входе в испаритель

$$G_f := G_y + G_x = 10,0 + 8,0 = 18,0 \text{ т/ч} = 5,000 \text{ кг/с.}$$

Массовая доля отгона пара

$$e_M := \frac{G_y}{G_f} = 2,222 / 5,000 = 0,444.$$

Температуру кипения потоков и их состав на выходе из испарителя определим по уравнению состояния парожидкой бинарной смеси [4]

$$\Sigma_w(t) := \frac{x_f}{1 + e \cdot \left(\frac{P_{v1}(t)}{P_f} - 1 \right)} + \frac{1 - x_f}{1 + e \cdot \left(\frac{P_{v2}(t)}{P_f} - 1 \right)}.$$

Графическое изображение зависимости приведено на рисунке 2.4.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
------	------	----------	-------	------

Мольную массу потоков определяем по принципу аддитивности

$$M_x := M_1 \cdot x_w + M_2 \cdot (1 - x_w) = \\ = 78,11 \cdot 0,0070 + 92,14 \cdot (1 - 0,0070) = 92,04 \text{ кг/кмоль};$$

$$M_y := M_1 \cdot y_w + M_2 \cdot (1 - y_w) = \\ = 78,11 \cdot 0,0182 + 92,14 \cdot (1 - 0,0182) = 91,89 \text{ кг/кмоль}.$$

Массовая доля отгона

$$e_M := e \cdot \frac{M_y}{M_x} = 0,4452 \cdot \frac{91,89}{92,04} = 0,444.$$

Фактическое количество парового орошения и остатка

$$G_y := e_M \cdot G_f = 0,444 \cdot 18,000 = 8,000 \text{ т/ч};$$

$$G_x := (1 - e_M) \cdot G_f = (1 - 0,444) \cdot 18,000 = 10,000 \text{ т/ч}.$$

2.1.3 Тепловой баланс испарителя

Теплоемкость смеси рассчитываем по аддитивному признаку. Справочные данные об удельной теплоемкости компонентов в жидкой фазе при температуре входа смеси $t_f = 123,6 \text{ }^\circ\text{C}$ и при температуре выхода $t_w = 131,8 \text{ }^\circ\text{C}$ определяем интерполированием табличных данных [6]

$$c_{f1} = 2.219 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}; c_{f2} = 2.169 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_{w1} = 2.253 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}; c_{w2} = 2.203 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

Теплоемкость смеси на входе и на выходе из теплообменника

$$c_f := x_{Mf} \cdot c_{f1} + (1 - x_{Mf}) \cdot c_{f2} = 0,0102 \cdot 2,219 + (1 - 0,0102) \cdot 2,169 = 2,169 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_w := x_{Mw} \cdot c_{w1} + (1 - x_{Mw}) \cdot c_{w2} = 0,0059 \cdot 2,253 + (1 - 0,0059) \cdot 2,203 = 2,203 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

Теплота испарения компонентов при температуре $t_w = 131,8 \text{ }^\circ\text{C}$ определяем интерполированием табличных данных [6]

$$r_1 = 353,2 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}; r_2 = 349,4 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

2.1.5 Определение объемных расходов потоков

Плотность смеси рассчитываем по аддитивному признаку для удельных объемов. Плотность чистых компонентов при температуре $t_w = 131,8$ °С определяем интерполяцией табличных данных [5]. Плотность жидкости на выходе из теплообменника

$$\rho_{x1} := f\rho_{x1}(t_w) = 754,9 \text{ кг/м}^3; \rho_{x2} := f\rho_{x2}(t_w) = 753,1 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_x := \frac{1}{\frac{x_{Mw}}{\rho_{x1}} + \frac{1 - x_{Mw}}{\rho_{x2}}} = \frac{1}{\frac{0,0059}{754,9} + \frac{1 - 0,0059}{753,1}} = 753,1 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность жидкости на входе в теплообменник при температуре $t_f = 123,6$ °С определяем интерполяцией табличных данных [5]

$$\rho_{f1} := f\rho_{x1}(t_f) = 764,7 \text{ кг/м}^3; \rho_{f2} := f\rho_{x2}(t_f) = 762,0 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_f = \frac{1}{\frac{x_{Mw}}{\rho_{x1}} + \frac{1 - x_{Mw}}{\rho_{x2}}} = \frac{1}{\frac{0,0102}{764,7} + \frac{1 - 0,0102}{762,0}} = 762,1 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность паров определим ориентировочно как для идеального газа:

$$\rho_y := \frac{M_y \cdot P_f}{R_f \cdot (T_0 + t_w)},$$

где R_f – универсальная газовая постоянная, $R_f = 8314$ Дж/(моль К);

$$\rho_y = \frac{91,88 \cdot 0,150 \cdot 10^6}{8314 \cdot (273,2 + 131,8)} = 4,094 \text{ кг/м}^3.$$

Объемный расход остатка, пара и питания соответственно

$$V_x := \frac{G_x}{\rho_x} = 2,778 / 753,1 = 3,689 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} = 13,28 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

$$V_y := \frac{G_y}{\rho_y} = 2,222 / 4,094 = 0,5427 \text{ м}^3/\text{с} = 1954 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

$$V_f := \frac{G_f}{\rho_f} = 5,000 / 762,1 = 6,561 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} = 23,62 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

$$\alpha_1(q) := b \cdot \left[\frac{\lambda^2}{v_x \cdot \sigma \cdot (t_w + T_0)} \right]^{\frac{1}{3}} \cdot q^{\frac{2}{3}} =$$

$$= 0,098 \cdot \left(\frac{0,111^2}{2,753 \cdot 10^{-7} \cdot 0,0161 \cdot (131,8 + 273,2)} \right)^{1/3} q^{2/3} = 1,850 q^{2/3} \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

2.1.7 Коэффициент теплоотдачи со стороны конденсирующегося пара

Характеристики теплообменников с трубным пространством [4]:

- трубы испарителя с паровым пространством $L = 6$ м, $n = 134$ шт., $z = 2$;
- наружный диаметр труб $d_n = 25$ мм, толщина стенки $\delta = 2$ мм;

Внутренний диаметр труб

$$d_{\text{вн}} = d_n - 2\delta = 25 - 2 \cdot 2 = 21 \text{ мм.}$$

Средняя температура конденсата

$$t_k := \frac{t_{\text{ГП}} + t_w}{2} = \frac{160,0 + 131,8}{2} = 145,9 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Коэффициент A для расчёта, при горизонтальных трубах $A = 7,8$. Коэффициент теплоотдачи со стороны пара

$$\alpha_2(q) := 1,36 \cdot A \cdot L^{0,5} \cdot d_{\text{вн}}^{-0,25} \cdot q^{0,5} = 1,36 \cdot 7,8 \cdot 6,0^{0,5} \cdot 0,021^{-0,25} \cdot q^{0,5} = 61,43q^{0,5}.$$

2.1.8 Определение средней разности температур

Температура греющего пара и температура кипящей жидкости в процессе испарения не меняется, поэтому температурный напор постоянный

$$\Delta t := t_{\text{ГП}} - t_w = 160 - 131,2 = 28,2 \text{ }^\circ\text{C.}$$

2.1.9 Коэффициент теплопередачи

Принимаем сопротивления загрязнений со стороны греющего пара и кипящей смеси соответственно

$$z_{\text{ГП}} := \frac{1}{5800} \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}; z_{\text{см}} := \frac{1}{5800} \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}.$$

Результаты расчета средней разности температур приведены в таблице 2.1.

Таблица 2.1 – Расчет коэффициента теплопередачи и разности температур

Параметр		Результаты расчётов		
		1	2	3
$q, \text{Вт/м}^2$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$	20000	30000	40000
$\alpha_1(q)$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{ К}}$	1363	1786	2163
$\alpha_2(q)$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{ К}}$	8688	10640	12286
$K(q),$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{ К}}$	809	960	1074
Δt_q	К	24,7	31,3	37,3

Графическое представление полученных данных приведено на рисунке 2.5.

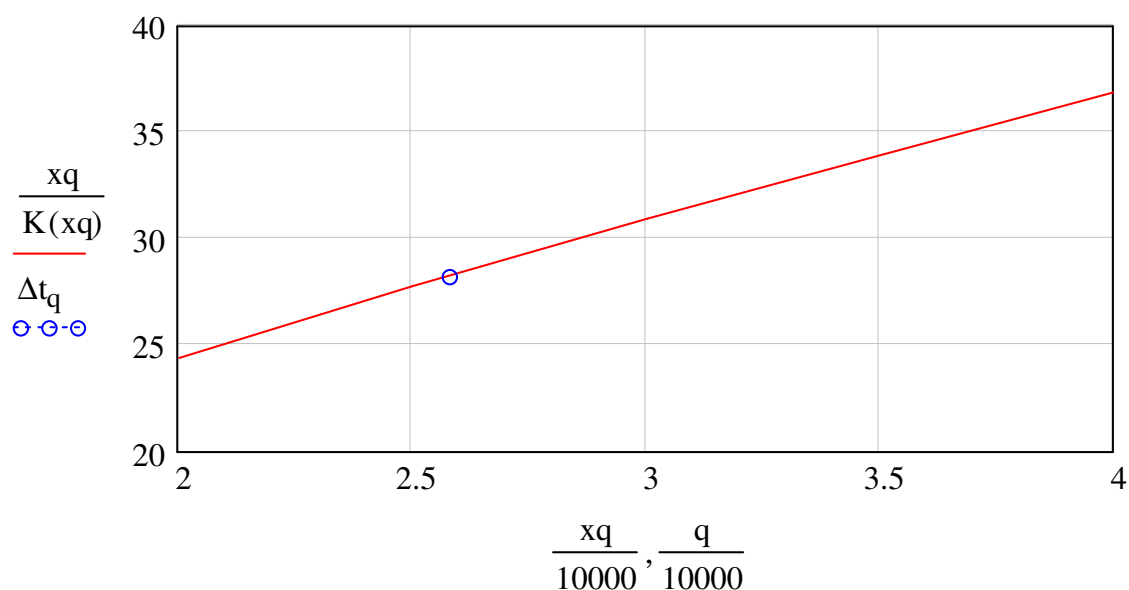


Рисунок 2.5 – График зависимости $\Delta t = f(q)$

Используя численные методы решения уравнений, получаем

$$q = 25249 \text{ Вт/м}^2;$$

$$\alpha_1 = 1592 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{ К}}; \alpha_2 = 9762 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{ К}}; K = 894 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{ К}}; \Delta t_q = 28,2 \text{ К}.$$

Штуцер вывода паров кипящей смеси. Принимаем скорость движения насыщенного пара [4]

$$w_y := 20 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Объемный расход из технологического расчёта

$$V_y = 0.543 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Расчетный диаметр штуцера

$$D_y := \sqrt{\frac{4V_y}{\pi \cdot w_y}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,543}{3,14 \cdot 20,0}} = 0,186 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр штуцера

$$D_y := 200 \text{ мм.}$$

Тогда фактическая скорость движения среды

$$w_y := \frac{4V_y}{\pi \cdot D_y^2} = \frac{4 \cdot 0,543}{3,14 \cdot 0,200^2} = 17,3 \text{ м/с.}$$

Штуцер вывода смеси. Принимаем скорость движения маловязкой жидкости при движении самотёком [4]

$$w_x := 0.5 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Объемный расход из технологического расчёта

$$V_x = 3.689 \times 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Расчетный диаметр штуцера

$$D_x := \sqrt{\frac{4V_x}{\pi \cdot w_x}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,683 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 0,5}} = 0,070 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр штуцера $D_x = 80$. Тогда фактическая скорость среды

$$w_x := \frac{4V_x}{\pi \cdot D_x^2} = \frac{4 \cdot 3,683 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 0,080^2} = 0,734 \text{ м/с.}$$

2.1.11 Определение сопротивления межтрубного пространства

Высота слоя жидкости в испарителе

$$h := \frac{2}{3} \cdot D = 2/3 \cdot 0,800 = 0,533 \text{ м.}$$

Коэффициенты местных сопротивлений на входе в межтрубное пространство и на выходе из него [5]

$$\xi_f := 1.5; \xi_y := 1.5.$$

Потерянное давление в межтрубном пространстве на входе, на выходе и на слое жидкости

$$\Delta P_f := \xi_f \rho_f \frac{w_f^2}{2} = 1,5 \cdot 762,1 \cdot \frac{0,371^2}{2} = 0,079 \text{ кПа;}$$

$$\Delta P_h := \rho_x \cdot g \cdot h = 753,1 \cdot 9,81 \cdot 0,533 = 3,939 \text{ кПа;}$$

$$\Delta P_y := \xi_y \cdot \frac{\rho_y \cdot w_y^2}{2} = 1,5 \cdot \frac{4,094 \cdot 17,28^2}{2} = 0,916 \text{ кПа.}$$

Общее гидравлическое сопротивление межтрубного пространства

$$\Delta P_{\text{мтр}} := \Delta P_f + \Delta P_h + \Delta P_y = 0,079 + 3,939 + 0,916 = 4,934 \text{ кПа.}$$

2.2 Расчёт вспомогательного оборудования

2.2.1 Расчет холодильника остатка

Выполним расчет аппарата для охлаждения остатка ректификационной установки. Остаток из испарителя с паровым пространством с мольной концентрацией $x_w = 0,070$ при температуре $t_{1н} = 130,0 \text{ }^\circ\text{C}$ и расходе $G_1 = 10 \text{ т/ч}$ ($2,778 \text{ кг/с}$) поступает в вертикальный кожухотрубчатый теплообменник, где охлаждается до $t_{1к} = 80 \text{ }^\circ\text{C}$ за счет использования тепла воды с начальной температурой $t_{2н} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ и конечной $t_{2к} = 70 \text{ }^\circ\text{C}$.

Для упрощения расчетов принимаем смесь, состоящую целиком из ВКК – толуола, так как концентрация бензола слишком мала существенного влияния на упрощенный расчет теплообменника.

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

Определение расхода воды. Удельная теплоемкость воды в соответствии со справочными данными

$$c_2 := 4190 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

Тогда расход воды на охлаждение остатка составит

$$G_2 := \frac{Q}{c_2 \cdot (t_{2\text{к}} - t_{2\text{н}})} = \frac{334,3}{4,19 \cdot (70 - 30)} = 1,994 \text{ кг/с.}$$

Определение объемных расходов потоков. Плотность толуола при средней температуре определяем интерполяцией табличных данных

$$t_{1\text{ср}} := \frac{t_{1\text{н}} + t_{1\text{к}}}{2} = \frac{130 + 80}{2} = 105 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\rho_{1\text{ср}} = \rho_{\text{т}}(t_{1\text{ср}}) = \rho_{\text{т}}(105) = 782,5 \text{ кг/м}^3.$$

Объемный расход толуола внутри аппарата

$$V_1 := \frac{G_1}{\rho_{1\text{ср}}} = 2,778 / 782,5 = 3,550 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} = 12,78 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Средняя температура воды

$$t_{2\text{ср}} := \frac{t_{2\text{н}} + t_{2\text{к}}}{2} = \frac{30 + 70}{2} = 50 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Плотность воды при средней температуре

$$\rho_{2\text{ср}} := 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Объемный расход воды внутри аппарата

$$V_2 := \frac{G_2}{\rho_{2\text{ср}}} = 1,994 / 1000 = 1,994 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} = 7,180 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Определение средней разности температур. Выбираем схему движения теплоносителей противотоком. Воду направляем в межтрубное пространство, остаток (толуол) – в трубное.

Большая разность температур

$$\Delta t_{\text{б}} := t_{1\text{н}} - t_{2\text{к}} = 130 - 70 = 60 \text{ }^\circ\text{C.}$$

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

Число трубок, приходящееся на один ход по трубам

$$\psi := \frac{4G_{\text{тр}}}{\pi \cdot d_{\text{вн}} \cdot \text{Re}_{\text{тр}} \cdot \mu_{\text{тр}}} = \frac{4 \cdot 2,778}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 11000 \cdot 2,610 \cdot 10^{-4}} = 58,7.$$

Принимаем ориентировочное значение коэффициента теплопередачи

$$K := 0,4 \cdot \frac{\text{кВт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Тогда требуемая поверхность теплообмена

$$F := \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{334,3}{0,4 \cdot 54,8} = 15,2 \text{ м}^2.$$

По каталогу подбираем стандартный теплообменник со следующими параметрами

- диаметр кожуха $D = 400$ мм;
- число ходов по трубному пространству $z = 1$;
- число труб $n = 111$, длина труб $L = 3$ м;
- поверхность теплообмена $F = 26 \text{ м}^2$.

Выбранный теплообменник обеспечивает охлаждение кубового остатка до требуемой температуры, остается небольшой запас по поверхности теплообмена.

2.2.2 Расчет емкости для временного хранения остатка

Выполним расчет емкости для временного хранения остатка после охлаждения в холодильнике. Схема к расчету приведена на рисунке 2.7. Согласно технологическому расчету, массовый расход остатка составляет

$$G = 2,778 \text{ кг/с} = 10 \text{ т/ч}.$$

Объемный расход

$$V = G/\rho, \quad (2.1)$$

где ρ – плотность остатка (толуола) при температуре хранения

$$\rho = \rho_{\text{T}}(t_{\text{хр}}) = \rho_{\text{T}}(80) = 808 \text{ кг/м}^3;$$

$$V = \frac{10000}{808} = 12,38 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

2.3 Задание на конструирование и прочностной расчёт

По результатам выполненного расчета процесса испарения кубового остатка и определения основных размеров аппарата составляем задание на конструирование. Эскиз аппарата приведен на рисунке 2.8.

Абсорбционная колонна имеет следующие характеристики:

1. Среда
 - a. в межтрубном пространстве – бинарная смесь «бензол-толуол»;
 - b. в трубном пространстве – водяной пар и конденсат;
2. Максимальное давление
 - a. в межтрубном пространстве $P = 0,150$ МПа;
 - b. в трубном пространстве $P = 0.6387$
3. Максимальная температура
 - a. в межтрубном пространстве $131,2$ °С;
 - b. в межтрубном пространстве 160 °С;
4. Диаметр
 - a. межтрубного парового пространства 800 мм
 - b. распределительной камеры трубного пространства 600 мм;
5. Длина труб $6,0$ м, число труб 134 шт., размер труб 25×2 мм.

Заключение

В данном курсовом проекте был изучен процесс испарения кубового остатка ректификационной колонны. Был осуществлен обзор конструкций оборудования и осуществлен выбор кипятильника с паровым пространством.

В разделе, посвященном описанию технологической схемы, рассмотрена физическая сущность процесса ректификации и описана технологическая схема ректификационной установки непрерывного действия.

Технологический раздел содержит необходимые расчеты для осуществления процесса на практике. Определена тепловая нагрузка испарителя $Q = 887,1$ кВт, выбран горячий теплоноситель – водяной пар с температурой 160 °С, рассчитан расход пара на испарения $G_{гп} = 1,529$ т/ч.

Также определены геометрические размеры аппарата: $D = 800$ мм, длина теплообменных труб 6000 мм, размеры труб $d \times s = 25 \times 2$, поверхность теплообмена 38 м².

Рассчитанный испаритель удовлетворяет техническому заданию и может быть использован на производстве в составе ректификационной установки непрерывного действия.