

Минобрнауки России
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Санкт-Петербургский государственный технологический институт
(технический университет)»

УГС	240000	Химическая и биотехнологии
Направление подготовки	240100.62	Химическая технология
Факультет	Механический	
Кафедра	Процессов и аппаратов	

Учебная дисциплина Процессы и аппараты

Курс 3

Группа 226

КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

Проектирование ректификационной установки

Студент

М.П.Лаврентьев

(подпись, дата)

Руководитель, доцент

О.П.Банных

(подпись, дата)

Оценка за курсовой
проект

(подпись руководителя)

Санкт-Петербург
2015

Содержание

Введение	5
1 Аналитический обзор	6
2 Основная часть	7
2.1 Описание технологической схемы ректификационной установки	7
2.2 Расчет ректификационной колонны	8
2.2.1 Материальный баланс	8
2.2.2 Расчет средних параметров потоков жидкости и пара	12
2.2.3 Гидравлический расчет ректификационной колонны и определение ее диаметра	24
2.2.4 Расчет высоты колонны	41
2.3 Расчет теплообменных аппаратов	45
2.3.1 Ориентировочный расчет куба-испарителя	45
2.3.2 Ориентировочный расчет дефлегматора	48
2.3.3 Ориентировочный расчет холодильника кубового остатка	49
2.3.4 Ориентировочный расчет холодильника дистиллята	52
2.3.5 Ориентировочный расчет подогревателя сырья	55
2.3.6 Подробный расчет подогревателя сырья	57
Выводы по проекту	62
Список использованных источников	64

Введение

В ряде производств химической, нефтяной, пищевой и других отраслей промышленности в результате различных технологических процессов получают смеси жидкостей, которые необходимо разделить на составные части. Для разделения обычно прибегают к перегонке, основанной на разной температуре кипения компонентов смеси. При испарении компонент с более низкой температурой кипения (ЛЛК) переходит в пары, а компонент с более высокой температурой кипения (ТЛК) остается в жидком состоянии. Для достижения наиболее полного разделения компонентов применяют ректификацию. Ректификация заключается в противоточном взаимодействии паров образующихся при перегонке, с жидкостью, получающейся при конденсации паров.

В ректификационном аппарате снизу вверх движутся пары, а сверху подается жидкость, представляющая собой почти чистый ЛЛК. При соприкосновении поднимающихся паров со стекающей жидкостью происходит частичная конденсация паров и частичное испарение жидкости. При этом из паров конденсируется преимущественно ТЛК, а из жидкости испаряется преимущественно ЛЛК. Таким образом, стекающая жидкость обогащается ТЛК, а поднимающиеся пары обогащаются ЛЛК, в результате чего выходящие из аппарата пары представляют собой почти чистый ЛЛК. Эти пары поступают в конденсатор, называемый дефлегматором, и конденсируются. Часть конденсата, возвращаемая на орошение аппарата, называется флегмой, другая часть отводится в качестве дистиллята.

Процесс ректификации может протекать при атмосферном давлении, а также при давлениях выше и ниже атмосферного. Под вакуумом ректификацию проводят, когда разделению подлежат высококипящие жидкие смеси. Повышенные давления применяют для разделения смесей, находящихся в газообразном состоянии при более низком давлении. Степень разделения смеси жидкостей на составляющие компоненты и чистота получаемых дистиллята и кубового остатка зависят от того, насколько развита поверхность фазового контакта, и, следовательно, от количества орошающей жидкости (флегмы) и устройства ректификационной колонны.

В промышленности применяют ректификационные колонны с различной конструкцией внутреннего устройства, назначение которого – обеспечение взаимодействия жидкости и пара. Это взаимодействие происходит при барботировании пара через слой жидкости на тарелках (колпачковых или ситчатых), либо при поверхностном контакте пара и жидкости на насадке или поверхности жидкости, стекающей тонкой пленкой.

1 Аналитический обзор

По конструкции ректификационные колонны подразделяются на насадочные, тарельчатые и роторные. Основным типом колонных аппаратов большой производительности считаются ректификационные колонны с барботажными тарелками, а при необходимости самого малого перепада давления на одну теоретическую ступень разделения или при работе в коррозионной среде – колонны с насадкой.

По способу проведения ректификацию разделяют на периодическую и непрерывную.

При непрерывной - разделяемая смесь непрерывно подается в среднюю часть колонны, дистиллят отбирается из дефлегматора, а обедненный легколетучим компонентом остаток отводится из куба колонны, флегма поступает на орошение в верхнюю часть колонны.

При периодической ректификации в нижнюю часть (куб) колонны, снабженной нагревательным устройством, загружают исходную смесь; образующийся пар поднимается вверх и конденсируется в дефлегматоре (холодильнике), часть конденсата (флегмы) возвращается на орошение в верхнюю часть колонны, а оставшаяся жидкость отбирается.

Насадочные колонны получили широкое распространение в химической промышленности благодаря простоте их устройства, дешевизне изготовления и малому гидравлическому сопротивлению при пленочном режиме работы. В насадочных массообменных аппаратах жидкость тонкой пленкой покрывает насадку и стекает по ней, при этом поверхность контакта с газообразной фазой определяется поверхностью насадки, свойствами жидкости и гидродинамическим режимом.

Недостатком работы насадочной колонны является неравномерность распределения пара и жидкости по поперечному сечению, что приводит к неодинаковой эффективности различных ее частей и низкой эффективности работы всей колонны в целом. Значительное увеличение эффективности аппарата достигается применением насадки, частично погруженной в жидкость: газ при этом в виде пузырьков барботируется через слой жидкости.

В отдельных случаях применяют подвижные насадки, которые приводят в колебательное движение восходящим потоком газа, при этом допускаются высокие скорости движения фаз, а поверхность межфазного контакта превышает поверхность насадочных элементов. Эффективность тепло- и массообмена в значительной мере зависит от равномерности распределения жидкости в объеме насадки. Эта задача решается применением специальных оросителей, распределяющих жидкость по верхнему сечению насадки, и использованием материалов (металлических сеток, армированной стеклоткани), обеспечивающих растекание жидкости по поверхности насадки под действием капиллярных сил.

Насадки загружают в аппараты навалом на опорные решетки (нерегулярные насадки), укладывают в определенном порядке или монтируют в жесткую структуру (регулярные насадки). Изготавливают насадки из дерева, металла, стекла, керамики, пластмасс. Элементы нерегулярных насадок выполняют в виде колец, спиралей, роликов, шаров, седел и т.д. Наиболее распространены кольца Рашига, размеры которых обычно составляют 50 мм. Для повышения смачиваемости насадки и пропускной способности аппарата стенки колец иногда снабжают продольными или поперечными канавками или прорезями.

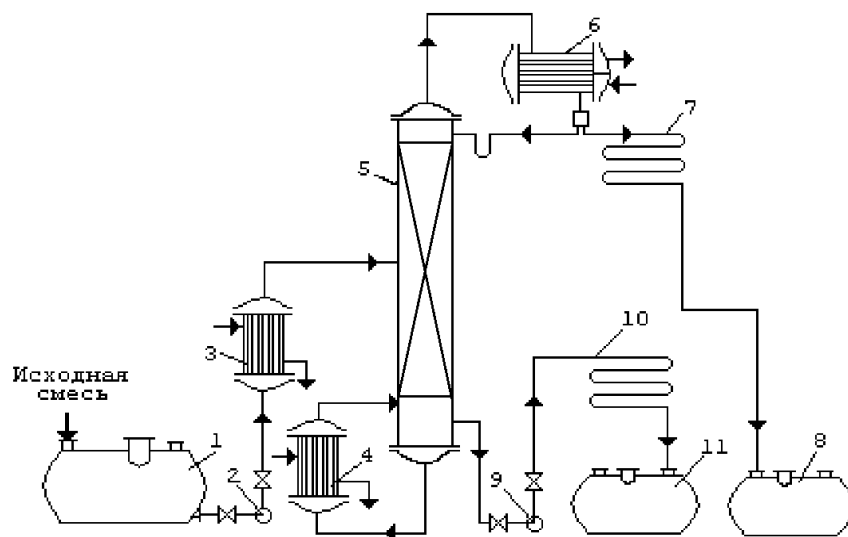
Для отвода жидкости из насадочной колонны применяют две схемы: в первой схеме (обычные насадочные колонны) жидкость стекает по насадке и отводится из нижней части колонны; во второй схеме (эмульгационные колонны) жидкость отводится через переливную трубу.

В данном курсовом проекте производится расчет обычной ректификационной насадочной колонны для разделения бинарной смеси бензол-толуол при атмосферном давлении.

2 Основная часть

2.1 Описание технологической схемы ректификационной установки

Принципиальная схема ректификационной установки представлена на рисунке 1. Исходную смесь из промежуточной емкости 1 центробежным насосом 2 подают в теплообменник 3, где она подогревается до температуры кипения. Нагретая смесь поступает на разделение в ректификационную колонну 5.



1- ёмкость для исходной смеси ; 2, 9- насосы; 3- подогреватель исходной смеси; 4 – куб-испаритель; 5- ректификационная колонна; 6- дефлегматор; 7- холодильник дистиллята; 8- ёмкость для сбора дистиллята; 10- холодильник кубовой жидкости; 11- ёмкость для кубовой жидкости.

Рисунок 1 – Принципиальная схема ректификационной установки

Стекая вниз по колонне, жидкость взаимодействует с поднимающимся вверх паром, образующимся при кипении кубовой жидкости в кубе-испарителе 4. Начальный состав пара примерно равен составу кубового остатка x_w , т. е. обеднен легколетучим компонентом (ЛЛК). В результате массообмена с жидкостью пар обогащается ЛЛК. Для более полного обогащения верхнюю часть колонны орошают в соответствии с заданным флегмовым числом жидкостью (флегмой), получаемой в дефлегматоре 6 путем конденсации пара, выходящего из колонны. Часть конденсата выводится из дефлегматора в виде готового продукта разделения – дистиллята, который охлаждается в теплообменнике 7 и направляется в промежуточную емкость 8. Из кубовой части колонны насосом 9 непрерывно выводится кубовая жидкость – продукт, обогащенный труднолетучим компонентом (ТЛК), который охлаждается в теплообменнике 10 и направляется в емкость 11.

Таким образом, в ректификационной колонне осуществляется непрерывный неравновесный процесс разделения исходной бинарной смеси на дистиллят (с высоким содержанием ЛЛК) и кубовый остаток (обогащенный ТЛК).

2.2 Расчет ректификационной колонны

Необходимо рассчитать ректификационную насадочную колонну для разделения смеси бензол-толуол под атмосферным давлением и определить ее основные параметры (диаметр и высоту).

Для расчета ректификационной колонны потребуются следующие данные из задания на курсовой проект:

1. Производительность установки по дистилляту (массовая) $\overline{G_D} = 1 \frac{m}{ч} = 0.278 \frac{кг}{с}$
2. Массовая доля легколетучего компонента (бензола) в исходной смеси $\overline{x_F} = 0.20$
3. Массовая доля легколетучего компонента (бензола) в дистилляте $\overline{x_D} = 0.94$
4. Массовая доля легколетучего компонента (бензола) в кубовом остатке $\overline{x_w} = 0.04$

2.2.1 Материальный баланс

Зная производительность колонны по дистилляту и необходимые концентрации, определим производительность по кубовому остатку $\overline{G_w}$ и питание исходной смеси $\overline{G_F}$, составив систему уравнений материального баланса.

$$\begin{cases} \overline{G_F} = \overline{G_D} + \overline{G_W} \\ \overline{G_F} \cdot \overline{x_F} = \overline{G_D} \cdot \overline{x_D} + \overline{G_W} \cdot \overline{x_W}, \end{cases} \quad (1)$$

где $\overline{x_F}, \overline{x_D}, \overline{x_W}$ - содержание легколетучего компонента в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке соответственно.

Отсюда найдем:

$$\begin{aligned} \overline{G_W} &= \overline{G_D} \cdot \frac{\overline{x_D} - \overline{x_F}}{\overline{x_F} - \overline{x_W}} = 0.278 \cdot \frac{0.94 - 0.20}{0.20 - 0.04} = 1.29 \frac{\text{кг}}{\text{с}}; \\ \overline{G_F} &= \overline{G_D} + \overline{G_W} = 0.278 + 1.29 = 1.57 \frac{\text{кг}}{\text{с}}. \end{aligned}$$

В дальнейшем при расчетах чаще будут использоваться концентрации, выраженные в мольных долях легколетучего компонента в смеси, и мольные расходы веществ. Для этого необходимо пересчитать найденные массовые расходы жидкостей и их заданные составы.

Формула для пересчета массовой доли в мольную:

$$x_i = \frac{\frac{\overline{x_i}}{M_{\delta}}}{\frac{\overline{x_i}}{M_{\delta}} + \frac{1 - \overline{x_i}}{M_m}}, \quad (2)$$

где x_i - мольная доля легколетучего компонента в жидкости, $\frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль смеси}}$;

$M_{\delta} = 78.1 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ - молярная масса бензола;

$M_m = 92.1 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ - молярная масса толуола.

Найдем мольные доли бензола в исходной смеси x_F , дистилляте x_D и кубовом остатке x_W :

$$\begin{aligned} x_F &= \frac{\frac{\overline{x_F}}{M_{\delta}}}{\frac{\overline{x_F}}{M_{\delta}} + \frac{1 - \overline{x_F}}{M_m}} = \frac{\frac{0.20}{78.1}}{\frac{0.20}{78.1} + \frac{1 - 0.20}{92.1}} = 0.228; \\ x_D &= \frac{\frac{\overline{x_D}}{M_{\delta}}}{\frac{\overline{x_D}}{M_{\delta}} + \frac{1 - \overline{x_D}}{M_m}} = \frac{\frac{0.94}{78.1}}{\frac{0.94}{78.1} + \frac{1 - 0.94}{92.1}} = 0.949; \end{aligned}$$

$$x_W = \frac{\frac{\overline{x_W}}{\overline{M_\phi}}}{\frac{\overline{x_W}}{\overline{M_\phi}} + \frac{1-x_W}{\overline{M_m}}} = \frac{\frac{0.04}{78.1}}{\frac{0.04}{78.1} + \frac{1-0.04}{92.1}} = 0.0468.$$

Для нахождения мольных расходов нам понадобится рассчитать молярные массы жидкостей $M_i, \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$:

$$M_i = M_\phi \cdot x_i + M_m \cdot (1 - x_i). \quad (3)$$

$$M_F = M_\phi \cdot x_F + M_m \cdot (1 - x_F) = 78.1 \cdot 0.20 + 92.1 \cdot (1 - 0.20) = 88.9 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}};$$

$$M_D = M_\phi \cdot x_D + M_m \cdot (1 - x_D) = 78.1 \cdot 0.949 + 92.1 \cdot (1 - 0.949) = 78.8 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}};$$

$$M_W = M_\phi \cdot x_W + M_m \cdot (1 - x_W) = 78.1 \cdot 0.0468 + 92.1 \cdot (1 - 0.0468) = 91.4 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

Мольные расходы $G_i, \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$ можно найти по следующей формуле:

$$G_i = \frac{\overline{G_i}}{M_i}. \quad (4)$$

Отсюда:

$$G_F = \frac{\overline{G_F}}{M_F} = \frac{1.57}{88.9} = 0.0177 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}} = 17.7 \frac{\text{моль}}{\text{с}};$$

$$G_D = \frac{\overline{G_D}}{M_D} = \frac{0.278}{78.8} = 0.00353 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}} = 3.53 \frac{\text{моль}}{\text{с}};$$

$$G_W = \frac{\overline{G_W}}{M_W} = \frac{1.29}{91.4} = 0.0141 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}} = 14.1 \frac{\text{моль}}{\text{с}}.$$

Нагрузки ректификационной колонны по пару и жидкости определяются рабочим флегмовым числом R , оптимальное значение $R_{\text{онм}}$ которого можно найти путем технико-экономического расчета. Однако ввиду отсутствия надежной методики оценки $R_{\text{онм}}$ используют приближенные вычисления с использованием коэффициента избытка флегмы

$\beta = \frac{R}{R_{\text{мин}}}$, где $R_{\text{мин}}$ - минимальное флегмовое число [1, с. 228]:

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (5)$$

где y_F^* - концентрация легколетучего компонента в паре, находящемся в равновесии с исходной смесью, $\frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль смеси}}$.

В пособии [2, с. 321] приводится упрощенная эмпирическая формула для расчета рабочего флегмового числа при ректификации:

$$R = 1.3 \cdot R_{\min} + 0.3 \quad (6)$$

Для нахождения минимального флегмового числа необходимо знать y_F^* - концентрацию легколетучего компонента в паровой фазе, находящейся в равновесии с исходной смесью. Для построения диаграммы равновесных составов жидкости и пара для смеси бензол-толуол (рисунок 2), были использованы данные из пособия [3]. По диаграмме $y_F^* = 0.414 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль смеси}}$.

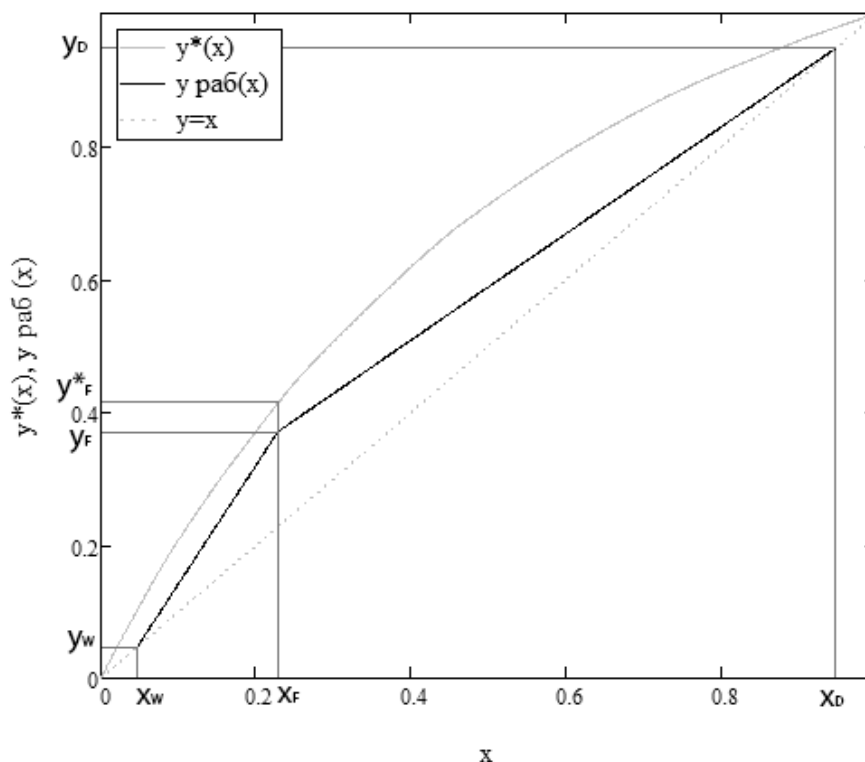


Рисунок 2 – Диаграмма состав пара – состав жидкости для смеси бензол-толуол (давление 760 мм рт ст). Рабочие линии для нижней и верхней частей ректификационной колонны

Найдем рабочее флегмовое число:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0.949 - 0.414}{0.414 - 0.228} = 2.88;$$

$$R = 1.3 \cdot R_{\min} + 0.3 = 1.3 \cdot 2.88 + 0.3 = 4.05.$$

Рабочее флегмовое число понадобится для нахождения уравнений рабочих линий процесса ректификации. Кроме флегмового числа также потребуется относительный (на 1 киломоль дистиллята) мольный расход питания F :

$$F = \frac{G_F}{G_D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0.949 - 0.0468}{0.228 - 0.0468} = 4.98. \quad (7)$$

Таким образом, уравнение рабочей линии для верхней (укрепляющей) части колонны выглядит следующим образом:

$$y_{\text{раб}}^{\text{в}} = \frac{R}{R+1} \cdot x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{4.05}{4.05+1} \cdot x + \frac{0.949}{4.05+1} = 0.802 \cdot x + 0.188. \quad (8)$$

Уравнение рабочей линии для нижней (исчерпывающей) части колонны:

$$y_{\text{раб}}^{\text{н}} = \frac{R+F}{R+1} \cdot x - \frac{F-1}{R+1} \cdot x_W = \frac{4.05+4.98}{4.05+1} \cdot x - \frac{4.98-1}{4.05+1} \cdot 0.0468 = 1.79 \cdot x - 0.0369. \quad (9)$$

Рабочие линии для верхней и нижней части колонны отражены на рисунке 2.

2.2.2 Расчет средних параметров потоков жидкости и пара

Для составления теплового баланса установки ректификации, а также ее гидравлического расчета необходимо найти физические параметры потоков жидкости и пара для верхней и нижней частей колонны.

Средние мольные содержания легколетучего компонента в жидкой фазе для верхней и нижней частей колонны рассчитываются по следующим формулам:

$$x_{\text{с}} = \frac{x_F + x_D}{2} = \frac{0.228 + 0.949}{2} = 0.588; \quad (10)$$

$$x_{\text{н}} = \frac{x_W + x_F}{2} = \frac{0.228 + 0.0469}{2} = 0.137. \quad (11)$$

Подставив полученные значения $x_{\text{с}}$ и $x_{\text{н}}$ в уравнения рабочих линий (8) и (9) соответственно, найдем значения средних мольных содержаний легколетучего компонента в паровой фазе для верхней и нижней частей колонны:

$$y_{\text{с}} = 0.802 \cdot x_{\text{с}} + 0.188 = 0.802 \cdot 0.588 + 0.188 = 0.660;$$

$$y_{\text{н}} = 1.79 \cdot x_{\text{н}} - 0.0369 = 1.79 \cdot 0.137 - 0.0369 = 0.208.$$

Средние молярные массы жидкости и пара для верхней и нижней частей колонны найдем по формуле (3):

$$M_x^e = M_{\bar{o}} \cdot x_{\bar{o}} + M_m \cdot (1 - x_{\bar{o}}) = 78.1 \cdot 0.588 + 92.1 \cdot (1 - 0.588) = 83.9 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}};$$

$$M_x^H = M_{\bar{o}} \cdot x_H + M_m \cdot (1 - x_H) = 78.1 \cdot 0.137 + 92.1 \cdot (1 - 0.137) = 90.2 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}};$$

$$M_y^e = M_{\bar{o}} \cdot y_{\bar{o}} + M_m \cdot (1 - y_{\bar{o}}) = 78.1 \cdot 0.66 + 92.1 \cdot (1 - 0.66) = 82.9 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}};$$

$$M_y^H = M_{\bar{o}} \cdot y_H + M_m \cdot (1 - y_H) = 78.1 \cdot 0.208 + 92.1 \cdot (1 - 0.208) = 89.2 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

Средние массовые содержания бензола в жидкой фазе в верхней и нижней частях колонны находятся по формуле (12):

$$\bar{x}_i = \frac{M_{\bar{o}} \cdot x_i}{M_i}; \quad (12)$$

$$\bar{x}_{\bar{o}} = \frac{M_{\bar{o}} \cdot x_{\bar{o}}}{M_x^e} = \frac{78.1 \cdot 0.588}{83.9} = 0.547;$$

$$\bar{x}_H = \frac{M_{\bar{o}} \cdot x_H}{M_x^H} = \frac{78.1 \cdot 0.137}{90.2} = 0.119.$$

Аналогичным образом найдем средние массовые содержания бензола в паровой фазе в верхней и нижней частях колонны:

$$\bar{y}_{\bar{o}} = \frac{M_{\bar{o}} \cdot y_{\bar{o}}}{M_y^e} = \frac{78.1 \cdot 0.66}{82.9} = 0.622;$$

$$\bar{y}_H = \frac{M_{\bar{o}} \cdot y_H}{M_y^H} = \frac{78.1 \cdot 0.208}{89.2} = 0.182.$$

По данным о температурах кипения смеси бензол-толуол при различных содержаниях бензола, представленных в пособии [3], была построена диаграмма «температура кипения – состав» (рисунок 3).

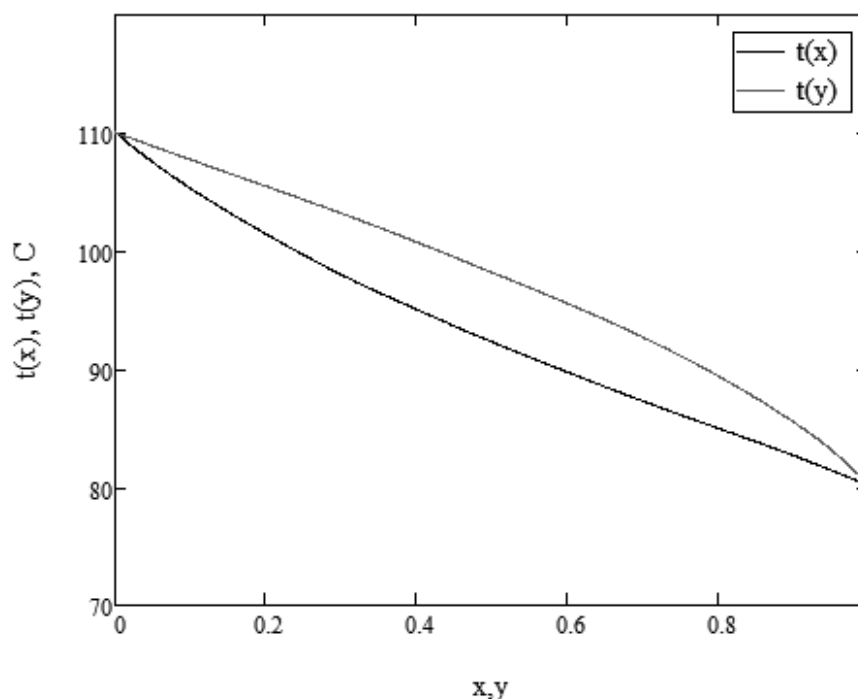


Рисунок 3 – Диаграмма температура кипения – состав для смеси бензол-толуол (давление 760 мм рт ст)

Методом сплайновой интерполяции с использованием функции `interp` программы инженерных расчетов Mathcad были получены температуры потоков, представленные в таблице 1.

Таблица 1 – Температуры потоков жидкостей и паров

величина	обозначение	температура, °C
средняя температура жидкой фазы в верхней части колонны	t_x^c	90.0
средняя температура паровой фазы в верхней части колонны	t_y^c	93.9
средняя температура жидкой фазы в нижней части колонны	t_x^H	103.8
средняя температура паровой фазы в нижней части колонны	t_y^H	105.3

Расчет параметров для жидкой фазы:

Для расчета плотностей и вязкостей были использованы эмпирические уравнения из пособия [4].

Плотность жидкостей $\rho^{\text{ж}}(t)$ в диапазоне температур 10-120 °С может быть вычислена по формуле (13):

$$\rho^{\text{ж}}(t) = \rho_0 - A_1 \cdot t - A_2 \cdot t^2, \quad (13)$$

где $\rho^{\text{ж}}$ - плотность (верхний индекс «ж» указывает на то, что формула справедлива для вещества в жидкой фазе), $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$;

t – температура, °С;

ρ_0, A_1, A_2 - коэффициенты, приведенные в таблице 2.

Таблица 2 – Коэффициенты для расчета плотностей жидкостей

Название	ρ_0	A_1	A_2
Бензол	900	1.02	0.000536
Толуол	884	0.884	0.00080

Таким образом:

$$\rho_6^{\text{жв}} = \rho_0 - A_1 \cdot t - A_2 \cdot t^2 = 900 - 1.02 \cdot 90.0 - 0.000536 \cdot 90.0^2 = 804, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_m^{\text{жв}} = \rho_0 - A_1 \cdot t - A_2 \cdot t^2 = 884 - 0.884 \cdot 90.0 - 0.00080 \cdot 90.0^2 = 798, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_6^{\text{жн}} = \rho_0 - A_1 \cdot t - A_2 \cdot t^2 = 900 - 1.02 \cdot 103.8 - 0.000536 \cdot 103.8^2 = 788, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_m^{\text{жн}} = \rho_0 - A_1 \cdot t - A_2 \cdot t^2 = 900 - 0.884 \cdot 103.8 - 0.00080 \cdot 103.8^2 = 784, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Плотность смеси двух жидкостей i и j можно найти по следующей формуле:

$$\rho_x = \left(\frac{\bar{x}_i}{\rho_i} - \frac{1 - \bar{x}_i}{\rho_j} \right)^{-1} \quad (14)$$

Тогда:

$$\rho_x^6 = \left(\frac{\bar{x}_6}{\rho_6^{\text{жв}}} - \frac{1 - \bar{x}_6}{\rho_m^{\text{жв}}} \right)^{-1} = \left(\frac{0.547}{804} - \frac{1 - 0.547}{798} \right)^{-1} = 801 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_x^H = \left(\frac{\overline{x_H}}{\rho_0^{жсн}} - \frac{1 - \overline{x_H}}{\rho_m^{жсн}} \right)^{-1} = \left(\frac{0.119}{788} - \frac{1 - 0.119}{784} \right)^{-1} = 784 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Расчет вязкости $\mu^{\text{жс}}(t)$ и поверхностного натяжения $\sigma(t)$ жидкости в интервале температур 10-120 °С производится по следующей формуле:

$$\mu^{\text{жс}}(t) = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t + 273}\right), \quad (15)$$

$$\sigma(t) = \sigma_0 - A_2 \cdot t, \quad (16)$$

где μ - динамический коэффициент вязкости, $\text{мПа} \cdot \text{с}$;

σ - коэффициент поверхностного натяжения, $\frac{\text{Н}}{\text{м}}$;

t – температура, °С;

μ_0 , A_1 , σ_0 , A_2 - коэффициенты приведенные в таблице 3.

Таблица 3 – Коэффициенты для расчета вязкостей и поверхностных натяжений жидкостей

Название	μ_0	A_1	σ_0	A_2
Бензол	0.00878	1257	0.0315	0.000127
Толуол	0.0147	1076	0.0307	0.000113

Отсюда:

$$\mu_0^{\text{жсв}} = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t_x^{\text{с}} + 273}\right) = 0.00878 \cdot \exp\left(\frac{1257}{90.0 + 273}\right) = 0.280 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_m^{\text{жсв}} = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t_x^{\text{с}} + 273}\right) = 0.0147 \cdot \exp\left(\frac{1076}{90.0 + 273}\right) = 0.285 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_0^{\text{жсн}} = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t_x^{\text{н}} + 273}\right) = 0.00878 \cdot \exp\left(\frac{1257}{103.8 + 273}\right) = 0.247 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_m^{\text{жсн}} = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t_x^{\text{н}} + 273}\right) = 0.0147 \cdot \exp\left(\frac{1076}{103.8 + 273}\right) = 0.256 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

Для смеси жидкостей вязкость находится из следующего соотношения:

$$\lg(\mu_x^i) = x_A^i \cdot \lg(\mu_A^{\text{жси}}) + x_B^i \cdot \lg(\mu_B^{\text{жси}}), \quad (17)$$

где x_A^i , x_B^i - мольные содержания компонентов в смеси;

$\mu_A^{жс}, \mu_B^{жс}$ - динамические коэффициенты вязкости исходных веществ при соответствующих температурах, $Па \cdot с$.

Отсюда находим средние вязкости жидкостей в верхней и нижней частях колонны:

$$\mu_x^6 = (\mu_6^{жс})^{x_B} \cdot (\mu_m^{жс})^{1-x_B} = (0.280 \cdot 10^{-3})^{0.588} \cdot (0.285 \cdot 10^{-3})^{1-0.588} = 0.282 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_x^H = (\mu_6^{жс})^{x_H} \cdot (\mu_m^{жс})^{1-x_H} = (0.247 \cdot 10^{-3})^{0.137} \cdot (0.256 \cdot 10^{-3})^{1-0.137} = 0.254 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

По формуле (16) рассчитаем поверхностное натяжение для бензола и толуола при средней температуре верхней и нижней частей колонны:

$$\sigma_6^6 = \sigma_0 - A_2 \cdot t_x^6 = 0.0315 - 1.27 \cdot 10^{-4} \cdot 90.0 = 0.0201 \frac{H}{м};$$

$$\sigma_m^6 = \sigma_0 - A_2 \cdot t_x^6 = 0.0307 - 1.13 \cdot 10^{-4} \cdot 90.0 = 0.0205 \frac{H}{м};$$

$$\sigma_6^H = \sigma_0 - A_2 \cdot t_x^H = 0.0315 - 1.27 \cdot 10^{-4} \cdot 103.8 = 0.0183 \frac{H}{м};$$

$$\sigma_m^H = \sigma_0 - A_2 \cdot t_x^H = 0.0307 - 1.13 \cdot 10^{-4} \cdot 103.8 = 0.0190 \frac{H}{м};$$

Для нахождения поверхностного натяжения смеси двух жидкостей используется следующая формула:

$$\sigma_i = \left(\frac{x_A^i}{\sigma_A^i} + \frac{x_B^i}{\sigma_B^i} \right)^{-1}, \quad (18)$$

где x_A^i, x_B^i - мольные содержания компонентов в смеси;

σ_A^i, σ_B^i - поверхностные натяжения исходных веществ при соответствующих температурах, $\frac{H}{м}$.

Таким образом поверхностные натяжения жидких фаз в верхней и нижней частях колонны:

$$\sigma_6 = \left(\frac{x_6}{\sigma_6^6} + \frac{1-x_6}{\sigma_m^6} \right)^{-1} = \left(\frac{0.588}{0.0201} + \frac{1-0.588}{0.0205} \right)^{-1} = 0.0203 \frac{H}{м};$$

$$\sigma_H = \left(\frac{x_H}{\sigma_6^H} + \frac{1-x_H}{\sigma_m^H} \right)^{-1} = \left(\frac{0.137}{0.0183} + \frac{1-0.137}{0.0190} \right)^{-1} = 0.0189 \frac{H}{м}.$$

Коэффициент диффузии в жидкости при средней температуре t (в $^{\circ}C$) равен:

$$D_x = D_{x20} [1 + b \cdot (t - 20)], \quad (19)$$

где D_{x20} - коэффициент диффузии в жидкости при 20 °С, $\frac{м^2}{с}$;

b - температурный коэффициент.

Коэффициент диффузии в жидкости при 20 °С можно определить по приближенной формуле:

$$D_{x20} = \frac{10^{-6} \sqrt{1/M_{\bar{o}} + 1/M_m}}{A \cdot B \cdot \sqrt{\mu_x^{20} (v_{\bar{o}}^{1/3} + v_m^{1/3})^2}}, \quad (20)$$

где A, B – коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя;

$v_{\bar{o}}, v_m$ - молярные объемы компонентов в жидком состоянии при температуре кипения, $\frac{см^3}{моль}$;

μ_x^{20} - вязкость жидкости при 20 °С, $мПа \cdot с$.

Температурный коэффициент b определяют по формуле:

$$b = 0.2 \cdot \frac{\sqrt{\mu_x^{20}}}{\sqrt[3]{\rho_x^{20}}}, \quad (21)$$

где μ_x^{20} и ρ_x^{20} принимаются при температуре 20 °С.

Найдем средние плотности жидкостей в нижней и верхней частях колонны при 20 °С, используя формулы (13) и (14):

$$\rho_{\bar{o}}^{жс20} = \rho_0 - A_1 \cdot t - A_2 \cdot t^2 = 900 - 1.02 \cdot 20 - 0.000536 \cdot 20 = 879, \frac{кг}{м^3};$$

$$\rho_m^{жс20} = \rho_0 - A_1 \cdot t - A_2 \cdot t^2 = 884 - 0.884 \cdot 20 - 0.00080 \cdot 20 = 866, \frac{кг}{м^3};$$

$$\rho_x^{г20} = \left(\frac{\bar{x}_{\bar{o}}}{\rho_{\bar{o}}^{жс20}} - \frac{1 - \bar{x}_{\bar{o}}}{\rho_m^{жс20}} \right)^{-1} = \left(\frac{0.547}{879} - \frac{1 - 0.547}{866} \right)^{-1} = 873 \frac{кг}{м^3};$$

$$\rho_x^{н20} = \left(\frac{\bar{x}_n}{\rho_{\bar{o}}^{жс20}} - \frac{1 - \bar{x}_n}{\rho_m^{жс20}} \right)^{-1} = \left(\frac{0.119}{879} - \frac{1 - 0.119}{866} \right)^{-1} = 868 \frac{кг}{м^3}.$$

Найдем средние коэффициенты динамической вязкости жидкостей в нижней и верхней частях колонны при 20 °С, используя формулы (15) и (17):

$$\mu_{\bar{o}}^{жс20}(t) = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t + 273}\right) = 0.00878 \cdot \exp\left(\frac{1257}{20 + 273}\right) = 0.641 мПа \cdot с;$$

$$\mu_m^{жс20}(t) = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t + 273}\right) = 0.0147 \cdot \exp\left(\frac{1076}{20 + 273}\right) = 0.578 мПа \cdot с;$$

$$\mu_x^{г20} = \left(\mu_{\bar{o}}^{жс20}\right)^{x_s} \cdot \left(\mu_m^{жс20}\right)^{1-x_s} = \left(0.641 \cdot 10^{-3}\right)^{0.588} \cdot \left(0.578 \cdot 10^{-3}\right)^{1-0.588} = 0.614 мПа \cdot с;$$

$$\mu_x^{H20} = (\mu_{\sigma}^{жс20})^{x_H} \cdot (\mu_m^{жс20})^{1-x_H} = (0.641 \cdot 10^{-3})^{0.137} \cdot (0.578 \cdot 10^{-3})^{1-0.137} = 0.587 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Мольные объемы компонентов в жидком состоянии при температуре кипения находят суммированием атомных объемов элементов, входящих в состав вещества [1, с. 288].

$$v_{\sigma} = 6 \cdot v_C + 6 \cdot v_H + v_{\text{бенз.кольца}} = 6 \cdot 14.8 + 6 \cdot 3.7 + (-15) = 96 \frac{\text{см}^3}{\text{моль}}, \quad (22)$$

$$v_m = 7 \cdot v_C + 8 \cdot v_H + v_{\text{бенз.кольца}} = 7 \cdot 14.8 + 8 \cdot 3.7 + (-15) = 118.2 \frac{\text{см}^3}{\text{моль}}, \quad (23)$$

где v_{σ} , v_m - мольные объемы бензола и толуола соответственно, $\frac{\text{см}^3}{\text{моль}}$;

v_C , v_H , $v_{\text{бенз.кольца}}$ - атомные объемы углерода и водорода и константа для бензольного кольца соответственно, $\frac{\text{см}^3}{\text{моль}}$.

Коэффициент А из формулы (20) для газов равен 1.0, коэффициент В для неассоциированных жидкостей равен 1.0. Таким образом:

$$D_{x20}^{\sigma} = \frac{10^{-6} \sqrt{1/M_{\sigma} + 1/M_m}}{A \cdot B \cdot \sqrt{\mu_x^{жс20}} (v_{\sigma}^{1/3} + v_m^{1/3})^2} = \frac{10^{-6} \sqrt{1/78.1 + 1/92.1}}{1.1 \cdot \sqrt{0.614} (96^{1/3} + 118.2^{1/3})^2} = 2.18 \cdot 10^{-9} \frac{\text{м}^2}{\text{с}};$$

$$D_{x20}^H = \frac{10^{-6} \sqrt{1/M_{\sigma} + 1/M_m}}{A \cdot B \cdot \sqrt{\mu_x^{H20}} (v_{\sigma}^{1/3} + v_m^{1/3})^2} = \frac{10^{-6} \sqrt{1/78.1 + 1/92.1}}{1.1 \cdot \sqrt{0.587} (96^{1/3} + 118.2^{1/3})^2} = 2.23 \cdot 10^{-9} \frac{\text{м}^2}{\text{с}};$$

$$b_{\sigma} = 0.2 \cdot \frac{\sqrt{\mu_x^{жс20}}}{\sqrt[3]{\rho_x^{жс20}}} = 0.2 \cdot \frac{\sqrt{0.614}}{\sqrt[3]{873}} = 0.0164;$$

$$b_H = 0.2 \cdot \frac{\sqrt{\mu_x^{H20}}}{\sqrt[3]{\rho_x^{H20}}} = 0.2 \cdot \frac{\sqrt{0.587}}{\sqrt[3]{868}} = 0.0161;$$

$$D_x^{\sigma} = D_{x20}^{\sigma} [1 + b_{\sigma} \cdot (t_x^{\sigma} - 20)] = 2.18 \cdot 10^{-9} [1 + 0.0164 \cdot (90.0 - 20)] = 4.68 \cdot 10^{-9} \frac{\text{м}^2}{\text{с}};$$

$$D_x^H = D_{x20}^H [1 + b_H \cdot (t_x^H - 20)] = 2.23 \cdot 10^{-9} [1 + 0.0161 \cdot (103.8 - 20)] = 5.23 \cdot 10^{-9} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}.$$

Массовый расход жидкости в верхней части колонны можно найти по формуле:

$$\overline{L_{\sigma}} = G_D \cdot R \cdot M_x^{\sigma} = 0.00353 \cdot 4.05 \cdot 83.9 = 1.20 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, \quad (24)$$

где G_D - мольный расход дистиллята, $\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$;

R - флегмовое число;

M_x^6 - средняя молярная масса жидкой фазы в верхней части колонны, $\frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$.

Для нижней части колонны формула для расчета массового расхода жидкости следующая:

$$\overline{L}_n = (G_D \cdot R + G_F) \cdot M_x^n = (0.00353 \cdot 4.05 + 0.0117) \cdot 90.2 = 2.88 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, \quad (25)$$

где G_F - мольный расход начальной смеси, $\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$;

G_D - мольный расход дистиллята, $\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$;

R - флегмовое число;

M_x^n - средняя молярная масса жидкой фазы в нижней части колонны, $\frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$.

Определить объемный расход жидкости в верхней и нижней частях колонны можно по формуле (26):

$$V_x^i = \frac{\overline{L}_i}{\rho_x^i}, \quad (26)$$

где V_x^i - объемный расход жидкости, $\frac{\text{м}^3}{\text{с}}$;

\overline{L}_i - средний массовый расход жидкости, $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$;

ρ_x^i - средняя плотность жидкости, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$.

Таким образом, для верхней и нижней частей колонны объемные расходы жидкости будут следующими:

$$V_x^6 = \frac{\overline{L}_6}{\rho_x^6} = \frac{1.20}{801} = 1.50 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{с}};$$

$$V_x^n = \frac{\overline{L}_n}{\rho_x^n} = \frac{2.88}{784} = 3.67 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Расчет параметров для паровой фазы:

Плотность компонентов паровой фазы при средней температуре для нижней и верхней части колонны можно найти по следующей формуле:

$$\rho_i^n = \frac{M_i}{22.4} \cdot \frac{p \cdot 273}{p_0 \cdot (t + 273)}, \quad (27)$$

где ρ_i^n - плотность компонента паровой фазы при температуре t (в °C);

M_i - молярная масса компонента, $\frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$,

p – давление пара, Па;

p_0 – стандартное давление, Па.

$$\rho_{\text{с}}^{\text{нс}} = \frac{M_{\text{с}}}{22.4} \cdot \frac{p \cdot 273}{p_0 \cdot (t_y^{\text{с}} + 273)} = \frac{78.1}{22.4} \cdot \frac{10^5 \cdot 273}{10^5 \cdot (93.9 + 273)} = 2.59 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_{\text{м}}^{\text{нс}} = \frac{M_{\text{м}}}{22.4} \cdot \frac{p \cdot 273}{p_0 \cdot (t_y^{\text{с}} + 273)} = \frac{92.1}{22.4} \cdot \frac{10^5 \cdot 273}{10^5 \cdot (93.9 + 273)} = 3.06 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_{\text{с}}^{\text{нн}} = \frac{M_{\text{с}}}{22.4} \cdot \frac{p \cdot 273}{p_0 \cdot (t_y^{\text{н}} + 273)} = \frac{78.1}{22.4} \cdot \frac{10^5 \cdot 273}{10^5 \cdot (105.3 + 273)} = 2.52 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_{\text{м}}^{\text{нн}} = \frac{M_{\text{м}}}{22.4} \cdot \frac{p \cdot 273}{p_0 \cdot (t_y^{\text{н}} + 273)} = \frac{92.1}{22.4} \cdot \frac{10^5 \cdot 273}{10^5 \cdot (105.3 + 273)} = 2.97 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

Средние плотности паровых потоков рассчитываются по формуле:

$$\rho_y^i = y_i \cdot \rho_A^{zi} + (1 - y_i) \cdot \rho_B^{zi}. \quad (28)$$

Таким образом:

$$\rho_y^{\text{с}} = y_{\text{с}} \cdot \rho_A^{\text{с}} + (1 - y_{\text{с}}) \cdot \rho_B^{\text{с}} = 0.66 \cdot 2.59 + (1 - 0.66) \cdot 3.06 = 2.75 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_y^{\text{н}} = y_{\text{н}} \cdot \rho_A^{\text{н}} + (1 - y_{\text{н}}) \cdot \rho_B^{\text{н}} = 0.208 \cdot 2.52 + (1 - 0.208) \cdot 2.97 = 2.87 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Коэффициенты динамической вязкости для компонентов паровой фазы находят по следующей формуле:

$$\mu = \mu_0 \cdot \frac{T_0 + C}{T + C} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2}, \quad (29)$$

где μ - коэффициент динамической вязкости газа, $\text{мкПа} \cdot \text{с}$;

$T_0 = 273 \text{ K}$ - стандартная температура;

$T = T_0 + t_y$ – температура, К;

μ_0, C – коэффициенты приведенные в таблице 4.

Таблица 4 - Коэффициенты для расчета вязкостей газов

Название	μ_0	C
Бензол	6.88	427
Толуол	6.44	374

Таким образом:

$$\begin{aligned}\mu_{\sigma}^{n\epsilon} &= \mu_0 \cdot \frac{T_0 + C}{(T_0 + t_y^{\epsilon}) + C} \left(\frac{T_0 + t_y^{\epsilon}}{T_0} \right)^{3/2} = 6.88 \cdot \frac{273 + 427}{(273 + 93.9) + 427} \left(\frac{273 + 93.9}{273} \right)^{3/2} = 9.45 \text{ мкПа} \cdot \text{с}; \\ \mu_m^{n\epsilon} &= \mu_0 \cdot \frac{T_0 + C}{(T_0 + t_y^{\epsilon}) + C} \left(\frac{T_0 + t_y^{\epsilon}}{T_0} \right)^{3/2} = 6.44 \cdot \frac{273 + 374}{(273 + 93.9) + 374} \left(\frac{273 + 93.9}{273} \right)^{3/2} = 8.76 \text{ мкПа} \cdot \text{с}; \\ \mu_{\sigma}^{nh} &= \mu_0 \cdot \frac{T_0 + C}{(T_0 + t_y^h) + C} \left(\frac{T_0 + t_y^h}{T_0} \right)^{3/2} = 6.88 \cdot \frac{273 + 427}{(273 + 105.3) + 427} \left(\frac{273 + 105.3}{273} \right)^{3/2} = 9.76 \text{ мкПа} \cdot \text{с}; \\ \mu_m^{nh} &= \mu_0 \cdot \frac{T_0 + C}{(T_0 + t_y^h) + C} \left(\frac{T_0 + t_y^h}{T_0} \right)^{3/2} = 6.44 \cdot \frac{273 + 374}{(273 + 105.3) + 374} \left(\frac{273 + 105.3}{273} \right)^{3/2} = 9.04 \text{ мкПа} \cdot \text{с}.\end{aligned}$$

Динамические коэффициенты вязкости смеси паров в верхней и нижней частях колонны рассчитывают по приближенной формуле:

$$\mu_y^i = \frac{M_y^i}{\left[\frac{y_i \cdot M_A}{\mu_A^{ni}} + \frac{(1 - y_i) \cdot M_B}{\mu_B^{ni}} \right]}, \quad (30)$$

где μ_y^i - средний динамический коэффициент вязкости смеси, $\text{мкПа} \cdot \text{с}$;

M_y^i - средняя молярная масса смеси паров, $\frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$;

M_A, M_B - молярные массы компонентов пара, $\frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$;

μ_A^{ni}, μ_B^{ni} - динамические коэффициенты вязкости компонентов пара, $\text{мкПа} \cdot \text{с}$;

y_i - среднее молярное содержание легколетучего компонента в паре.

Отсюда:

$$\begin{aligned}\mu_y^{\epsilon} &= \frac{M_y^{\epsilon}}{\left[\frac{y_{\epsilon} \cdot M_{\sigma}}{\mu_{\sigma}^{n\epsilon}} + \frac{(1 - y_{\epsilon}) \cdot M_m}{\mu_m^{n\epsilon}} \right]} = \frac{82.9}{\left[\frac{0.66 \cdot 78.1}{9.45} + \frac{(1 - 0.66) \cdot 92.1}{8.76} \right]} = 9.18 \text{ мкПа} \cdot \text{с}; \\ \mu_y^h &= \frac{M_y^h}{\left[\frac{y_h \cdot M_{\sigma}}{\mu_{\sigma}^{nh}} + \frac{(1 - y_h) \cdot M_m}{\mu_m^{nh}} \right]} = \frac{89.2}{\left[\frac{0.208 \cdot 78.1}{9.76} + \frac{(1 - 0.208) \cdot 92.1}{9.04} \right]} = 9.16 \text{ мкПа} \cdot \text{с}.\end{aligned}$$

Коэффициенты диффузии D_y^{ϵ}, D_y^h рассчитывают по приближенной формуле:

$$D_y^i = \frac{4.22 \cdot 10^{-2} \cdot T_i^{3/2}}{p \cdot (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (31)$$

где D_y^i - средний коэффициент диффузии в паровой фазе, $\frac{м^2}{с}$;

T_i - средняя температура пара, К;

p – среднее давление в колонне, Па;

v_A, v_B - мольные объемы компонентов пара;

M_A, M_B - молярные массы компонентов пара.

Для верхней и нижней частей колонны коэффициенты диффузии в паре следующие:

$$D_y^e = \frac{4.22 \cdot 10^{-2} \cdot (273 + t_e)^{3/2}}{p \cdot (v_o^{1/3} + v_m^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_o} + \frac{1}{M_m}} = \frac{4.22 \cdot 10^{-2} \cdot (273 + 93.9)^{3/2}}{10^5 \cdot (96^{1/3} + 118.2^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{78.1} + \frac{1}{92.1}} = 5.07 \cdot 10^{-6} \frac{м^2}{с};$$

$$D_y^u = \frac{4.22 \cdot 10^{-2} \cdot (273 + t_u)^{3/2}}{p \cdot (v_o^{1/3} + v_m^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_o} + \frac{1}{M_m}} = \frac{4.22 \cdot 10^{-2} \cdot (273 + 105.3)^{3/2}}{10^5 \cdot (96^{1/3} + 118.2^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{78.1} + \frac{1}{92.1}} = 5.31 \cdot 10^{-6} \frac{м^2}{с}.$$

Массовый расход пара в верхней и нижней частях колонны можно найти по формуле:

$$\overline{G}_i = G_D \cdot (R + 1) \cdot M_y^i, \quad (32)$$

где G_D - мольный расход дистиллята, $\frac{кмоль}{с}$;

R - флегмовое число;

M_y^i - средняя молярная масса паровой фазы, $\frac{кг}{кмоль}$.

$$\overline{G}_e = G_D \cdot (R + 1) \cdot M_y^e = 3.53 \cdot 10^{-3} \cdot (4.05 + 1) \cdot 82.9 = 1.48 \frac{кг}{с};$$

$$\overline{G}_u = G_D \cdot (R + 1) \cdot M_y^u = 3.53 \cdot 10^{-3} \cdot (4.05 + 1) \cdot 89.2 = 1.59 \frac{кг}{с};$$

Определить объемный расход пара в верхней и нижней частях колонны можно по формуле (33):

$$V_y^i = \frac{\overline{G}_i}{\rho_y^i}, \quad (33)$$

где V_y^i - объемный расход пара, $\frac{м^3}{с}$;

\overline{G}_i - средний массовый расход пара, $\frac{кг}{с}$;

ρ_y^i - средняя плотность пара, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$.

Таким образом, для верхней и нижней частей колонны объемные расходы пара будут следующими:

$$V_y^e = \frac{\overline{G_e}}{\rho_y^e} = \frac{1.48}{2.75} = 0.537 \frac{\text{м}^3}{\text{с}};$$

$$V_y^n = \frac{\overline{G_n}}{\rho_y^n} = \frac{1.59}{2.87} = 0.553 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

2.2.3 Гидравлический расчет ректификационной колонны и определение ее диаметра

Гидравлический расчет насадочных колонн включает:

- определение рабочей скорости пара (газа);
- определение диаметра колонны;
- расчет плотности орошения;
- расчет гидравлического сопротивления 1 м орошаемой насадки;
- определение активной поверхности насадки.

В насадочных колоннах при противотоке пара (газа) и жидкости в зависимости от скоростей потоков наблюдаются три различных гидродинамических режима: пленочный, подвисяния и эмульгирования. При этом в данной работе рекомендуется проектировать колонну для работы в пленочном режиме, так как работу колонны в режиме подвисяния и эмульгирования достаточно трудно удержать из-за узкого интервала скоростей потока пара (газа).

Зависимость, позволяющая рассчитать предельную скорость пара (газа) в критических (переходных) точках (подвисяния и инверсии), имеет следующий вид:

$$\lg \left(\frac{w_{np}^2 \cdot a \cdot \rho_y \cdot \mu_x^{0.16}}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_x} \right) = A - B \cdot \left(\frac{\overline{L_x}}{\overline{G_y}} \right)^{0.250} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0.125}, \quad (34)$$

где w_{np} - предельная скорость пара (газа) в критических точках, $\frac{\text{м}}{\text{с}}$;

a – удельная поверхность насадки, $\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$;

ε - свободный объем насадки, $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$;

μ_x - динамический коэффициент вязкости жидкости, $\text{мПа} \cdot \text{с}$;

\overline{L}_x и \overline{G}_y - массовые расходы жидкой и паровой (газовой) фаз, $\frac{кг}{с}$;

ρ_y и ρ_x - плотность пара и жидкости соответственно, $\frac{кг}{м^3}$;

А и В – коэффициенты различные для разных насадок.

Для дальнейших расчетов необходимо выбрать тип насадки. При выборе типа насадки для проведения массообменных процессов руководствуются следующими соображениями:

во-первых, конкретными условиями проведения процесса – нагрузками по пару и жидкости, различиями в физических свойствах систем, наличием в потоках жидкости и газа механических примесей, поверхностью контакта фаз в единице объема аппарата и т. д.;

во-вторых, особыми требованиями к технологическому процессу – необходимо обеспечить небольшой перепад давления в колонне, широкий интервал изменения устойчивости работы, малое время пребывания жидкости в аппарате и т. д.;

в-третьих, особыми требованиями к аппаратурному оформлению – создание единичного или серийно выпускаемого аппарата малой или большой единичной мощности, обеспечение возможности работы в условиях сильно коррозионной среды, создание условий повышенной надежности и т. д.

Ориентировочный выбор размера насадочных тел можно осуществить исходя из следующих соображений. Чем больше размер элемента насадки, тем больше ее свободный объем (живое сечение) и, следовательно, выше производительность. Однако вследствие меньшей удельной поверхности эффективность крупных насадок несколько ниже. Поэтому насадку большого размера применяют, когда требуются высокая производительность и сравнительно невысокая степень чистоты продуктов разделения.

В ректификационных колоннах, работающих при атмосферном давлении, для разделения агрессивных жидкостей, а также в тех случаях, когда не требуется частая чистка аппарата, обычно применяют керамические кольца Рашига [1, с. 227]. В данном курсовом проекте произведем расчет для 5 насадок: керамические кольца Рашига 50x50x5 мм, 35x35x4 мм, 25x25x3 мм; керамические седла Берля 38 мм и 25 мм. Параметры выбранных насадок, а также коэффициенты А и В из уравнения (34) приведены в таблице 5.

Таблица 5 – Параметры насадок и коэффициенты А и В (для точки начала захлебывания для нерегулярных насадок) из уравнения (34) для процесса ректификации

Насадка	Размеры элемента насадки, мм	Уд. поверхность а, $м^2/м^3$	Свободный объем ε , $м^3/м^3$	А	В
Керамические	25x25x3	204	0.74	-0.125	1.75

кольца Рашига	35x35x4	140	0.78		
	50x50x5	90	0.785		
Керамические седла Берля	25	260	0.69	0.415	1.75
	38	165	0.70		

Произведем расчет предельной скорости пара для точки начала захлебывания:

1. Керамические кольца Рашига

1.1. Размер насадки 25x25x3 мм:

Верхняя часть:

$$\lg \left(\frac{w_{np}^6 \cdot 204 \cdot 2.75 \cdot 0.282^{0.16}}{9.8 \cdot 0.74^3 \cdot 801} \right) = -0.125 - 1.75 \cdot \left(\frac{1.2}{1.48} \right)^{0.250} \cdot \left(\frac{2.75}{801} \right)^{0.125};$$

$$w_{np}^6 = 0.890 \frac{M}{c}.$$

Нижняя часть:

$$\lg \left(\frac{w_{np}^6 \cdot 204 \cdot 2.87 \cdot 0.254^{0.16}}{9.8 \cdot 0.74^3 \cdot 784} \right) = -0.125 - 1.75 \cdot \left(\frac{2.88}{1.59} \right)^{0.250} \cdot \left(\frac{2.87}{784} \right)^{0.125};$$

$$w_{np}^6 = 0.699 \frac{M}{c}.$$

1.2. Размер насадки 35x35x4 мм:

Верхняя часть:

$$\lg \left(\frac{w_{np}^6 \cdot 140 \cdot 2.75 \cdot 0.282^{0.16}}{9.8 \cdot 0.78^3 \cdot 801} \right) = -0.125 - 1.75 \cdot \left(\frac{1.2}{1.48} \right)^{0.250} \cdot \left(\frac{2.75}{801} \right)^{0.125};$$

$$w_{np}^6 = 1.16 \frac{M}{c}.$$

Нижняя часть:

$$\lg \left(\frac{w_{np}^6 \cdot 140 \cdot 2.87 \cdot 0.254^{0.16}}{9.8 \cdot 0.78^3 \cdot 784} \right) = -0.125 - 1.75 \cdot \left(\frac{2.88}{1.59} \right)^{0.250} \cdot \left(\frac{2.87}{784} \right)^{0.125};$$

$$w_{np}^6 = 0.913 \frac{M}{c}.$$

1.3. Размер насадки 50x50x5 мм:

Верхняя часть:

$$\lg\left(\frac{w_{np}^6 \cdot 90 \cdot 2.75 \cdot 0.282^{0.16}}{9.8 \cdot 0.785^3 \cdot 801}\right) = -0.125 - 1.75 \cdot \left(\frac{1.2}{1.48}\right)^{0.250} \cdot \left(\frac{2.75}{801}\right)^{0.125};$$

$$w_{np}^6 = 1.46 \frac{M}{c}.$$

Нижняя часть:

$$\lg\left(\frac{w_{np}^H \cdot 90 \cdot 2.87 \cdot 0.254^{0.16}}{9.8 \cdot 0.785^3 \cdot 784}\right) = -0.125 - 1.75 \cdot \left(\frac{2.88}{1.59}\right)^{0.250} \cdot \left(\frac{2.87}{784}\right)^{0.125};$$

$$w_{np}^H = 1.15 \frac{M}{c}.$$

2. Керамические седла Берля

2.1. Размер насадки 25 мм:

Верхняя часть:

$$\lg\left(\frac{w_{np}^6 \cdot 260 \cdot 2.75 \cdot 0.282^{0.16}}{9.8 \cdot 0.69^3 \cdot 801}\right) = 0.415 - 1.75 \cdot \left(\frac{1.2}{1.48}\right)^{0.250} \cdot \left(\frac{2.75}{801}\right)^{0.125};$$

$$w_{np}^6 = 1.32 \frac{M}{c}.$$

Нижняя часть:

$$\lg\left(\frac{w_{np}^H \cdot 260 \cdot 2.87 \cdot 0.254^{0.16}}{9.8 \cdot 0.69^3 \cdot 784}\right) = 0.415 - 1.75 \cdot \left(\frac{2.88}{1.59}\right)^{0.250} \cdot \left(\frac{2.87}{784}\right)^{0.125};$$

$$w_{np}^H = 1.04 \frac{M}{c}.$$

2.2. Размер насадки 38 мм:

Верхняя часть:

$$\lg\left(\frac{w_{np}^6 \cdot 165 \cdot 2.75 \cdot 0.282^{0.16}}{9.8 \cdot 0.70^3 \cdot 801}\right) = 0.415 - 1.75 \cdot \left(\frac{1.2}{1.48}\right)^{0.250} \cdot \left(\frac{2.75}{801}\right)^{0.125};$$

$$w_{np}^6 = 1.70 \frac{M}{c}.$$

Нижняя часть:

$$\lg\left(\frac{w_{np}^H \cdot 165 \cdot 2.87 \cdot 0.254^{0.16}}{9.8 \cdot 0.70^3 \cdot 784}\right) = 0.415 - 1.75 \cdot \left(\frac{2.88}{1.59}\right)^{0.250} \cdot \left(\frac{2.87}{784}\right)^{0.125};$$

$$w_{np}^H = 1.33 \frac{M}{c}.$$

Рабочая скорость пара (газа) рассчитывается по соотношению:

$$w = k \cdot w_{np}, \quad (33)$$

где w – рабочая скорость пара (газа), $\frac{м}{с}$;

$w_{пр}$ – предельная скорость пара (газа), $\frac{м}{с}$;

k – коэффициент, зависящий от проводимого процесса и режима работы насадочной колонны.

При проектировании ректификационных насадочных колонн рекомендуется выбирать коэффициент k в диапазоне от 0.3 до 0.8. Не рекомендуется выбирать коэффициент k больше 0.8, так как для некоторых размеров колец и седел отсутствуют необходимые данные для расчета коэффициентов массоотдачи. Так, например, для седел Берля 25 мм отсутствуют данные при $k > 0.7$, а для размера 38 мм – при $k > 0.5$ [5].

В последующих расчетах будем принимать значение коэффициента $k=0.65$.

Для определения расчетного диаметра колонны используют формулу:

$$D = \sqrt{\frac{V_y}{0.785 \cdot w}}, \quad (35)$$

где V_y – объемный расход пара (газа) при рабочих условиях в колонне, $\frac{м^3}{с}$,

По найденному по формуле (35) расчетному диаметру подбирают стандартный диаметр для колонн, а по нему уточняют рабочую скорость пара (газа):

$$w = \frac{V_y}{0.785 \cdot D^2}. \quad (36)$$

Произведем расчет рабочей скорости пара (газа) и выберем стандартный диаметр аппарата при работе с отобранными насадками:

1. Керамические кольца Рашига

1.1. Размер насадки 25x25x3 мм:

Верхняя часть:

$$w_{\epsilon} = k \cdot w_{np}^{\epsilon} = 0.65 \cdot 0.890 = 0.579 \frac{м}{с};$$

$$D_{\epsilon} = \sqrt{\frac{V_y^{\epsilon}}{0.785 \cdot w_{\epsilon}}} = \sqrt{\frac{0.537}{0.785 \cdot 0.579}} = 1.09 \text{ м.}$$

Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^{\epsilon} = 1 \text{ м}$.

$$w_{\epsilon}^{D=1м} = \frac{V_y^{\epsilon}}{0.785 \cdot D_{cm}^{\epsilon 2}} = \frac{0.537}{0.785 \cdot 1^2} = 0.684 \frac{м}{с};$$

$$\frac{w_{\epsilon}^{D=1м}}{w_{np}^{\epsilon}} = \frac{0.684}{0.890} = 0.769.$$

Нижняя часть:

$$w_n = k \cdot w_{np}^H = 0.65 \cdot 0.699 = 0.454 \frac{M}{c};$$

$$D_n = \sqrt{\frac{V_y^H}{0.785 \cdot w_n}} = \sqrt{\frac{0.553}{0.785 \cdot 0.454}} = 1.25 \text{ м.}$$

Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^H = 1.2 \text{ м.}$

$$w_n^{D=1.2\text{м}} = \frac{V_y^H}{0.785 \cdot D_{cm}^H{}^2} = \frac{0.553}{0.785 \cdot 1.2^2} = 0.489 \frac{M}{c};$$

$$\frac{w_n^{D=1.2\text{м}}}{w_{np}^H} = \frac{0.489}{0.699} = 0.700.$$

1.2. Размер насадки 35x35x4 мм:

Верхняя часть:

$$w_{\epsilon} = k \cdot w_{np}^{\epsilon} = 0.65 \cdot 1.16 = 0.754 \frac{M}{c}.$$

$$D_{\epsilon} = \sqrt{\frac{V_y^{\epsilon}}{0.785 \cdot w_{\epsilon}}} = \sqrt{\frac{0.537}{0.785 \cdot 0.754}} = 0.952 \text{ м.}$$

Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^{\epsilon} = 1 \text{ м}$, тогда $w_{\epsilon}^{D=1\text{м}} = 0.684 \frac{M}{c}$.

$$\frac{w_{\epsilon}^{D=1\text{м}}}{w_{np}^{\epsilon}} = \frac{0.684}{1.16} = 0.590.$$

Нижняя часть:

$$w_n = k \cdot w_{np}^H = 0.65 \cdot 0.913 = 0.593 \frac{M}{c}.$$

$$D_n = \sqrt{\frac{V_y^H}{0.785 \cdot w_n}} = \sqrt{\frac{0.553}{0.785 \cdot 0.593}} = 1.09 \text{ м.}$$

Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^H = 1 \text{ м.}$

$$w_n^{D=1\text{м}} = \frac{V_y^H}{0.785 \cdot D_{cm}^H{}^2} = \frac{0.553}{0.785 \cdot 1^2} = 0.705 \frac{M}{c};$$

$$\frac{w_n^{D=1\text{м}}}{w_{np}^H} = \frac{0.705}{0.913} = 0.772.$$

1.3. Размер насадки 50x50x5 мм:

Верхняя часть:

$$w_{\epsilon} = k \cdot w_{np}^{\epsilon} = 0.65 \cdot 1.47 = 0.955 \frac{M}{c}.$$

$$D_{\epsilon} = \sqrt{\frac{V_y^{\epsilon}}{0.785 \cdot w_{\epsilon}}} = \sqrt{\frac{0.537}{0.785 \cdot 0.955}} = 0.846 \text{ м.}$$

Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^6 = 0.8 \text{ м}$.

$$w_{\epsilon}^{D=0.8\text{м}} = \frac{V_y^6}{0.785 \cdot D_{cm}^6} = \frac{0.537}{0.785 \cdot 0.8^2} = 1.07 \frac{\text{м}}{\text{с}};$$

$$\frac{w_{\epsilon}^{D=0.8\text{м}}}{w_{np}^6} = \frac{1.07}{1.47} = 0.728.$$

Нижняя часть:

$$w_n = k \cdot w_{np}^H = 0.65 \cdot 1.15 = 0.747 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

$$D_n = \sqrt{\frac{V_y^H}{0.785 \cdot w_n}} = \sqrt{\frac{0.553}{0.785 \cdot 0.747}} = 0.971 \text{ м}.$$

Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^H = 1 \text{ м}$, тогда $w_n^{D=1\text{м}} = 0.705 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

$$\frac{w_n^{D=1\text{м}}}{w_{np}^H} = \frac{0.705}{1.15} = 0.613.$$

2. Керамические седла Берля

2.1. Размер насадки 25 мм:

Верхняя часть:

$$w_{\epsilon} = k \cdot w_{np}^6 = 0.65 \cdot 1.32 = 0.858 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

$$D_{\epsilon} = \sqrt{\frac{V_y^6}{0.785 \cdot w_{\epsilon}}} = \sqrt{\frac{0.537}{0.785 \cdot 0.858}} = 0.893 \text{ м}.$$

Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^6 = 0.8 \text{ м}$, тогда $w_{\epsilon}^{D=0.8\text{м}} = 1.07 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

$$\frac{w_{\epsilon}^{D=0.8\text{м}}}{w_{np}^6} = \frac{1.07}{1.32} = 0.811.$$

Так как для седел Берля 25 мм при $\frac{w}{w_{np}} > 0.7$ отсутствуют данные,

необходимые для расчета высоты колонны, выберем больший диаметр $D_{cm}^6 = 1 \text{ м}$, тогда

$$w_{\epsilon}^{D=1\text{м}} = 0.684 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

$$\frac{w_{\epsilon}^{D=1\text{м}}}{w_{np}^6} = \frac{0.684}{1.32} = 0.518.$$

Нижняя часть:

$$w_n = k \cdot w_{np}^H = 0.65 \cdot 1.04 = 0.676 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

$$D_n = \sqrt{\frac{V_y^H}{0.785 \cdot w_H}} = \sqrt{\frac{0.553}{0.785 \cdot 0.676}} = 1.02 \text{ м.}$$

Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^H = 1 \text{ м}$, тогда $w_H^{D=1.м} = 0.705 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

$$\frac{w_H^{D=1.м}}{w_{np}^H} = \frac{0.705}{1.04} = 0.678.$$

2.2. Размер насадки 38 мм:

Верхняя часть:

$$w_{\epsilon} = k \cdot w_{np}^{\epsilon} = 0.65 \cdot 1.70 = 1.11 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

$$D_{\epsilon} = \sqrt{\frac{V_y^{\epsilon}}{0.785 \cdot w_{\epsilon}}} = \sqrt{\frac{0.537}{0.785 \cdot 1.11}} = 0.785 \text{ м.}$$

Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^{\epsilon} = 0.8 \text{ м}$, тогда $w_{\epsilon}^{D=0.8.м} = 1.07 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

$$\frac{w_{\epsilon}^{D=0.8.м}}{w_{np}^{\epsilon}} = \frac{1.07}{1.70} = 0.629.$$

Так как для седел Берля 50 мм при $\frac{w}{w_{np}} > 0.5$ отсутствуют данные, необходимые для расчета высоты колонны, выберем больший диаметр $D_{cm}^{\epsilon} = 1 \text{ м}$, тогда $w_{\epsilon}^{D=1.м} = 0.684 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

$$\frac{w_{\epsilon}^{D=1.м}}{w_{np}^{\epsilon}} = \frac{0.684}{1.70} = 0.402.$$

Нижняя часть:

$$w_H = k \cdot w_{np}^H = 0.65 \cdot 1.33 = 0.864 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

$$D_n = \sqrt{\frac{V_y^H}{0.785 \cdot w_H}} = \sqrt{\frac{0.553}{0.785 \cdot 0.864}} = 0.903 \text{ м.}$$

Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^H = 1 \text{ м}$, тогда $w_H^{D=1.м} = 0.705 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

$$\frac{w_H^{D=1.м}}{w_{np}^H} = \frac{0.705}{1.33} = 0.530.$$

Так как для седел Берля 38 мм при $\frac{w}{w_{np}} > 0.5$ отсутствуют данные, необходимые для расчета высоты колонны, выберем больший диаметр $D_{cm}^H = 1.2 \text{ м}$, тогда $w_n^{D=1.2 \text{ м}} = 0.489 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

$$\frac{w_n^{D=1.2 \text{ м}}}{w_{np}^H} = \frac{0.489}{1.33} = 0.368.$$

Полученные данные для насадок необходимо проверить по представленной на рисунке 4 графической зависимости Эдуджи [5, сс. 8-9; 6, с. 571], где комплексы X и Y имеют следующий вид:

$$Y = C \cdot Fr \cdot (\text{Re}_{ycl})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_0} \right)^{0.85}, \quad (37)$$

$$X = \frac{V_x}{V_y} = \frac{U}{w}, \quad (38)$$

где $Fr = \frac{w^2}{g \cdot d}$ - критерий Фруда, рассчитываемый по номинальному размеру насадки d (м);

$\text{Re}_{ycl} = \frac{w \cdot d \cdot \rho_y}{\mu_x}$ - критерий Рейнольдса (условный) также рассчитывается по

номинальному размеру насадки d (м);

μ_x - динамический коэффициент вязкости жидкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

ρ_{H2O} , ρ_x - соответственно плотности воды (при $t=20^\circ\text{C}$) и орошаемой жидкости (при температуре в колонне), $\text{кг}/\text{м}^3$;

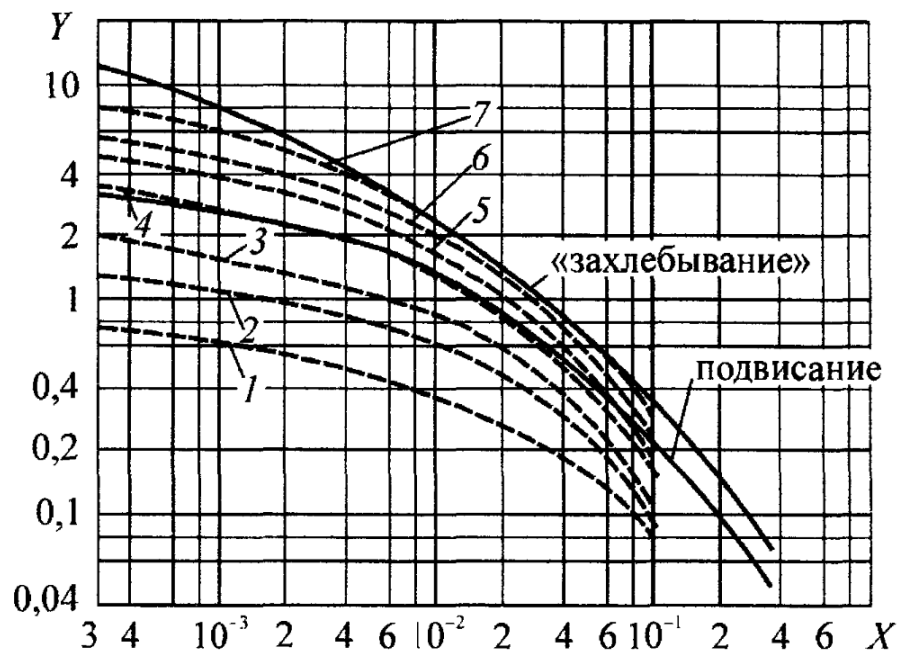
ρ_y , ρ_0 - соответственно плотности пара (газа) (при температуре в колонне) и воздуха (при $t=20^\circ\text{C}$), $\text{кг}/\text{м}^3$;

V_x , V_y - объемные расходы жидкости и пара (газа), $\text{м}^3/\text{с}$;

C – коэффициент, Для колец Рашига (навалом) $C=1$, для седел Берля $C=0.471$;

d – номинальные размер (для колец равен наружному диаметру, для седел Берля за номинальный диаметр можно принять соответствующий условный размер насадки), м;

U - плотность орошения, $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$.



Гидравлическое сопротивление 1 метра орошаемой насадки, Па/м:

1 – 100; 2 – 200; 3 – 300; 4 – 600; 5 – 900; 6 – 1200; 7 – 1800

Рисунок 4 – Графическая зависимость Эдулджи для определения скорости пара (газа) и сопротивление орошаемой насадки

Плотность орошения определяют по формуле:

$$U = \frac{V_x}{S}, \quad (39)$$

где U – плотность орошения, $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$;

V_x – объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$;

S – Площадь поперечного сечения колонны, м^2 .

Найдем значения комплекса X для верхней и нижней частей колонны:

$$X_{\text{в}} = \frac{V_x^{\text{в}}}{V_y^{\text{в}}} = \frac{1.50 \cdot 10^{-3}}{0.537} = 2.79 \cdot 10^{-3};$$

$$X_{\text{н}} = \frac{V_x^{\text{н}}}{V_y^{\text{н}}} = \frac{3.67 \cdot 10^{-3}}{0.553} = 6.64 \cdot 10^{-3}.$$

Рекомендуется проводить процесс ректификации в пленочном режиме, для этого комплекс Y должен лежать ниже линии подвисяния на графической зависимости Эдулджи. Таким образом, в верхней части колонны при значении $X_{\text{в}} = 2.79 \cdot 10^{-3}$ значение $Y_{\text{в}}$ должно быть меньше 2.3, а в нижней части колонны при $X_{\text{н}} = 6.64 \cdot 10^{-3}$ $Y_{\text{н}}$ должно быть меньше 1.7.

Также гидравлическое сопротивление 1 м насадки в колонне должно лежать в пределах 400-800 Па/м. Исходя из этой рекомендации, найдем интервал рекомендуемых

значений комплекса Y : для верхней части колонны $1.6 \leq Y_g \leq 2.8$, для нижней части колонны $1.3 \leq Y_n \leq 1.9$.

Суммарно интервалы необходимых значений Y_g и Y_n :

$$1.6 \leq Y_g < 2.3 (\leq 2.8 \text{ по гидравлическому сопротивлению});$$

$$1.3 \leq Y_n < 1.7 (\leq 1.9 \text{ по гидравлическому сопротивлению});$$

Перейдем к расчету комплекса Y для выбранных насадок:

1. Керамические кольца Рашига

1.1. Размер насадки 25x25x3 мм:

Верхняя часть:

$$Fr_g = \frac{w_g^2}{g \cdot d} = \frac{0.684^2}{9.8 \cdot 25 \cdot 10^{-3}} = 1.91;$$

$$Re_{yсл\ g} = \frac{w_g \cdot d \cdot \rho_y^g}{\mu_x^g} = \frac{0.684 \cdot 25 \cdot 10^{-3} \cdot 2.75}{2.82 \cdot 10^{-4}} = 167;$$

$$Y_g = C \cdot Fr_g \cdot (Re_{yсл\ g})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^g} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^g}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 1.91 \cdot 167^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{801} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.75}{1.20} \right)^{0.85} = 3.59.$$

Полученное значение Y_g не попадает в необходимый интервал, поэтому необходимо увеличить диаметр аппарата и заново произвести расчеты. Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^g = 1.2 \text{ м}$.

$$w_g^{D=1.2\text{м}} = \frac{V_y^g}{0.785 \cdot D_{cm}^g{}^2} = \frac{0.537}{0.785 \cdot 1.2^2} = 0.475 \frac{\text{м}}{\text{с}};$$

$$\frac{w_g^{D=1.2\text{м}}}{w_{np}^g} = \frac{0.475}{0.890} = 0.534;$$

$$Fr_g = \frac{w_g^2}{g \cdot d} = \frac{0.475^2}{9.8 \cdot 25 \cdot 10^{-3}} = 0.92;$$

$$Re_{yсл\ g} = \frac{w_g \cdot d \cdot \rho_y^g}{\mu_x^g} = \frac{0.475 \cdot 25 \cdot 10^{-3} \cdot 2.75}{2.82 \cdot 10^{-4}} = 116;$$

$$Y_g = C \cdot Fr_g \cdot (Re_{yсл\ g})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^g} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^g}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 0.92 \cdot 116^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{801} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.75}{1.20} \right)^{0.85} = 1.79.$$

Нижняя часть:

$$Fr_n = \frac{w_n^2}{g \cdot d} = \frac{0.489^2}{9.8 \cdot 25 \cdot 10^{-3}} = 0.98;$$

$$Re_{yсл\ n} = \frac{w_n \cdot d \cdot \rho_y^n}{\mu_x^n} = \frac{0.489 \cdot 25 \cdot 10^{-3} \cdot 2.87}{2.54 \cdot 10^{-4}} = 138;$$

$$Y_n = C \cdot Fr_n \cdot (Re_{усл\ n})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^6} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^6}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 0.98 \cdot 138^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{784} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.87}{1.20} \right)^{0.85} = 2.03.$$

Полученное значение Y_n не попадает в необходимый интервал (выше максимального рекомендованного значения), поэтому необходимо увеличить диаметр аппарата и заново произвести расчеты. Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^H = 1.4 \text{ м}$.

$$w_n^{D=1.4\text{м}} = \frac{V_y^H}{0.785 \cdot D_{cm}^2} = \frac{0.553}{0.785 \cdot 1.4^2} = 0.360 \frac{\text{м}}{\text{с}};$$

$$\frac{w_n^{D=1.4\text{м}}}{w_{np}^H} = \frac{0.360}{0.699} = 0.515.$$

$$Fr_n = \frac{w_n^2}{g \cdot d} = \frac{0.360^2}{9.8 \cdot 25 \cdot 10^{-3}} = 0.53;$$

$$Re_{усл\ n} = \frac{w_n \cdot d \cdot \rho_y^H}{\mu_x^H} = \frac{0.360 \cdot 25 \cdot 10^{-3} \cdot 2.87}{2.54 \cdot 10^{-4}} = 102;$$

$$Y_n = C \cdot Fr_n \cdot (Re_{усл\ n})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^6} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^6}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 0.53 \cdot 102^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{784} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.87}{1.20} \right)^{0.85} = 1.128.$$

Полученное значение Y_n снова не попадает в рекомендованный интервал для гидравлического сопротивления 1 м насадки, однако теперь значение Y_n меньше минимального рекомендованного значения, из чего можно сделать вывод, что данная насадка, скорее всего, не подходит для заданного процесса.

1.2. Размер насадки 35x35x4 мм:

Верхняя часть:

$$Fr_6 = \frac{w_6^2}{g \cdot d} = \frac{0.684^2}{9.8 \cdot 35 \cdot 10^{-3}} = 1.36;$$

$$Re_{усл\ 6} = \frac{w_6 \cdot d \cdot \rho_y^6}{\mu_x^6} = \frac{0.684 \cdot 35 \cdot 10^{-3} \cdot 2.75}{2.82 \cdot 10^{-4}} = 234;$$

$$Y_6 = C \cdot Fr_6 \cdot (Re_{усл\ 6})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^6} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^6}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 1.36 \cdot 234^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{801} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.75}{1.20} \right)^{0.85} = 2.48.$$

Полученное значение Y_6 не попадает в необходимый интервал (выше линии подвисяния, но, тем не менее, ниже максимального рекомендованного значения по гидравлическому сопротивлению 1 м слоя насадки); необходимо увеличить диаметр аппарата и заново произвести расчеты. Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^6 = 1.2 \text{ м}$, тогда

$$w_6^{D=1.2\text{м}} = 0.475 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

$$\frac{w_6^{D=1.2\text{м}}}{w_{np}^6} = \frac{0.475}{1.16} = 0.409;$$

$$Fr_6 = \frac{w_6^2}{g \cdot d} = \frac{0.475^2}{9.8 \cdot 35 \cdot 10^{-3}} = 0.658;$$

$$Re_{усл 6} = \frac{w_6 \cdot d \cdot \rho_y^6}{\mu_x^6} = \frac{0.475 \cdot 35 \cdot 10^{-3} \cdot 2.75}{2.82 \cdot 10^{-4}} = 162;$$

$$Y_6 = C \cdot Fr_6 \cdot (Re_{усл 6})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^6} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^6}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 0.658 \cdot 162^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{801} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.75}{1.20} \right)^{0.85} = 1.24.$$

Полученное значение Y_6 не попадает в необходимый интервал (ниже минимального рекомендованного значения). Из этого следует, что данную насадку можно использовать для заданного процесса при диаметре верхней части колонны $D_{cm}^6 = 1 \text{ м}$, однако процесс будет идти в режиме подвисяния.

Нижняя часть:

$$Fr_n = \frac{w_n^2}{g \cdot d} = \frac{0.705^2}{9.8 \cdot 35 \cdot 10^{-3}} = 1.45;$$

$$Re_{усл n} = \frac{w_n \cdot d \cdot \rho_y^n}{\mu_x^n} = \frac{0.705 \cdot 35 \cdot 10^{-3} \cdot 2.87}{2.54 \cdot 10^{-4}} = 279;$$

$$Y_n = C \cdot Fr_n \cdot (Re_{усл n})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^n} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^n}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 1.45 \cdot 279^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{784} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.87}{1.20} \right)^{0.85} = 2.8.$$

Полученное значение Y_n не попадает в необходимый интервал (лежит выше максимального рекомендованного значения), поэтому необходимо увеличить диаметр аппарата и заново произвести расчеты. Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^n = 1.2 \text{ м}$, тогда

$$w_n^{D=1.2 \text{ м}} = 0.489 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

$$\frac{w_n^{D=1.2 \text{ м}}}{w_{np}^n} = \frac{0.489}{0.913} = 0.536.$$

$$Fr_n = \frac{w_n^2}{g \cdot d} = \frac{0.489^2}{9.8 \cdot 35 \cdot 10^{-3}} = 0.699;$$

$$Re_{усл n} = \frac{w_n \cdot d \cdot \rho_y^n}{\mu_x^n} = \frac{0.489 \cdot 35 \cdot 10^{-3} \cdot 2.87}{2.54 \cdot 10^{-4}} = 194;$$

$$Y_n = C \cdot Fr_n \cdot (Re_{усл n})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^n} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^n}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 0.699 \cdot 194^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{784} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.87}{1.20} \right)^{0.85} = 1.4.$$

Полученное значение комплекса Y для нижней части лежит в рассчитанных рекомендуемых значениях, а значит, режим процесса – пленочный. При этом также соблюдается рекомендация по интервалу гидравлического сопротивления 1 м слоя насадки 400-800 Па/м. Соответственно, при использовании данной насадки при верхнем диаметре колонны 1 м и нижнем диаметре 1.2 м в верхней части колонна будет работать в режиме подвисяния, а в нижней – в пленочном.

1.3. Размер насадки 50x50x5 мм:

Верхняя часть:

$$Fr_{\epsilon} = \frac{w_{\epsilon}^2}{g \cdot d} = \frac{1.07^2}{9.8 \cdot 50 \cdot 10^{-3}} = 2.33;$$

$$Re_{\text{усл } \epsilon} = \frac{w_{\epsilon} \cdot d \cdot \rho_y^{\epsilon}}{\mu_x^{\epsilon}} = \frac{1.07 \cdot 50 \cdot 10^{-3} \cdot 2.75}{2.82 \cdot 10^{-4}} = 522;$$

$$Y_{\epsilon} = C \cdot Fr_{\epsilon} \cdot (Re_{\text{усл } \epsilon})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^{\epsilon}} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^{\epsilon}}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 2.33 \cdot 522^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{801} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.75}{1.20} \right)^{0.85} = 3.91.$$

Полученное значение Y_{ϵ} не попадает в необходимый интервал (выше максимального рекомендованного значения), поэтому необходимо увеличить диаметр аппарата и заново произвести расчеты. Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^{\epsilon} = 1 \text{ м}$, тогда $w_{\epsilon}^{D=1\text{м}} = 0.684 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

$$\frac{w_{\epsilon}^{D=1\text{м}}}{w_{np}^{\epsilon}} = \frac{0.684}{1.47} = 0.465;$$

$$Fr_{\epsilon} = \frac{w_{\epsilon}^2}{g \cdot d} = \frac{0.684^2}{9.8 \cdot 50 \cdot 10^{-3}} = 0.95;$$

$$Re_{\text{усл } \epsilon} = \frac{w_{\epsilon} \cdot d \cdot \rho_y^{\epsilon}}{\mu_x^{\epsilon}} = \frac{0.684 \cdot 50 \cdot 10^{-3} \cdot 2.75}{2.82 \cdot 10^{-4}} = 334;$$

$$Y_{\epsilon} = C \cdot Fr_{\epsilon} \cdot (Re_{\text{усл } \epsilon})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^{\epsilon}} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^{\epsilon}}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 0.95 \cdot 334^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{801} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.75}{1.20} \right)^{0.85} = 1.67.$$

При данном диаметре керамические кольца Рашига 50x50x5 мм обеспечивают пленочный режим работы колонны в верхней ее части, а также гидравлическое сопротивление 1 м слоя насадки лежит в пределах 400-800 Па/м.

Нижняя часть:

$$Fr_n = \frac{w_n^2}{g \cdot d} = \frac{0.705^2}{9.8 \cdot 50 \cdot 10^{-3}} = 1.01;$$

$$Re_{\text{усл } n} = \frac{w_n \cdot d \cdot \rho_y^n}{\mu_x^n} = \frac{0.705 \cdot 50 \cdot 10^{-3} \cdot 2.87}{2.54 \cdot 10^{-4}} = 399;$$

$$Y_n = C \cdot Fr_n \cdot (Re_{\text{усл } n})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^n} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^n}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 1.01 \cdot 399^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{784} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.87}{1.20} \right)^{0.85} = 1.89.$$

Полученное значение Y_n не попадает в необходимый интервал (лежит выше линии подвисания), поэтому необходимо увеличить диаметр аппарата и заново произвести расчеты. Выберем стандартный диаметр $D_{cm}^n = 1.2 \text{ м}$, тогда $w_n^{D=1.2\text{м}} = 0.489 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

$$\frac{w_n^{D=1.2\text{м}}}{w_{np}^n} = \frac{0.489}{1.15} = 0.426.$$

$$Fr_n = \frac{w_n^2}{g \cdot d} = \frac{0.489^2}{9.8 \cdot 50 \cdot 10^{-3}} = 0.49;$$

$$Re_{услн} = \frac{w_n \cdot d \cdot \rho_y^H}{\mu_x^H} = \frac{0.489 \cdot 50 \cdot 10^{-3} \cdot 2.87}{2.54 \cdot 10^{-4}} = 277;$$

$$Y_n = C \cdot Fr_n \cdot (Re_{услн})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^6} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^6}{\rho_0} \right)^{0.85} = 1 \cdot 0.49 \cdot 277^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{784} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.87}{1.20} \right)^{0.85} = 0.946.$$

При полученном значении комплекса Y_n не выполняется рекомендуемое условие нахождения гидравлического сопротивления 1 м слоя насадки в пределах 400-800 Па/м.

2. Керамические седла Берля

2.1. Размер насадки 25 мм:

Верхняя часть:

$$Fr_6 = \frac{w_6^2}{g \cdot d} = \frac{0.684^2}{9.8 \cdot 25 \cdot 10^{-3}} = 1.91;$$

$$Re_{усл6} = \frac{w_6 \cdot d \cdot \rho_y^6}{\mu_x^6} = \frac{0.684 \cdot 25 \cdot 10^{-3} \cdot 2.75}{2.82 \cdot 10^{-4}} = 167;$$

$$Y_6 = C \cdot Fr_6 \cdot (Re_{усл6})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^6} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^6}{\rho_0} \right)^{0.85} = 0.471 \cdot 1.91 \cdot 167^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{801} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.75}{1.20} \right)^{0.85} = 1.69.$$

Нижняя часть:

$$Fr_n = \frac{w_n^2}{g \cdot d} = \frac{0.705^2}{9.8 \cdot 25 \cdot 10^{-3}} = 2.03;$$

$$Re_{услн} = \frac{w_n \cdot d \cdot \rho_y^H}{\mu_x^H} = \frac{0.705 \cdot 25 \cdot 10^{-3} \cdot 2.87}{2.54 \cdot 10^{-4}} = 199;$$

$$Y_n = C \cdot Fr_n \cdot (Re_{услн})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^6} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^6}{\rho_0} \right)^{0.85} = 0.471 \cdot 2.03 \cdot 199^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{784} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.87}{1.20} \right)^{0.85} = 1.91.$$

Данное значение комплекса Y обеспечивает сопротивление 1 м насадки в пределах 400-800 Па/м, однако колонна будет работать в режиме подвисяния. Выберем стандартный диаметр $D_{ст}^H = 1.2$ м, тогда $w_n^{D=1.2м} = 0.489 \frac{м}{с}$.

$$\frac{w_n^{D=1.2м}}{w_{np}^H} = \frac{0.489}{1.04} = 0.471.$$

$$Fr_n = \frac{w_n^2}{g \cdot d} = \frac{0.489^2}{9.8 \cdot 25 \cdot 10^{-3}} = 0.976;$$

$$Re_{услн} = \frac{w_n \cdot d \cdot \rho_y^H}{\mu_x^H} = \frac{0.489 \cdot 25 \cdot 10^{-3} \cdot 2.87}{2.54 \cdot 10^{-4}} = 138;$$

$$Y_n = C \cdot Fr_n \cdot (Re_{услн})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^6} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^6}{\rho_0} \right)^{0.85} = 0.471 \cdot 0.976 \cdot 138^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{784} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.87}{1.20} \right)^{0.85} = 0.953.$$

Отсюда видно, что увеличение диаметра колонны не дало нам желаемого результат. Керамические седла Берля 25 мм могут обеспечить работу аппарата в пленочном режиме

в верхней части при диаметре 1м, в нижней части при этом же диаметре колонна будет работать в режиме подвисяния, при этом будет соблюдаться рекомендация по значению гидравлического сопротивления 1 м насадки.

2.2. Размер насадки 38 мм:

Верхняя часть:

$$Fr_г = \frac{w_г^2}{g \cdot d} = \frac{0.684^2}{9.8 \cdot 38 \cdot 10^{-3}} = 1.26;$$

$$Re_{усл г} = \frac{w_г \cdot d \cdot \rho_y^г}{\mu_x^г} = \frac{0.684 \cdot 38 \cdot 10^{-3} \cdot 2.75}{2.82 \cdot 10^{-4}} = 254;$$

$$Y_г = C \cdot Fr_г \cdot (Re_{усл г})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^г} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^г}{\rho_0} \right)^{0.85} = 0.471 \cdot 1.26 \cdot 254^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{801} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.75}{1.20} \right)^{0.85} = 1.07.$$

Полученное значение $Y_н$ не попадает в необходимый интервал (ниже минимального рекомендованного значения). Увеличение диаметра колонны не повлияет положительно на ход процесса, а уменьшение не возможно, так как для данной насадки нет данных для дальнейшего расчета высоты колонны при $\frac{w}{w_{np}} > 0.5$.

Нижняя часть:

$$Fr_н = \frac{w_н^2}{g \cdot d} = \frac{0.489^2}{9.8 \cdot 38 \cdot 10^{-3}} = 0.644;$$

$$Re_{усл н} = \frac{w_н \cdot d \cdot \rho_y^н}{\mu_x^н} = \frac{0.489 \cdot 38 \cdot 10^{-3} \cdot 2.87}{2.54 \cdot 10^{-4}} = 210;$$

$$Y_н = C \cdot Fr_н \cdot (Re_{усл н})^{-0.1} \cdot \left(\frac{\rho_{H2O}}{\rho_x^н} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_y^н}{\rho_0} \right)^{0.85} = 0.471 \cdot 0.644 \cdot 210^{-0.1} \cdot \left(\frac{998}{784} \right)^2 \cdot \left(\frac{2.87}{1.20} \right)^{0.85} = 0.602.$$

Из полученного значения комплекса Y делаем вывод, что данная насадка, скорее всего, не подходит для заданного процесса.

В результате расчетов было определено, что ни одна из выбранных насадок не может обеспечить гидравлическое сопротивление в пределах 400-800 Па на 1 метр слоя насадки при условии работы колонного аппарата в пленочном режиме как в верхней, так и в нижней части колонны. Это может свидетельствовать о том, что, возможно, для заданного процесса необходимо использовать другой тип ректификационных колонн.

Из всех насадок можно выделить керамические кольца Рашига 50x50x5 мм. При использовании этой насадки в колонне с верхним диаметром 1 м и нижним диаметром 1.2 м в верхней и нижней частях аппарата обеспечивается пленочный режим работы. Приблизительные значения гидравлического сопротивления насадки в верхней части – 400 Па/м, а в нижней – 300 Па/м. В нижней части колонны рекомендация по гидравлическому сопротивлению насадки не соблюдается. Дальнейшие проверки и расчеты будем проводить для этих параметров колонного аппарата и насадки.

Проведем проверку насадки по активной поверхности. Доля активной поверхности насадки, участвующей в процессе массопереноса, определяется по соотношению:

$$\Psi_a = \frac{U}{a(p + q \cdot U)}, \quad (40)$$

где U – плотность орошения, $\frac{M^3}{M^2 \cdot c}$;

a – удельная поверхность насадки, $\frac{M^2}{M^3}$;

p и q – постоянные, зависящие от типа и размера насадки.

Плотность орошения рассчитывается по следующей формуле:

$$U = \frac{V_x}{S} = \frac{V_x}{0.785 \cdot D^2}, \quad (41)$$

где V_x – объемный расход жидкости, $\frac{M^3}{c}$;

$S = 0.785 \cdot D^2$ – площадь поперечного сечения колонны, M^2 ;

D – диаметр колонны, M .

$$U_{\epsilon} = \frac{V_{\epsilon}}{0.785 \cdot D_{cm}^2} = \frac{1.50 \cdot 10^{-3}}{0.785 \cdot 1^2} = 1.91 \cdot 10^{-3} \frac{M^3}{M^2 \cdot c};$$

$$U_n = \frac{V_n}{0.785 \cdot D_{cm}^2} = \frac{3.67 \cdot 10^{-3}}{0.785 \cdot 1.2^2} = 3.25 \cdot 10^{-3} \frac{M^3}{M^2 \cdot c}.$$

При проектировании насадочной колонны рекомендуется, чтобы плотность орошения лежала в пределах $0.002 - 0.005 \frac{M^3}{M^2 \cdot c}$. Для верхней части колонны эта рекомендация не выполняется, что ведет к неэффективной работе колонны из-за плохой смоченности поверхности насадочных тел. Можно заметить, что данное условие будет выполняться только при диаметре верхней части колонны 0.8 м и менее. Таким образом, можно заключить, что для увеличения эффективности заданного процесса следует изменить тип колонны.

По формуле (40) рассчитаем долю активной поверхности насадки. Коэффициент p для колец Рашига 50 мм $p = 0.667 \cdot 10^{-5}$, коэффициент $q = 0.012$.

$$\Psi_a^{\epsilon} = \frac{U_{\epsilon}}{a(p + q \cdot U_{\epsilon})} = \frac{1.91 \cdot 10^{-3}}{90(0.667 \cdot 10^{-5} + 0.012 \cdot 1.91 \cdot 10^{-3})} = 0.717;$$

$$\Psi_a^n = \frac{U_n}{a(p + q \cdot U_n)} = \frac{3.25 \cdot 10^{-3}}{90 \cdot (0.667 \cdot 10^{-5} + 0.012 \cdot 3.25 \cdot 10^{-3})} = 0.791.$$

Для колец Рашига 50 мм минимальное допустимое значение $\Psi_a = 0.45$. Таким образом, по активной поверхности насадка кольца Рашига 50 мм подходит.

2.2.4 Расчет высоты колонны

Расчет высоты колонны будем проводить по методу нахождения числа единиц переноса и высоты единиц переноса.

Высота единицы переноса h_y по паровой фазе для колонн диаметра $D > 0.8$ м:

$$h_y = \frac{0.0175 \cdot \psi \cdot (\text{Pr}'_y)^{0.5} \cdot D \cdot z^{0.33}}{(\bar{L}_s \cdot f_1 \cdot f_2 \cdot f_3)^{0.6}}, \quad (42)$$

где h_y - высота единицы переноса по паровой фазе, м;

ψ - коэффициент, определяемой по графической зависимости [5, с. 21];

$\text{Pr}'_y = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y}$ - Диффузионный критерий Прандтля;

$\bar{L}_s = \frac{\bar{L}_x}{0.785 \cdot D^2}$ - массовая плотность орошения, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$;

\bar{L}_x - массовый расход жидкости, кг/с;

D – диаметр колонны, м;

z – высота насадки одной секции (не больше 3 м), м;

$f_1 = \mu_x^{0.16}$, μ_x - динамический коэффициент вязкости жидкости, $\text{мПа} \cdot \text{с}$;

$f_2 = \left(\frac{10^3}{\rho_x} \right)^{1.25}$, ρ_x - плотность жидкости, кг/м^3 ;

$f_3 = \left(\frac{\sigma_{H_2O}}{\sigma} \right)^{0.8}$, $\sigma_{H_2O} = 72.8 \cdot 10^{-3} \frac{\text{Н}}{\text{м}}$ и σ - поверхностное натяжение воды при $t=20^\circ \text{C}$

и жидкости при средней температуре в колонне, Н/м.

$$\text{Pr}^g_y = \frac{\mu_y^g}{\rho_y^g \cdot D_y^g} = \frac{9.18 \cdot 10^{-16}}{2.75 \cdot 5.07 \cdot 10^{-6}} = 0.658;$$

$$\text{Pr}^n_y = \frac{\mu_y^n}{\rho_y^n \cdot D_y^n} = \frac{9.16 \cdot 10^{-16}}{2.87 \cdot 5.31 \cdot 10^{-6}} = 0.601;$$

$$\bar{L}_s^g = \frac{\bar{L}_x^g}{0.785 \cdot D_{cm}^2} = \frac{1.20}{0.785 \cdot 1^2} = 1.53 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}};$$

$$\bar{L}_s^n = \frac{\bar{L}_x^n}{0.785 \cdot D_{cm}^2} = \frac{2.88}{0.785 \cdot 1.2^2} = 2.55 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}};$$

$$f_1^g = \mu_x^{0.16} = 0.282^{0.16} = 0.817;$$

$$f_1^n = \mu_x^{0.16} = 0.254^{0.16} = 0.803;$$

$$f_2^g = \left(\frac{10^3}{\rho_x^g} \right)^{1.25} = \left(\frac{10^3}{801} \right)^{1.25} = 1.32;$$

$$f_2^H = \left(\frac{10^3}{\rho_x^H} \right)^{1.25} = \left(\frac{10^3}{784} \right)^{1.25} = 1.36;$$

$$f_3^G = \left(\frac{\sigma_{H2O}}{\sigma_g} \right)^{0.8} = \left(\frac{72.8 \cdot 10^{-3}}{20.3 \cdot 10^{-3}} \right)^{0.8} = 2.78;$$

$$f_3^H = \left(\frac{\sigma_{H2O}}{\sigma_H} \right)^{0.8} = \left(\frac{72.8 \cdot 10^{-3}}{18.9 \cdot 10^{-3}} \right)^{0.8} = 2.94.$$

По графической зависимости коэффициента ψ от относительной скорости пара определяем $\psi_g = 218$, $\psi_H = 214$, высоту насадки одной секции принимаем за 3 м. Таким образом, высоты единицы переноса h_y по паровой фазе для верхней и нижней частей колонны следующие:

$$h_y^G = \frac{0.0175 \cdot \psi_g \cdot (Pr_y^G)^{0.5} \cdot D_{cm}^G \cdot z^{0.33}}{(L_s^G \cdot f_1^G \cdot f_2^G \cdot f_3^G)^{0.6}} = \frac{0.0175 \cdot 218 \cdot 0.658^{0.5} \cdot 1.3^{0.33}}{(1.53 \cdot 0.817 \cdot 1.32 \cdot 2.78)^{0.6}} = 1.78 \text{ м};$$

$$h_y^H = \frac{0.0175 \cdot \psi_H \cdot (Pr_y^H)^{0.5} \cdot D_{cm}^H \cdot z^{0.33}}{(L_s^H \cdot f_1^H \cdot f_2^H \cdot f_3^H)^{0.6}} = \frac{0.0175 \cdot 214 \cdot 0.601^{0.5} \cdot 1.2 \cdot 3^{0.33}}{(2.55 \cdot 0.803 \cdot 1.36 \cdot 2.94)^{0.6}} = 1.42 \text{ м}.$$

Высота единицы переноса h_x для жидкой фазы:

$$h_x = 0.258 \cdot \Phi \cdot c \cdot (Pr'_x)^{0.5} \cdot z^{0.15}, \quad (43)$$

где h_x – высота единицы переноса по жидкой фазе, м;

c и Φ – коэффициенты, определяемые по графическим зависимостям, приведенным в [5, с. 22];

$$Pr'_x = \frac{\mu_x}{\rho_x \cdot D_x} - \text{диффузионный критерий Прандтля.}$$

Диффузионные критерии Прандтля для жидкой фазы в верхней и нижней частях колонны:

$$Pr_x^G = \frac{\mu_x^G}{\rho_x^G \cdot D_x^G} = \frac{2.82 \cdot 10^{-4}}{801 \cdot 4.68 \cdot 10^{-9}} = 75.2;$$

$$Pr_x^H = \frac{\mu_x^H}{\rho_x^H \cdot D_x^H} = \frac{2.54 \cdot 10^{-4}}{784 \cdot 5.23 \cdot 10^{-9}} = 61.9.$$

По графическим зависимостям величины коэффициентов Φ и c следующие: $\Phi_g = 0.068$, $\Phi_H = 0.074$, $c_g = 0.96$, $c_H = 0.97$. Зная данные параметры, можем рассчитать высоту единицы переноса для жидкой фазы в верхней и нижней частях колонны:

$$h_x^G = 0.258 \cdot \Phi_g \cdot c_g \cdot (Pr_x^G)^{0.5} \cdot z^{0.15} = 0.258 \cdot 0.068 \cdot 0.96 \cdot 75.2^{0.5} \cdot 3^{0.15} = 0.179 \text{ м};$$

$$h_x^H = 0.258 \cdot \Phi_H \cdot c_H \cdot (Pr_x^H)^{0.5} \cdot z^{0.15} = 0.258 \cdot 0.074 \cdot 0.97 \cdot 61.9^{0.5} \cdot 3^{0.15} = 0.177 \text{ м}.$$

Общая высота единицы переноса по паровой фазе рассчитывается по следующей формуле:

$$h_{oy} = h_y + \frac{m \cdot h_x}{l}, \quad (44)$$

где h_{oy} - общая высота единицы переноса по паровой фазе, м;

h_y, h_x - частные высоты единицы переноса по паровой и жидкой фазам, м;

m – тангенс угла наклона касательной к равновесной линии $y^*(x)$ в точке, соответствующей средним концентрациям для верхней и нижней частей колонны;

l - тангенс угла наклона рабочей линии.

Тангенс угла наклона касательной к равновесной линии $y^*(x)$ можно найти, производя дифференцирование интерполяционной зависимости равновесной линии в точке, соответствующей средним концентрациям для верхней и нижней частей колонны. Данные вычисления были проведены в среде Mathcad, были получены следующие значения: $m_g = 0.746$, $m_n = 1.69$. Тангенс угла наклона рабочей линии находится из уравнения рабочей линии: $l_g = 0.802$, $l_n = 1.79$. Отсюда найдем общую высоту единицы переноса по паровой фазе вверху и внизу колонны:

$$h_{oy}^g = h_y^g + \frac{m_g \cdot h_x^g}{l_g} = 1.78 + \frac{0.746 \cdot 0.179}{0.802} = 1.95 \text{ м};$$

$$h_{oy}^n = h_y^n + \frac{m_n \cdot h_x^n}{l_n} = 1.42 + \frac{1.69 \cdot 0.177}{1.79} = 1.59 \text{ м}.$$

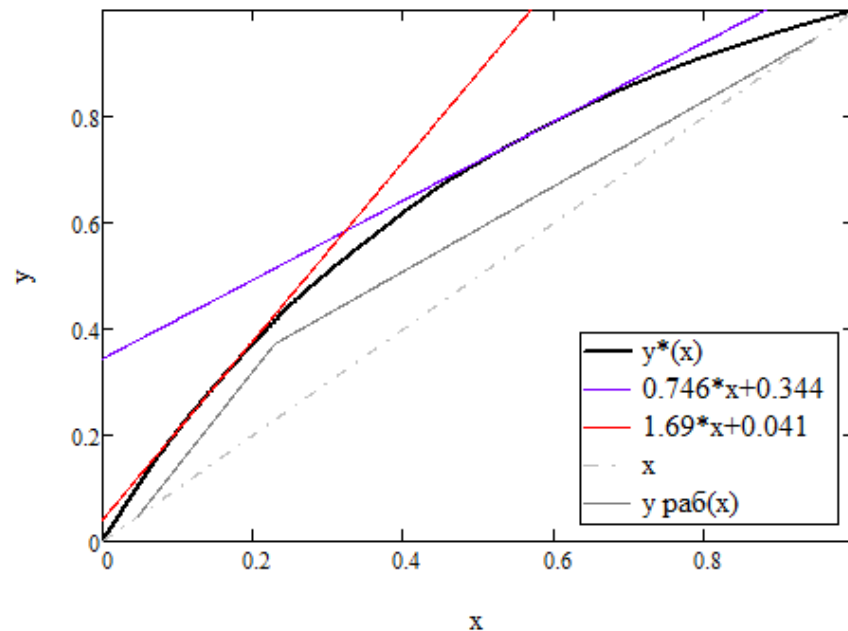


Рисунок 5 – Касательные к равновесной линии $y^*(x)$ в точках, соответствующих средним значениям

Общее число единиц переноса для простой полной колонны определяется интегрированием. В данном курсовом проекте общие числа единиц переноса в паровой фазе для верхней и нижней частей колонны были найдены численным интегрированием в программе Mathcad:

$$n_{oy}^e = \int_{y_F}^{y_D} \frac{dy}{y^* - y} = 6.90;$$

$$n_{oy}^n = \int_{y_W}^{y_F} \frac{dy}{y^* - y} = 5.55.$$
(45)

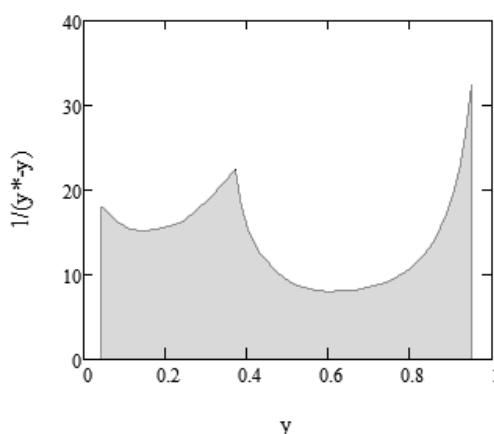


Рисунок 6 – Графическое определение общего числа единиц переноса в паровой фазе

Тогда величина насадки $N_{ид}$:

$$H_e = h_{oy}^e \cdot n_{oy}^e = 1.95 \cdot 6.90 = 13.5 \text{ м};$$

$$H_n = h_{oy}^n \cdot n_{oy}^n = 1.59 \cdot 5.55 = 8.83 \text{ м};$$

$$H_{ид} = H_e + H_n = 13.5 + 8.83 = 22.3 \text{ м}.$$
(46)

В реальных насадочных колоннах движение фаз отклоняется от идеального вытеснения из-за перемешивания фаз по высоте аппарата и других причин, что уменьшает движущую силу массопередачи. На практике этот эффект учитывают приближенно, увеличивая высоту насадки против рассчитанного значения при идеальном противотоке в 1.2 – 1.3 раза. В данном случае увеличим высоту насадки в 1.21 раз, тогда:

$$H = k \cdot H_{ид} = 1.21 \cdot 22.3 = 27 \text{ м},$$
(47)

где H – высота насадочной колонны (взятая с запасом), м;

k – коэффициент, компенсирующий неидеальность процесса массопередачи.

Общую высоту колонны определяют по следующей формуле:

$$H_{\kappa} = H + (n - 1) \cdot h_p + z_e + z_n,$$
(48)

где n – число секций;

h_p - высота промежутков между секциями, м;

$z_{\text{с}}$ и $z_{\text{н}}$ - соответственно высота сепарационного пространства над насадкой и расстояние между дном колонны и насадкой, м.

В данном случае число секций насадки при высоте одной секции 3 м равно 9: 5 в верхней части, 4 - в нижней. Рекомендуется для диаметра колонны 1 м выбирать высоту сепарационного пространства 0.6 м, а для диаметра 1.2 м – расстояние между дном колонны и насадкой 2 м. Также величина h_p , зависящая от размеров распределительных тарелок, при проектировании берется в пределах 0.5 – 0.8 м.

$$H_{\kappa} = H + (n-1) \cdot h_p + z_{\text{с}} + z_{\text{н}} = 27 + (9-1) \cdot 0.6 + 0.6 + 2 = 34.4 \text{ м.}$$

Гидравлическое сопротивление насадки без учета сопротивления опорных решеток, распределительных тарелок можно рассчитать по уравнению:

$$\Delta p = \left[\Delta p / (H = 1 \text{ м}) \right] \cdot H_{\text{раб}}, \quad (49)$$

где $\left[\Delta p / (H = 1 \text{ м}) \right]$ - гидравлическое сопротивление 1 м насадки, Па;

$H_{\text{раб}}$ - высота насадки.

В нашем случае гидравлическое сопротивление насадки равно:

$$\Delta p = \left[\Delta p_{\text{н}} / (H = 1 \text{ м}) \right] \cdot n_{\text{н}} \cdot z + \left[\Delta p_{\text{с}} / (H = 1 \text{ м}) \right] \cdot n_{\text{с}} \cdot z = 300 \cdot 4 \cdot 3 + 400 \cdot 5 \cdot 3 = 9.6 \text{ кПа.}$$

2.3 Расчет теплообменных аппаратов

2.3.1 Ориентировочный расчет куба-испарителя

Для нахождения теплового расхода куба-испарителя необходимо составить тепловой баланс ректификационной колонны. Для этого необходимо знать теплоемкости исходной смеси и кубового остатка, а также удельную теплоту конденсации пара в дефлегматоре. Данные параметры можно рассчитать по пособию [4]

Теплоемкость бензола рассчитывается по следующей формуле:

$$c = 1.65 + 0.0032 \cdot t, \quad (50)$$

где c – теплоемкость, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

t - температура, °С.

Тогда теплоемкость бензола при температуре дистиллята, кубового остатка и исходной смеси:

$$c_D^{\text{с}} = 1.65 + 0.0032 \cdot t_D = 1.65 + 0.0032 \cdot 81.5 = 1.91 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_W^{\bar{o}} = 1.65 + 0.0032 \cdot t_W = 1.65 + 0.0032 \cdot 107.7 = 2.00 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_F^{\bar{o}} = 1.65 + 0.0032 \cdot t_F = 1.65 + 0.0032 \cdot 100.5 = 1.97 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

Для расчета теплоемкости толуола используют следующую зависимость:

$$c = 1.62 + 0.0035 \cdot t, \quad (51)$$

где c – теплоемкость, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

t – температура, °С.

$$c_D^m = 1.62 + 0.0035 \cdot t_D = 1.62 + 0.0035 \cdot 81.5 = 1.91 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_W^m = 1.62 + 0.0035 \cdot t_W = 1.62 + 0.0035 \cdot 107.7 = 2.00 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_F^m = 1.62 + 0.0035 \cdot t_F = 1.62 + 0.0035 \cdot 100.5 = 1.97 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

Теплоемкость смеси рассчитывают по формуле:

$$c = \overline{x_A} \cdot c_A + \overline{x_B} \cdot c_B, \quad (52)$$

где $\overline{x_A}$, $\overline{x_B}$ – массовые доли компонента А и В в смеси;

c_A , c_B – теплоемкости компонентов А и В.

Однако, так как теплоемкости бензола и толуола при одной температуре близки между собой, то:

$$c_D = 1.91 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_W = 2.00 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_F = 1.97 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

Удельная теплота конденсации бензола рассчитывается по следующей формуле:

$$r = 51.87 \cdot (289.1 - t)^{0.38}, \quad (53)$$

где r – удельная теплота конденсации, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$.

$$r_{\bar{o}} = 51.87 \cdot (289.1 - t_{yD})^{0.38} = 51.87 \cdot (289.1 - 83.2)^{0.38} = 392.7 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Для толуола удельная теплота конденсации:

$$r = 47.07 \cdot (318.7 - t)^{0.38}, \quad (54)$$

где r – удельная теплота конденсации, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$.

$$r_m = 47.07 \cdot (318.7 - t_{yD})^{0.38} = 47.07 \cdot (318.7 - 83.2)^{0.38} = 375 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Удельная теплота конденсации паров дистиллята рассчитывается по аддитивной формуле:

$$r_D = \overline{y_D} \cdot r_\theta + (1 - \overline{y_D}) \cdot r_m = 0.94 \cdot 392.7 + (1 - 0.94) \cdot 375 = 391.7 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}. \quad (55)$$

где $\overline{y_D} = \overline{x_D}$ - массовая доля легколетучего компонента в парах дистиллята.

Зная необходимые параметры, составим тепловой баланс колонны:

$$Q_{\text{Деф}} = \overline{G_D} \cdot (R + 1) \cdot r_D = 0.278 \cdot (4.05 + 1) \cdot 391.7 = 549.9 \text{ кВт}; \quad (56)$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{куб}} &= Q_{\text{Деф}} + \overline{G_D} \cdot c_D \cdot t_D + \overline{G_W} \cdot c_W \cdot t_W - \overline{G_F} \cdot c_F \cdot t_F = \\ &= 549.9 + 0.278 \cdot 1.91 \cdot 81.5 + 1.28 \cdot 2.00 \cdot 107.7 - 1.56 \cdot 1.97 \cdot 100.5 = 560 \text{ кВт}, \end{aligned} \quad (57)$$

где $Q_{\text{Деф}}$ - расход теплоты в дефлегматоре, кВт;

$\overline{G_D}, \overline{G_F}, \overline{G_W}$ - массовые расходы дистиллята, питания и кубового остатка, $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$;

c_D, c_F, c_W - теплоемкости дистиллята, питания и кубового остатка, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

$Q_{\text{куб}}$ - расход теплоты в кубе-испарителе, кВт.

Для дальнейших расчетов необходимо задаться давлением греющего пара. Примем его равным 1.89 ат, тогда $t_{\text{эн}} = 117.7^\circ \text{C}$. Рассчитаем полезную разницу температур:

$$\Delta t_{\text{пол}} = t_{\text{эн}} - t_W = 117.7 - 107.7 = 10^\circ \text{C}. \quad (58)$$

Задаемся ориентировочным значением коэффициента теплопередачи $K_{\text{куб}} = 800 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$. Тогда площадь поверхности теплообмена находится следующим образом:

$$F = \frac{Q_{\text{куб}}}{K_{\text{куб}} \cdot \Delta t_{\text{пол}}} = \frac{560 \cdot 10^3}{800 \cdot 10} = 70 \text{ м}^2, \quad (59)$$

где $Q_{\text{куб}}$ - расход теплоты в кубе-испарителе, Вт;

$K_{\text{куб}}$ - коэффициент теплопередачи куба-испарителя, $\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$.

Выбираем стандартный однопроходный кожухотрубчатый испаритель ИН с диаметром труб 25x2 мм, длиной труб 4 м, диаметром кожуха 600 мм. Поверхность теплообмена такого испарителя 81 м².

Найдем расход греющего пара:

$$\overline{G_{\text{эн}}} = \frac{Q_{\text{куб}}}{r_{\text{эн}}} = \frac{560 \cdot 10^3}{2213 \cdot 10^3} = 0.253 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

2.3.2 Ориентировочный расчет дефлегматора

Температура охлаждающей воды по заданию курсового проекта меняется от 10 до 25 °С. Температура конденсации пара $t_D = 83.2$ °С (найдена сплайновой интерполяцией в программе Mathcad по данным из [3]).

Теплоемкость воды можно найти из следующей формулы:

$$C_{H_2O}(t) = 4.215 - 1.379 \cdot 10^{-3} \cdot t + 1.339 \cdot 10^{-5} \cdot t^2, \quad (60)$$

где C_{H_2O} - теплоемкость, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

t – температура, °С.

Теплоемкость теплоносителей в уравнениях теплового баланса рассчитывается при температуре равной среднему арифметическому значению начальной и конечной температур.

$$\begin{aligned} C_{H_2O} &= 4.215 - 1.379 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{t_{H_2O}^H + t_{H_2O}^K}{2} + 1.339 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{t_{H_2O}^H + t_{H_2O}^K}{2} \right)^2 = \\ &= 4.215 - 1.379 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{10 + 25}{2} + 1.339 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{10 + 25}{2} \right)^2 = 4.195 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}. \end{aligned}$$

Таким образом, массовый расход воды:

$$\overline{G}_{H_2O} = \frac{Q_{\text{Деф}}}{C_{H_2O} \cdot (t_{H_2O}^K - t_{H_2O}^H)} = \frac{549.9}{4.195 \cdot (25 - 10)} = 8.74 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, \quad (61)$$

где $Q_{\text{Деф}}$ - расход теплоты в дефлегматоре (см. формулу 56), кВт.

Расчет средней разницы температур:

$$\Delta t_{\delta} = t_D - t_{H_2O}^H = 83.2 - 10 = 73.2 \text{ °С}; \quad (62)$$

$$\Delta t_{\text{м}} = t_D - t_{H_2O}^K = 83.2 - 25 = 58.2 \text{ °С}; \quad (63)$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \left(\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} \right)} = \frac{73.2 - 58.2}{\ln \left(\frac{73.2}{58.2} \right)} = 65.4 \text{ °С}. \quad (64)$$

Средняя температура воды:

$$t_{\text{ср}} = t_D - \Delta t_{\text{ср}} = 83.2 - 65.4 = 17.8 \text{ °С}. \quad (65)$$

Физические параметры воды при средней температуре:

$$\rho_{H_2O} = 1000 - 0.062 \cdot t_{\text{ср}} - 0.00355 \cdot t_{\text{ср}}^2 = 1000 - 0.062 \cdot 17.8 - 0.00355 \cdot 17.8^2 = 998 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}; \quad (66)$$

$$\mu_{H_2O} = 1.05 \cdot 10^{-3} \exp\left(\frac{2024}{t_{cp} + 273}\right) = 1.05 \cdot 10^{-3} \exp\left(\frac{2024}{17.8 + 273}\right) = 1.106 \text{ мПа} \cdot \text{с}. \quad (67)$$

Примем ориентировочное значение критерия Рейнольдса $Re_{op} = 20000$, тогда скорость воды в трубах при диаметре труб 25х2 мм:

$$w_{op} = \frac{Re_{op} \cdot \mu_{H_2O}}{d_{вн} \cdot \rho_{H_2O}} = \frac{20000 \cdot 1.106 \cdot 10^{-3}}{0.021 \cdot 998} = 1.06 \frac{\text{м}}{\text{с}}. \quad (68)$$

Проходное сечение трубного пространства, соответствующее полученной скорости:

$$S_{mp} = \frac{\overline{G_{H_2O}}}{w_{op} \cdot \rho_{H_2O}} = \frac{8.74}{1.06 \cdot 998} = 8.3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2. \quad (69)$$

Задаемся ориентировочным значением коэффициента теплопередачи $K_{op} = 600 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$. Рассчитаем ориентировочную площадь поверхности теплообмена:

$$F_{op} = \frac{Q_{деф}}{K_{op} \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{549.9 \cdot 10^3}{600 \cdot 65.4} = 14.01 \text{ м}^2. \quad (70)$$

По ориентировочным значениям проходного сечения и поверхности теплообмена выбираем двухходовый теплообменный аппарат с диаметром кожуха 325 мм, числом труб $n=56$, сечением трубного пространства $S_{тр}=0.01 \text{ м}^2$, числом рядов труб $k=8$, площадью теплообмена $F=17.5 \text{ м}^2$.

2.3.3 Ориентировочный расчет холодильника кубового остатка

Выберем противоточный режим движения теплоносителей в теплообменном аппарате. Температура кубового остатка $t_w=107.7 \text{ }^\circ\text{C}$, по заданию необходимо продукты охладить до $20 \text{ }^\circ\text{C}$. Температура охлаждающей воды меняется от 10 до $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

Рассчитаем среднюю разницу температур:

$$\Delta t_{\delta} = t_w - t_{H_2O}^{\kappa} = 107.7 - 25 = 82.7 \text{ }^\circ\text{C}; \quad (71)$$

$$\Delta t_{\mu} = t_w^{\kappa} - t_{H_2O}^{\mu} = 20 - 10 = 10 \text{ }^\circ\text{C}; \quad (72)$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\mu}}{\ln\left(\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mu}}\right)} = \frac{82.7 - 10}{\ln\left(\frac{82.7}{10}\right)} = 34.4 \text{ }^\circ\text{C}. \quad (73)$$

Температура воды меняется на меньшее число градусов, следовательно, ее среднюю температуру определяем как среднее арифметическое

$$t_{H_2O}^{cp} = \frac{t_{H_2O}^n + t_{H_2O}^k}{2} = \frac{10 + 25}{2} = 17.5 \text{ } ^\circ\text{C}. \quad (74)$$

Тогда средняя температура раствора:

$$t_p^{cp} = \Delta t_{cp} + t_{H_2O}^{cp} = 34.4 + 17.5 = 51.9 \text{ } ^\circ\text{C}. \quad (75)$$

Среднюю теплоемкость раствора найдем используя формулы (50-52):

$$c_{\bar{o}} = 1.65 + 0.0032 \cdot t_p^{cp} = 1.65 + 0.0032 \cdot 51.9 = 1.816 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_m = 1.62 + 0.0035 \cdot t_p^{cp} = 1.62 + 0.0035 \cdot 51.9 = 1.802 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_p^{cp} = \overline{x_w} \cdot c_{\bar{o}} + (1 - \overline{x_w}) \cdot c_m = 0.04 \cdot 1.816 + (1 - 0.04) \cdot 1.802 = 1.803 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$Q = \overline{G_w} \cdot c_p^{cp} \cdot (t_w - t_w^k) = 1.28 \cdot 1.803 \cdot (107.7 - 20) = 202.3 \text{ кВт},$$

где Q - количество передаваемого тепла, кВт;

$$c_p^{cp} - \text{теплоемкость раствора при средней температуре, } \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

Теплоемкость воды при средней температуре $t_{H_2O}^{cp} = 17.5 \text{ } ^\circ\text{C}$ $C_{H_2O} = 4.195 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$

Расход воды можно найти, подставив значение Q в формулу (61):

$$\overline{G_{H_2O}} = \frac{Q}{C_{H_2O} \cdot (t_{H_2O}^k - t_{H_2O}^n)} = \frac{202.3}{4.195 \cdot (25 - 10)} = 3.22 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Для водяного холодильника примем $K_{op} = 300 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$, тогда ориентировочная площадь поверхности теплообмена:

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{202.3 \cdot 10^3}{300 \cdot 34.4} = 19.6 \text{ м}^2.$$

Пользуясь формулами (13-14), вычислим плотность раствора при его средней температуре:

$$\rho_{\bar{o}} = \rho_0 - A_1 \cdot t_p^{cp} - A_2 \cdot t_p^{cp2} = 900 - 1.02 \cdot 51.9 - 0.000536 \cdot 51.9^2 = 845.62 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_m = \rho_0 - A_1 \cdot t_p^{cp} - A_2 \cdot t_p^{cp2} = 884 - 0.884 \cdot 51.9 - 0.00080 \cdot 51.9^2 = 835.97 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_p^{cp} = \left(\frac{\overline{x_w}}{\rho_{\bar{o}}} - \frac{1 - \overline{x_w}}{\rho_m} \right)^{-1} = \left(\frac{0.04}{845.62} - \frac{1 - 0.04}{835.97} \right)^{-1} = 836.35 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Примем скорость раствора $w_p = 0.8 \frac{\text{м}}{\text{с}}$, тогда проходное сечение для раствора находится как:

$$S_p = \frac{\overline{G_w}}{w_p \cdot \rho_p^{cp}} = \frac{1.28}{0.8 \cdot 836.35} = 1.91 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2. \quad (76)$$

По формуле (66) плотность воды:

$$\rho_{H_2O} = 1000 - 0.062 \cdot t_{cp} - 0.00355 \cdot t_{cp}^2 = 1000 - 0.062 \cdot 17.5 - 0.00355 \cdot 17.5^2 = 997.8 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Приняв скорость воды $w_{H_2O} = 0.8 \frac{\text{м}}{\text{с}}$, рассчитаем проходное сечение для воды, используя формулу (69):

$$S_{H_2O} = \frac{\overline{G_{H_2O}}}{w_{op} \cdot \rho_{H_2O}} = \frac{3.22}{0.8 \cdot 997.8} = 4.03 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

По найденным ориентировочным значениям площади поверхности теплообменника ($F_{op} = 19.6 \text{ м}^2$) и проходных сечений для раствора и воды ($S_p = 1.91 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$, $S_{H_2O} = 4.03 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$) выбираем теплообменник «труба в трубе» со следующими параметрами: диаметр теплообменной трубы 57х5 мм, диаметр кожуховой трубы 108х5 мм, площадь проходного сечения внутри теплообменной трубы $1.73 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$, площадь проходного сечения кольцевого пространства $4.99 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$, материал – сталь. При длине секции 6 м для достижения запаса поверхности 17 % необходимо сделать 21 секцию.

Воду направляем в кольцевое пространство, раствор – в теплообменную трубу.

Скорость воды определяем как:

$$w_{H_2O} = \frac{\overline{G_{H_2O}}}{S_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O}} = \frac{3.22}{4.99 \cdot 10^{-3} \cdot 997.8} = 0.646 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Скорость раствора рассчитываем аналогично:

$$w_p = \frac{\overline{G_w}}{S_p \cdot \rho_p^{cp}} = \frac{1.28}{1.73 \cdot 10^{-3} \cdot 836.35} = 0.885 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Полученные скорости не выходят за допустимые пределы.

Для оценки режимов течения воды и раствора необходимо определить динамические коэффициенты вязкости.

Динамический коэффициент вязкости раствора может быть найден по формулам (15) и (17):

$$\mu_o = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t_p^{cp} + 273}\right) = 0.00878 \cdot \exp\left(\frac{1257}{51.9 + 273}\right) = 0.421 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_m = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t_p^{cp} + 273}\right) = 0.0147 \cdot \exp\left(\frac{1076}{51.9 + 273}\right) = 0.403 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_p^{cp} = (\mu_0)^{x_w} \cdot (\mu_m)^{1-x_w} = (0.421 \cdot 10^{-3})^{0.0468} \cdot (0.403 \cdot 10^{-3})^{1-0.0468} = 0.404 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

Динамический коэффициент вязкости воды при ее средней температуре $t_{H_2O}^{cp} = 17.5^\circ\text{C}$ рассчитывается по формуле (67):

$$\mu_{H_2O} = 1.05 \cdot 10^{-3} \exp\left(\frac{2024}{t_{H_2O}^{cp} + 273}\right) = 1.05 \cdot 10^{-3} \exp\left(\frac{2024}{17.5 + 273}\right) = 1.114 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Критерий Рейнольдса для раствора в теплообменной трубе:

$$\text{Re}_p = \frac{\rho_p^{cp} \cdot w_p \cdot d_{\text{трубы}}}{\mu_p^{cp}} = \frac{836.35 \cdot 0.885 \cdot (57 - 2 \cdot 5) \cdot 10^{-3}}{0.404 \cdot 10^{-3}} = 86054,$$

где Re_p - критерий Рейнольдса для раствора;

$d_{\text{трубы}}$ - эквивалентный диаметр трубы, м.

Критерий Рейнольдса для воды в кольцевом пространстве:

$$\text{Re}_{H_2O} = \frac{\rho_{H_2O} \cdot w_{H_2O} \cdot d_{\text{кольца}}}{\mu_{H_2O}} = \frac{997.8 \cdot 0.646 \cdot (108 - 2 \cdot 5 - 57) \cdot 10^{-3}}{1.114 \cdot 10^{-3}} = 23712.$$

Рассчитанные значения критериев Рейнольдса для раствора и для воды больше 10000, следовательно, режим течения теплоносителей в выбранном теплообменнике – турбулентный.

2.3.4 Ориентировочный расчет холодильника дистиллята

Выберем противоточный режим движения теплоносителей в теплообменном аппарате. Температура кубового остатка $t_D = 81.5^\circ\text{C}$, по заданию необходимо продукты охладить до 20°C . Температура охлаждающей воды меняется от 10 до 25°C . Расчет проводим аналогично расчету холодильника кубового остатка.

Рассчитаем среднюю разницу температур:

$$\Delta t_0 = t_D - t_{H_2O}^K = 81.5 - 25 = 56.5^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_m = t_D^K - t_{H_2O}^H = 20 - 10 = 10^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\bar{\theta}} - \Delta t_m}{\ln\left(\frac{\Delta t_{\bar{\theta}}}{\Delta t_m}\right)} = \frac{56.5 - 10}{\ln\left(\frac{56.5}{10}\right)} = 26.9^\circ\text{C}.$$

Температура воды меняется на меньшее число градусов, следовательно, ее среднюю температуру определяем как среднее арифметическое

$$t_{H_2O}^{cp} = \frac{t_{H_2O}^H + t_{H_2O}^K}{2} = \frac{10 + 25}{2} = 17.5^\circ\text{C}.$$

Тогда средняя температура раствора:

$$t_p^{cp} = \Delta t_{cp} + t_{H_2O}^{cp} = 26.9 + 17.5 = 44.4^\circ\text{C}.$$

Среднюю теплоемкость раствора найдем, используя формулы (50-52):

$$c_{\bar{\theta}} = 1.65 + 0.0032 \cdot t_p^{cp} = 1.65 + 0.0032 \cdot 44.4 = 1.792 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{K}};$$

$$c_m = 1.62 + 0.0035 \cdot t_p^{cp} = 1.62 + 0.0035 \cdot 44 = 1.775 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{K}};$$

$$c_p^{cp} = \bar{x}_D \cdot c_{\bar{\theta}} + (1 - \bar{x}_D) \cdot c_m = 0.94 \cdot 1.792 + (1 - 0.94) \cdot 1.775 = 1.791 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{K}}.$$

$$Q = \bar{G}_W \cdot c_p^{cp} \cdot (t_W - t_W^K) = 0.278 \cdot 1.791 \cdot (81.5 - 20) = 30.62 \text{ кВт},$$

где Q - количество передаваемого тепла, кВт;

$$c_p^{cp} - \text{теплоемкость раствора при средней температуре, } \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{K}}.$$

Теплоемкость воды при средней температуре $t_{H_2O}^{cp} = 17.5^\circ\text{C}$ $C_{H_2O} = 4.195 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{K}}.$

Расход воды можно найти, подставив значение Q в формулу (61):

$$\bar{G}_{H_2O} = \frac{Q}{C_{H_2O} \cdot (t_{H_2O}^K - t_{H_2O}^H)} = \frac{30.62}{4.195 \cdot (25 - 10)} = 0.487 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Для водяного холодильника примем $K_{op} = 300 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{K}}$, тогда ориентировочная площадь поверхности теплообмена:

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{30.62 \cdot 10^3}{300 \cdot 26.9} = 3.79 \text{ м}^2.$$

Пользуясь формулами (13-14), вычислим плотность раствора при его средней температуре:

$$\rho_{\bar{\theta}} = \rho_0 - A_1 \cdot t_p^{cp} - A_2 \cdot t_p^{cp2} = 900 - 1.02 \cdot 44.4 - 0.000536 \cdot 44.4^2 = 853.66 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_m = \rho_0 - A_1 \cdot t_p^{cp} - A_2 \cdot t_p^{cp2} = 884 - 0.884 \cdot 44.4 - 0.00080 \cdot 44.4^2 = 843.17 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_p^{cp} = \left(\frac{\bar{x}_W}{\rho_{\bar{\theta}}} - \frac{1 - \bar{x}_W}{\rho_m} \right)^{-1} = \left(\frac{0.94}{853.66} - \frac{1 - 0.94}{843.17} \right)^{-1} = 853.02 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Примем скорость раствора $w_p = 0.8 \frac{M}{c}$, тогда проходное сечение для раствора находится как:

$$S_p = \frac{\overline{G_D}}{w_p \cdot \rho_p^{cp}} = \frac{0.278}{0.8 \cdot 853.02} = 0.407 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

По формуле (66) плотность воды получилась $\rho_{H_2O} = 997.8 \frac{K\Gamma}{M^3}$. Приняв скорость воды $w_{H_2O} = 0.8 \frac{M}{c}$, рассчитаем проходное сечение для воды, используя формулу (69):

$$S_{H_2O} = \frac{\overline{G_{H_2O}}}{w_{op} \cdot \rho_{H_2O}} = \frac{0.487}{0.8 \cdot 997.8} = 0.610 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

По найденным ориентировочным значениям площади поверхности теплообменника ($F_{op} = 3.79 \text{ м}^2$) и проходных сечений для раствора и воды ($S_p = 0.407 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$, $S_{H_2O} = 0.610 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$) выбираем теплообменник «труба в трубе» со следующими параметрами: диаметр теплообменной трубы 25x3 мм, диаметр кожуховой трубы 57x4 мм, площадь проходного сечения внутри теплообменной трубы $0.283 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$, площадь проходного сечения кольцевого пространства $1.39 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$, материал – сталь. Для достижения запаса поверхности 20 % необходимо использовать 20 секций при длине секции 3 м.

Раствор направляем в кольцевое пространство, воду – в теплообменную трубу.

Скорость воды определяем как:

$$w_{H_2O} = \frac{\overline{G_{H_2O}}}{S_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O}} = \frac{0.487}{0.283 \cdot 10^{-3} \cdot 997.8} = 1.72 \frac{M}{c}.$$

Скорость раствора рассчитываем аналогично:

$$w_p = \frac{\overline{G_D}}{S_p \cdot \rho_p^{cp}} = \frac{0.278}{1.39 \cdot 10^{-3} \cdot 853.02} = 0.234 \frac{M}{c}.$$

Полученные скорости не выходят за допустимые пределы.

Для оценки режимов течения воды и раствора необходимо определить динамические коэффициенты вязкости.

Динамический коэффициент вязкости раствора может быть найден по формулам (15) и (17):

$$\mu_o = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t_p^{cp} + 273}\right) = 0.00878 \cdot \exp\left(\frac{1257}{44.4 + 273}\right) = 0.461 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_m = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t_p^{cp} + 273}\right) = 0.0147 \cdot \exp\left(\frac{1076}{44.4 + 273}\right) = 0.436 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_p^{cp} = (\mu_\phi)^{x_D} \cdot (\mu_m)^{1-x_D} = (0.461 \cdot 10^{-3})^{0.949} \cdot (0.436 \cdot 10^{-3})^{1-0.949} = 0.459 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

Динамический коэффициент вязкости воды $\mu_{H_2O} = 1.114 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ при ее средней температуре $t_{H_2O}^{cp} = 17.5^\circ \text{C}$.

Критерий Рейнольдса для раствора в кольцевом пространстве:

$$\text{Re}_p = \frac{\rho_p^{cp} \cdot w_p \cdot d_\phi^{\text{кольца}}}{\mu_p^{cp}} = \frac{853.02 \cdot 0.234 \cdot (57 - 2 \cdot 4 - 25) \cdot 10^{-3}}{0.459 \cdot 10^{-3}} = 10457,$$

где Re_p - критерий Рейнольдса для раствора;

$d_\phi^{\text{кольца}}$ - эквивалентный диаметр кольца, м.

Критерий Рейнольдса для воды в теплообменной трубе:

$$\text{Re}_{H_2O} = \frac{\rho_{H_2O} \cdot w_{H_2O} \cdot d_\phi^{\text{трубы}}}{\mu_{H_2O}} = \frac{997.8 \cdot 1.72 \cdot (25 - 2 \cdot 3) \cdot 10^{-3}}{1.114 \cdot 10^{-3}} = 29327.$$

Рассчитанные значения критериев Рейнольдса для раствора и для воды больше 10000, следовательно, режим течения теплоносителей в выбранном теплообменнике – турбулентный.

2.3.5 Ориентировочный расчет подогревателя сырья

Температура исходной смеси $t_F^0 = 35^\circ \text{C}$, температура жидкости после подогревателя $t_F = 100.5^\circ \text{C}$. Раствор нагревается греющим паром давлением 1.89 ат и температурой $t_{en} = 117.7^\circ \text{C}$.

Расчет средней разницы температур:

$$\Delta t_\phi = t_{en} - t_F^0 = 117.7 - 35 = 82.7^\circ \text{C};$$

$$\Delta t_m = t_{en} - t_F = 117.7 - 100.5 = 17.2^\circ \text{C};$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_\phi - \Delta t_m}{\ln\left(\frac{\Delta t_\phi}{\Delta t_m}\right)} = \frac{82.7 - 17.2}{\ln\left(\frac{82.7}{17.2}\right)} = 41.7^\circ \text{C}.$$

Средняя температура раствора:

$$t_p^{cp} = t_{en} - \Delta t_{cp} = 117.7 - 41.7 = 76.0^\circ \text{C}.$$

По формулам (13-15, 17, 50-52) рассчитаем теплофизические параметры раствора при его средней температуре:

$$\rho_{\bar{o}} = \rho_0 - A_1 \cdot t_p^{cp} - A_2 \cdot t_p^{cp2} = 900 - 1.02 \cdot 76.0 - 0.000536 \cdot 76.0^2 = 819.38 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_m = \rho_0 - A_1 \cdot t_p^{cp} - A_2 \cdot t_p^{cp2} = 884 - 0.884 \cdot 76.0 - 0.00080 \cdot 76.0^2 = 812.20 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\rho_p^{cp} = \left(\frac{\bar{x}_F}{\rho_{\bar{o}}} - \frac{1 - \bar{x}_F}{\rho_m} \right)^{-1} = \left(\frac{0.2}{819.38} - \frac{1 - 0.2}{812.20} \right)^{-1} = 813.62 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

$$\mu_{\bar{o}} = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t_p^{cp} + 273}\right) = 0.00878 \cdot \exp\left(\frac{1257}{76.0 + 273}\right) = 0.322 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_m = \mu_0 \cdot \exp\left(\frac{A_1}{t_p^{cp} + 273}\right) = 0.0147 \cdot \exp\left(\frac{1076}{76.0 + 273}\right) = 0.321 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$\mu_p^{cp} = (\mu_{\bar{o}})^{x_F} \cdot (\mu_m)^{1-x_F} = (0.322 \cdot 10^{-3})^{0.228} \cdot (0.321 \cdot 10^{-3})^{1-0.228} = 0.321 \text{ мПа} \cdot \text{с};$$

$$c_{\bar{o}} = 1.65 + 0.0032 \cdot t_p^{cp} = 1.65 + 0.0032 \cdot 76.0 = 1.893 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_m = 1.62 + 0.0035 \cdot t_p^{cp} = 1.62 + 0.0035 \cdot 76.0 = 1.886 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$c_p^{cp} = \bar{x}_F \cdot c_{\bar{o}} + (1 - \bar{x}_F) \cdot c_m = 0.2 \cdot 1.893 + (1 - 0.2) \cdot 1.886 = 1.887 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

Рассчитаем расход теплоты:

$$Q = \bar{G}_F \cdot c_p^{cp} \cdot (t_F - t_F^0) = 1.57 \cdot 1.887 \cdot (100.5 - 35) = 194.1 \text{ кВт},$$

где \bar{G}_F - расход исходной смеси, кг/с;

c_p^{cp} - теплоемкость раствора при средней температуре, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$.

Зададимся коэффициентов теплопередачи $K_{op} = 350 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$, тогда ориентировочную площадь поверхности теплообмена можно рассчитать как:

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{194.1 \cdot 10^3}{350 \cdot 41.7} = 13.3 \text{ м}^2.$$

Выберем кожухотрубчатый теплообменник с диаметром труб 25x2 мм, примем ориентировочное значение критерия $Re_{op} = 10000$, тогда скорость раствора в трубах:

$$w_{op} = \frac{Re_{op} \cdot \mu_p^{cp}}{d_{вн} \cdot \rho_p^{cp}} = \frac{10000 \cdot 0.321 \cdot 10^{-3}}{0.021 \cdot 813.62} = 0.188 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Проходное сечение трубного пространства, соответствующее полученной скорости:

$$S_{mp} = \frac{\bar{G}_F}{w_{op} \cdot \rho_p^{cp}} = \frac{1.57}{0.188 \cdot 813.62} = 10.3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Таким параметрам $F_{op} = 13.3 \text{ м}^2$ и $S_{mp} = 10.3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$ удовлетворяет двухходовый кожухотрубчатый теплообменник с диаметром труб 25x2 мм, количеством труб 56 шт,

диаметром кожуха 325 мм, площадью теплообменной поверхности $F = 17.5 \text{ м}^2$ при длине труб 4 м, площадью трубного пространства $S_{mp} = 10^{-2} \text{ м}^2$.

Проверим критерий Рейнольдса для раствора в трубном пространстве в выбранном теплообменнике:

$$\text{Re}_p = \frac{\overline{G_F} \cdot d_{\text{вн}}}{\mu_p^{cp} \cdot S_{mp}} = \frac{1.57 \cdot (25 - 2 \cdot 2) \cdot 10^{-3}}{0.321 \cdot 10^{-3} \cdot 10^{-2}} = 10269.$$

Полученный критерий Рейнольдса отвечает турбулентному режиму течения жидкости, что соответствует заданию.

Найдем расход греющего пара:

$$\overline{G_{en}} = \frac{Q}{r_{en}} = \frac{194.1 \cdot 10^3}{2213 \cdot 10^3} = 0.088 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

2.3.6 Подробный расчет подогревателя сырья

Для выбранного теплообменного аппарата критерий Рейнольдса в трубном пространстве $\text{Re}=10269$. Критерий Прандтля рассчитывается следующим образом:

$$\text{Pr} = \frac{c \cdot \mu}{\lambda}, \quad (77)$$

где c - теплоемкость жидкости в трубном пространстве, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

μ - вязкость жидкости в трубном пространстве, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

λ - коэффициент теплопроводности жидкости в трубном пространстве, $\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$.

Коэффициенты теплопроводности бензола и толуола при средней температуре раствора в теплообменнике [4, с. 6]:

$$\lambda_o = 0.151 - 2.57 \cdot 10^{-4} \cdot t_p^{cp} = 0.151 - 2.57 \cdot 10^{-4} \cdot 76.0 = 0.131 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}; \quad (78)$$

$$\lambda_m = 0.141 - 2.35 \cdot 10^{-4} \cdot t_p^{cp} = 0.141 - 2.35 \cdot 10^{-4} \cdot 76.0 = 0.123 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}. \quad (79)$$

Коэффициент теплопроводности раствора:

$$\lambda_p = \overline{x_F} \cdot \lambda_o + (1 - \overline{x_F}) \cdot \lambda_m = 0.2 \cdot 0.131 + (1 - 0.2) \cdot 0.123 = 0.125 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}. \quad (80)$$

Отсюда коэффициент Прандтля в трубном пространстве:

$$\text{Pr} = \frac{c \cdot \mu}{\lambda} = \frac{1.887 \cdot 10^3 \cdot 0.321 \cdot 10^{-3}}{0.125} = 4.86.$$

Формула для расчета коэффициента теплоотдачи конденсирующегося водяного пара на пучке горизонтальных труб имеет вид:

$$\alpha_1 = 1.28 \cdot \varepsilon \cdot \frac{A_t}{\left[d_{нар} \cdot (t_{эн} - t_{cm1}) \right]^{0.25}} = \quad (81)$$

$$= 1.28 \cdot 0.7 \cdot \frac{7208}{\left[0.025 \cdot (117.7 - t_{cm1}) \right]^{0.25}} = \frac{16241}{(117.7 - t_{cm1})^{0.25}},$$

где $\varepsilon = 0.7$ - усредненный для всего пучка коэффициент, зависящий от числа труб по вертикали и их расположения для горизонтальных теплообменников (в нашем случае число рядов труб – 8, расположение шахматное);

$A_t = 7208$ – коэффициент, зависящий от температуры конденсации водяного пара.

Формула для расчета коэффициента теплоотдачи от труб к раствору при $Re > 10000$ имеет вид:

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_{вн}} = \frac{\lambda}{d_{вн}} \cdot 0.021 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0.25} = \quad (82)$$

$$= \frac{0.125}{0.021} \cdot 0.021 \cdot 10269^{0.8} \cdot 4.86^{0.43} \cdot \left(\frac{4.86}{Pr_{cm}} \right)^{0.25} = 398.7 \cdot \left(\frac{4.86}{Pr_{cm}} \right)^{0.25}.$$

Выберем начальные приближения температур стенок:

$$t_{cm1} = 116^\circ C, t_{cm2} = 102^\circ C.$$

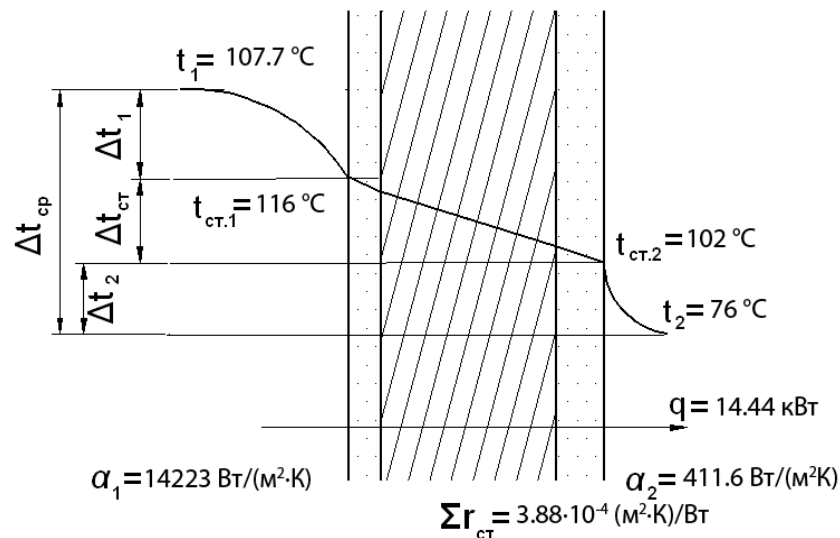


Рисунок 7 – Схема процесса теплопередачи

Для этих температур коэффициенты теплоотдачи равны:

$$\alpha_1 = \frac{16241}{(117.7 - t_{cm1})^{0.25}} = \frac{16241}{(117.7 - 116)^{0.25}} = 14223 \frac{Вт}{м^2 \cdot К};$$

$$Pr_{cm} = \frac{c(t_{cm1}) \cdot \mu(t_{cm1})}{\lambda(t_{cm1})} = \frac{1.98 \cdot 10^3 \cdot 0.257 \cdot 10^{-3}}{0.119} = 4.28;$$

$$\alpha_2 = 398.7 \cdot \left(\frac{4.86}{Pr_{cm}} \right)^{0.25} = 398.7 \cdot \left(\frac{4.86}{4.28} \right)^{0.25} = 411.6 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}.$$

По данным из [2] можно принять значения тепловой проводимости загрязнений труб со стороны пара и воды:

$$r_1^{-1} = 5800 \frac{Bm}{m^2 \cdot K}, r_2^{-1} = 5800 \frac{Bm}{m^2 \cdot K}.$$

Суммарное термическое сопротивление труб равно:

$$r_{cm} = r_1 + r_2 + \frac{\delta}{\lambda_{cm}} = \frac{1}{5800} + \frac{1}{5800} + \frac{0.002}{46.5} = 3.88 \cdot 10^{-4} \frac{m^2 \cdot K}{Bm}.$$

Коэффициент теплопередачи равен:

$$K = \left(\frac{1}{\alpha_1} + r_{cm} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{14223} + 3.88 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{411.6} \right)^{-1} = 346.2 \frac{Bm}{m^2 \cdot K}.$$

Определим тепловые потоки:

$$q_1 = \alpha_1 \cdot (t_{en} - t_{cm1}) = 14223 \cdot (117.7 - 116) = 24.18 \text{ кВт};$$

$$q_2 = \alpha_2 \cdot (t_{cm2} - t_p^{cp}) = 411.6 \cdot (102 - 76) = 10.70 \text{ кВт};$$

$$q = K \cdot \Delta t_{cp} = 346.2 \cdot 41.7 = 14.44 \text{ кВт}.$$

Очевидно, что значения тепловых потоков расходятся более чем на 5%. Находим новые приближения температур стенок:

$$t_{cm1} = t_{en} - \frac{q}{\alpha_1} = 117.7 - \frac{14.44 \cdot 10^3}{14223} = 116.7 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$t_{cm2} = t_p^{cp} + \frac{q}{\alpha_2} = 117.7 - \frac{14.44 \cdot 10^3}{411.6} = 111.1 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

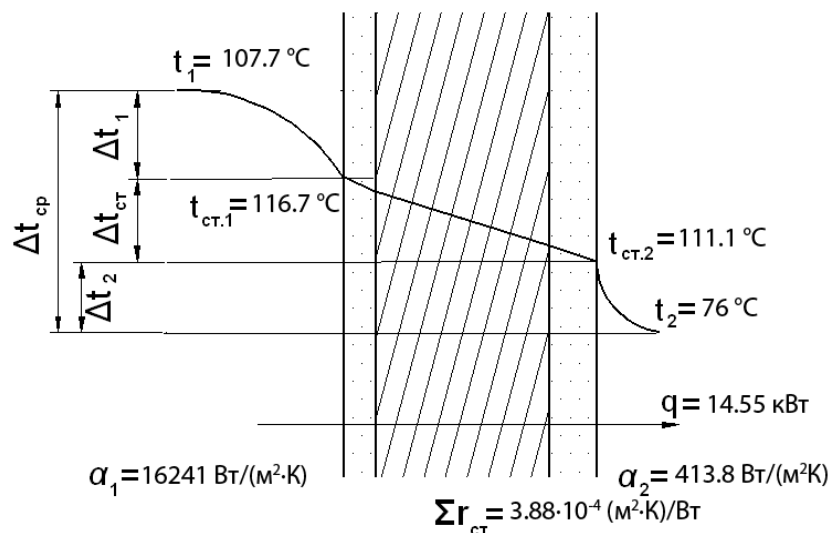


Рисунок 8 – Схема процесса теплопередачи

Повторяем вычисления для новых температур стенок:

$$\alpha_1 = \frac{16241}{(117.7 - t_{cm1})^{0.25}} = \frac{16241}{(117.7 - 116.7)^{0.25}} = 16241 \frac{Bm}{m^2 \cdot K};$$

$$Pr_{cm} = \frac{c(t_{cm1}) \cdot \mu(t_{cm1})}{\lambda(t_{cm1})} = \frac{2.01 \cdot 10^3 \cdot 0.240 \cdot 10^{-3}}{0.116} = 4.16;$$

$$\alpha_2 = 398.7 \cdot \left(\frac{4.86}{Pr_{cm}} \right)^{0.25} = 398.7 \cdot \left(\frac{4.86}{4.16} \right)^{0.25} = 413.8 \frac{Bm}{m^2 \cdot K}.$$

Коэффициент теплопередачи равен:

$$K = \left(\frac{1}{\alpha_1} + r_{cm} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{16241} + 3.88 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{413.8} \right)^{-1} = 348.9 \frac{Bm}{m^2 \cdot K}.$$

Определим тепловые потоки:

$$q_1 = \alpha_1 \cdot (t_{zn} - t_{cm1}) = 16241 \cdot (117.7 - 116.7) = 16.24 \text{ кВт};$$

$$q_2 = \alpha_2 \cdot (t_{cm2} - t_p^{cp}) = 413.8 \cdot (111.1 - 76) = 14.52 \text{ кВт};$$

$$q = K \cdot \Delta t_{cp} = 348.9 \cdot 41.7 = 14.55 \text{ кВт}.$$

Значения тепловых потоков расходятся более чем на 5%. Находим новые приближения температур стенок:

$$t_{cm1} = t_{zn} - \frac{q}{\alpha_1} = 117.7 - \frac{14.55 \cdot 10^3}{16241} = 116.8 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$t_{cm2} = t_p^{cp} + \frac{q}{\alpha_2} = 117.7 - \frac{14.55 \cdot 10^3}{413.8} = 111.2 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

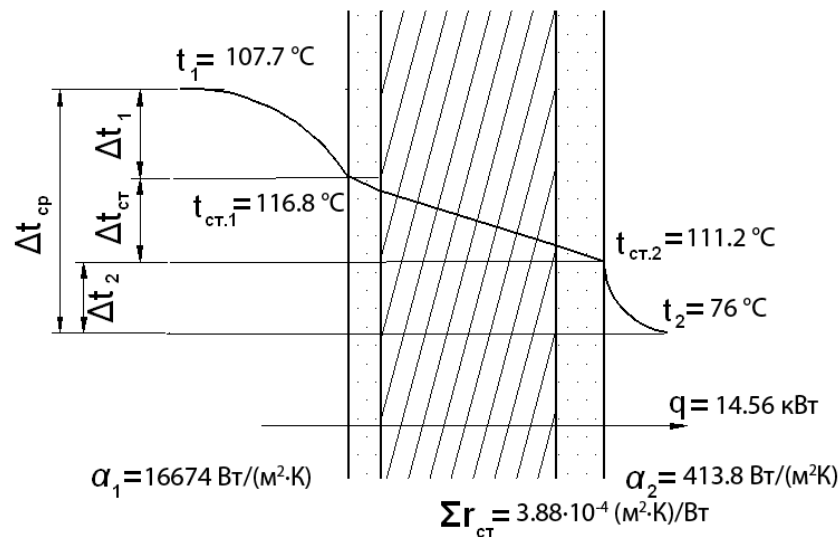


Рисунок 9 – Схема процесса теплопередачи

Повторяем вычисления для новых температур стенок:

$$\alpha_1 = \frac{16241}{(117.7 - t_{cm1})^{0.25}} = \frac{16241}{(117.7 - 116.8)^{0.25}} = 16674 \frac{Bm}{m^2 \cdot K};$$

$$Pr_{cm} = \frac{c(t_{cm1}) \cdot \mu(t_{cm1})}{\lambda(t_{cm1})} = \frac{2.01 \cdot 10^3 \cdot 0.240 \cdot 10^{-3}}{0.116} = 4.16;$$

$$\alpha_2 = 398.7 \cdot \left(\frac{4.86}{Pr_{cm}} \right)^{0.25} = 398.7 \cdot \left(\frac{4.86}{4.16} \right)^{0.25} = 413.8 \frac{Bm}{m^2 \cdot K}.$$

Коэффициент теплопередачи равен:

$$K = \left(\frac{1}{\alpha_1} + r_{cm} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{16674} + 3.88 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{413.8} \right)^{-1} = 349.1 \frac{Bm}{m^2 \cdot K}.$$

Определим тепловые потоки:

$$q_1 = \alpha_1 \cdot (t_{zn} - t_{cm1}) = 16674 \cdot (117.7 - 116.8) = 15.01 \text{ кВт};$$

$$q_2 = \alpha_2 \cdot (t_{cm2} - t_p^{cp}) = 413.8 \cdot (111.2 - 76) = 14.57 \text{ кВт};$$

$$q = K \cdot \Delta t_{cp} = 349.1 \cdot 41.7 = 14.56 \text{ кВт}.$$

Расхождение тепловых потоков:

$$\frac{\max(q, q_1, q_2) - \min(q, q_1, q_2)}{q} \cdot 100\% = \frac{15.01 - 14.56}{14.56} \cdot 100\% = 3.1\%.$$

Расхождение тепловых потоков меньше 5%. Расчет коэффициента теплопередачи закончен. Определяем поверхность теплообмена:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{194.1 \cdot 10^3}{349.1 \cdot 41.7} = 13.3 \text{ м}^2.$$

Выбранный при ориентировочном расчете теплообменник подходит. Его площадь поверхности $F = 17.5 \text{ м}^2$, тогда запас поверхности составит:

$$\frac{17.5 - 13.3}{17.5} = 24 \text{ } \%.$$

Выводы по проекту

В курсовом проекте был представлен расчет ректификационной колонны и пяти теплообменников.

Основные технические решения, принятые в проекте:

1. Ректификационная насадочная колонна:

Насадка – керамические кольца Рашига 50 мм;

Диаметр нижней части – 1.2 м;

Диаметр верхней части – 1 м;

Общая высота колонны – 34.4 м;

Количество секций насадки – 5 в верхней, 4 в нижней частях колонны;

Высота секции насадки – 3 м;

Общее гидравлическое сопротивление колонны – 9.6 кПа.

2. Куб-испаритель:

Кожухотрубчатый испаритель;

Диаметр кожуха – 600 мм;

Диаметр труб – 25х2 мм;

Длина труб – 4 м;

Поверхность теплообмена – 81 м².

3. Дефлегматор:

Двухходовой кожухотрубчатый теплообменник;

Диаметр кожуха – 325 мм;

Диаметр труб – 25х2 мм;

Длина труб – 4 м;

Поверхность теплообмена – 17.5 м².

4. Холодильник кубового остатка:

Теплообменник «труба в трубе»;

Диаметр кожуховой трубы – 108х5 мм;

Диаметр теплообменной трубы – 57х5 мм;

Длина секции – 6 м;

Количество секций – 21;

Поверхность теплообмена – 22.9 м².

5. Холодильник дистиллята:

Теплообменник «труба в трубе»;

Диаметр кожуховой трубы – 57х4 мм;

Диаметр теплообменной трубы – 25х3 мм;

Длина секции – 3 м;

Количество секций – 20;

Поверхность теплообмена – 4.56 м².

6. Подогреватель сырья:

Двухходовой кожухотрубчатый теплообменник;

Диаметр кожуха – 325 мм;

Диаметр труб – 25х2 мм;

Длина труб – 4 м;

Поверхность теплообмена – 17.5 м².

В подогреватель и испаритель подается греющий пар под давлением (абс.) $p_{гр.п} = 1.89$ ат. Общий расход греющего пара на всю установку $\overline{G_{гп}} = 0.341$ кг/с. В дефлегматор, холодильники дистиллята и кубового остатка поступает охлаждающая вода при температуре 10°C. Допускается ее нагревание до 25 °C

Общий расход охлаждающей воды на всю установку $\overline{G_{H_2O}} = 12.45$ кг/с.

Список использованных источников

1. Основные процессы и аппараты химической технологии. пособие по проектированию /Г.С. Борисов и др.; под ред. Ю.И. Дытнерского. - 4-е изд., стер.. - Москва : Альянс, 2008. - 493 с.
2. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : Учебное пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. - 11-е изд., стер., Перепеч. с изд. 1987 г. - М. : РусМедиаКонсалт, 2004. - 575 с.
3. Волжинский, А.И. Ректификация: Справочные данные по равновесию пар - жидкость: Методические указания к курсовому проектированию/А.И. Волжинский, В. А. Константинов ; - СПб. : СПбГТИ(ТУ), 2003. - 22 с.
4. Свойства жидкостей и газов: Методические указания к курсовому проектированию / Е. И. Борисова и др. - СПб. : СПбГТИ(ТУ), 2001. - 23 с.
5. Волжинский, А.И. Ректификационные насадочные колонны (Часть 1) : Учебное пособие / А. И. Волжинский, В. А. Константинов. - СПб. : СПбГТИ(ТУ), 2003. - 30 с.
6. Новый справочник химика и технолога: Процессы и аппараты химических технологий: Ч. 1 / Г. М. Островский, и др.; под ред. Г. М. Островского. - СПб. : Профessional, 2004. - 841 с.