МИНИСТЕРСТВО ПРОСВЕЩЕНИЯ И НАУКИ УКРАИНЫ

НАЦИОНАЛЬНЫЙ ФАРМАЦЕВТИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ

**КУРСОВАЯ РАБОТА**

**по ПАХТ**

Студентки 4 курса

группы ТФП

заочного отделения НФаУ

факультета промышленной фармации

Кайда Юлия Владимировна

Харьков 2008

## Исходные данные

Разделяемая смесь: толуол - хлорбензол.

М (С6Н5СН3) = 12∙6 +5 + 12 +3 = 92 г/моль (легколетучий);

М (С6Н5Cl) = 12∙6 + 5 + 35∙5 = 112,5 г/моль (труднолетучий).

Производительность: 5500 т/ч.



Давление греющего пара в кубе 3 ат.

Давление в колоне 400 мм рт. ст.

Тип колонны: колпачковая.

= 30°С.



## 1. Цель и задачи расчёта

Целью расчёта ректификационной установки непрерывного действия является определение основных размеров оборудования, входящего в технологическую схему установки, размеров внутренних устройств ректификационного аппарата, мат. потоков и затрат тепла. При этом следует помнить, что ректификация представляет собой процесс разделения жидких смесей на компоненты, при котором происходит переход вещества из жидкой фазы в паровую и наоборот. В большинстве случаев ректификация осуществляется в противоточных колоннах с контактными элементами.

Принципиальная схема ректификационной установки представлена на рисунке 1. Исходная смесь из промежуточной ёмкости 1 центробежным насосом 2 подаётся в теплообменник 3, где подогревается до температуры кипения. Нагретая смесь поступает на разделение в ректификационную колону 5 на тарелку питания, где состав жидкости равен составу исходной смеси *Хƒ*.

Стекая вниз по колонне, жидкость взаимодействует с поднимающимся вверх паром, который образуется при кипении кубовой жидкости в кипятильнике 4. Начальный состав пара примерно равен составу кубового остатка *Хw*, т.е. обеднён легколетучим компонентом. Для более полного обогащения верхнюю часть колонны орошают в соответствии с заданным флегмовым числом жидкости (флегмиат) состава *Хр*, которая получается в дефлегматоре 6 путём конденсации пара, выходящего из колонны. Часть конденсата выходит из дефлегматора в виде готового продукта разделения - дистиллятора, который охлаждается в теплообменнике 7 и направляется в промежуточную ёмкость 8. Из кубовой части колонны насосом 11 непрерывно выводится кубовая жидкость - продукт, обогащённый труднолетучим компонентом, который охлаждается в теплообменнике 9 и направляется в ёмкость 10.

Таким образом, в ректификационной колонне происходит непрерывный неравновесный процесс разделения исходной бинарной смеси на дистиллят с высоким содержанием легколетучего компонента и кубовый остаток, обогащённый труднолетучим компонентом.

При выполнении курсового проекта необходимо провести:

материальный, гидравлический, тепловой расчёты ректификационной колонны;

материальный и тепловой расчёты дефлегматора, подогревателя исходной смеси и холодильников для охлаждения готовых продуктов разделения;

выбор питающего насоса по расходуемой энергии конденсатоотводчика;

определить размеры ёмкостей для исходной смеси дистиллята и кубовой жидкости.

## 2. Исходные данные к расчёту

Исходная смесь подаётся в колонну на питающую тарелку при температуре кипения на ней.



Рис.1. Принципиальная схема ректификационной установки непрерывного действия:

1 - ёмкость для исходной смеси;

2, 11 - насосы;

3 - теплообменник-подогреватель;

4 - кипятильник;

5 - ректификационная колонна;

6 - дефлегматор;

7 - холодильник дистиллята;

8 - ёмкость для сбора дистиллята;

9 - холодильник кубовой жидкости;

10 - ёмкость для кубовой жидкости.

## 3. Расчёт ректификационной колонны

Расчёт ректификационной колонны сводится к определению основных геометрических размеров - диаметра и высоты. Обе эти величины определяются нагрузкой по пару и жидкости, типом контактного устройства, физическими свойствами взаимодействующих фаз.

## 3.1 Расчёт материальных потоков

Материальные расчёты процесса ректификации в основном выполняются в мольных количествах. Если заданы концентрации летучего компонента в массовых долях или процентах, перевод в мольные доли или проценты осуществляется по зависимостям:



Расчёт средних молекулярных масс дистиллята, исходной смеси и кубового остатка производится по формулам:



или ,



где

*Мср* - средняя молекулярная масса потока, кг/моль;

*Х -* мольная концентрация компонента, моль. доли;

- массовая концентрация компонента, масс. доли.



Для расчёта материальных потоков составляем уравнения материального баланса для всего количества смеси (3.1) и летучего компонента (3.7):



где - массовый расход дистиллята, исходной смеси, кубового остатка, кг/с.



|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| наименование жидкости | средн. молекулярная масса, кг/моль | состав,  моль. масс | | расход, кг/с |
| дистиллят | 93,7 | 0,917 | 0,9 | 0,617 |
| исх. жидкость | 103,7 | 0,428 | 0,38 | 1,527 |
| кубовый остаток | 111,75 | 0,0366 | 0,03 | 0,91 |

Полученные расходы, концентрации, давления и температуры наносят на технологическую схему.

## 3.2 Определение флегмогового числа

Пользуясь справочной литературой, выписывают таблицу равновесных составов жидкости и пара. Строят диаграммы *t* - *x*,*y*, и *y*-*x*. При отсутствии экспериментальных данных о фазовом равновесии идеальной смеси строят равновесную линию, исходя из давления насыщенных паров компонентов исходной смеси в интервале между температурами кипения легколетучего и труднолетучего компонентов.

*ХЛ.К.* и *YЛ.К.* рассчитываются по формулам:



Последовательно получаем:



|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| t | РЛ.К. | РТ.К. | Робщ | ХЛ.К. | YЛ.К. |
| 91 | 400 | 160 | 400 | 1 | 1 |
| 93 | 440 | 180 | 400 | 0,846 | 0,930 |
| 95 | 490 | 200 | 400 | 0,689 | 0,844 |
| 98 | 520 | 250 | 400 | 0,555 | 0,721 |
| 100 | 580 | 290 | 400 | 0,379 | 0,549 |
| 103 | 630 | 320 | 400 | 0,258 | 0,406 |
| 105 | 650 | 350 | 400 | 0,166 | 0,269 |
| 108 | 670 | 380 | 400 | 0,068 | 0,113 |
| 110 | 700 | 400 | 400 | 0 | 0 |



На диаграмме *Y*-*X* по оси абсцисс откладывают составы жидкой фазы, по оси ординат - паровой. Зависимость между составами жидкой и паровой фазы выражается линией равновесия. Кроме равновесной линии на диаграмму наносят вспомогательную линию - диагональ, уравнение которой *y* = *x*.

На диагонали находят точку *А* с координатами *Хр* = *Yp*, а затем проводят вертикаль из точки *Хƒ* пересечения с равновесной линией в точке *В*. Линия *АВ* - теоретическая рабочая линия верхней части колонны при минимальном флегмовом числе *R*min.

Пересечение этой линии с осью ординат даёт точку *В*mаx. Минимальное флегмовое число равно



Реальное флегмовое число *R* больше *R*min, причём отношение и называется коэффициентом избытка флегмы и колеблется на практике в довольно широких пределах (от 1,05 до 10) в зависимости от свойств разделяемой смеси, рабочих параметров и экономических факторов.



Поскольку пределы изменения *β* достаточно широки, необходимо определить флегмовое число и соответствующий коэффициент избытка флегмы. Несмотря на математическую простоту, эта задача очень трудоёмкая, поскольку требует проведения полного технико-экономического расчёта при различных значениях флегмового числа *R*.

Учитывая, что масса колонны, зависящая от числа ступеней разделения, является определяющей в стоимости процесса ректификации, приближенно *R*опт, можно рассчитать следующим образом. По уравнению (3.3) определяют минимальное флегмовое число *R*min. Затем, задав несколько значений коэффициента избытка флегмы в пределах примерно 1,05÷5,0, графически определяют соответствующее им число теоретических ступеней *Nt*. Для этого, при каждом значении ректификации, между ними и равновесной линией проводят отрезки, параллельные осям координат. Число ступеней, образующихся в результате такого построения в пределах изменения концентраций *Хр*-*Х*ƒ, будет соответствовать числу теоретических тарелок в верхней части колонны, а число ступеней, образующееся в пределах изменения концентраций *Хр*-*Хw* - числу теоретических тарелок в нижней части колонны.

Результаты расчёта подаём в виде таблицы:

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| *β*=*R*/*R*min | 1,05 | 1,1 | 1,3 | 1,8 | 2,5 | 3,1 | 3,3 | 3,8 | 4,4 | 5 |
| *R* | 1,99 | 2,1 | 2,5 | 3,4 | 4,8 | 5,9 | 6,3 | 7,2 | 8,4 | 9,5 |
| *Nt* | 26,4 | 26,4 | 16,3 | 13,2 | 10,2 | 9,2 | 9,2 | 9,05 | 8,7 | 8,5 |
| (*R*+1) *Nt* | 79 | 82 | 57 | 58 | 59 | 63 | 67 | 74 | 82 | 89 |



Уравнение рабочей линии:



## 3.3 Расчёт высоты ректификационной колонны



Высота ректификационной колонны определяется числом действительных тарелок или ступеней изменения концентраций. До настоящего времени нет точного и простого теоретического метода расчёта числа тарелок, поэтому надёжные результаты при проектировании могут быть получены опытными методами. Если опытные данные отсутствуют, то высоту колонны можно рассчитать только приближенно. Из существующих методов расчёта числа рабочих тарелок наиболее распространены следующие методы:

метод теоретической тарелки, рекомендуется применять при наличии сведений о средних КПД колонны;

метод кинетической кривой, рекомендуется использовать при наличии данных о КПД тарелок. Этот метод даёт более надёжные результаты определения числа тарелок.

## 3.3.1 Исходные данные для расчёта размеров колонны

Физические величины по высоте колонны переменны, поэтому для расчёта вычисляют их средние значения. При этом для жидкой смеси определяют:

• средние составы в верхней и нижней частях колонны



• средние температуры жидкостей: *tср. в* и *tср. н* для *Хср. в* и *Хср. н* по диаграмме *t*-*x*,*y*



Средние плотности жидкостей для *Хср. в* и для *Хср. н* по формуле при условии аддитивности объёмов:



.



Таким образом,



Средний объёмный расход жидкости для верхней и нижней части колонны:



Для смеси паров: средние составы пара в верхней части колонны и в нижней части находят по соответствующим уравнениям рабочих линий по *Хср. в* и *Хср. н*.



Средние температуры пара в верхней и нижней части колонны *tср. в* и в нижней части *tср. н* находят по диаграмме *t*-*x*,*y*:



Средние молекулярные массы



Средние плотности пара находим по формуле:



где *Т*0 - температура потока при нормальных условиях,

*р* - давление потока, *Па*, *р*0 - давление потока при нормальных условиях



## 3.3.2 Расчёт диаметра ректификационной колонны

Ориентировочный диаметр ректификационной колонны определяют из уравнения расхода по среднему массовому потоку пара:

, либо , где



- диаметр ректификационной колонны,



- расход пара, *л*/*с*,



- скорость пара, *м*/*с*,



*V*0 - объёмный расход пара, *м*³/*с*,

- средняя плотность жидкости в колонне.



Скорость движения паров по колонне для колечковых тарелок выбираются по графику в зависимости от расстояния между тарелками.



## 3.3.3 Построение кинетической кривой

Для построения кинетической кривой по диаграмме *x*-*y* проводят произвольно вертикальные отрезки между равновесной и рабочими линиями. Эти отрезки делят в отношении, равном коэффициенту обогащения тарелки *Сy*:



где *nоу* - число единиц переноса, рассчитываемое по уравнению:



Коэффициент , где *FТ* - рабочая площадь тарелки, *FК* - площадь сечения колонны.



В среднем *φ* принимают равным 0,8÷0,9.

*V* (С6Н5Cl) = 6∙14,8 + 5∙3,7 + 24,6 = 131,9;

*V* (С6Н5CН3) = 6∙14,8 + 5∙3,7 + 14,8 + 3∙3,7 = 133,2.

По известному значению *Сy* определяют и откладывают на диаграмме отрезки *ВС*. Через полученные точки *В* проводят кинетическую кривую . Затем в пределах концентраций производят ступенчатое построение ломаной линии. Число ступеней этой линии даёт число тарелок для верхней и нижней частей колонны *N*.



При выражении движущей силы через жидкую фазу между равновесной и рабочей линиями проводят ряд горизонтальных отрезков, которые делят также в отношении *Сy*. Дальнейшее построение осуществляется способом, описанным выше.

Для определения *Сy* необходимо рассчитать коэффициент массопередачи *Ку* (*кмоль*/*м²с*):

,



где *m* - коэффициент распределения, определяющий тангенс угла наклона равновесной линии:



Коэффициент пароотдачи в паровой фазе:



Критерий Рейнольдса вычисляют по формуле

,



где - вязкость парового потока, *Па∙с*.



Коэффициент масоотдачи в жидкой фазе

.



Критерий Прандтля:



Далее,



Расчёт *А*:



*Z* действительных тарелок = 28.

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Х-Х\* | Y-Y\* | m | Ку | nоу | Су |  |
| 0,917-0,85 | 0,96-0,93 | 0,447 | 0,02898 | 0,931 | 2,53 | 1,58 |
| 0,85-0,75 | 0,93-0,88 | 0,5 | 0,02898 | 0,931 | 2,53 | 2,57 |
| 0,75-0,6 | 0,88-0,765 | 0,76 | 0,02898 | 0,931 | 2,53 | 3,35 |
| 0,6-0,5 | 0,765-0,665 | 1 | 0,02898 | 0,931 | 2,53 | 3,16 |
| 0,5-0,35 | 0,665-0,53 | 0,9 | 0,02898 | 0,931 | 2,53 | 1,97 |
| 0,35-0,2 | 0,53-0,325 | 1,36 | 0,02896 | 0,930 | 2,53 | 2,17 |
| 0,2-0,1 | 0,325-0,16 | 1,65 | 0,02894 | 0,929 | 2,53 | 1,97 |
| 0,1-0,0366 | 0,16-0,055 | 1,6 | 0,02894 | 0,929 | 2,53 | 2,37 |

## 3.3.4 Высота тарельчатой части колонны

,



Где *h* - расстояние между тарелками, *м*Ж

*N* - число действительных тарелок. Таким образом,

*НТ* = 0,6 (28-1) = 16,2 *м*.

## 3.3.5 Общая высота колонны

,



где

*Нк. в.,* *Нк. н.* - высота цилиндрической части колонны над и под тарелками.



## 3.4 Тепловой расчёт

Эта часть расчёта содержит: определение расхода греющего пара на куб колонны, расчёт поверхности теплопередачи и размеров подогревателя кубы колонны, толщины слоя изоляции.

## 3.4.1 Определение расхода греющего пара

Составляем тепловой баланс колонны.

Приход тепла: с исходной смесью где



Расход тепла: с паром, направляющимся из колонны в дефлегматор



## 3.4.2 Определение поверхности теплоотдачи испарителя

Поверхность нагрева испарителя определяется из основного уравнения теплоотдачи. В это уравнение в этом случае подставляются:



## 3.4.3 Определение толщины слоя изоляции

Толщину слоя изоляции определяют по упрощённому уравнению для плоской стенки



## 3.5 Конструктивный расчёт тарельчатых ректификационных колонн

Колпачковая тарелка включает в себя следующие основные детали: паровые патрубки, колпачки, сливные патрубки или переточные пороги.

При определении количества паровых патрубков, колпачков и количества сливных патрубков вначале производят проверочный расчёт, а затем по нормалям НИИХИММАШа выбирают их окончательные размеры и число. Живое сечение *φ0* всех паровых патрубков на тарелках принимается равным 10-20% от живого сечения колонны. Диаметры паровых патрубков по нормалям НИИХИММАШа рекомендуется брать при изготовлении их из углеродистых сталей 57/3,5 и 70/4 и из нержавеющих сталей 57/3 и 70/3 мм.

Задавшись диаметром парового патрубка, определяют их количество на тарелке:



где *Fn* - общее сечение паровых патрубков, *м*²;

ƒ*n* - сечение одного патрубка, *м*².

Скорость пара в паровом патрубке должна быть в пределах 3-8 *м/с*. Поэтому необходимо делать проверочный расчёт и определить фактическую скорость пара. Если она не лежит в допустимых пределах, необходимо задаться новым диаметром патрубка и сделать перерасчёт.

Диаметр колпачка вычисляют из условия равенства скорости пара в патрубке и в кальциевом сечении между паровым патрубком и колпачком:



где *δn* - толщина стенки патрубка (1÷3 *мм*).

Возвышение колпачка над паровым патрубком, *мм*:



Возвышение нижнего края зубца колпачка под тарелкой *Sк* = 5 *мм*. Возвышение уровня жидкости над верхним обрезом прорезей колпачков *hср* = 15-40 *мм*.

Размеры прорезей в колпачках лежат в пределах:

*l* - высота - 10-50 *мм*;

*b* - ширина - 2-7 *мм*.

Расстояние между прорезями - 3-4 *мм*.

При размещении колпачков на вершинах правильных треугольников минимальный шаг колпачков рассчитывают по зависимости:



где *l*2 - минимальный зазор между колпачками (12,5÷0,25 *мм*),

*δк* - толщина стенки колпачка (1÷3 *мм*).

Диаметр сливного патрубка, *мм*:



где *wсл* - скорость жидкости в сливном патрубке, *м/с (*можно принять 0,1-0,2 *м/с*).

Высота уровня жидкости над сливным патрубком:



Расстояние от нижнего торца сливного патрубка до тарелки:

*S*1 = 0,25∆*h*

Возвышение верхнего торца сливного патрубка над тарелкой:



Расстояние от оси сливного патрубка до оси ближайшего колпачка:



## 3.6 Гидравлическое сопротивление ректификационных колонн

## 3.6.1 Гидравлическое сопротивление колпачковой тарелки

Гидравлическое сопротивление колпачковой тарелки слагается из сопротивления сухой тарелки при открытых прорезях ∆*Р*1, сопротивления, обусловленного силами поверхностного натяжения ∆*Р*2, гидростатического давления столба жидкости над верхним обрезом прорези ∆*Р*4, *Па*.



*wn* - скорость пара в прорезях колпачка, находится в пределах 2-8 *м/с*; для колонн, работающих под вакуумом - в пределах 0,8-3 *м/с*;

*ξ* - коэффициент сопротивления (*ξ* = 1,5-2)



## 3.6.3 Общее гидравлическое сопротивление колонны



Для проверки правильности принятого расстояния между тарелками можно воспользоваться эмпирическим соотношением:



## 4. Расчёт дефлегматора

Предварительно выбирают вариант с частичной или полной конденсацией пара в дефлегматоре.

## 4.1 Определение расхода охлаждающей воды на дефлегматоре

Для определения этой величины необходимо составить тепловой баланс дефлегматора, включающий следующие величины.

Приход тепла:

с охлаждающей водой



с паром из колонны



Расход тепла:

с дистиллятом



Уравнение теплового баланса дефлегматора:



## 4.2 Поверхность теплопередачи дефлегматора



## 5. Подогреватель исходной смеси

Исходная смесь подогревается чаще всего в трубчатом теплообменнике насыщенным водяным паром до температуры кипения на питающей тарелке.

## 5.1 Количество тепла для подогрева исходной смеси

Количество тепла для подогрева исходной смеси определяется в *Вт*:



## 5.2 Расход греющего пара на подогреватель

Расход греющего пара на подогреватель определяется в *кг/с*:



## 5.3 Поверхность нагрева подогревателя



## 6. Выбор питающего насоса

Выбор питающего насоса производится в зависимости от свойств подогреваемой смеси.

Основными типами насосов, используемых в химической технологии, являются центробежные, осевые, поршневые. Для проектируемой ректификационной установки используем центробежный насос. При проектировании обычно возникает задача определения необходимого напора *Нл*, мощности *Nн* при заданной подаче жидкости *Qп*, перемещаемой насосом. Далее по найденному напору и производительности насоса определяем его марку, а по величине мощности на валу *Nп* - тип электродвигателя к насосу.

Мощность на валу насоса



Напор насоса



Геометрическая высота подъёма жидкости *Нr* равна высоте исчерпывающей части ректификационной колонны:



*Nч. к.* - число тарелок контакта в исчерпывающей части колонны;

*h* - расстояние между тарелками, *м*;

*hn* - напор, теряемый на преодоление гидравлического сопротивления в трубопроводе, *мм*.

Потери напора:



Определим диаметр трубопровода из основного уравнения расхода:



Для определения коэффициента трения *λ* рассчитываем величину *Rе*:



Для гладких труб при найденном *Rе* определяем *λ*. Сначала определим сумму коэффициентов местных сопротивлений:



Пусть количество колен равно 8, а вентилей - не меньше 4. Коэффициенты местных сопротивлений равны [2, табл. ХII].

По приложению V устанавливаем, что значениям подачи и напора больше всего соответствует центробежный насос марки *Х*8/30.



## 7. Расчёт объёма и размеров емкостей

Большинство емкостей представляют собой вертикальные или горизонтальные цилиндрические аппараты. При проектировании основными руководящими документами являются нормали и Госстандарты, предусматривающие нормальный ряд цилиндрических аппаратов и сосудов до 200 *м*³.

Расчёт емкостей для исходного дистиллята и кубовой жидкости ведём из условий шестичасовой (сменной) работы ректификационной установки, т.е. *τ* = 6 ч. Далее,



## 8. Определение диаметра штуцеров

Штуцеры изготовляются из стальных труб необходимого размера по ГОСТу 9941-62. Диаметры труб выражены в *мм*.

Диаметр штуцеров определим из основного уравнения расхода:

