МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РФ

ГОУ ВПО «Алтайский государственный технический университет

им И.И. Ползунова»

Кафедра "Химическая техника и инженерная экология"

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА

К КУРСОВОМУ ПРОЕКТУ

по дисциплине Гидравлика и теплотехника

Ректификационая установка непрерывного действия для разделения смеси CCl4– C7H8

Барнаул 2007

Перечень условных обозначений

а – удельная поверхность, м2/м3;

b – ширина сливной перегородки, м;

c – удельная теплоемкость, Дж/(кг\*К);

сD – удельная теплоемкость дистиллята, Дж/(кг\*К);

cF – удельная теплоемкость исходной смеси, Дж/(кг\*К);

cW – удельная теплоемкость кубового остатка, Дж/(кг\*К);

D – коэффициент диффузии, м2/с;

d – диаметр, м;

dэ – эквивалентный диаметр, м;

F – относительный мольный расход исходной смеси;

F – поверхность теплоотдачи, м2;

G –расход паровой фазы, кг/с;

GD –расход дистиллята, кг/с;

GF – расход исходной смеси, кг/с;

GR – расход паров дистиллята, кг/с;

G - расход кубового остатка, кг/с;

GV – расход паров дистиллята, кг/с;

GW – расход кубового остатка, кг/с;

GГП – расход греющего пара, кг/с;

g – ускорение свободного падения, м/с2;

НК – общая высота ректификационной колонны, м;

hO –общая высота единицы переноса, м;

hпер – высота переливной перегородки, м;

К – коэффициент теплопередачи, Вт/(м2\*К);

lт - расстояние между переливными устройствами, м;

L – расход жидкой фазы, кг/с;

LS – массовая плотность орошения, кг/(м2\*с);

М – мольная масса, кг/кмоль;

 - средняя мольная масса паров, кг/кмоль;

МD – мольная масса дистиллята, кг/кмоль;

МF – мольная масса исходной смеси, кг/кмоль;

MW – мольная масса кубового остатка, кг/кмоль;

m – коэффициент распределения;

N –число теоретических ступеней разделения;

nO– общее число единиц переноса;

Р – абсолютное давление в колонне, кгс/см2;

q – удельный расход жидкости на 1 м ширины сливной перегородки, м2/с;

QD – расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде, Вт;

QF – расход теплоты в паровом подогревателе исходной смеси, Вт;

QW – расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка, Вт;

QК – расход теплоты, получаемой в кубе-испарителе от греющего пара, Вт;

QПОТ – тепловые потери колонны в окружающую среду, Вт;

R – флегмовое число;

 - флегмовое число в нижней части колонны;

r – удельная теплота конденсации, Дж/кг;

rD – удельная теплота конденсации паров в дефлегматоре, Дж/кг;

S – площадь, м2;

T – температура, К;

t – температура, 0С;

tD – температура кипения дистиллята, 0С;

tF – температура кипения исходной смеси, 0С;

tW – температура кипения кубового остатка, 0С;

U – плотность орошения, м3/(м2\*с);

V – мольный объем, м3/кмоль;

VВ – объемный расход охлаждающей воды, м3/с;

w – рабочая скорость, м/с;

wЖ – скорость жидкости, м/с;

wП – скорость пара, м/с;

wП – предельная скорость паров, м/с;

х – влагосодержание воздуха, кг/кг;

хD – мольная доля сероуглерода в дистилляте, кмоль/кмоль смеси;

хF –мольная доля сероуглерода в исходной смеси, кмоль/кмоль смеси;

хW – мольная доля сероуглерода в кубовом остатке, кмоль/кмоль смеси;

 - массовая доля сероуглерода в дистилляте, кг/кг смеси;

 - массовая доля сероуглерода в исходной смеси, кг/кг смеси;

 - массовая доля сероуглерода в кубовом остатке, кг/кг смеси;

хОБ – объемная доля компонента в смеси;

хСР – средний мольный состав жидкости, кмоль/кмоль смеси;

yСР – средний мольный состав пара, кмоль/кмоль смеси;

yF\* - мольная доля сероуглерода в паре, равновесном с исходной

смесью, кмоль/кмоль смеси;

β – коэффициент избытка флегмы;

ε – свободный объем, м3/м3;

μ – вязкость, Па\*с;

ρ– плотность, кг/м3;

ρПD – плотность паров дистиллята, кг/м3;

ρСМ – плотность физической смеси жидкостей, кг/м3;

σ – поверхностное натяжение, Н/м;

λ – коэффициент трения;

в – температурный коэффициент;

 - гидравлическое сопротивление тарелок, Па;

- гидравлическое сопротивление сухой тарелки, Па;

 - средняя разность температур горячего и холодного носителей.

Индексы

д – параметры диоксана;

т – параметры толуола;

в – укрепляющая (верхняя) часть колонны;

н – исчерпывающая (нижняя) часть колонны;

х – жидкая фаза;

y – паровая фаза.

Содержание

Перечень условных обозначений

Введение

1. Технологическая схема ректификационной колонны

2. Технологический расчет аппарата

2.1 Материальный баланс колонны

2.2 Скорость пара и диаметр колонны

2.3 Высота светлого слоя жидкости на тарелке и паросодержание барботажного слоя

2.4 Коэффициенты молекулярной диффузии в жидкой и паровой фазах

2.5 Коэффициенты массопередачи и высота колонны

2.6 Гидравлическое сопротивление тарелок колонны

2.7 Тепловой расчет установки

2.7.1 Расход теплоты

2.7.1.1 Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе

2.7.1.2 Расход теплоты, получаемой в кубе-испарителе от греющего пара

2.7.1.3 Расход теплоты в паровом подогревателе исходной смеси

2.7.1.4 Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята

2.7.1.5 Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка

2.7.2 Расход греющего пара

2.7.3 Расход охлаждающей воды

2.8 Расчет штуцеров

2.8.1 Штуцер для ввода исходной смеси

2.8.2 Штуцер для вывода паров дистиллята

2.8.3 Штуцер для ввода флегмы

2.8.4 Штуцер для вывода кубового остатка

2.8.5 Штуцер для ввода паров кубового остатка

2.9 Выбор конструкционного материала

Заключение

Список использованных источников

Приложение

Введение

Ректификация – это массообменный процесс, разделения бинарных или многокомпонентных паровых, а также жидких смесей на практически чистые компоненты или их смеси, обогащенные легколетучими или тяжелолетучими компонентами; процесс осуществляется в результате контакта неравновесных потоков пара и жидкости.

Разделение осуществляется обычно в колонных аппаратах при многократном или непрерывном контакте фаз. Снизу ректификационной колонны движутся пары, состоящие внизу почти из одного высококипящего компонента, а сверху навстречу парам подают жидкость (флегму), состоящую в основном из низкокипящего компонента. При взаимодействии поднимающихся паров со стекающей жидкостью происходит частичная конденсация этих паров и частичное испарение жидкости (флегмы) за счет теплоты конденсации. При этом из пара конденсируется в основном высококипящий компонент, а из жидкости испаряется высококипящий компонент. Таким образом, стекающая флегма непрерывно обогащается высококипящим компонентом, а поднимающиеся пары обогащаются низкокипящим компонентом. В результате выходящий из колонны пар состоит почти целиком из низкокипящего компонента. Пар конденсируется в теплообменнике, часть этого конденсата в виде флегмы идет на орошение колонны. Другую часть дистиллят отбирают в качестве готового продукта. Жидкость, выходящая из нижней части колонны называют кубовым остатком. Для образования восходящих потоков паров колонну снабжают кипятильником, в котором происходит испарение части кубового остатка.

Ректификация известна с начала девятнадцатого века, как один из важнейших технологических процессов главным образом спиртовой и нефтяной промышленности. В настоящее время ректификацию всё шире применяют в самых различных областях химической технологии, где выделение компонентов в чистом виде имеет весьма важное значение (в производных органического синтеза, изотопов, полупроводников и различных других веществ высокой чистоты).[1]

1. Технологическая схема ректификационной установки

1- емкость для исходной смеси; 2,9- насосы; 3- теплообменник-подогреватель; 4- кипятильник; 5- ректификационная колона; 6- дефлегматор; 7- холодильник дистиллята; 8- емкость для сбора дистиллята; 10- холодильник кубовой жидкости; 11- емкость для кубовой жидкости.

Рисунок 1 - Принципиальная схема ректификационной установки

В установке для непрерывной ректификации колона состоит из двух частей: верхней - укрепляющей и нижней - исчерпывающей части колоны, для того, чтобы поступающая на разделение смесь соприкасалась со встречным потоком пара с большим содержанием высококипящего компонента в исходной смеси. В исчерпывающей части колоны происходит удаление низкокипящего компонента из стекающей вниз жидкости, в верхней части - обогащение низкокипящим компонентом поднимающихся паров. 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 на тарелку питания, где состав жидкости равен составу исходной смеси XF . На питательной тарелке жидкость смешивается с флегмой из укрепляющей части колонны и, стекая вниз, взаимодействует с поднимающимися навстречу паром, более богатым высококипящим компонентом, при этом из жидкости происходит удаление низкокипящего компонента. В нижнюю часть колонны стекает жидкость, состоящая почти целиком из высококипящего компонента, часть её называется кубовым остатком и непрерывно отводится через холодильник кубовой жидкости 10 в емкость для кубовой жидкости 11. Пар поднимается по всей колонне снизу вверх, обогащаясь при этом низкокипящим компонентом. Пар, выходя из колонны, поступает в дефлегматор 6 , где он конденсируется. При этом часть конденсата возвращается в колонну в виде флегмы, другая часть выводится из дефлегматора в виде готового продукта разделения - дистиллята, который охлаждается в теплообменнике 7 и направляется в промежуточную емкость 8. Таким образом, в ректификационной колонне осуществляется непрерывный неравновесный процесс разделения исходной бинарной смеси на дистиллят и кубовый остаток.

2. Расчётная часть

2.1 Материальный баланс колонны [3]

Производительность колонны по исходной смеси и кубовому остатку определим из уравнений материального баланса колонны:

; (2.1)

. (2.2)

Для расчетов выразим концентрации исходной смеси , дистиллята и кубового остатка  из мольных долей в массовые по формуле [4]:

. (2.3)

xD=(0.9\*88)/(0.9\*88+0.1\*92)=0.896 кмоль/кмоль смеси;

xF =(0.45\*88)/(0.45\*88+0.55\*92)=0.439 кмоль/кмоль смеси;

xW =(0.08\*88)/(0.08\*88+0.92\*92)=0.077 кмоль/кмоль смеси.

Из уравнений материального баланса:

GW=0.35 кг/с;

GF=0.278+0.35=0.628 кг/с.

Нагрузки ректификационной колонны по пару и жидкости определяются рабочим флегмовым числом R. Для определения этого числа используют приближенные вычисления, основанные на определении коэффициента избытка флегмы (орошения). Чтобы определить этот коэффициент в начале необходимо рассчитать RMIN по формуле:

. (2.4)

y\*F - находим по диаграмме x-y (Рисунок Б.1). (График зависимости x-y строим исходя из данных, приведенных в таблице А.1).

y\*F =0.54 кмоль/кмоль смеси.

.

Один из возможных приближенных методов расчета R заключается в нахождении такого флегмового числа, которому соответствует минимальное произведение N\*(R+1), пропорциональное объему ректификационной колонны.

Коэффициент избытка флегмы найдем по формуле:

β =R/RMIN. (2.5)

Задавшись различными значениями β, определим соответствующие флегмовые числа. Графическим построением ступеней изменения концентраций между равновесной и рабочей линиям на диаграмме состав пара y – состав жидкости x (Рисунок Б.2) находим N.

Таблица 2.1

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| β | 1.05 | 1.35 | 1.75 | 2.35 | 3.30 | 6.25 |
| R | 4.2 | 5.4 | 7 | 9.4 | 13.2 | 25 |
| N | 40 | 27 | 22 | 19 | 18 | 16 |
| N(R+1) | 208 | 172.8 | 176 | 197.6 | 255.6 | 416 |

Зависимость N\*(R+1)=f(R) (Рисунок Б.3) построили на основании данных таблицы 2.1.

Минимальное произведение N\*(R+1)=172.6 соответствует флегмовому числу

R=5.4; N=27.

Средние массовые расходы (нагрузки) по жидкости для верхней и нижней частей колонны определяют из соотношений:

;(2.6)

. (2.7)

МF=88\*0.45+92\*(1-0.45)=90.2 кг/кмоль.

Мольную массу дистиллята в данном случае можно принять равной мольной массе легколетучего компонента – диоксана.

;

. (2.8)

; (2.9)

. (2.10)

=(0.9+0.45)/2=0.675 кмоль/кмоль смеси;

=(0.45+0.08)/2=0.265 кмоль/кмоль смеси.

Тогда

=88\*0.675+92\*(1-0.675)=89.3 кг/кмоль;

=88\*0.45+92\*(1-0.45)=90.94 кг/кмоль.

Подставим рассчитанные величины в уравнения (2.6) и (2.7), получим:

LВ=0.278\*5.4\*89.3/88=1.52 кг/с;

LН=0.278\*5.4\*90.94/88+0.628\*90.94/90,94=2.18 кг/с.

Средние массовые потоки пара в верхней и нижней частях колонны соответственно равны:

;

. (2.11)

;

. (2.12)

; (2.13)

. (2.14)

=0.9 кмоль/кмоль смеси;

=0.52 кмоль/кмоль смеси;

=0.08 кмоль/кмоль смеси, (Рисунок Б.1).

Подставим полученные значения в формулы (2.13) и (2.14), получим:

= (0.9+0.52)/2=0.71 кмоль/кмоль смеси;

=(0.52+0.08)/2=0.3 кмоль/кмоль смеси.

Тогда

=88\*0.71+92\*(1-0.71)=89.16 кг/кмоль;

=88\*0.3+92\*(1-0.3)=90.8 кг/кмоль.

Подставив численные значения в уравнение (2.11), получим:

GВ=0.278\*(5.4+1)\*89.16/88=1.8 кг/с;

GН=0.278\*(5.4+1)\*90.8/88=1.84 кг/с.

2.2 Скорость пара и диаметр колонны [3]

Для дальнейшего расчета необходимо выбрать тип ректификационной колонны. Так как число теоретических ступеней изменения концентраций равно 27-ми рассчитаем тарельчатую колонну. Учитывая важнейшие показания ректификации, состав разделяемой смеси, а также то, что процесс идет при давлении 600 мм.рт.ст , произведем расчет ректификационной колонны с ситчатыми тарелками.

Рабочую скорость газа для ситчатых тарелок можно рассчитать по уравнению:

, (2.15)

Найдем плотности пара и  при средних температурах tВ и tН. Средние температуры паров определим по диаграмме t – x,y (Рисунок Б.4) по средним составам фаз: tВ=94.50С; tН=97.40С.

;

. (2.16)

 кг/м3;

 кг/м3.

Плотность физических смесей жидкостей подчиняется закону аддитивности:

ρсм=ρ1\*xоб+ρ2(1-xоб) (2.17)

Найдем плотности жидкости ,  при средних температурах tВ и tН. Средние температуры жидкости определим по диаграмме t – x,y (Рисунок Б.4) по средним составам фаз: tВ=94.4 0С; tН=97.9 0С.

ρд100º= 797 кг/м3; ρд94.4º= 797+[(811-797)/10]\*5.6= 804.8 кг/м3;

ρд90º= 811 кг/м3; ρд97.9º =797+[(811-797)/10]\*2.1= 799.9 кг/м3;

ρт80º= 808 кг/м3; ρт94.4º = 788+[(808-788)/20]\*5.6= 793.6 кг/м3,

ρт100º= 788 кг/м3; ρт97.9º = 788+[(808-788)/20]\*2.1= 790.1 кг/м3. [4]

Объемную долю компонента в смеси рассчитывают по уравнению:

; (2.18)

где . (2.19)

 м3; м3;

 м3; м3.

По рассчитанным значениям теперь можно рассчитать объемную долю компонентов смеси в верхней и нижней частях колонны:

;  м3;

  м3.

Подставим численные значения в формулу (2.17):

ρСМ.В = 804.8\*0.485+793.6(1-0.485)=799 кг/м3;

ρСМ.Н = 799.9\*0.488+790.1(1-0488)=794.9 кг/м3.

Допустимая скорость в верхней и нижней частях колонны соответственно равны:

м/с;

м/с.

Ориентировочный диаметр колонны определяем из уравнения расхода (2.20):

; м;

м.

Несмотря на разницу в рассчитанных диаметрах укрепляющей и исчерпывающей частей колонны (вследствие различия скоростей и расходов паров) изготовляют колонну единого диаметра, равного большему из рассчитанных.

Выберем стандартный диаметр обечайки d=1.0 м, [3] одинаковым для обеих частей колонны. При этом рабочая скорость пара будет равна:

ω = 0.818\*(0.975/1.0) = 0.78 м/с.

По [3] для колонны диаметром 1000 мм выбираю ситчатую однопоточную тарелку ТС со следующими конструктивными размерами:

Диаметр отверстий в тарелке d0 5 мм

Шаг между отверстиями t 15 мм

Свободное сечение тарелки Fc 18.8 %

Высота переливного порога hпер 30 мм

Ширина переливного порога b 800 мм

Рабочее сечение тарелки Sт 0.713 м2

Скорость пара в рабочем сечении тарелки найдем по формуле:

ωт = ω\*0.785\*d2/ Sт; (2.21)

ωт = 0.78\*0.785\*1.02/0.713 = 0.86 м/с.

2.3 Высота светлого слоя жидкости на тарелке и паросодержание барботажного слоя [3]

Высоту светлого слоя жидкости h0 для ситчатых тарелок найдем по уравнению:

h0 = 0.787\*q0.2\*hпер0.56\*ωтm[1 – 0.31 exp (- 0/11\*μx)]\*(σx/σв)0.09. (2.22)

m = 0.05 – 4.6\* hпер;

m = 0.05 – 4.6\*0.03 = - 0.088.

Вязкость жидких смесей  находим по уравнению:

. (2.23)

Найдем ,при средних температурах tВ и tН. Средние температуры жидкости определим по диаграмме t – x,y (Рисунок Б.4) по средним составам фаз: tВ=94.4 0С; tН=97.9 0С.

μчху100º= 0.208 мПа\*с; μд94.4º= 0.208+[(0.226-0.208)/10]\*5.6= 0.218 мПа\*с;

μчху90º= 0.226 мПа\*с; μд97.9º =0.208+[(0.226-0.208)/10]\*2.1= 0.212 мПа\*с;

μт100º= 0.271 мПа\*с; μт92º = 0.271+[(0.319-0.271)/20]\*5.6= 0.284 мПа\*с,

μт80º =0.319 мПа\*с; μт107º = 0.271+[(0.319-0.271)/20]\*2.1= 0.276 мПа\*с. [4]

Полученные величины подставляем в формулу (2.23):

=0.675\*lg0.218+(1-0.675)\*lg0.284;

=0.24 мПа\*с;

=0.265\*lg0.212+(1-0.265)\*lg0.276;

=0.26 мПа\*с.

Поверхностные натяжения воды определим исходя из зависимости от средней температуры в колонне:

σВ100º= 58.9\*10 -3 Н/м;

σВ80º =62.6\*10 -3 Н/м;

σВ94.4º = 58.9\*10 -3+[(62.6-58.9)\*10 -3/20]\*5.6= 59.9\*10 -3 Н/м,

σВ97.9º = 58.9\*10 -3+[(62.6-58.9)\* 10 -3/20]\*2.1= 59.3\*10 -3 Н/м.

Теперь найдем поверхностные натяжения для разделяемых жидкостей:

σд100º=17.3\*10 -3 Н/м;

σд80º= 19.6\*10 -3 Н/м;

σд94.4º= 17.3\*10 -3+[(19.6-17.3)\*10 -3/20]\*5.6= 17.9\*10 -3 Н/м;

σд97.9º =17.3\*10 -3+[(19.6-17.3)\*10 -3/20]\*2.1= 17.5\*10 -3 Н/м;

σт100º= 19.4\*10 -3 Н/м;

σт80º =21.5\*10 -3 Н/м;

σт94.4º = 19.4\*10 -3+[(21.5-19.4)\*10 -3 /20]\*5.6= 20\*10 -3 Н/м;

σт97.9º = 19.4\*10 -3+[(21.5-19.4) 10 -3/20]\*2.1= 19.6 Н/м.

Теперь находим среднее поверхностное натяжение:

σх94.4º =(17.9+20)\* 10 -3/2=18.95\*10 -3 Н/м

σх97.9º =(17.5+19.6)\*10 -3/2=18.55\*10 -3 Н/м.

Таким образом, для верхней и нижней частей колонны:

h0В=0.787\*(2.378/799\*0.8)0.2\*0.030.56\*0.86- 0.088\*[1 – 0.31exp (-

-0.11\*0.24)]\*(18.95\*10 -3/59.9\*10 -3) 0.09 =0.0074 м.

Для нижней части колонны:

h0Н = 0.787\*(2.18/794.9\*0.8)0.2\*0.030.56\*0.86- 0/088[1 – 0.31exp (-

- 0.11\*0.26)]\*(18.55\*10 -3/59.3\*10 -3) 0.09 = 0.0079 м.

Паросодержание барботажного слоя найдем по формуле:

ε = . (2.24)

Критерий Фруда определим по уравнению:

Fr = ω2т/ (g\*h0) (2.25)

FrВ = 0.862/(9.81\*0.0074)= 10.19;

FrН= 0.862/(9.81\*0.0079) = 9.54.

Подставим найденные значения в формулу (2.24):

εВ = ;

εН = .

2.4 Коэффициенты молекулярной диффузии в жидкой и паровой фазах [3]

Коэффициент диффузии в жидкости DX при средней температуре t (оС) равен:

. (2.26)

Коэффициент диффузии в жидкости DX20 при 20 оС вычисляем по формуле:

. (2.27)

Для разделяемой смеси

μх.в20º=0.485 мПа\*с; μх.н20º0.534 мПа\*с;

ρСМ.В20º =883 кг/м3; ρСМ.Н20º =883.1 кг/м3.

Подставив численные значения в формулу (2.27), получим:

м2/с;

 м2/с.

Температурный коэффициент в определяем по формуле:

в=. (2.28)

вВ=;

вВ=.

Подставляем рассчитанные величины в формулу (2.26):

DХВ=2.18\*\*[1+0.0145\*(94.4-20)]=4.53\*м2/с;

DХН=2.08\*\*[1+0.0152\*(97.9-20)]=4.54\*м2/с.

Коэффициент диффузии в паровой фазе может быть вычислен по уравнению

. (2.29)

м2/с.

м2/с.

2.5 Коэффициенты массопередачи и высота колонны [3]

Рассчитав коэффициенты молекулярной диффузии в жидкой и паровой фазах, вычислим коэффициенты массоотдачи по формулам:

Для жидкой фазы

βxf = 6.24\*105\*Dx0.5\*(U/1 – ε)0.5\*h0\*(μY/μX + μY)0.5; (2.30)

Для паровой фазы

βyf = 6.24\*105\*Fc\*DY0.5\*(ωт/ε)0.5\*h0\*(μY/μX + μY)0.5. (2.31)

Подставим численные значения в уравнения (2.29) , (2.30), и найдем коэффициенты массоотдачи в паровой и жидкой фазах для верхней и нижней частей колонны:

Плотность орошения и вязкость паров для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно равны: Uв=0.00242 м³/м²\*с; Uн=0.00349 м³/м²\*с; μy.в=0.0338 мПа\*с; μy.н=0.0344 мПа\*с.

Для верхней части колонны

βвxf = 6.24\*105\*(4.53\*10-8)0.5\*(2.42\*10-3/1 – 0,76)0.5\*0,0074\* \*(0,0338/(0,24 + 0,034))0.5 = 0.0037 м/с;

βвyf = 6.24\*105\*0.188\*(5.76\*10-6)0.5\*(0.78/0.76)0.5\*0.0074\* \*(0.0338/(0.0344 + 0.0338))0.5 =1.61м/с.

Аналогично для нижней части колонны получаем

βНxf = 0.095 м/с;

βНyf = 1.72 м/с.

Пересчитаем коэффициенты массоотдачи на кмоль/(м2\*с) по формулам:

Для верхней части колонны

βxf = 0.0037\*(799/89.3) = 0.033 кмоль/(м2\*с);

βyf = 1.61\*(2.96/89.16) = 0.053 кмоль/(м2\*с).

для нижней части колонны

βxf = 0.095\*(794.9/90.94) = 0.83 кмоль/(м2\*с);

βyf = 1.72\*(2.99/90.8) = 0.057 кмоль/(м2\*с).

Определим координаты одной точки кинетической линии.

Пусть x = 0.6. Коэффициент распределения компонента по фазам m = 0.82.

Коэффициент массопередачи вычислим по формуле:

Кyf = 1/ (1/βyf + m/βxf); (2.32)

Кyf = 1/ (1/0.053 + 0.82/0.033) = 0.0229 кмоль/(м2\*с).

Общее число единиц переноса n0y на тарелку найдем по уравнению:

n0y = Kyf\*M´/(ωт\*ρy); (2.33)

n0y = 0.0229\*89.16/(0.78\*2.96) = 0.88

Определим локальную эффективность по уравнению:

Еy = 1 – e – n0y; (2.34)

Еy = 1 – е – 0.88 = 0.52.

Фактор массопередачи λ равен:

λ = m\*(R+1)/R (2.35)

λ = 0.65\*3.25/3.25 =0.68.

Долю байпасирующей жидкости θ примем равной 0.1[3].

Число ячеек полного перемешивания S найдем как отношение длины пути жидкости на тарелке lт к длине l.Величину lт рассчитаем по формуле:

lт = ; (2.36)

lт = м.

Тогда число ячеек полного перемешивания равно: S = 0.6/0.35 = 1.7≈ 2.

Относительный унос жидкости е в тарельчатых колоннах определяется скоростью пара, высотой сепарационного пространства, физическими свойствами жидкости и пара и является функцией комплекса ωт/(mНс).

Коэффициент m, учитывающий влияние на унос физических свойств жидкости и пара, определим по уравнению:

m = 1.15\*10 -3\*(σx/ρy)0.295\*(ρx – ρy/μy)0.425; (2.37)

m = 1.15\*10 -3\*(18.95\*10 -3/2.96)0.295\*(799 – 2.96/0,034\*10 -3) = 0.58.

Высоту сепарационного пространства определим как расстояние между верхним уровнем барботажного слоя и плоскостью тарелки, расположенной выше:

Hc = H – hп; (2.38)

hп = h0/(1 – ε); (2.39)

hп = 0.0074/(1 – 0.76) = 0.031 м;

Hc = 0.4 – 0.031 = 0.369 м.

Рассчитаем размерность комплекса ωт/(mНс):

ωт/(mНс) = 0.78/(0.82\*0.369) = 2.6.

При таком значении комплекса ωт/(mНс) унос е = 0.08 кг/кг.

Рассчитаем общую эффективность тарелки по Мэрфи:

В = ; (2.40)

Е´´Мy =  (2.41)

E´My = ; (2.42)

EMy =  ; (2.43)

Подставим численные значения в формулы (2.40)-(2.43) и определим коэффициент полезного действия по Мэрфи ЕМy:

В = 

E´´My = 

E´My = 

EMy = 

Определив эффективность по Мэрфи, найдем концентрацию низко - кипящего компонента в паре на выходе из тарелки yк по уравнению:

ЕМy = (yк – yн)/(y\* - yн); (2.44)

Подставив численные значения, получим:

yк = 0.645 +0.64(0.67 – 0.645) = 0.66.

Аналогичным образом подсчитаны значения yк для других составов жидкости. Результаты расчета параметров, необходимых для построения кинетической линии, приведены в таблице 2.2.

Таблица 2.2

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Параметр |  |  |  |  |  |  |  |
| x | 0.05 | 0.15 | 0.30 | 0.45 | 0.60 | 0.75 | 0.90 |
| m | 1.3 | 1.27 | 1.12 | 0.93 | 0.82 | 0.8 | 0.8 |
| Kyf | 0.017 | 0.017 | 0.019 | 0.021 | 0.023 | 0.023 | 0.023 |
| n0y | 0.66 | 0.67 | 0.73 | 0.81 | 0.88 | 0.88 | 0.88 |
| Ey | 0.48 | 0.49 | 0.52 | 0.56 | 0.68 | 0.68 | 0.68 |
| B | 0.85 | 0.85 | 0.80 | 0.72 | 0.77 | 0.77 | 0.77 |
| EMy´´ | 0.24 | 0.245 | 0.62 | 0.66 | 0.74 | 0.74 | 0.74 |
| EMy´ | 0.23 | 0.18 | 0.34 | 0.38 | 0.69 | 0.69 | 0.69 |
| EMy | 0.3 | 0.18 | 0.33 | 0.37 | 0.64 | 0.64 | 0.64 |
| yк | 0.06 | 0.18 | 0.35 | 0.52 | 0.66 | 0.79 | 0.91 |

По полученным точкам проводим кинетическую линию. Построением ступеней между кинетической и рабочей линиями определим число действительных тарелок для верхней NВ и нижней NН частей колонны. (Рисунок Б.5)

Общее число действительных тарелок

N = NВ +NН;

N = 36+36 =72.

Высоту тарельчатой ректификационной колонны определим по формуле:

HК = (N – 1)\*h +zВ + zН; (2.45)

h = 0.3 м;

zВ = 0.6 м;

zН = 1.5 м, [3].

HК = (72 – 1)\*0.3 +0.6+1.5 = 23.4 м.

2.6 Гидравлическое сопротивление тарелок колонны [3]

Гидравлическое сопротивление колонны РК находим по уравнению:

РК=ΔРВ\*NВ + ΔРН\*NН. (2.46)

Гидравлическое сопротивление сухой ситчатой тарелки РС рассчитываем по уравнению:

РС =ξ\*ω2\*ρy/(2\*FC2). (2.47)

Примем ξ = 1.5

ΔРс = 1,5\*0.782\*2.96/(2\*0,1362)= 73 Па.

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелках различно для верхней и нижней частей колонны:

ΔРп в = gρx вh0 в = 9,81\*799\*0,0074=55 Па; (2.48)

ΔРп н = gρx нh0 н = 9,81\*794.9\*0,0079=62 Па. (2.49)

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, равно:

ΔРσ = 4σ/dэ, (2.50)

ΔРσ в = = 15.16 Па;

ΔРσ н = = 14.84 Па.

Тогда полное сопротивление одной тарелки верхней и нижней частей колонны равно:

ΔРв = 73+55+15.16=143.12 Па;

ΔРн = 73+62+14.84=149.84 Па.

Полное гидравлическое сопротивление ректификационной колонны равно:

ΔРк = 143.12\*36+149.84\*36= 10548 Па.

2.7 Тепловой расчет установки [4]

2.7.1 Расход теплоты

2.7.1.1 Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе

. (2.51)

. (2.52)

rд94.4°= 359.78\*103 Дж/кг; rт94.4°= 320.18\*103 Дж/кг.[4]

 кДж/кг.

Вт.

Поверхность теплоотдачи в дефлегматоре-конденсаторе определяем из основного уравнения теплоотдачи:

. (2.53)

=750 Вт/(м2\*К)

Среднюю разность температур потоков определим как среднелогарифмическую между большей и меньшей разностями температур теплоносителей на концах аппарата:

. (2.54)

94.4

15

94.4

35

; .

.

Тогда из уравнения (2.53):

 м2.

Стандартный дефлегматор-конденсатор:

Диаметр кожуха,  400 мм

Диаметр труб,  20×2 мм

Общее число труб,  181

Длина труб,  2 м

2.7.1.2 Расход теплоты, получаемой в кубе-испарителе от греющего пара

. (2.55)

= 0.03\*

, ,  - взяты соответственно при =94 0С, =103 0С, =96 0С; температура кипения исходной смеси определена по t- x, y диаграмме (Рисунок Б.4).

сDт=1.84 кДж/(кг\*К); cFт=1.84 кДж/(кг\*К); cWт=1.89 кДж/(кг\*К);

cDд=2.27 кДж/(кг\*К); сFд=2.28 кДж/(кг\*К); сWд=2.30 кДж/(кг\*К), [4]

с = сд\*x + cт\*(1 – x); (2.56)

= 2.27\*103 \*0.9+1.84\*103 \*(1-0.9)=2.23\*103 Дж/(кг\*К);

= 2.30\*103 \*0.08+1.89\*103 \*(1-0.08)=1.92\*103 Дж/(кг\*К);

= 2.28\*103 \*0.45+1.84\*103 \*(1-0.45)=2.04\*103 Дж/(кг\*К).

Подставив численные значения в формулу (2.54), получим:

 = 655495.6 Вт.

Поверхность теплоотдачи в кубе-испарителе находим:

. (2.57)

=340 Вт/(м2\*К).

103

158.1

103

158.1

.

 м2.

Стандартные размеры куба-испарителя:

Диаметр кожуха,  400 мм

Диаметр труб,  25×2 мм

Общее число труб,  111

Длина труб,  4 м.

2.7.1.3 Расход теплоты в паровом подогревателе исходной смеси

. (2.58)

tСР = (20+96)/2=580С.

сд58=2.16 кДж/(кг\*К); ст58=1.76 кДж/(кг\*К), [4].

Подставим числовые значения в формулу (2.56) :

= 2.16\*103\*0.45+(1-0.45)\*1.76\*103 = 1.94\*103 Дж/кг.

Из уравнения (2.58) получим:

Вт.

Поверхность теплоотдачи в паровом подогревателе исходной смеси:

. (2.59)

=230 Вт/(м2\*К).

96

158.1

20

158.1

; 

Подставив численные значения в формулу (2.59), получим:

.

м2.

Стандартные размеры парового подогревателя исходной смеси:

Диаметр кожуха,  273мм

Диаметр труб,  25×2 мм

Общее число труб,  37

Длина труб,  1.5 м

2.7.1.4 Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята

. (2.60)

tСР = (20+94)/2=57 0С.

сд57=2.14 кДж/(кг\*К); ст57=1.75 кДж/(кг\*К), [4].

По формуле (2.56):

=2.14\*103\*0.9+(1-0.9)\*1.75\*103 = 2100 Дж/(кг\*К).

Подставляем значения в формулу (2.60):

Вт.

Поверхность теплоотдачи в водяном холодильнике дистиллята:

. (2.61)

=240 Вт/(м2\*К).

20

15

94

35

; .

Подставив численные значения в формулу (2.54), получим:

.

 м2.

Стандартные размеры водяного холодильника дистиллята:

Диаметр кожуха,  325 мм

Диаметр труб,  20×2 мм

Общее число труб,  90

Длина труб,  1.5 м

2.7.1.5 Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка

. (2.62)

tСР = (20+103)/2=61.5 0С.

сд61.5=2.15 кДж/(кг\*К); ст61.5=1.77кДж/(кг\*К), [4].

По формуле (2.56) получаем:

= 0.84\*103\*0.018+(1-0.018)\*1.77\*103 = 1.75\*103 Дж/кг.

Подставляем значения в формулу (2.62):

Вт.

Поверхность теплоотдачи в водяном холодильнике кубового остатка:

. (2.63)

=240 Вт/(м2\*К).

20

15

103

35

; .

Подставив численные значения в формулу (2.54), получим:

.

 м2.

Стандартные размеры водяного холодильника дистиллята:

Диаметр кожуха,  273 мм

Диаметр труб,  25×2 мм

Общее число труб,  37

Длина труб,  3 м.

2.7.2 Расход греющего пара

Расход греющего пара находим при давлении Рабс=6 кгс/см2 и влажности 5%.

В кубе-испарителе:

. (2.64)

 =2095\*103 Дж/кг, [4].

 кг/с;

В подогревателе исходной смеси:

. (2.65)

 кг/с.

Общий расход греющего пара:

 кг/с или 1.28 т/ч.

2.7.3 Расход охлаждающей воды

В дефлегматоре:

. (2.66)

 = 4190 Дж/(кг\*К), [4].

=1000 кг/м3, [4].

м3/с.

В водяном холодильнике дистиллята:

. (2.67)

 м3/с.

В водяном холодильнике кубового остатка:

. (2.68)

 м3/с.

Общий расход воды:

 м3/с или 29.16 м3/ч.

2.8 Расчёт штуцеров

Расчёт штуцеров сводится к определению диаметра штуцера по уравнению:

. (2.69)

Для жидкости принимаем =1.5м/с, для пара – =15м/с.

2.8.1 Штуцер для ввода исходной смеси

. (2.70)

 при температуре =960С (Рисунок Б.4).

=802.6 кг/м3;  = 792 кг/м3 .

 рассчитываем по формуле:

. (2.75)

;

 кг/м3 .

Подставим вычисленные значения в формулу (2.70):

м.

Стандартный диаметр штуцера = 50 мм.

2.8.2 Штуцер для вывода паров дистиллята

. (2.71)

 при температуре =940С (Рисунок Б.4).

. (2.72)

R=GR/GD ;

GR= R\*GD. (2.73)

GR = 5.4\*0.278= 1.5 кг/с; GV = 0.278+1.5=1.778 кг/с.

. (2.74)

. (2.75)

МD=88\*0.9+92\*0.1=88.4 кг/кмоль.

кг/м3.

Подставим вычисленные значения в формулу (2.71):

м.

Стандартный диаметр штуцера = 250 мм.

2.8.3 Штуцер для ввода флегмы

. (2.76)

 при температуре =94 0С (рис.Б.4).

=805.4 кг/м3;  =794кг/м3 .

 рассчитываем по формуле:

. (2.77)

;  = 804.2 кг/м3 .

Подставим вычисленные значения в формулу (2.76):

м.

Стандартный диаметр штуцера = 40 мм.

2.8.4 Штуцер для вывода кубового остатка

. (2.78)

 при температуре =103 0С (Рисунок Б.4).

. (2.79)

. (2.80)

; (2.81)

; ; =7.66\*0.278=2.13 кг/с.

=790.8 кг/м3;  = 780.3кг/м3 .

 рассчитываем по формуле:

. (2.82)

;  = 781.3 кг/м3 .

Подставим вычисленные значения в формулу (2.78):

м.

Стандартный диаметр штуцера =50 мм.

2.8.5 Штуцер для ввода паров кубового остатка

. (2.83)

 при температуре =103 0С (Рисунок Б.4).

=GW+GV; (2.84)

GV = - GW; GV = 2.13- 0.35 = 1.78 кг/с.

. (2.85)

. (2.86)

МW= 88\*0.08+92\*0.92=91.7 кг/кмоль.

кг/м3.

Подставим вычисленные значения в формулу (2.83):

м.

Стандартный диаметр штуцера = 250 мм.

2.9 Выбор конструкционного материала [7]

Аппарат предназначен для разделения смеси диоксан – толуол. Среда в аппарате токсичная, коррозионная. Тип тарелок – ситчатые, в количестве 72 шт. Температура среды в кубе до 103°С. Исходя из этих характеристик колонны материал тарелок и частей колонны, соприкасающихся с разделяемыми жидкостями или их порами изготовим из стали Х18Н9ТЛ ГОСТ 2176 – 57, остальные сборочные единицы и детали из - Ст. 3 ГОСТ 380 – 71.

Заключение

В процессе проделанной работы была рассчитана ректификационная установка для разделения смеси диоксан–толуол. Были подобраны и рассчитаны параметры дополнительных аппаратов, выбран тип колонны – тарельчатая и в соответствии с этим ситчатые тарелки марки ТС. В соответствии с основными параметрами процесса был выбран конструкционный материал ректификационной установки. Был рассчитан тепловой и материальный баланс установки.

Список использованных источников

1.Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1973. – 754 с.

2.Коган В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. Равновесие между жидкостью и паром. Кн. 1-2. – М.-Л.: Наука, 1966. – 640-786 с.

3.Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. 2-е изд. /Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. 494 с.

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

5.Справочник химика. Т.1. М.-Л.: Госхимиздат, 1963. – 1071 с.

6.Тимонин А.С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: Справочник в 3-х томах. Изд. 2-е, перераб. и доп. – Калуга: Изд-во Н.Бочкаревой, 2002.

7. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. 3-е изд. – М.: Химия,1978. – 280 с.

8. Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.

Приложение

Таблица 1.[2] Равновесный состав жидкости и пара для системы диоксан-толуол при Рабс=600 мм рт ст

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| x, % (мол.) C4H8О2  | y, % (мол.) C7H8 | t, 0С |
| 8.7 | 12.9 | 100.72 |
| 15.2 | 20.0 | 99.58 |
| 23.2 | 31.8 | 98.38 |
| 31.0 | 40.6 | 97.38 |
| 41.8 | 51.0 | 96.16 |
| 44.9 | 53.5 | 96.06 |
| 51.4 | 59.7 | 95.38 |
| 62.2 | 68.9 | 94.55 |
| 70.5 | 74.9 | 94.31 |
| 80.6 | 83.1 | 93.93 |
| 90.8 | 92 | 93.65 |