**РАСЧЕТ НАСАДОЧНОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ ПО РАЗДЕЛЕНИЮ СМЕСИ ХЛОРОФОРМ-БЕНЗОЛ**

**Содержание**

Задание на проектирование по теме «ректификация»

Введение

1. Технологическая схема

2. Расчёт насадочной ректификационной колонны непрерывного действия

2.1 Материальный баланс колонны и рабочее флегмовое число

2.2 Скорость пара и диаметр колонны

2.3 Высота колонны

2.4 Гидравлический расчет колонны

2.5 Прочностной расчёт

2.6 Выбор опор

2.7 Расчёт штуцеров

2.8 Выбор дефлегматора, кипятильника и насоса для перекачки исходной смеси

Список используемой литературы

**Задание на проектирование по теме «ректификация**»

|  |  |
| --- | --- |
| Разделяемая смесь | Хлороформ – бензол |
| Тип колонны | насадочная |
| Массовое содержание НК в исходной смеси, % | 15 |
| Массовое содержание НК в дистилляте, % | 97 |
| Массовое содержание НК в кубовом остатке, % | 3 |
| Температура исходной смеси, 0 К | 35 |
| Производительность колонны по исходной смеси кг/ч | 3000 |

Низкокипящий компонент:

Хлороформ – СНСL3, Ткип = +64оС

Высококипящий компонент:

бензол − С6Н6, Ткип = +80оС

**Введение**

Разделение жидких и газообразных смесей на индивидуальные компоненты имеет большое значение в химической, нефтехимической и родственных с ними областях промышленности. Особенно важно выделение компонентов в чистом виде в производстве полимеров с повышенными физико-химическими свойствами, полупроводников, изотопов и т.д. Для разделения смесей на индивидуальные компоненты среди других методов широкое применение нашел метод ректификации.

Ректификация – массообменный процесс, который осуществляется в большинстве случаев в противоточных колонных аппаратах с контактными элементами (насадки, тарелки), аналогичными используемым в процессе абсорбции. Поэтому методы подхода к расчету и проектированию ректификационных и абсорбционных установок имеют много общего. Тем не менее, ряд особенностей процесса ректификации (различное соотношение нагрузок по жидкости и пару в нижней и верхней частях колонны, переменные по высоте колонны физическое свойство фаз и коэффициент распределения, совместное протекание процессов массо- и теплопереноса) осложняет его расчет.

Одна из сложностей заключается в отсутствии обобщенных закономерностей для расчета кинетических коэффициентов процесса ректификации. В наибольшей степени это относится к колоннам диаметром более 800 мм с насадками и тарелками, широко применяемым в химических производствах. Большинство рекомендаций сводится к использованию для расчета ректификационных колонн кинетических зависимостей, полученных при исследовании абсорбционных процессов.

Смесь хлороформа с бензолом – бесцветная прозрачная жидкость с резким запахом. Подобно другим органическим соединениям, смесь хлороформа с бензолом не агрессивна по отношению к металлам и сплавам. Эти материалы не коррозируют в этой смеси даже при наличии в ней примеси воды.

Бензол применяется для получения многих полупродуктов в производстве красителей, лаков, фармацевтических препаратов. Смесь паров бензола с воздухом образуют взрывоопасную смесь. Малые концентрации паров при многократном воздействии вызывают изменение состава крови и нарушают нормальную функцию кроветворных органов. Хроническое отравление парами может вызвать смерть.

Хлороформ имеет сладковатый запах, он прозрачен и не образует взрывоопасных смесей с воздухом. Хлороформ приобрел большое значение как исходное вещество для синтеза фреонов. Он используется как растворитель в лабораторной практике и в технике. Хлороформ имеет наркотические и анестезиологические свойства.

**1. Технологическая схема**

Снизу вверх по колонне движутся пары, поступающие в нижнюю часть аппарата из кипятильника, который находится вне колонны, т.е. является выносным. Следовательно, с помощью кипятильника создается выходной поток пара. Пары проходят через слой жидкости, которую будем считать первой, ведя нумерацию тарелок условно снизу вверх.

Пусть концентрация жидкости на первом слое насадок равна Х1 (по низкокипящему компоненту), а её температура t1. В результате взаимодействия между жидкостью и паром, имеющем более высокую температуру, жидкость частично испаряется, причем пар переходит преимущественно в НК (низкокипящий компонент). Поэтому на следующий (второй) слой насадок поступает пар с содержанием НК y1x1. испарение жидкости на тарелки происходит за счет тепла конденсации пара.

Из пара конденсируется и переходит в жидкость преимущественно ВК, содержание которого в поступающем на слой насадок паре выше равновесного с составом жидкости на тарелке. При равенстве теплот испарения компонентов бинарной смеси для испарения 1 моль НК необходимо сконденсировать 1 моль ВК, т.е. фазы на тарелке обмениваются компонентами.

На втором слое насадок жидкость имеет состав Х2, содержит больше НК, чем на первой (Х2 Х1), и соответственно кипит при более низкой температуре (t2 t1). Соприкасаясь с ней, пар состава У1 частично концентрируется, имея состав y2 y1 и т.д.

Таким образом, пар, представляющий собой на выходе из кипятильника почти чистый ВК, по мере движения вверх всё более обогащается низкокипящим компонентом и покидает верхний слой насадок колонны в виде почти чистого НК, который почти полностью переходит в паровую фазу на пути пара от кипятильника до верха колонны.

Пары конденсируются в дефлегматоре, охлаждаемом водой, и получается жидкость, разделяется в распределителе на дистиллят и флегму, которая направляется на верхний слой насадок колонны. Следовательно, с помощью дефлегматора в колонне создается нисходящий поток жидкости.

Жидкость, поступающая на орошение колонны (флегма), представляет собой почти чистый НК. Однако, стекая по колонне и взаимодействуя с паром, жидкость все более обогащается ВК, концентрируется из пара.

Когда жидкость достигает нижней тарелки, она становится практически чистым ВК и поступает в кипятильник, обогреваемый глухим паром или другим теплоносителем.

На некотором расстоянии от верха колонны к жидкости из дефлегматора присоединяется исходная смесь, которая поступает на питательную насадку колонны. Для того чтобы уменьшить тепловую нагрузку кипятильника, исходную смесь, обычно, предварительно нагревают в подогревателе до температуры кипения жидкости на питательной насадке.

Питательная насадка делит колонну на две части, имеющие различные назначения. В верхней части (от питающей до верхней насадки) должно быть обеспечено, возможно, большее укрепление паров, т.е. обогащение их НК с тем, чтобы в дефлегматор направлялись нары, близкие по составу к чистому НК. Поэтому эта часть колонны называется укрепляющей.

В нижней части необходимо в максимальной степени удалить из жидкости НК, т.е. исчерпать жидкость, для того чтобы в кипятильник стекала жидкость, близкая по составу к чистому ВК. Эта часть колонны называется исчерпывающей.

В дефлегматоре могут быть сконденсированы все пары, поступающие из колонны, или только часть их соответствующая возвращаемой в колонну флегмы. В первом случае часть конденсата, оставшегося после отделения флегмы, представляет собой дистиллят ректификации, или верхний конденсат, который после охлаждения в холодильнике поступает в сборник дистиллята. Во втором случае несконденсированные в дефлегматоре пары одновременно конденсируются в холодильнике, который при таком варианте работы служит конденсатором – холодильником дистиллята.

Жидкость, выходящая из низа колонны также делится на две части. Одна часть, как указывалось, направляется в кипятильник, а другая – остаток после охлаждения водой в холодильник.

Такие установки оснащают необходимыми контрольно-измерительными приборами, позволяющими автоматизировать работу их, и проводить процесс с помощью программного управления в оптимальных условиях. Путем автоматического регулирования сводится к минимуму колебания количества, состава и температуры исходной смеси, давления и расхода греющего пара и расхода охлаждающей жидкости.

**2. Расчет насадочной ректификационной колонны непрерывного**

**действия**

**2.1 Материальный баланс колонны и рабочее флегмовое число**

Производительность колонны по дистилляту Р и кубовому остатку W определим из уравнений материального баланса колонны:

F=P+W; FF = PP +WW (1)

Отсюда находим:

 кг/с

P = F-W = 0.83-0,72 = 0,11 кг/с

Нагрузки ректификационной колонны по пару и жидкости, определяются рабочим флегмовым числом R. Его оптимальное значение Rопт определяется технико-экономическим расчетом.

Минимальное флегмовое число Rmin:

 (2)

где XF и XP -мольные компонента соответственно в исходной смеси и дистилляте, кмоль/кмоль смеси; y\*- концентрация легколетучего компонента в паре, находящемся в равновесии с исходной смесью, кмоль/кмоль смеси.

Определим R по этой рекомендации. Пересчитаем составы фаз из массовых долей в мольные по соотношению:

 (3)

где Мх и М6 – молекулярные массы соответственно хлороформа и бензола, кг/кмоль.

Получим:

кмоль/кмоль смеси

Аналогично найдем: XP=0.975 кмоль/кмоль смеси; XW=0.036 кмоль/кмоль смеси.

Тогда минимальное флегмовое число равно:



Рабочее флегмовое число:

R = 1.3\*Rmin+0.3 = 1.3\*33,69+0.3 = 44,097

Средние массовые расходы по жидкости для верхней и нижней частей колонны:

LB=P\*R\*MB/MP; (4)

LH= P\*R\*MH/MP +F\*MH/MF; (5)

где MP и MF – мольные массы дистиллята и исходной смеси. MB и MH-средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны соответственно.

Мольную массу дистиллята в данном случае можно принять равной мольной массе легколетучего компонента-хлороформа. Средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны соответственно равны:

MB=MXXCP.B+M6(1-XCP.B);

MH=MXXCP.H+M6(1-XCP.H);

где MB и MH – мольные массы хлороформа и бензола;

XCP.B и XCP.H – средние мольные составы жидкости соответственно в верхней и нижней частях колонны:

XCP.B = (XP+XF)/2 = (0.177+0.975)/2 = 0.576 кмоль/кмоль смеси

XCP.H = (XF+XW)/2 = (0.177+0.036)/2 = 0.107 кмоль/кмоль смеси

Тогда:

MB=64\*0.576+78(1-0.576)=69.9 кг/кмоль

MH=64\*0,107+78(1-0,107)=76,5 кг/кмоль

Мольная масса исходной смеси:

MF=MX\*XF+M6(1-XF)=64\*0.177+78(1-0,177)=75,5 кг/кмоль

MP=MX\*XP+M6(1-XP)=64\*0.975+78(1-0.975)=64.35 кг/кмоль

Подставим рассчитанные величины в уравнения (4) и (5), получим:

LB=0,11\*44,097\*69,9/64,35=5,27 кг/с

LH=0,11\*44,097\*76,5/64,35+0,83\*76,5/75,5 = 6,61 кг/с

Уравнения рабочих линий

1. Уравнение верхней части колонны:

2. Уравнение нижней части колонны:

где F – относительный мольный расход:



Тогда получим:

1. 

2.

Средние массовые потоки пара в верхней и нижней частях колонны:

GB=P\*(R+1)\*MB’/MP (7)

GH=P\*(R+1)\* MH’/MP

где MB’ и MH’ – средние мольные массы паров в верхней и нижней частях колонны:

MB’=МХ\*yCP.B+MБ(1 - yCP.B) (8)

MH’=МХ\*yCP.H+MБ(1 - yCP.H)

где yCP.H и yCP.H − средние концентрации пара, найдем по уравнениям рабочих линий:

1. В верхней части колонны:

yCP.B=0.978\*XCP.B+0.022 = 0.978\*0.576+0.022 = 0.585 кмоль/кмоль смеси

2. В нижней части колонны:

yCP.H=1.126\*XCPH – 0,0045 = 1,126\*0.107 - 0,0045 = 0.116 кмоль/кмоль смеси

Тогда:

MB’=64\*0,585+78(1-0,585)=69,81 кг/кмоль

MH’=64\*0,116+78(1-0,116)=76,38 кг/кмоль

Подставив численные значения в уравнение (7), получим:

GB=0,11(44,097+1)69,81/64,35 = 5,38 кг/с

GН=0,11(44,097+1)76,38/64,35 = 5,89 кг/с

**2.2 Скорость пара и диаметр колонны**

Плотность жидкости и пара в верхней и нижней частях колонны при средних температурах в них. Средние температуры паров определим по диаграмме t-x,y по средним составам фаз: tB=75,50C; tH=79,70C.

Тогда:

 (9)

Отсюда получим:

=69,81\*273/22,4(273+75,5) =2,44 кг/м3

=76,38\*273/22,4(273+79,7)=2,64 кг/м3

Средняя плотность паров в колонне:

=(+ )=(2,44+2,64)/2 = 2,54 кг/м3

В данном случае плотности жидких хлороформа и бензола близки.

Температура вверху колонны при yD=0.975 равняется 63,40С, а в кубе-испарителе при XW=0.036 она равняется 80,30С. Плотность жидкого хлороформа при 63,40С: =1405 кг/м3, а жидкого бензола: =814 кг/м3.

Тогда средняя плотность жидкости в колонне равна:

Ж=(+ )/2=(1405+814)/2 = 1109,5 кг/м3

Предельная скорость пара в верхней и нижней частях колонны:



где а – удельная поверхность насадки, м2/м3;

ε – свободный объем насадки, м3/м3 (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. Для данного случая примем насадку из керамических колец Рашига размером 50×50×50 мм. Удельная поверхность насадки 87,5 м2/м3, свободный объем насадки 0,785 м3/м3, насыпная плотность 530 кг/м3).

Вязкость жидких смесей:



Вязкости жидкостей в верхней и нижней частях колонны:





Откуда

 МПа\*с

 МПа\*с

Предельная скорость пара в верхней части колонны:



Откуда м/с

Предельная скорость пара в нижней части колонны:



Откуда м/с

Примем рабочую скорость на 30% ниже предельной:

м/с, м/с

Найдем среднюю скорость паров:

м/с

Ориентировочный диаметр колонны определяют из уравнения расхода:

Принимаем средний массовый поток пара в колонне G равным полусумме GB и GH:

G=(5,38+5,89)/2 = 5,64 кг/с

Диаметр колонны:

 м

Рационально принять стандартный диаметр колонны d=1,4 м. При этом действительные рабочие скорости паров в колонне равны:



**2.3 Высота колонны**

ректификация бензол хлороформ колонна смесь

Эквивалентная высота насадки:



где σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м.

m – тангенс угла наклона равновесной линии.



Высота слоя насадки:



где  - теоретическое число изменения концентраций (как видно из графика для верха – 9, для низа – 13 шт.)

Принимаем КПД насадки равное 0,7, тогда действительное число изменения концентраций:

.

Принимаем 32 шт. (13 и 19 шт.)



Высоту колонны определим по формуле [5]:

Н К=Нн+(n-1)hp +НСЕП+НКУБ

где hp – высота промежутков между секциями насадок, м;

НСЕП – высота сепарационного пространства, м;

НКУБ – расстояние между днищем колонны и насадкой, м.

Для колонны диаметром d=1,4 м по [5] принимаем:

НСЕП = 1000 мм

НКУБ = 2000 мм

Тогда высота колонны будет равна:

НК=11,84+(32-1)0,3+1+2=24,14 м.

**2.4 Гидравлический расчет колонны**

Гидравлическое сопротивление насадки Δр:

ΔР=1169U ΔРc

Гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой) насадки:



где  - коэффициент сопротивления сухой неорошаемой насадки, зависит от режима движения газа в насадке

Критерий Рейнольдса для газа в верхней и нижней частях колонны соответственно:



Следовательно, режим движения турбулентный.

Для турбулентного режима коэффициент сопротивления сухой насадки в виде беспорядочно засыпанных колец Рашига:



Гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой) насадки в верхней части колонны:

 Па

Гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой) насадки в нижней части колонны:

 Па

Плотность орошения в верхней и нижней части колонны:

 м3/(м2\*с)

 м3/(м2\*с)

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в верхней и нижней части колонны:

 Па

 Па

Общее гидравлическое сопротивление насадки:

ΔР = ΔР.В + ΔР.Н =5706+10030 = 15736 Па.

**2.5 Прочностной расчет**

По рекомендации [7], принимаем сталь Х18Н10Т, она пригодна для работы при контакте с хлорсодержащими веществами и производными бензола. Коррозия этой стали равномерная, и составляет: w=0,14 мм/год.

Толщина стенки аппарата:

Sp=PpD/(2\*φ\*[σ]-Pp)

где Рр − расчётное давление, МПа

Рр=Р+Рг

где Р − давление в аппарате, МПа;

Рг − гидростатическое давление столба жидкости.

Так как Рг мало по сравнению с Р, его можно не учитывать.

φ-коэффициент прочности сварных швов, φ=0,9

[σ] − нормативное допускаемое напряжение, МПа

[σ]=η\*σ\*

η − коэффициент, зависящий от вида заготовки.

Для листового проката η=1. σ\*=152 МПа, при t=100оС

Откуда [σ]=152 МПа

Расчетная толщина стенки равна:

Sp=0,1\*1,4/(2\*0,9\*152-0,1)=0,000511 м

Исполнительная толщина стенки равна:

S=Sp+C+C0

где С – прибавка на коррозию, которая находится по формуле:

С=T\*w

где Т=10 лет − срок эксплуатации аппарата; С0 − округление до ближайшего целого значения.

S=0.000511+0.0014=0.002 м=2 мм

Примем толщину стенки цилиндрической обечайки 6 мм. Крышку и днище выберем эллиптические, так как они являются наиболее распространёнными. По рекомендации [9] (табл. 7.2. стр. 116) подберём крышку и днище нужного размера. При диаметре аппарата D=1400 мм, толщина стенки крышки и днища будет равна Sд=6 мм. Целесообразно принять толщину стенки цилиндрической обечайки, крышки и днища одинаковой и равной 6 мм.

**2.6 Выбор опор**

Для определения опоры необходимо определить вес аппарата:

G=mKB\*g

где: g - ускорение свободного падения равное 9,8 м2/с.

mKB - масса корпуса, наполненного водой.

mKB=mK+mB

где: mK - масса корпуса аппарата (массой тарелок можно пренебречь).

mB - масса воды залитой в аппарат.



где V − объем, равный:

V=HK\*S

где HK − высота колонны с запасом и с учетом крышки и днища: HK=4,6 м.

S − площадь поперечного сечения аппарата:

S=0,785\*d2=0.785\*0.82=0.55 м2

Тогда объем колонны будет равен:V=0.55\*4,6=2,53 м3. Плотность стали приближенно равна:ρ=7850 кг/м3. Комплекс kS:



где: [σ]-нормативное допускаемое напряжение.

ϕ-коэффициент прочности сварных швов равный 0,95

Подставим полученные величины в уравнение (3):



 кг.

Масса воды залитой в колонну:

mB = ρB\*V = 1000\*2,53 = 2530 кг

Тогда масса колонны, заполненной водой, будет равна:

mKB=2530+322=2852 кг.

G=2852\*9.81=27978 Н.

По рекомендации [9] (стр. 288), принимаем стандартную цилиндрическую опору 3-го типа (с кольцевым опорным поясом ОСТ 26-467-78).

Рис. 1. − Конструкция стандартной цилиндрической опоры для

стальных сварных колонных аппаратов. Тип 3 – с кольцевым опорным

поясом

**2.7 Расчёт штуцеров**

Диаметр штуцеров найдём по формуле:

где G - массовый расход жидкости(газа), кг/с;

w - скорость жидкости(газа), м/с;

wж=0,5 м/с; wг=3,5 м/с;

ρ-плотность жидкости газа, кг/м3.

Диаметр штуцера для ввода исходной смеси равен:



Принимаем стандартный штуцер d=45 мм (По [9] табл. 10.1, стр. 173)

Диаметр штуцера для отвода пара из верхней части колонны:

мм

Принимаем стандартный штуцер диаметром d=130 мм (По [9] табл. 10.1, стр. 173)

Диаметр штуцера для отвода кубового остатка:



Возьмём стандартный штуцер диаметром d=45 мм (По [9] табл. 10.1, стр. 173)

**2.8 Выбор дефлегматора, кипятильника и насоса для перекачки**

**исходной смеси**

*Выбор дефлегматора*

Тепловой баланс в дефлегматоре:

P\*(R+1)\*r=Gв\*Ср\*(tкон-tнач),

где r=247,6 кДж/кг - теплота парообразования хлороформа;

СВ=4,19 кДж/(кг\*К) - теплоёмкость воды;

tнач=40оС − температура воды на входе в дефлегматора;

tкон=28оС − температура воды на выходе из дефлегматора;

Из теплового баланса можем найти расход воды в дефлегматоре:



кг/с

Поверхность теплообмена дефлегматора найдём по формуле:

где Q-тепловой поток, Вт.

Q=Gв\*Cp\*=5,38\*4.19\*103\*12 = 270 кВт.

к − коэффициент теплоотдачи, который можно ориентировочно принять по [2] (табл. 4.8 на стр. 172)

к~500

м2

По рекомендации [9] (стр. 344) выберем подходящий теплообменник:

Теплообменник ГОСТ 15122-79 с площадью теплообмена F=50 м2.

***Выбор кипятильника***

Считаем, что за раз в кипятильнике испаряется 50% кубового остатка. Значит, количество тепла, необходимое для испарения данного количества жидкости будет равно:

Q=W\*r/2=0.72\*247,6\*103/2=89 кВт

Площадь поверхности кипятильника будет равна:

где, к − коэффициент теплоотдачи, который можно ориентировочно принять по [2] (табл. 4.8 на стр. 172)

к~1500

м2

По полученным результатам в справочнике [9] на стр. 345 выберем подходящий кипятильник:

Испаритель вертикальный, исполнение 1.

*Выбор насоса*

Для перекачки исходной смеси по каталогу [10]:«центробежных химических насосов с проточной частью из металла» выберём подходящий по техническим характеристикам:

Насос типа АХ(0) 40-25-160-А,К,Е,И. Этот насос предназначен для перекачки химически активных жидкостей плотностью до 1850 кг/м3

**Список используемой литературы**

1. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. / Ю.И. Дытнерский. − 1991.
2. Примеры и задачи по курсу ПиАХТ. / Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. − 1987.
3. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. / А.Г. Касаткин. − 1961.
4. Основы расчёта и конструирования массообменных колонн. / Тютюнников А.Б., Товажнянский Л.Л., Готлинская А.П. − 1989.

5. Доманский И.В. Машины и аппараты химических производств. / Доманский И.В.

6. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. / А.А. Лащинский, А.Р. Толчинский.

7. Коррозия и защита химической аппаратуры. / Сухотин А.М. – Т. 7.

8. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. / В.Н. Стабников.

9. Лощинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов: Справочник. / А.А. Лощинский. − 1981.

10. Каталог центробежных химических насосов с проточной частью из металла.

11. Равновесие между жидкостью и паром. / Коган В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. − 1966.

12. Михалев М.Ф. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств. / М.Ф. Михалев.