ФЕДЕРАЛЬНОЕ АГЕНТСТВО ПО ОБРАЗОВАНИЮ

Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования

Кузбасский Государственный Технический Университет

Кафедра процессов, машин и аппаратов химических производств

РАСЧЕТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА

к курсовому проекту на тему:

**«Двухкорпусная выпарная установка»**

Студент Майбуров М.В.

Руководитель проекта

Темникова Е.Ю

Кемерово 2006

Содержание

Введение

1. Описание технологической схемы установки
2. Расчет основного аппарата

Заключение

Список литературы

**Введение**

Выпарные аппараты предназначены для концентрирования жидких растворов практически нелетучих веществ путем частичного удаления растворителя испарением при кипении жидкости. В процессе выпаривания растворитель удаляется из всего объема раствора, в то время как при температурах ниже температур кипения испарение происходит только с поверхности жидкости.

Процесс выпаривания - энергоемкий процесс, особенно если теплота испарения. Как например у воды. Поэтому составляющая на энергозатраты при выпаривании может быть весьма существенной составляющей в себестоимости производства того или иного продукта. Одним из наиболее эффективных способов снижения энергопотребления является применение выпарных батарей- многокорпусных выпарных установок.

Веществом, подлежащим концентрированию в водном растворе, является К2СО3. Его основные физико-химические свойства приведены в таблице 1.1:

Таблица 1.1

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Название  вещества | Химическая  формула | Форма и цвет | Молекулярный  вес | температура  плавления, 0С | Теплота растворения при 18°в 400моля воды, ккал/кг-мол | плотность, г/см3 | Температура кипения 50% р-ра, °С |
| Углекислый  Калий (пошат) | К2СО3 | Белые  кристаллы | 58,44 | 891± 0,5 | 6490 | 2,13 | 113,1 |

Пошат используют в производстве стекла. Значительное количество пошата употребляют для производства некоторых солей, фармацевтических препаратов, жидкого калийного мыла. Для получения жидкой и твердой двуокиси углерода, при крашение и отбелки тканей, для изготовления печатных красок и т.д. разработан способ кладки бетона в зимнее время с применением раствора пошата. В препаративной химии в качестве водоотталкивающего средства[1]

**1. Описание технологической схемы установки**

В химической и смежной с ней отраслях промышленности жидкие смеси, концентрирование которых осуществляется выпариванием, отличаются большим разнообразием как физических параметров (вязкость, плотность, температуря кипения, величина критического теплового потока и др.), так и других характеристик (кристаллизующиеся, пенящиеся, нетермостойкие растворы и др.). Свойства смесей определяют основные требования к условиям проведения процесса (вакуум-выпаривание, прямо- и противоточные, одно- и многокорпусные выпарные установки), а также к конструкциям выпарных аппаратов.

Такое разнообразие требований вызывает определенные сложности при правильном выборе схемы выпарной установки, типа аппарата, числа ступеней к многокорпусной выпарной установке. В общем случае такой выбор является задачей оптимального поиска и выполняется технико-экономическим сравнением различных вариантов с использованием ЭВМ.

В приведенном ниже типовом расчете трех корпусной установки, состоящей из выпарных аппаратов с естественной циркуляцией (с соосной камерой) и кипением раствора в трубах, и солеотделением.

Принципиальная схема трех корпусной выпарной установки см. приложение на А1.

Исходный разбавленный раствор из промежуточной емкости Е1 центробежным насосом Н1 подается в теплообменник Т, где прогревается до температуры, близкой к температуре кипения, а затем – в первый корпус выпарной установки АВ1. Предварительный подогрев раствора повышает интенсивность кипения в выпарном аппарате АВ1.

Первый корпус обогревается свежим водяным паром. Вторичный пар, образующийся при концентрировании раствора в первом корпусе, направляется в качестве греющего во второй корпус АВ2. Сюда же поступает частично сконцентрированный раствор из 1-го корпуса.

Самопроизвольный переток раствора и вторичного пара в следующие корпуса возможен благодаря общему перепаду давлений, возникающему в результате создания вакуума конденсацией вторичного пара последнего корпуса в барометрическом конденсаторе смешения КТ, где заданное давление поддерживается подачей охлаждающей воды и отсосом неконденсирующихся газов вакуум-насосом НВ. Смесь охлаждающейся воды и конденсата выводится из конденсатора при помощи барометрической трубы с гидрозатвором. Образующийся во втором корпусе концентрированный раствор центробежным насосом Н3 подается в промежуточную емкость упаренного раствора Е2.

Конденсат греющих паров из выпарных аппаратов выводится с помощью конденсатоотводчиков КО1-4.

**2. Расчет основного аппарата**

Выбор конструкционных материалов

Выбираем конструкционный материал, стойкий в среде кипящего водного раствора К2СО3 в интервале изменения концентраций от 11 до 32%. в этих условиях химически стойкой является сталь марки Х18Н10Т. Скорость коррозии ее не менее 0,1 мм/год, коэффициент теплопроводности λст = 25,1 Вт/(м\*К).

Расчеты конструктивно-технологических параметров аппарата

Определение поверхности теплопередачи выпарных аппаратов

Поверхность теплопередачи каждого корпуса выпарной установки определяется по основному уравнению теплопередачи:

F = Q/(Ktп),

где Q – тепловая нагрузка, кВт;

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

tп – полезная разность температур, град.

Для определения тепловых нагрузок Q, коэффициентов теплопередачи К и полезных разностей температур tп необходимо знать распределение упариваемой воды, концентраций растворов и их температур кипения по корпусам. Эти величины находятся методом последовательных приближений.

Производительность установки по выпариваемой воде определяется из уравнения материального баланса:

W = Gн(1 – xн/xк),

где Gн – производительность установки по исходному раствору, кг/с;

xн, xк – массовые концентрации вещества в исходном и упаренном растворе соответственно, %.

W = 1,11\*(1 – 11/32) = 0,728 кг/с.

Концентрации упариваемого раствора

Распределение концентраций раствора по корпусам установки зависит от соотношения нагрузок по выпариваемой воде в каждом аппарате. В первом приближении на основании практических данных принимают, что производительность по выпариваемой воде распределяется между корпусами в соотношении:

1: 2:3 = 1,0: 1,1

Тогда

1 =1,0W/(1,0 + 1,1) = 1,0\*1,11/2,1 = 0,346 кг/с;

2 = 1,1W/(1,0 + 1,1) = 1,1\*1,11/2,1 = 0,381 кг/с;

Далее рассчитываются концентрации растворов в корпусах:

x1 = Gнxн/(Gн - 1) = 1,11\*0,11/(1,11 – 0,346) = 0,16, или 16%;

x2 = Gнxн/(Gн - 1 - 2) =1,11\*0,11/(1,11 – 0,346 – 0,381) = 0,32, или 32%.

Концентрация раствора в последнем корпусе x2 соответствует заданной концентрации упаренного раствора xк.

Температуры кипения растворов

Общий перепад давлений в установке равен:

Pоб = Pг1 – Pбк,

где Pг1 – давление греющего пара, МПа;

Pбк – абсолютное давление в барометрическом конденсаторе, МПа.

Pоб =0,9-0,02=0,88МПа.

В первом приближении общий перепад давлений распределяют между корпусами поровну. Тогда давления греющих паров в корпусах (в МПа) равны:

Pг1 = 0,9МПа;

Pг2 = Pг1 - Pоб/2 =0,9 – 0,0,88/2 = 0,46 МПа.

Давление пара в барометрическом конденсаторе:

Pбк = Pг2 - Pоб/2 = 0,46 – 0,488/2 = 0,02 МПа,

что соответствует заданному значению Pбк.

По давлениям паров находим их температуры и энтальпии [1]:

P, МПа t, 0C I, кДж/кг

Pг1 = 0,9tг1 = 174,5I1 = 2780

Pг2 = 0,46 tг2 = 147,82 I2 = 2750

Pбк = 0,02 tбк = 59,7 Iбк = 2607

При определении температуры кипения растворов в аппаратах исходят из следующих допущений. Распределение концентраций раствора в выпарном аппарате с интенсивной циркуляцией практически соответствует модели идеального перемешивания. Поэтому концентрацию кипящего раствора принимают равной конечной в данном корпусе и, следовательно, температуру кипения раствора определяют при конечной концентрации.

Изменение температуры кипения по высоте кипятильных труб происходит вследствие изменения гидростатического давления столба жидкости.

Температуру кипения раствора в корпусе принимают соответствующей температуре кипения в среднем слое жидкости. Таким образом, температура кипения раствора в корпусе отличается от температуры греющего пара в последующем корпусе на сумму температурных потерь ΣΔ от температурной (Δ/), гидростатической (Δ//) и гидродинамической (Δ///) депрессий (ΣΔ = Δ/ +Δ// +Δ///).

Гидродинамическая депрессия обусловлена потерей пара на преодоление гидравлических сопротивлений трубопроводов при переходе из корпуса в корпус. Обычно в расчетах принимают Δ/// = 1,0 – 1,5град на корпус. Примем для каждого корпуса Δ/// = 1 град. Тогда температуры вторичных паров в корпусах (в 0C) равны:

tвп1 = tг2 + Δ1/// = 147,82 + 1,0 = 148,82;

tвп2 = tбк + Δ2/// =59,7 + 1,0 = 60,7.

Сумма гидродинамических депрессий

ΣΔ/// = Δ1/// +Δ2/// =1 + 1 = 2 0С.

По температурам вторичных паров определим их давление. Они равны соответственно (в МПа): Pвп1 =0,47; Pвп2 = 0,18; Pвп3 = 0,021.

Гидростатическая депрессия обусловлена разностью давлений в среднем слое кипящего раствора и на его поверхности. Давление в среднем слое кипящего раствора Рср каждого корпуса определяется по уравнению:

Рср = Pвп + ρgH (1- ε)/2,

где Н- высота кипятильных труб в аппарате, м; ρ – плотность кипящего раствора, кг/м3; ε – паронаполнение (объемная доля пара в кипящем растворе), м3/м3.

Для выбора значения H необходимо ориентировочно оценить поверхность теплопередачи выпарного аппарата Fор. При кипении водных растворов можно принять удельную тепловую нагрузку аппаратов с естественной циркуляцией q = 20000 – 50000 Вт/м2. Примем q = 40000 Вт/м2. Тогда поверхность теплопередачи первого корпуса ориентировочно равна:

Fор = Q/q = ω1\*r1/q,

где r1 – теплота парообразования вторичного пара, Дж/кг.

Fор = Q/q = ω1\*r1/q = 0,346\*2121,2\*103 / 40000 = 18,4 м2.

По ГОСТ 11987 – 81 трубчатые аппараты с естественной циркуляцией и вынесенной греющей камерой состоят из кипятильных труб, высотой 4 и 5 м при диаметре dн = 38 мм и толщине стенки δст = 2 мм. Примем высоту кипятильных труб H = 4 м.

При пузырьковом (ядерном) режиме кипения паронаполнение ε = 0,4 – 0,6.Примем ε = 0,5.

Плотность водных растворов, в том числе NaCl [6], при температуре 20 0С и соответствующих концентрациях в корпусах равна:

ρ1 = 1145 кг/м3, ρ2 = 1323014 кг/м3.

При определении плотности растворов в корпусах пренебрегаем изменением ее с повышением температуры от 20 0С до температуры кипения ввиду малого значения коэффициента объемного расширения и ориентировочно принятого значения ε.

Давления в среднем слое кипятильных труб корпусов (в Па) равны:

Р1 ср. = Р вп 1 + ρ1\*g\*Н\*(1- ε)/2 = 47,069\*104 + 1145\*9,8\*4\*(1 – 0,5)/2 = 48,2\*104;

Р2 ср. = Р вп 2 + ρ2\*g\*Н\*(1- ε)/2 =2,1 \*104 + 1323,14\*9,8\*4\*(1 – 0,5)/2 = 3,4\*104.

Этим давлениям соответствуют следующие температуры кипения и теплоты испарения растворителя [1]:

P, МПа t, 0C r, кДж/кг

P1ср = 0,0,48t1ср =149,6 rвп1 = 2121,32

P2ср = 0,034 t2ср =71,38 rвп2 = 2329,6

Определим гидростатическую депрессию по корпусам (в 0C):

Δ1// = t1ср - tвп1 =149,6– 148,8 = 0,8;

Δ2// = t2ср - tвп2 = 71,38-60,7=10,68

Сумма гидростатических депрессий

ΣΔ// = Δ1// +Δ2// + Δ3// = 0,8+10,68=11,48.

Температурную депрессию Δ/ определим по уравнению

Δ/ = 1,62\*10-2\* Δатм/ \*Т2/ r вп,

где Т – температура паров в среднем слое кипятильных труб, К; Δатм/ - температурная депрессия при атмосферном давлении.

Находим значение Δ/ по корпусам (в 0C):

Δ/1= 1,62\*10-2 \*(149,6 + 273)2\* 1,64 / 2121,32 = 2,24;

Δ/2= 1,62\*10-2 \*(71,32 + 273)2\* 5,04 / 2339,6 = 4,16;

Сумма температурных депрессий

ΣΔ/ = Δ1/ +Δ2/ + Δ3/ =2,24+4,16=6,4.

Температуры кипения растворов в корпусах равны (в 0C)

tк = tг + Δ/ +Δ//.

В аппаратах с вынесенной зоной кипения с естественной циркуляцией кипение раствора происходит в трубе вскипания, устанавливаемой над греющей камерой. Кипение в греющих трубках предотвращается за счет гидростатического давления столба жидкости в трубе вскипания. В греющих трубках происходит перегрев жидкости по сравнению с температурой кипения на верхнем уровне раздела фаз. Поэтому температуру кипения раствора в этих аппаратах определяют без учета гидростатических температурных потерь Δ//.

tк1 = tг2 + Δ/1 +Δ///1 = 147,82+2,24+0,8+1=151,86

tк2 = tбк + Δ/2 +Δ///2 =

Перегрев раствора Δtпер может быть найден из внутреннего баланса тепла в каждом корпусе. Уравнение теплового баланса для j-го корпуса записывается в следующем виде:

Gнj\*cнj\*(tкj-1 - tкj) + M\*cнj\*Δtперj = ωj\*(Iвп j - cв\*tкj),

где М – производительность циркуляционного насоса (в кг/с),тип которого определяют по каталогу [11] для выпарного аппарата с поверхностью теплопередачи Fор.

Для первого корпуса tкj-1 – это температура раствора, поступающего в аппарат из теплообменника-подогревателя.

В аппаратах с естественной циркуляцией обычно достигаются скорости раствора υ = 0,6 – 0,8 м/с. Примем υ = 0,7 м/с. Для этих аппаратов масса циркулирующего раствора равна:

M = υ\*S\*ρ,

где S- сечение потока в аппарате (м2), рассчитываемая по формуле:

S = Fор \*dвн/4\*H,

где dвн – внутренний диаметр труб, м;

Н – принятая высота труб, м.

S = 18,3\*0,034/4\*4 = 0,039 м2.

M = 0,7\*0,039\*1109,5 = 30,3 кг/с.

Таким образом, перегрев раствора в j-м аппарате Δtперj равен:

Δtперj = [ωj\*(Iвп j - cв\*tкj) - Gнj\*cнj\*(tкj-1 - tкj)] / M\*cнj.

Δtпер1 = [ω1\*(Iвп 1 - cв\*tк1) - Gн1\*cн1\*(tк исх - tк1)] / M\*cн1 = [0,346\*(2750 – 4,19\*151,86) –

1,11\*3,5196\*(103 – 151,86)] / 30,3\*3,596 = 8,1

Δtпер2 = [ω2\*(Iвп 2 - cв\*tк2) - Gн2\*cн2\*(tк1 - tк2)] / M\*cн2 = [0,381\*(2750 – 4,19\*147,82) – 1,11\*3,520\*(1151,86 – 75,54)] / 30,3\*3,520 = 4,3

Полезная разность температур

Полезную разность температур (в 0С) в каждом корпусе можно рассчитать по уравнению:

Δtпj = tгj –tкj.

Δtп1 = tг1 – tк1 = 174,5-151,8=22,7;

Δtп2 = tг2 – tк1= 147,82-75,54=72,28;

Анализ этого уравнения показывает, что величина Δtпер / 2 – не что иное как дополнительная температурная потеря. В связи с этим общую полезную разность температур выпарных установок с аппаратами с вынесенной зоной кипения нужно определять по выражению:

ΣΔtп = tг1 - tбк - ΣΔ/ - ΣΔ/// + ΣΔ//.

ΣΔtп = 174,5-59,7-(6,4+11,48+2)=94,920С.

Проверим общую полезную разность температур:

ΣΔtп = Δtп1 + Δtп2 = 22,7+72,28=94,980С.

Определение тепловых нагрузок

Расход греющего пара в 1-й корпус, производительность каждого корпуса по выпаренной воде и тепловые нагрузки по корпусам определим путем совместного решения уравнений тепловых балансов по корпусам и уравнения баланса по воде для всей установки:

Q1 = D\*(Iг1 – i1) = 1,03\*[Gн\*cн\*(tк1 - tн) + ω1\*(Iвп1 – cв\*tк1) + Q1конц]; (1)

Q2 = ω1\*(Iг2 – i2) = 1,03\*[(Gн - ω1)\*c1\*(tк2 – tк1) + ω2\*(Iвп2 – cв\*tк2) + Q2конц]; (2)

W = ω1 + ω2 (4)

где 1,03 – коэффициент, учитывающий 3% потерь тепла в окружающую среду;

сн,с1,с2 – теплоемкости растворов соответственно исходного, в первом и во втором корпусах, кДж/ (кг\*К) [6];

Q1конц, Q2конц, Q3конц – теплоты концентрирования по корпусам, кВт;

tн – температура кипения исходного раствора при давлении в 1–м корпусе;

tн = tвп1 + Δ/н,

где Δ/н – температурная депрессия для исходного раствора.

tн = 148,8 + 1 = 149,80С.

При решении уравнений (1) – (4) можно принять:

Iвп1 ≈ Iг2; Iвп2 ≈ Iг3; Iвп3 ≈ Iбк.

Получим систему уравнений:

Q1 = D\*(2780-740) = 1,03\*[1,11\*3,5\* (151,86-149,8) + ω1\*(270-4,19\*151,86)];

Q2 = ω1\*(272750-622,64) = 1,03\*[(1,11-ω1)\*3,52\*(75,54-15,186)+ω2\*(2607-4,79\*75,54)];

W = ω1 + ω2 + ω3 = 1,11.

Решение этой системы уравнений дает следующие результаты:

D = 0,366 кг/с; Q1 = 746,64 кВт; Q2 = 713 кВт;

ω1 = 0,335 кг/с; ω2 = 0,392 кг/с.

Результаты расчета сведены в таблицу1.2

Таблица 1.2

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Параметры | Корпуса | |
| 1 | 2 |
| Производительность по упаренной воде ω, кг/с. | 0,335 | 0,392 |
| Концентрация растворов х,% | 16 | 32 |
| Давление греющих паров Pг,МПа | 0,9 | 0,46 |
| Температура греющих паров tг, °С | 174,5 | 147,82 |
| Температурные потери  ΣΔ, град | - | - |
| Температура кипения раствора tк, °С | 151,86 | 75,54 |
| Полезная разность температур Δtп, градус | 22,7 | 72,28 |

Наибольшее отклонение вычисленных нагрузок по испаряемой воде в каждом корпусе от предварительно принятых (ω1=0,34 кг/с, ω2=0,37 кг/с, ω3=0,4 кг/с) превышает 5% необходимо заново пересчитать концентрации, температурные депрессии и температуры кипения растворов, положив в основу расчета новое, полученное из решения балансовых уравнений, распределение нагрузок по испаряемой воде.

Рассчитаем концентрации растворов в корпусах:

x1 = Gнxн/(Gн - 1) = 1,11\*0,11/(1,11 – 0,335) = 0,158, или 16%;

x2 = Gнxн/(Gн - 1 - 2) = 1,11\*0,11/(1,11 – 0,335 – 0,393) = 0,319, или 32%.

Расчет коэффициентов теплопередачи

Коэффициент теплопередачи для первого корпуса определяют по уравнению аддитивности термических сопротивлений:

К1 = 1 / (1/α1 + Σδ/λ + 1/α2)

Примем, что суммарное термическое сопротивление равно термическому сопротивлению стенки δст/λст и накипи δн/λн. Термическое сопротивление загрязнений со стороны пара не учитываем. Получим:

Σδ/λ = 0,002/25,5 + 0,0005/2 = 2,87\*10-4 м2\*К/Вт.

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара к стенке α1 равен:

α1 = 2,04\*4√(r1\*ρ2ж 1\*λ3ж 1) / (μж 1\*Н\*Δt1),

где r1 – теплота конденсации греющего пара, Дж/кг;

ρж 1,λж 1,μж 1 – соответственно плотность (кг/м3), теплопроводность (Вт/м\*К), вязкость (Па\*с) конденсата при средней температуре пленки tпл = tг 1 - Δt1/2, где Δt1 – разность температур конденсации пара и стенки, град.

Расчет α1 ведут методом последовательных приближений. В первом приближении примем

tпл = 174,5 – 1 = 1175,5 град.

Тогда

α1 = 2,04\*4√(2025,2\*103\*10952\*0,5873)/(0,07\*10-3\*4\*2) = 11101,61 Вт/ м2\*К.

Для установившегося процесса передачи тепла справедливо уравнение

q = α1\*Δt1 = Δtст / (Σδ/λ) = α2\*Δt2,

где q – удельная тепловая нагрузка, Вт/м2;

Δtст – перепад температур на стенке, град;

Δt2 – разность между температурой стенки со стороны раствора и температурой кипения раствора, град.

Отсюда

Δtст = α1\*Δt1\* Σδ/λ = 11101,61\*2\*2,87-4 = 8,26 град.

Тогда

Δt2 = Δtп 1 - Δtст - Δt = 22,7-8,24-2 = 16,46 град.

Коэффициент теплоотдачи от стенки к кипящему раствору для пузырькового кипения в вертикальных трубок при условии естественной циркуляции раствора равен:

α2 =Аq0.6 =780 q0.6 (λ11.3\*ρ10.5\*ρп10.06/σ10,5\*rв10,6\*ρ10,66\*c10,3\*μ10,3).

Подставив численные значения, получим:

α2 =780q0.6 (0,587 1.3\*10950.5\*2,9130.06/0,0780.5\*(2145\*103) 0.6\*0,5790.66\*34500.3\*(0,07\*103) 0.3) =6976,4

Проверим правильность первого приближения по равенству удельных тепловых нагрузок:

q/ = α1\*Δt1 = = 11101,61\*2=222,322 Вт/м2;

q// = α2\*Δt2 = 6976,4\*16,46 = 90483,91 Вт/м2.

Как видим, q/ ≠ q//.

Для второго приближения примем Δt1 =5,0

α1 = 11101,61\*4√2/5 = 8828,78 Вт/ м2\*К.

Получим:

Для установившегося процесса передачи тепла справедливо уравнение

Δtст =9722,4\*3,4\*3,79\*10-4 =11,38

Δt2 = 23,23-11,38-5=0,85 град.

α2 = 17,21\*(9722,4\*5) 0,6 =10536,67

Проверим правильность первого приближения по равенству удельных тепловых нагрузок:

q/ = α1\*Δt1 = 9722,4\*5 = 33056,16 Вт/м2;

q// = α2\*Δt2 = 8857,93\*7,29 = 64574,31 Вт/м2.

Как видим, q/ ≠ q//.

Так как расхождение между тепловыми нагрузками превышает 5%, продолжаем подбор

Тогда примем Δt1 = 4,3

Тогда

α1 = 2,04\*4√2/4 = 9335,3 Вт/ м2\*К.

Для установившегося процесса передачи тепла справедливо уравнение

q = α1\*Δt1 = Δtст / (Σδ/λ) = α2\*Δt2,

где q – удельная тепловая нагрузка, Вт/м2;

Δtст – перепад температур на стенке, град;

Δt2 – разность между температурой стенки со стороны раствора и температурой кипения раствора, град.

Отсюда

Δtст = α1\*Δt1\* Σδ/λ = 9335,3\*4\*3,79\*10-4 = 14,15град.

Тогда

Δt2 = Δtп 1 - Δtст - Δt = 23,23-4-14,15 = 5,08 град.

α2 = 17,21(9335,3\*4) 0,6 =9530,02

Проверим правильность первого приближения по равенству удельных тепловых нагрузок:

q/ = α1\*Δt1 = 9335,3\*4=37341,2 Вт/м2;

q// = α2\*Δt2 = 9530,02\*5,08=48412,50 = 39282,63 Вт/м2.

Как видим, q/ ≈ q//.

Расхождение между тепловыми нагрузками не превышает 3%, расчет коэффициентов α1 и

α2 на этом заканчивается. Находим К1:

К1 = 1/(1/9168,04 + 2,87\*10-4 + 1/9845,27) = 1696 Вт/ м2\*К.

Далее рассчитаем коэффициент теплопередачи для второго корпуса К2.

К2=1 / (1/α1 + Σδ/λ + 1/α2)

Расчет α1 ведут методом последовательных приближений. В первом приближении примем

Δt1=5 град.

α1 = 2,04\*4√(2084\*103\*12742\*0,55923)/(0,21 \*10-3\*4\*5) = 7027,52 Вт/ м2\*К.

Δtст = 7027,52\*5\*2,87\*10-4 = 13,32 град;

Δt2 =74,87-13,32-5= 56,55 град;

α2 =780q0.6 (0,5592 1.3\*12740.5\*0,24980.06/0,090.5\*(2307\*103) 0.6\*0,5790.66\*31800.3\*

\* (0,21\*103) 0.3) =5269,63 Вт/ м2\*К;

q/ = α1\*Δt1 = 7027,52\*5,0 = 35137,6 Вт/м2;

q// = α2\*Δt2 = 5269,63\*56,55=297997,58 Вт/м2.

Как видим, q/ ≠ q//.

Во втором приближении примем Δt1 =23,5 град.

Тогда

α1 = 7027,52√5/23,5 = 4772,85 Вт/ м2\*К.

Δtст = 4772,85\*23,5\*2,87\*10-4 =42,51 град;

Δt2 =74,87-42,51-23,5=8,86 град;

α2 = 10573,64 Вт/ м2\*К;

q/ = α1\*Δt1 = 4772,85\*23,5=112161,975 Вт/м2;

q// = α2\*Δt2 = 10573,64\*8,86= 93682,45Вт/м2.

Как видим, q/ ≠ q//.

Так как расхождение между тепловыми нагрузками превышает 5%, продолжаем подбор

Тогда примем Δt1 = 23

α1 = 7027,52\*4√5/23 = 4798,58 Вт/ м2\*К.

Δtст =4798,58\*232,87\*10-4 = 41,83 град;

Δt2 = 74,87-41,83-23=10,04 град;

α2 = 10471,8 Вт/ м2\*К;

q/ = α1\*Δt1 = 4798,58\*23 = 110367,34 Вт/м2;

q// = α2\*Δt2 = 10471,8\*10,04=105136,87 Вт/м2.

Как видим, q/ ≈ q// расхождение между тепловыми нагрузками превышает 5%, продолжаем подбор

Тогда примем Δt1 = 22,8.

α1 = 7027,52\*4√5/22,8 = 4809,07 Вт/ м2\*К.

Δtст =4809,07\*22,8\*2,87\*10-4 = 41,56 град;

Δt2 = 74,87-41,56-22,8=10,51 град;

α2 = 10430,43 Вт/ м2\*К;

q/ = α1\*Δt1 =4809,07 \* 22,8=109646,796 Вт/м2;

q// = α2\*Δt2 = 10430,73\*10,51=109626,97 Вт/м2.

Как видим, q/ ≈ q// расхождение между тепловыми нагрузками не превышает 5%.заканчиваем расчет коэффициентов α1 и α2. находим К2

К2 = 1/(1/4809,07 + 2,87\*10-4 + 1/10430,73) = 1464,13 Вт/ м2\*К.

Распределение полезной разности температур

Полезные разности температур в корпусах установки находим из условия равенства их поверхностей теплопередачи:

Δtпj = ΣΔtп\*(Qj/Kj)/ΣQ/K,

где Δtпj,Qj,Kj – соответственно полезная разность температур, тепловая нагрузка, коэффициент теплопередачи для j-го корпуса.

Подставив численные значения, получим:

Δtп1 =94,98 \*(746,64/1696,35) / (746,64/1696,35 + 713/1464,13) = 44,76град,

Δtп2 = 94,98\*(713/1464,13) / (746,64/1696,35 + 713/1464,13) = 50,22 град,

Проверим общую полезную разность температур установки:

ΣΔtп = Δtп1 +Δtп2 = 45,76+49,19=94,98град.

Теперь рассчитаем поверхность теплопередачи выпарных аппаратов по формуле:

F= Q/(K Δtп)

F1 = 746,64 \*103/ (1696,35\*45,76) = 12,3м2,

F2 = (713\*103) / (1464,13\*49,76) = 12,3 м2,

Найденные значения мало отличаются от ориентировочно определенной ранее поверхности Fор. Поэтому в последующих приближениях нет необходимости вносить коррективы на изменение конструктивных размеров аппаратов (высоты, диаметра и числа труб). Сравнение распределенных из условий равенства поверхностей теплопередачи и предварительно рассчитанных значений полезных разностей температур Δtп представлено ниже:

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  | Корпус | |
| 1 | 2 |
| Распределенные в 1-м приближении значения Δtп, град | 22,7 | 72,28 |
| Предварительно рассчитанные значения Δtп, град | 45,76 | 49,19 |

Как видно, полезные разности температур, рассчитанные из условия равного перепада давления в корпусах и найденные в 1-м приближении из условия равенства поверхностей теплопередачи в корпусах, существенно различаются. Поэтому необходимо заново перераспределить температуры (давления) между корпусами установки. В основу этого перераспределения температур (давлений) должны быть положены полезные разности температур, найденные из условий равенства поверхностей теплопередачи аппаратов.

Уточненный расчет поверхности теплопередачи

В связи с тем, что существенное изменение давлений по сравнению с рассчитанным в первом приближении происходит только в 1-м и 2-м корпусах (где суммарные температурные потери незначительны), во втором приближении принимаем такие же

значения Δ/,Δ// и Δ/// для каждого корпуса, как в первом приближении. Полученные после перераспределения температур (давлений) параметры растворов и паров по корпусам представлены ниже:

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Параметры | Корпус | | |
| 1 | 2 |
| Производительность по испаряемой воде ω, кг/с | 0,335 | 0,392 |
| Концентрация растворов х, % | 16 | 32 |
| Температура греющего пара в 1-м корпусе tг1, 0С | 174,82 | 147,82 |
| Полезная разность температур Δtп, град | 45,76 | 49,19 |
| Температура кипения раствора tк = tг – Δtп, 0С | 131,06 | 99,83 |
| Температура вторичного пара tвп = tк – (Δ/ + Δ//), 0С | 130,56 | 82,76 |
| Давление вторичного пара Рвп, Мпа | 0,47 | 0,02 |
| Температура греющего пара tг = tвп – Δ///, 0С | 129 | 81,76 |

Рассчитаем тепловые нагрузки (в кВт):

Q1 = 1,03\*[1,11\*3,68\*(131,06-129,06)+0,435\*(2726,78-4,19\*131,06)] = 1026,957;

Q2 = 1,03\*[(1,11-0,335)\*3,45\*(99,83-131,06)+0,52\*(2648,97-4,19\*82,76)] = 1121,06;

Расчет коэффициентов теплопередачи, выполненный выше описанным методом, приводит к следующим результатам: К1 = 1767 м2\*К/Вт; К2 = 1512 м2\*К/Вт.

Распределение полезной разности температур:

Δtп1 =94,98 \*(981,79/1767) / (981,79/1767 +1211/1512) = 41,85 град,

Δtп2 =94,98\*(1211/1512) /(981,79/1767 +1211/1512)=53,13 град,

Проверим общую полезную разность температур установки:

ΣΔtп = Δtп1 +Δtп2 =41,85+53,13=94,98град.

Различия между полезными разностями температур по корпусам в 1-м и 2-м приближениях не превышают 5%.

Поверхность теплопередачи выпарных аппаратов:

F1 = (978,545\*103) / (1767\*41,97) = 13,2 м2,

F2 = (112,06\*103) / (15612\*56,13) = 13,2 м2.

По ГОСТу11987-81 выбирем выпарной аппарат со следующими характеристиками:

Номинальная поверхность теплообмена Fн 16 м2

Диаметр труб d 38\*2 мм²

Высота труб H 4000 мм²

Диаметр греющей камеры dк 400 мм

Диаметр сепаратора dс 800 мм

Диаметр циркуляционной трубы dц 250мм

Масса аппарата Mа 14500кг

Определение толщены тепловой изоляции

Толщенную тепловой изоляции δ находят из равенства удельных тепловых потоков через слой изоляции от поверхности изоляции в окружающую среду:

α в (t ст2- t в)= (λи /δи)(t ст1 – tст2)

где α в =9,3+0,058 t ст2- коэффициент тепло отдачи от внешней поверхности изоляционного материала в окружающую среду,Вт/м² К;

t ст2-температура изоляции со стороны окружающейсреды, С°;

t ст1 - температура изоляции со стороны аппарата t ст1 = t г1, С°;

t в – температура окружающей среды,С°

λи -коэффициент теплопроводности изоляционного материала Вт/м К.

α в = 9,3 + 0,058\*40 =11,62 Вт

в качестве материала для тепловой изоляции выберем совелит (85% магнезии = 15% асбеста), имеющий коэффициент теплопроводности λи =0,09Вт/м К.

Тогда получим

δи =0,09(179,8-40)/11,62(40-60)=0,054 м

Расчет на прочность

Эллиптическое днище.

|  |  |
| --- | --- |
| Внутренний диаметр элептического днища | 1200 мм |
| Высота скругленной части днища | 300 мм |
| Толщина стенки днища s | 8 мм |
| Диаметр заготовки D | 1463 мм |
| Высота борта h | 40 мм |
| Масса днища m | 105 кг |
| Объем днища V | 271·103 м3 |
| Внутренняя поверхность днища | 2 м2 |

Коническое днище.

|  |  |
| --- | --- |
| Внутренний диаметр конического днища | 1200 мм |
| Высота конической части днища | 1087 мм |
| Радиус нижней части днища | 180 мм |
| Объем днища V | 490·103 м3 |
| Внутренняя поверхность днища | 2,58 м2 |
| Толщина стенки днища s | 8 мм |
| Высота борта h | 40 мм |
| Масса днища m | 165 кг |
| Развертка | 2592 мм |

Расчет толщины обечаек.

,



.



Условие выполняется, следовательно толщина обечайки выбрана правильно.

Заключение

В курсовой работе рассмотрена двухкорпусная выпарная установка, произведены основные расчеты по определению поверхности теплоотдачи выпарного аппарата, концентрации упариваемого раствора К2СО3. Исходя из свойств соли был выбран аппарат первого типа с третьим исполнением, выпарной трубчатый аппарат с естественной циркуляцией, с сосной греющей камерой и солеотделением. Упариванием раствора, выделяющиеся кристаллы, удаляются промывкой.

Список использованной литературы

1 Реми Г. Курс неорганической химии/-М.: Мир 1989.-823с.

2 Колчан Т.А. Выпарные станции/Т.А. Колчан, Д.В. Радун-.М.:Машгиз,1963.-398с.

3 Основные процессы и аппараты химической технологии/Под ред. ЮЙ Дыднерского.-М:. Химия, 1991.-494с.

4 Павлов К.Ф примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А Носков.- Л.: Химия,1987.-576 с.

5 Справочник химика / Под редакцией Б.Н. Николенского. Т. 1-6.-М.;Л.:химия, 1966.

6 Аппараты выпарные трубчатые вертикальные общего назначения:Каталог.- М.:ЦИНТИхимнефтемаш,1979.-272с.