Оглавление.

Введение 2

1. Аналитический обзор 3
2. Технологическая часть 7
3. Технологические расчёты 9
   1. Расчёт выпарного аппарата 9
   2. Расчёт подогревателя исходного раствора 17
   3. Расчёт холодильника упаренного раствора 25
   4. Расчёт барометрического конденсатора 28
   5. Расчет производительности вакуум-насоса 31

Выводы по курсовому проекту 33

Приложения 34

Список использованных источников 40

##### Введение

Выпаривание – это процесс повышения концентрации растворов твердых нелетучих веществ путем частичного испарения растворителя при кипении жидкости.

Выпаривание применяют для повышения концентрации растворов нелетучих веществ, выделения из растворов чистого растворителя (дистилляция) и кристаллизации растворенных веществ, т.е. нелетучих веществ в твердом виде.

В качестве примера выпаривания с выделением чистого растворителя из раствора можно привести опреснение морской воды, когда образующийся водяной пар конденсируют и полученную воду используют для различных целей.

Для нагревания выпариваемых растворов до кипения используют топочные газы, электрообогрев и высокотемпературные теплоносители, но наибольшее применение находит водяной пар, характеризующийся высокой удельной теплотой конденсации и высоким коэффициентом теплоотдачи.

Процесс выпаривания проводится в выпарных аппаратах. По принципу работы выпарные аппараты разделяются на периодические и непрерывно действующие.

Периодическое выпаривание применяется при малой производительности установки или для получения высоких концентраций. При этом подаваемый в аппарат раствор выпаривается до необходимой концентрации, сливается и аппарат загружается новой порцией исходного раствора.

В установках непрерывного действия исходный раствор непрерывно подается в аппарат, а упаренный раствор непрерывно выводится из него.

В химической промышленности в основном применяют непрерывно действующие выпарные установки с высокой производительностью за счет большой поверхности нагрева (до 2500 м2 в единичном аппарате).

Наибольшее применение в химической технологии нашли выпарные аппараты поверхностного типа, особенно вертикальные трубчатые выпарные аппараты с паровым обогревом непрерывного действия.

В зависимости от режима движения кипящей жидкости в выпарных аппаратах их разделяют на аппараты со свободной, естественной и принудительной циркуляцией, пленочные выпарные аппараты, к которым относятся и аппараты роторного типа.

В данном проекте используется аппарат с естественной циркуляцией, с вынесенной греющей камерой и трубой вскипания. В этом аппарате циркуляция раствора осуществляется за счет различия плотностей в отдельных точках аппарата. Выпариваемый раствор, поднимаясь по трубам, нагревается и по мере подъема вскипает. Образовавшаяся парожидкостная смесь направляется в сепаратор, где происходит разделение жидкой и паровой фаз.

Высота парового пространства должна обеспечивать сепарацию из пара капелек жидкости, выбрасываемых из кипятильных труб.

Вторичный пар, проходя сепаратор и брызгоотделитель, освобождается от капель, а раствор возвращается по циркуляционной трубе в греющую камеру.

В таких аппаратах облегчается очистка поверхности от отложений, т.к. доступ к трубам легко осуществляется при открытой верхней крышке греющей камеры.

Поскольку циркуляционная труба не обогревается, создаются условия для интенсивной циркуляции раствора. При этом плотность раствора в выносной циркуляционной трубе больше, чем в циркуляционных трубах, размещенных в греющих камерах, что обеспечивает сравнительно высокую скорость циркуляции раствора и препятствует образованию отложений на поверхности нагрева.

* + - 1. **Аналитический обзор.**

*Устройство выпарных аппаратов.*

Разнообразные конструкции выпарных аппаратов применяемых в промышленности, можно классифицировать по типу поверхности нагрева (паровые рубашки, змеевики, трубчатки различных видов), по её расположению в пространстве (аппараты с горизонтальной, вертикальной, иногда с наклонной нагревательной камерой), по роду теплоносителя (водяной пар, высокотемпературные теплоносители, электрический ток и др.), а также в зависимости от того, движется ли теплоноситель снаружи или внутри труб нагревательной камеры. Однако более существенным признаком классификации выпарных аппаратов, характеризующим интенсивность их действия, следует считать вид и кратность циркуляции раствора.

Различают выпарные аппараты с неорганизованной или свободной, направленной естественной и принудительной циркуляцией.

Выпарные аппараты делят также на аппараты прямоточные, в которых выпаривание раствора происходит за один его проход через аппарат без циркуляции раствора и аппараты, работающие с многократной циркуляцией раствора.

В зависимости от организации процесса различают периодически и непрерывно действующие аппараты.

Ниже подробно рассмотрены лишь наиболее распространённые, главным образом типовые конструкции аппаратов.

*Вертикальные аппараты с направленной естественной циркуляцией.*

В аппаратах данного типа выпаривание осуществляется при многократной естественной циркуляции раствора. Они обладают рядом преимуществ сравнительно с аппаратами других конструкций, благодаря чему получили широкое распространение в промышленности.

Основным достоинством таких аппаратов является улучшение теплоотдачи к раствору при его многократно организованной циркуляции в замкнутом контуре, уменьшающей скорость отложения накипи на поверхности труб. Кроме того большинство этих аппаратов компактны, занимают небольшую производственную площадь, удобны для осмотра и ремонта. Как будет показано ниже, развитие конструкции таких аппаратов происходит в направлении усиления естественной циркуляции. Последнее возможно путём увеличения разности весов столбов жидкости в опускной трубе и парожидкостной смеси в подъёмной части контура. Это достигается посредствам:

* увеличения высоты кипятильных (подъёмных) труб и повышения интенсивности парообразования в них с целью уменьшения плотности парожидкостной смеси, образующейся из кипящего раствора;
* улучшения естественного охлаждения циркуляционной трубы для того, чтобы опускающаяся в ней жидкость имела, возможно, большую плотность;
* поддержания в опускной трубе определённого уровня жидкости, необходимого для уравновешения столба парожидкостной смеси в подъёмных трубах при заданной скорости её движения.

*Аппараты с внутренней нагревательной камерой и центральной циркуляционной трубой.*

В нижней части вертикального корпуса / Приложение 1, рис.1 / находится нагревательная камера 2, состоящая из двух трубных решёток, в которых закреплены, чаще всего развальцованы, кипятильные трубы 3 (длиной 2-4 м) и циркуляционная труба 4 большого диаметра, установленная по оси камеры. В межтрубное пространство нагревательной камеры подаётся греющий пар.

Раствор поступает в аппарат над верхней трубной решеткой и опускается по циркуляционной трубе вниз, затем поднимается по кипятильным трубам и на некотором расстоянии от их нижнего края вскипает. Поэтому на большей части длины труб происходит движение вверх паро-жидкостной смеси, содержание пара в которой возрастает по мере её движения. Вторичный пар поступает в сепарационное (паровое) пространство 5, где с помощью брызгоуловителя 6, изменяющего направление движения парового потока, от пара под действием инерционных сил отделяется унесённая им влага, после этого вторичный пар удаляется через штуцер сверху аппарата.

Упаренный раствор удаляется через нижний штуцер конического днища аппарата в качестве промежуточного или конечного продукта.

Как отмечалось, циркуляция раствора в аппарате происходит вследствие разности плотностей раствора в циркуляционной трубе и паро-жидкостной смеси в кипятильных трубах. Возникновение достаточной разности плотностей обусловлено тем, что поверхность теплообмена каждой кипятильной трубы, приходящаяся на единицу объёма упаренного раствора, значительно больше, чем у циркуляционной трубы, так как поверхность трубы находится в линейной зависимости от её диаметра, а объём жидкости в трубе пропорционален квадрату её диаметра. Следовательно, парообразование в кипятильных трубах должно протекать значительно интенсивней, чем в циркуляционной трубе, а плотность раствора в них будет ниже, чем в этой трубе. В результате обеспечивается естественная циркуляция, улучшающая теплопередачу и препятствующая образованию накипи на поверхности теплообмена.

В аппаратах этой конструкции циркуляционная труба, как и кипятильные трубы, обогревается паром, что снижает разность плотностей раствора и паро-жидкостной смеси, это может приводить к нежелательному парообразованию в самой циркуляционной трубе. Их недостатком также является жесткое крепление труб, не допускающее значительной разности тепловых удлинений труб и корпуса аппарата.

#### Аппараты с выносными циркуляционными трубами

Как отмечалось, естественная циркуляция раствора может быть усилена, если раствор, на опускном участке циркуляционного контура будет охлаждаться. Этим увеличивается скорость естественной циркуляции в выпарных аппаратах с выносными циркуляционными трубами / Приложение 1, рис 2 /. При расположении циркуляционных труб вне корпуса аппарата диаметр нагревательной камеры 1 может быть уменьшен по сравнению с камерой аппарата / Приложение 1, рис.1 /, а циркуляционные трубы 2 компактно размещены вокруг нагревательной камеры. На рис. 2, показан аппарат с одной циркуляционной трубой, причём центробежный брызгоуловитель 3 для осушки вторичного пара также вынесен за пределы сепарационного (парового) пространства 4 аппарата.

Конструкции таких аппаратов несколько более сложны, но вних достигается более интенсивная теплопередача и уменьшается расход металла на 1 м2 поверхности нагрева по сравнению с аппаратами с подвесной нагревательной камерой или центральной циркуляционной трубой.

*Аппараты с выносной нагревательной камерой.*

При размещении нагревательной камеры вне корпуса аппарата имеется возможность повысить интенсивность выпаривания не только за счёт увеличения разности плотностей жидкости и паро-жидкостной смеси в циркуляционном контуре, но и за счет увеличения длины кипятильных труб.

Аппарат с выносной нагревательной камерой / Приложение 1, рис.3 /, имеет кипятильные трубы, длина которых часто достигает 7 м. Он работает при более интенсивной естественной циркуляции, обусловленной тем, что циркуляционная труба не обогревается, а подъёмный и опускной участки циркуляционного контура имеют значительную высоту.

Выносная нагревательная камера 1 легко отделяется от корпуса аппарата, что облегчает и ускоряет её чистку и ремонт. Ревизию и ремонт нагревательной камеры можно производить без полной остановки аппарата (а лишь при снижении его производительности), если присоединить к его корпусу две нагревательные камеры.

Исходный раствор поступает под нижнюю трубную решетку нагревательной камеры и, поднимаясь по кипятильным трубам, выпаривается. Иногда подачу раствора производят так, как указано на рисунке, в циркуляционную трубу. Вторичный пар отделяется от жидкости в сепараторе 2. Жидкость опускается по необогреваемой циркуляционной трубе 3, смешивается с исходным раствором, и цикл циркуляции повторяется снова. Вторичный пар, пройдя брызгоуловитель 4, удаляется сверху сепаратора. Упаренный раствор отбирается через боковой штуцер в коническом днище сепаратора.

Скорость циркуляции в аппаратах с выносной нагревательной камерой может достигать 1.5 м/с, что позволяет выпаривать в них концентрированные и кристаллизующиеся растворы, не опасаясь слишком быстрого загрязнения поверхности теплообмена. Благодаря универсальности, удобству эксплуатации и хорошей теплопередачи аппараты такого типа получили широкое распространение.

В некоторых конструкциях аппаратов с выносной нагревательной камерой циркуляционная труба отсутствует. Такие аппараты аналогичны аппарату, приведенному на рис. 3, у которого удалена циркуляционная труба.

В этом случае выпаривание происходит за один проход раствора через нагревательную камеру, т. е. Аппарат работает как прямоточный. Выпарные аппараты прямоточного типа не пригодны для выпаривания кристаллизирующихся растворов.

*Аппараты с вынесенной зоной кипения.*

При скоростях 0.25-1.5 м/с с которыми движется раствор в аппаратах с естественной циркуляцией, описанных ранее, не удаётся предотвратить отложения твердых осадков на поверхности теплообмена. Поэтому требуется периодическая остановка аппарата для очистки, что связано со снижением их производительности и увеличением стоимости эксплуатации.

Загрязнение поверхности теплообмена при выпаривании кристаллизирующихся растворов можно значительно уменьшить путём увеличения скорости циркуляции раствора и вынесением зоны его кипения за пределы нагревательной камеры.

В аппарате с вынесенной зоной кипения / Приложение 1, рис.4 /, выпариваемый раствор поступает снизу в нагревательную камеру 1 и, поднимаясь по трубам (длиной 4-7 м) вверх, вследствие гидростатического давления не закипает в них. По выходе из кипятильных труб раствор поступает в расширяющуюся кверху трубу вскипания 2, установленную над нагревательной камерой в нижней части сепаратора 3. Вследствие понижения давления в этой трубе раствор вскипает и, таким образом, парообразование происходит за пределами нагрева.

Циркулирующий раствор опускается по наружной необогреваемой трубе 4. Упаренный раствор отводится из кармана в нижней части сепаратора 3. Вторичный пар пройдя отбойник 5 и брызгоуловитель 6, удаляется сверху аппарата. Исходный раствор поступает либо в нижнюю часть аппарата (под трубную решетку нагревательной камеры), либо сверху в циркуляционную трубу 4.

Вследствие большой поверхности испарения, которая создаётся в объёме кипящего раствора и частичного самоиспарения капель, унесённых вторичным паром, значительно снижается брызгоунос. Кипящий раствор не соприкасается с поверхностью теплообмена, что уменьшает отложение накипи.

Ввиду значительного перепада температур (до 30 °С) между греющим паром и раствором и малой потери напора в зоне кипения скорость циркуляции в этих аппаратах достигает 1.8-2 м/с.

Увеличение скорости приводит к увеличению производительности и интенсификации теплообмена. Коэффициенты теплопередачи в таких аппаратах достигают 3000 вт/(м2⬝К).

Аппараты с вынесенной зоной кипения могут эффективно применяться для выпаривания кристаллизующихся растворов умеренной вязкости.

*Области применения выпарных аппаратов.*

Конструкция выпарного аппарата должна удовлетворять ряду общих требований, к числу которых относятся: высокая производительность и интенсивность теплопередачи при возможно меньших объёме аппарата и расходе металла на его изготовление, простота устройства, надёжность в эксплуатации, легкость очистки поверхности теплообмена, удобство осмотра, ремонта и замены отдельных частей.

Вместе с тем выбор конструкции и материала выпарного аппарата определяется в каждом конкретном случае физико-химическими свойствами выпариваемого раствора (вязкость, температурная депрессия, кристаллизуемость, термическая стойкость, химическая агрессивность и др.)

Как указывалось, высокие коэффициенты теплопередачи и большие производительности достигаются путём увеличения скорости циркуляции раствора. Однако одновременно возрастает расход энергии на выпаривание и уменьшается полезная разность температур, т. к. при постоянной температуре греющего пара с возрастанием гидравлического сопротивления увеличивается температура кипения раствора. Противоречивое влияние этих факторов должно учитываться при технико-экономическом сравнении аппаратов и выборе оптимальной конструкции.

Ниже приводятся области преимущественного использования выпарных аппаратов различных типов.

Для выпаривания растворов небольшой вязкости ~8⬝10-3 Па⬝с, без образования кристаллов чаще всего используются вертикальные выпарные аппараты с многократной естественной циркуляцией. Из них наиболее эффективны аппараты с выносной нагревательной камерой и с выносными необогреваемыми циркуляционными трубами.

Выпаривание некристаллизующихся растворов большой вязкости, достигающей порядка 0.1 Па⬝с, производят в аппаратах с принудительной циркуляцией, реже – в прямоточных аппаратах с падающей плёнкой или в роторных прямоточных аппаратах.

В роторных прямоточных аппаратах, как отмечалось, обеспечиваются благоприятные условия для выпаривания растворов, чувствительных к повышенным температурам.

Аппараты с принудительной циркуляцией широко применяются для выпаривания кристаллизующихся или вязких растворов. Подобные растворы могут эффективно выпариваться и в аппаратах с вынесенной зоной кипения, работающих при естественной циркуляции. Эти аппараты при выпаривании кристаллизирующихся растворов могут конкурировать с выпарными аппаратами с принудительной циркуляцией.

Для сильно пенящихся растворов рекомендуется применять аппараты с поднимающейся пленкой.

**2. Технологическая часть.**

*Описание технологической схемы.*

В однокорпусной выпарной установке подвергается выпариванию водный раствор хлорида магния под вакуумом.

Исходный раствор MgCl2 из емкости Е1 подается центробежным насосом Н в теплообменник АТ, где подогревается до температуры, близкой к температуре кипения, затем поступает в греющую камеру выпарного аппарата АВ. В данном варианте схемы применен выпарной аппарат с естественной циркуляцией и соосной греющей камерой. Предварительный подогрев раствора повышает интенсивность кипения. Выпариваемый раствор, нагревается и кипит с образованием вторичного пара. Отделение пара от жидкости происходит в сепараторе выпарного аппарата. Освобожденный от брызг и капель вторичный пар удаляется из верхней части сепаратора.

Движение раствора и вторичного пара осуществляется вследствие перепада давлений, создаваемого барометрическим конденсатором КБ и вакуум-насосом НВ. В барометрическом конденсаторе КБ вода и пар движутся в противоположных направлениях (пар – снизу, вода – сверху). Для увеличения поверхности контакта фаз конденсатор снабжен переливными полками. Смесь охлаждающей воды и конденсата выводится из конденсатора самотеком по барометрической трубе с гидрозатвором. Конденсат греющих паров из выпарного аппарата АВ выводится с помощью конденсатоотводчиков КО.

Концентрированный раствор MgCl2 после выпарного аппарата подается в одноходовые холодильники Х1-2, где охлаждается до определённой температуры. Затем концентрированный раствор отводится в вакуум-сборники Е2-3, работающие попеременно. Вакуум-сборники опорожняются периодически (по мере накопления раствора). Далее раствор поступает в емкость упаренного раствора Е5.

**3. Технологические расчеты.**

*3.1 Расчёт выпарного аппарата.*

*3.1.1. Материальный баланс процесса выпаривания.*

Основные уравнения материального баланса:

(1)



(2)



где - массовые расходы начального и концентрированного раствора, кг/с;



хнач, хкон – массовые доли растворенного вещества в начальном и концентрированном растворе;

W – массовый расход выпаренной воды, кг/с:



кг/с



*3.1.2. Определение температур и давлений в узловых точках технологической схемы*.

*3.1.2.1 Определение давления и температуры в выпарном аппарате Р1,* t1

Абсолютное давление в сепараторе выпарного аппарата:

(3)



где Ратм – атмосферное давление, ат;

Рвак – вакуум в аппарате, ат.

ат



По давлению Р1 найдем температуру вторичного пара в сепараторе t1, °С;

/ 3, Табл. LVII /

t1=89.3 °С

*3.1.2.2*. *Определение давления и температуры вторичного пара в барометрическом конденсаторе Р0,* t0

.

Зададимся значением гидравлической депрессии из промежутка 0.5-1.5 °С:

Δtгидросопр.=1 °С

Температура вторичного пара в барометрическом конденсаторе t0, °С:

t0= t1-Δtгидросопр.  (4)

t0= 89.3-1=88.3 °С

Давление вторичного пара в барометрическом конденсаторе Р0, ат, по температуре t0 / 2, табл. LVII /

Р0=0.674 ат

Найдём конечную температуру в сепараторе.

Переведём значение давления Р1 в Па:

Р1=0.65 ат=0.674⬝9.81⬝104=6.609⬝104 Па

Воспользуемся формулой (Приложение 2 п.5)

=89.168 °С



* + - 1. *Определение давления в среднем слое выпариваемого раствора Рср.*

Оптимальная высота уровня Нопт

Нопт=(0.26+0.0014­­­­(ρр-ρв))⬝Нтр (6)

Где (ρр-ρв) – разность плотностей раствора и воды соответственно при температуре кипения, если температура кипения неизвестна то можно взять при t=20°С /2, с.252/

Нтр – рабочая высота труб, м

Плотность раствора ρр, и воды ρв при температуре t=20 °С, и концентрации Xкон (Приложение 2, п.1)

ρв=962.681 кг/м3

ρр=1013 кг/м3

Примем Нтр=6 м, тогда

Нопт=(0.26+0.0014­­­­(1.047⬝104-997.34))⬝6=1.974 м

(6)



Па



Температуру кипения на середине кипятильных труб при Рср

(Приложение 2. П.5)

91.834 °С



*3.1.2.4 Определение давления греющего пара.*

Зададимся полезной разностью температур Δtполезн.≥25 °С

Δtполезн.=30 °С

Найдем температуру конденсации греющего пара tконд.гр.п, °С:

tконд.гр.п.= tкип+Δtполезн. (7)

tконд.гр.п.= 91.834+30=124,168 °С

По температуре конденсации греющего пара найдём давление греющего пара Ргр.п, ат / 2, табл. LVI /

Ргр.п=2,2256 ат

*3.1.3 Тепловой баланс выпарного аппарата.*

Уравнение теплового баланса выпарного аппарата:

Q = Qнагр+ Qисп+ Qпот  (8)

где Q – расход теплоты на выпаривание, Вт;

Qнагр – расход теплоты на нагрев раствора до температуры кипения, Вт;

Qисп– расход теплоты на упаривание раствора до конечной концентрации, Вт;

Qпот – расход теплоты на компенсацию потерь в окружающую среду, Вт;

*3.1.3.1. Расход теплоты на компенсацию потерь в окружающую среду*

Расход теплоты на компенсацию потерь в окружающую среду Qпот при расчёте выпарных аппаратов принимается 3-5% от суммы (Qнагр+ Qисп)

/ 2, с 247 /. Следовательно:

Q = 1.05⬝(Qнагр+ Qисп)

Температуру исходного раствора tнач, поступающего в выпарной аппарат из теплообменника примем на 2.5°С меньше tкон:

tнач= tкон-2.5

tнач=89.168-2.5=86.668 °С

*3.1.3.2 Расход теплоты на нагрев:*

Qнагр= Gнач⬝снач⬝(tкон-tнач) (10)

где Gнач – производительность по разбавленному раствору

снач – удельная теплоёмкость раствора при tнач и начальной концентрации Хнач , Дж/(кг⬝К) (Приложение 2, п.3)

снач=4.141⬝103 Дж/(кг⬝К)

Qнагр= 4.5⬝4.141⬝103 (89.168-86.668)=4.658⬝104 Вт

* + - 1. *Расход теплоты на испарение:*

Qисп=W⋅(i”вт.п  - св⋅tкон) (11)

где iвт.п – удельная энтальпия вторичного пара на выходе из аппарата при температуре t1, из таблицы / 2, табл.LVI /, кДж/кг;

св – удельная теплоёмкость воды при tкон, (Приложение 2, п.3) Дж/(кг⬝К)

iвт.п =2656 кДж/кг,

св=4213 Дж/(кг⬝К)

Qисп=3.336⋅(2656⋅103 - 4213⋅89.168)=7.611⋅106 Вт

*3.1.4. Расчёт поверхности теплообмена выпарного аппарата.*

Для расчёта поверхности теплообмена выпарного аппарата запишем уравнение теплопередачи:

Q=K⬝F⬝Δtполезн. (12)

где К – коэффициент теплопередачи Вт/(м2⬝К)

F – площадь поверхности теплообмена, м2;

Коэффициент теплопередачи К найдем из выражения:

(13)



где αкип – коэффициент теплоотдачи кипящего раствора, Вт/(м2⬝К)

αконд - коэффициент теплоотдачи конденсирующегося пара, Вт/(м2⬝К)

∑rст – сумма термических сопротивлений всех слоёв, из которых состоит стенка, включая слои загрязнений, (м2⬝К)/Вт

Для расчётов коэффициент теплоотдачи αконд, αкип воспользуемся методом итераций.

Примем температуру наружной стенки трубы tст1 меньшей чем tконд.гр.п. и равной:

tст1=121.21 °С

При конденсации греющего пара на пучке вертикальных труб, выражение для коэффициента теплоотдачи имеет следующий вид / 2, формула 4.52(а) /:

(14)



где Н – высота труб, м

Δt – разность температур конденсаций греющего пара tконд.гр.п. и температуры стенки t1, с;

Значение функции Аt найдём при температуре tконд.гр.п. / 2, табл. 4.6 /

At=7278

Δt = tконд.гр.п..- tст1 (15)

Δt =124.168-121.21=2.958 °С

Н=Нтр=6 м

Вт/(м2⬝К)



Количество теплоты q1, передаваемое от конденсирующегося пара к стеке, найдём по формуле:

q1=αконд(tконд.гр.п..- tст1) (16)

q1=7233⬝2.958=2.14⬝104 Вт

Так как процесс теплопередачи является установившемся, то количество теплоты q1 равно количеству теплоты qст, которое передаётся от наружной стенки трубы с температурой tст1 к внутренней, с температурой tст2.

(17)



Суммарное термическое сопротивление стенки найдём по формуле:

(18)



где δ - толщина стенки трубы, м;

λст - коэффициент теплопроводности трубы, Вт/(м⬝К)

rзагр1, rзагр2 – термическое сопротивление слоев загрязнения с наружной и внутренней сторон стенки соответственно, м2⬝К/Вт

Определим значения величин rзагр1, rзагр2 / 2, табл. ХХХI /

rзагр1=1/5800=1.724⬝10-4 м2⬝К/Вт

rзагр2=1/1860=5.376⬝10-4 м2⬝К/Вт

Коэффициент теплопроводности λст для стали равен:

λст=46.5 Вт/(м⬝К)

Толщину стенки трубы примем:

δ=0.002 м

м2⬝К/Вт



Температуру tст2 найдём из формулы (17)

tст2= tст1-q1⬝∑rст

tст2=121,21-2.14⬝104⬝.289⬝10-4=103.475 °С

Коэффициент теплоотдачи кипящего раствора / 2, формула 4.62 /

(19)



где b – безразмерная функция;

ν - кинематическая вязкость раствора, м2/с

σ - поверхностное натяжение раствора Н/м

ΔТкип – разность температур tст2 и температуры кипения раствора

tкип, К;

Значение безразмерной функции b / 2,формула 4.62 а /:

(20)



где ρп – плотность пара, кг/м3;

Плотность раствора ρр рассчитываем при температуре кипения tкип и конечной концентрации хкон (Приложение 2, п.1):

ρр=1.013⬝103 кг/м3

Плотность пара ρп найдём при температуре кипения tкип / 2, табл. LVI /

ρп=0.4147 кг/м3



Кинематическая вязкость раствора ν:

ν=μр/ρр  (21)

где μр – динамическая вязкость раствора, Па⬝с

Динамическая вязкость раствора при температуре tкип (Приложение 2, п. 2):

μр=3.87⬝10-4 Па⬝с

ν=3.87⬝10-4/1.013⬝103 =3.82⬝10-7 м2/с

Поверхностное натяжение σ при температуре tкип определяем для воды, т.к. концентрация MgCl2 достаточно мала /2; табл XXXIX/

σ=0,05995 Н/м

Коэффициент теплопроводности λ для раствора при tкип и хкон (Приложение 2, п.4), Вт/(м⬝К):

λ=0.662 Вт/(м2.К)

Вт/м2⬝К



Количество теплоты q2, передаваемое от внутренней стенки к раствору:

q2=αкип⬝(tст2- tкип) (22)

q2=2.238⬝103⬝(103.475-94.168)=2.083⬝104 Вт

Определим значение выражения:



и если Е< 0.05 то расчёт коэффициентов теплоотдачи выполнен верно.

Е=(2.14⬝104-2.083⬝104)/ 2.083⬝104=0.027

Тогда:

Вт/(м2⬝К)



(23)



м2



* + 1. *Выбор выпарного аппарата по каталогу.*

Произведём выбор аппарата по каталогу / 3, приложение 4.2 /. Для этого найденную площадь поверхности теплообмена следует увеличить на 10-20 %, для обеспечения запаса производительности.

Fв.п.=1.2⬝F

Fв.п.=1.2⬝358.774=430.493 м2

где Fв.п. – площадь выпарного аппарата с учётом запаса производительности, м2;

Выберем выпарной аппарат с естественной циркуляцией и соосной греющей камерой. Наиболее подходящим вариантом данного аппарата является аппарат с площадью теплопередачи 450 м2;

Таблица 1. Основные размеры выпарного аппарата (по ГОСТ 11987-81)

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| F, м2 | D, мм  не менее | D1, мм  не более | D2, мм  не более | Н, мм  Не более | М, кг  не более |
| l= 6000 мм |
| 450 | 1600 | 4000 | 1000 | 18000 | 31500 |

F – номинальная поверхность теплообмена;

D – диаметр греющей камеры;

D1 – диаметр сепаратора;

D2 – диаметр циркуляционной трубы;

Н – высота аппарата;

М – масса аппарата;

*3.2. Ориентировочный расчет теплообменного аппарата для подогрева исходного раствора перед подачей в выпарной аппарат.*

*3.2.1. Определение средних температур теплоносителей.*

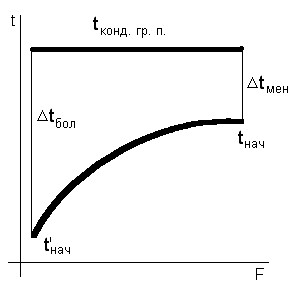


Рис. 1 Температурная схема

где t’нач – начальная температура исходного раствора (по заданию)

Δtбол, Δtмен – большая и меньшая разность температур соответственно, °С; tнач – температура исходного раствора после подогревателя, °С ;

Δtб = tконд.гр.п – t’нач (24)

Δtб = 124,168 – 35 = 89.168 °С

Δtм = tконд.гр.п – tнач (25)

Δtм = 124,168 – 86.668 = 37.5 °С

Значение средней движущей силы рассчитывается по формуле:

(26)



°С



Средняя температура раствора:

tср.р = tконд.гр.п – Δtср (27)

tср.р =124.168 –59.65=64.518 °С

*3.2.2. Тепловой баланс подогревателя.*

Расход теплоты на подогрев исходного раствора от температуры t’нач до температуры tнач найдем по формуле (10), приняв значение теплоёмкости раствора при температуре и концентрации Хнач ( Приложение 2, п.3 )

Q=4.5⬝4.141⬝103⬝(86.668-35)=9.628⬝105 Вт

Расход греющего пара Gгр.п. найдём по формуле:

(28)



где r – удельная теплота парообразования, Дж/кг;

χ - степень сухости пара;

χ=0.95

Удельная теплота парообразования при температуре tконд.гр.п. / 2, табл. LVI /:

r=2205x103 Дж/кг

кг/с



*3.2.3. Ориентировочный расчет подогревателя.*

Зададимся ориентировочным коэффициентом теплопередачи от конденсирующегося пара к жидкости / 2, табл. 4.8 /:

Кор=850 Вт/(м2⬝К)

Рассчитаем ориентировочную площадь теплообмена по формуле (23);

м2



Для обеспечения интенсивного теплообмена необходимо обеспечить турбулентный режим течения, он достигается при Re более 10000. Зададимся:

Re=10000

Скорость течения раствора в аппарате с диаметром труб d=20 мм рассчитаем

по формуле:

(29)



где ωтр – скорость течения раствора в трубном пространстве м/с;

dэкв – эквивалентный диаметр, м;

Значения коэффициентов вязкости раствора μр и плотности ρр возьмём при температуре tср.р.и концентрации Хнач ( Приложение 2, п.1,п.2 )

м/с



Проходное сечение трубного пространства Sтр, м2:

(30)



м2



Для того, чтобы подобрать наиболее подходящий вариант подогревателя необходимо произвести уточнённый расчёт нескольких близких аппаратов. Примем диаметр труб d=25 мм:

м/с



м2



*3.2.4. Параметры теплоносителей необходимые для уточнённого расчёта подогревателя*

# 

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Параметр | Горячий | Холодный |
| Название Теплоносителя | Водяной пар | Водный р-р MgCl2 |
| Тепловой процесс | конденсация | нагревание |
| Расход, кг/с | 0,45977 | 4,5 |
| Температуры: | | |
| Конденсации / начальная | 124,168 | 35 |
| Конечная |  | 86,668 |
| Средняя |  | 64,518 |
| Плотность, кг/м3 | 937,6 | 994 |
| Вязкость, Па\*с | 0,000222 | 0,000469 |
| Теплопроводность, Вт/м\*К | 0,677 | 0,672 |
| Теплоёмкость, Дж/кг\*К |  | 4193 |
| Коэф. Объёмн. Расшир., 1/К |  | 0,000551 |
| Производные по температуре: | | |
| Вязкости | -0,0000022049 | -0,000006293 |
| Теплопроводности | -0,0004803 | 0,0009253 |
| теплоёмкости |  | 3,69 |
| Теплота конденсации, Дж/кг | 2205000 |  |

*3.2.5 Ориентировочный выбор подогревателя.*

Для обеспечения турбулентного режима номинальная площадь проходного сечения должна быть меньше рассчитанной. Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара не зависит от режима течения в межтрубном пространстве, следовательно, необязательно рассчитывать скорость движения пара и проходное сечение межтрубного пространства

Выбор теплообменных аппаратов производится по проходному сечению трубного пространства / 3, табл. 2.3 /.

*3.2.6. Параметры подогревателя необходимые для уточнённого расчёта.*

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Параметр / № аппарата | 20 мм | 25 мм |
| Тип | Кожухотрубчатый | Кожухотрубчатый |
| Положение | Горизонтальный | Горизонтальный |
| Перегородки в м-тр простр-ве | Есть | Есть |
| Расположение труб | шахматное | шахматное |
| Кол-во труб | 166 | 100 |
| Рядов труб | 14 | 10 |
| Ходов | 2 | 2 |
| Внут. Диам. Кожуха, мм | 400 | 400 |
| Трубы, мм | 20\*2 | 25\*2,5 |
| Проходное сечение трубного простр., м2 | 0,017 | 0,017 |
| Проходное сечение межтрубного простр., м2 | 0,03 | 0,025 |
| Термич. Сопрот. Загрязнений | 0,00071 | 0,00071 |
| Теплопров. Мат-ла труб, Вт/м\*К | 46,5 | 46,5 |

*3.2.7. Уточнённый расчет подогревателя на ЭВМ.*

По данным п. 3.2.4.-3.2.6. Произведём уточнённый расчёт подогревателя результаты расчёта представлены в (приложении 3).

* + 1. *Расчёт гидравлического сопротивления кожухотрубчатых теплообменников*

Скорость жидкости в трубах:

(31)



Скорость раствора для обоих подогревателей ωтр, м/с:



м/с



Коэффициент трения λ рассчитывается по формуле / 3, ф-ла. 2.31 / :

(32)



где е – относительная шероховатость труб;

е=Δ/dэкв (33)

где Δ - высота выступов шероховатостей (в расчётах можно принять Δ=0.2 мм)

Тогда относительная шероховатость труб для первого и второго теплообменника соответственно:

е1=0.2/(20-4)=0.0125

е2=0.2/(25-4)=0.0095

Коэффициент трения для первого теплообменника λ1:



Коэффициент трения для второго теплообменника λ2:



Диаметр штуцеров в распределительной камере dтр.ш=150 мм / 3, табл. 2.6 / (для каждого теплообменника, скорость в штуцерах ωтр.ш, м/с:

м/с



Формула для определения гидравлического сопротивления в трубном пространстве Δртр, Па / 3, ф-ла. 2.35 /:

(34)



Гидравлического сопротивления в трубном пространстве для первого теплообменника Δртр1:



= 709.98 Па

Гидравлического сопротивления в трубном пространстве для второго теплообменника Δртр2:



= 597.12 Па

Число рядов труб омываемых теплоносителем в межтрубном пространстве m приближенно принимается / 3, ф-ла. 2.34 /:

(35)



где n – количество труб

Для первого теплообменника m1:



Для второго теплообменника m2:



Число сегментных перегородок для первого теплообменника Х1 / 3, табл. 2.7/:

Х1=6

Число сегментных перегородок для второго теплообменника Х2:

Х2=10

Диаметр штуцеров к кожуху dмтр.ш / 3, табл. 2.6 /:

dмтр.ш=150 мм

Скорость потока в штуцерах (для каждого из теплообменников) по ф-ле. (31):

м/с



Скорость жидкости в наиболее узком сечении межтрубного пространства для первого теплообменника Sм.тр=0.017 м2:

м/с



Скорость жидкости в наиболее узком сечении межтрубного пространства для второго теплообменника Sм.тр=0.025 м2:

м/с



Значение Re межтрубного пространства:

(36)



Значение Re межтрубного пространства для первого теплообменника:



Значение Re межтрубного пространства для второго теплообменника:



Гидравлическое сопротивление межтрубного пространства Δрмтр, Па / 3, ф-ла. 2.36 /:

(37)



Гидравлическое сопротивление межтрубного пространства для первого теплообменника Δрмтр1, Па:



=18.338 Па

Гидравлическое сопротивление межтрубного пространства для второго теплообменника Δрмтр1,2:



= 13.05 Па

*3.2.9. Выбор аппарата по каталогу.*

Проанализировав данные уточнённого расчёта, а также расчёт гидравлического сопротивления, мы видим, что оба теплообменника одинаково хорошо подходят (расходы теплоносителей одинаковы, гидравлические сопротивления различаются незначительно).На мой взгляд более предпочтителен аппарат №1, так как его габариты меньше, чем у аппарата №2. Следует так же отметить, что любой из этих аппаратов обеспечит необходимую площадь теплообмена с учётом запаса.

Таблица 2. Параметры кожухотрубчатого теплообменника

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| D, мм | d, мм | Число ходов | n, шт. | Np | F, м2 | Sтр.,м2 |
| l=2 м |
| 400 | 20 | 2 | 166 | 14 | 21 | 0.017 |

*3.3. Расчёт холодильника упаренного раствора.*

*3.3.1. Определение средних температур теплоносителей.*

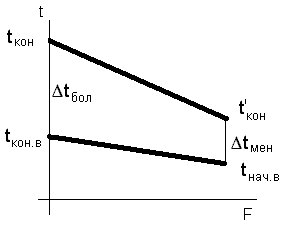


Рис. 2 Температурная схема движения теплоносителей при противотоке

tкон ,t’кон – температура упаренного раствора до и после холодильника, °С;

tнач.в,tкон.в – температура охлаждающей воды до и после холодильника, °С;

Конечную температуру воды и упаренного раствора выбираем самостоятельно, причём t’кон следует принять из интервала 40-30 °С.

По формулам (24-26) определяем:

Δtб = 89.168 – 35 = 54.168 °С

Δtм = 40 – 13 = 27 °С

°С



Среднюю температуру воды найдём как среднее арифметическое tвод.ср., °С:

tвод.ср= (tнач.в+tкон.в)/2 (38)

tвод.ср= (13+35)/2=24 °С

Средняя температура раствора tср.р, °С:

tср.р= tвод.ср+Δtср (39)

tср.р=24 + 39.02 = 63.02 °С

*3.3.2. Тепловой баланс холодильника.*

Количество теплоты, которое необходимо отвести от раствора для его охлаждения:

Q= Gкон⬝скон⬝(tкон-t’кон) (40)

где Gкон – расход упаренного раствора кг/с;

скон – удельная теплоёмкость раствора при tср.р.­ и Хкон, Дж(кг⬝К)

Удельная теплоёмкость раствора скон раствора при tср.р.­ и Хкон

(Приложение 2, п.3):

скон=3937 Дж(кг⬝К)

Расход упаренного раствора Gкон,кг/с по формуле (2):

Gкон=1.164 кг/с

Q=1.164⬝3937⬝(89.168-40)=2.253⬝105 Вт

Так как вся отводимая от раствора теплота передаётся охлаждающей воде, то её расход можно найти по формуле:

(41)



где Gвод – расход охлаждающей воды, кг/с;

свод – теплоемкость воды при температуре tвод.ср.,Дж/(кг⬝К)

Удельная теплоемкость воды при температуре tвод.ср (Приложение 2 п.3):

свод=4187 Дж/(кг⬝К)

кг/с



*3.3.3. Ориентировочный расчёт холодильника.*

Зададимся ориентировочным коэффициентом теплопередачи от жидкости к жидкости / 2, табл. 4.8 /:

Кор=1000 Вт/(м2⬝К)

Рассчитаем ориентировочную площадь теплообмена по формуле (23);

м2



Рассчитаем скорость течения раствора ωтр по трубному пространству холодильника с диаметром труб d=20 мм и площадь сечения Sтр трубного пространства, необходимые для обеспечения турбулентного режима течения раствора по формулам (29, 30).

Плотность раствора ρр и коэффициент динамической вязкости μр при tср.р. и Хкон (Приложение 2, п.1, п.2)

ρр=1018 кг/м3

μр=4.606⬝10-4 Па⬝с

м/с



м2



Рассчитаем скорость течения в воды межтрубном ωмежтр и площадь сечения Sмежтр межтрубного пространства, необходимые для обеспечения турбулентного режима.

(42)



Плотность воды ρв и коэффициент динамической вязкости μв при tвод.ср. (Приложение 2, п.1,п.2)

ρв=996.467 кг/м3

μв=9.082⬝10-4 Па⬝с

Эквивалентный диаметр при поперечном обтекании равен наружному диаметру трубы d.

м/с



(43)



м2



*3.3.4. Выбор холодильника упаренного раствора.*

Для обеспечения турбулентного режима номинальные площади проходных сечений трубного и межтрубного пространств должны быть меньше рассчитанных. Исходя из площади теплообмена и величин полученных проходных сечений мы должны выбрать теплообменник с наиболее подходящими параметрами, проанализировав данные расчёта делаем вывод, что для обеспечения требуемых параметров, необходимо использовать два, последовательно соединённых одноходовых аппарата. По каталогу / 3, табл. 2.3 /

Таблица 3. Параметры кожухотрубчатого теплообменника

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| D, мм | d, мм | Число ходов | n, шт. | Np | F, м2 | Sтр.,м2 | Sмежтр.,м2 |
| L=3 м |
| 159 | 20 | 1 | 19 | 5 | 3.5 | 0.004 | 0.005 |

*3.4. Расчёт барометрического конденсатора*

*3.4.1 Расход охлаждающей воды.*

Расход охлаждающей воды Gв определим из теплового баланса конденсатора:

(44)



где iб.к. - интальпия паров в барометрическом конденсаторе, Дж/кг;

tн – начальная температура охлаждающей воды, °С;

tк – конечная температура смеси охлаждающей воды и конденсата, °С;

Разность температур между паром и жидкостью на выходе из конденсатора должна быть 3-5 градусов. Поэтому температуру воды tк на выходе из конденсатора примем на 4 градуса ниже температуры конденсации паров t0:

tk=t0–4

tk = 88.3 – 4 =84,3 °С

Энтальпия паров в барометрическом конденсаторе iб.к, при температуре t0 / 2, табл LVI /:

iб.к,=2658.94⬝103 Дж/кг;

Среднюю температуру воды найдём по формуле (38):

tср.в.=(84.3+13)/2=48.65 °С

Удельная теплоёмкость воды св при температуре tср.в. (Приложение 2, п.3):

св=4186 Дж.(кг⬝К)

кг/с



*3.4.2. Диаметр барометрического конденсатора*

Диаметр барометрического конденсатора определим из уравнения расхода:

(45)



где ρ - плотность паров, кг/м3;

υ - скорость паров, м/с.

При остаточном давлении в конденсаторе порядка 104 Па скорость паров υ=15-25 м/с

Возьмём:

υ=21 м/с

Плотность паров ρ при температуре t0 / 2, табл. LVI /

ρ=0.317 кг/м3

м



*3.4.3. Выбор барометрического конденсатора.*

Выбираем конденсатор с диаметром, равным расчётному, или ближайшему большему / 3, приложение 4.6 /.

Барометрический конденсатор: внутренний диаметр dб.к.=800 мм

Условный проход штуцера для барометрической трубы dб.т=200 мм

*3.4.3. Высота барометрической трубы*

Скорость воды в барометрической трубе равна:

(46)



Плотность воды ρв при температуре tк (Приложение 2, п.1):

ρв=969.545 кг/м3



Высота барометрической трубы / 3, формула 4.24 /:

(47)



где В – вакуум в барометрическом конденсаторе, Па;

Σξ - сумма коэффициентов местных сопротивлений;

λ тр - коэффициент трения в барометрической трубе;

0,5 – запас высоты на возможное изменение барометрического давления, м.

Вакуум в барометрическом конденсаторе В, Па;

В=Ратм - Р0  (48)

В=(1 - 0.674)⬝9.81⬝104 = 3.198⬝104 Па

Сумма коэффициентов местных сопротивлений Σξ:

(49)



где ξвх, ξвых - коэффициенты местных сопротивлений на входе в трубу и на выходе из нее.



Коэффициент трения λтр зависит от режима течения жидкости, определим режим течения воды в барометрической трубе:

(50)



Коэффициент динамической вязкости воды μв при tk (Приложение 2, п.2)

μв=3.384⬝10-4 Па⬝с



При таком значении Re, коэффициент трения λтр равен / 2, рис 1.5 /.

λ=0,0132

По формуле (47):



Откуда находим высоту барометрической трубы:



*3.5. Расчет производительности вакуум-насоса.*

Производительность вакуум-насоса Gвозд, кг/с определяется количеством газа (воздуха), который необходимо удалять из барометрического конденсатора:

Gвозд = 2.5 10-5(W+ Gв) + 0,01W (51)

где 2.5 10-5 – количество газа, выделяющегося из 1 кг воды;

0.01 количество газа, подсасываемого в конденсатор через неплотности на 1 кг паров.

Gвозд = 2.5 10-5 (3.336+ 25.776) + 0.01⬝3.336=0.034 кг/с

Объемная производительность вакуум-насоса равна:

(52)



где R – универсальная газовая постоянная, Дж/кмоль⋅К;

Мвозд - молекулярная масса воздуха, кг/моль;

Твозд – температура воздуха, К;

Рвозд – парциальное давление сухого насыщенного пара (Па) в барометрическом конденсаторе при tвозд.

Температуру воздуха рассчитывают по формуле / 3, с. 179 /:

tвозд = tн + 4 +0,1(tк – tн) (53)

tвозд= 13 + 4 + 0,1(84.3 – 13) = 24.13 °С

Давление воздуха Рвозд. равно:

Рвозд=Р0 - Рп  (54)

где Рп – давление сухого насыщенного пара при температуре tвозд / 2, табл LVI /

Рп=0.03082 ат

Рвозд=(0.674-0.03082)⬝9.81⬝104=6.31⬝104 Па

Объемная производительность вакуум-насоса равна:

м3/с = 2.75 м3/мин



Зная объемную производительность Vвозд и остаточное давление Р0 по таблице / 3, приложение 4.7 / выбираем вакуум-насос:

Таблица 4. Характеристика вакуум-насоса типа ВВН

*.*

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Типоразмер | Остаточное давление,  Мм.рт.ст | Производи-тельность, м3/мин | Мощность на валу,  КВт |
| ВВН-3 | 75 | 3 | 6.5 |

**4. Выводы по курсовому проекту.**

В данном курсовом проекте описан процесс выпаривания раствора MgCl2.

В результате проведенных расчетов были выбраны по каталогу следующие аппараты:

* выпарной аппарат: тип 1 исполнение 3 группа Б - выпарной аппарат с соосной греющей камерой и кипением в трубах с площадью теплообмена – 450 м2.
* холодильник, состоящий из двух одноходовых теплообменников с длиной труб l=3м, диаметром кожуха 159 мм, поверхностью теплообмена 3.5 м2 и числом труб 19.
* подогреватель: двухходовой теплообменник с длиной труб l=2 м, диаметром кожуха 400 мм, и поверхностью теплообмена 21 м2 и числом труб 166.
* барометрический конденсатор диаметром D=0.8м с высотой трубы 4 м.
* вакуум- насос типа BBH - 3

Подробно был сделан расчет подогревателя на ЭВМ. На основании этих расчетов и выбранных по каталогу аппаратов, была составлена технологическая схема установки с описанием технологического процесса.

**Литература.**

1. Касаткин А.Г. Процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд., перераб. и доп. - М: Химия, 1973. - 754с.
2. Павлов К.Ф. ,Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессы и аппараты химической технологии. 10-е изд., перераб. и доп. - Ленинград: Химия. 1987.- 576с.
3. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. - Москва:1991. - 496с.