# Расчет и проектирование выпарной установки непрерывного действия для выпаривания водного раствора CuSO4

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ БЕЛАРУСЬ

Белорусский государственный технологический университет

Кафедра процессов и аппаратов химических производств

**Расчётно-пояснительная записка к курсовой работе**

**по курсу “Процессы и аппараты химической технологии”**

**на тему “Расчет и проектирование выпарной установки непрерывного действия для выпаривания водного раствора CuSO4”**

Выполнил: студент 4 курса

2 группы ф-та ХТиТ

Колтунов А.П.

Руководитель:

Кузьмин В.В.

Минск 2005

### РЕФЕРАТ

Курсовая работа содержит пояснительную записку и 2 листа формата А1 графического материала. Пояснительная записка содержит 41 страницу, 5 таблиц, 7 рисунков.

ВЫПАРИВАНИЕ, ВЫПАРНОЙ АППАРАТ, ТЕПЛОПЕРЕДАЧА, ТЕПЛООБМЕННИК, БАРОМЕТРИЧЕСКИЙ КОНДЕНСАТОР, ВАКУУМ – НАСОС, КОНЦЕНТРАЦИЯ, РАСТВОР.

Целью курсового проекта является разработать проектно-конструкторскую документацию на выпарную установку непрерывного действия. В данном курсовом проекте разработана установка для выпаривания водного раствора CuSO4. Представлен полный расчет выпарного аппарата, подробно рассчитан теплообменник для подогрева исходного раствора, барометрический конденсатор, вакуум-насос.

**ВВЕДЕНИЕ**

Выпаривание – процесс концентрирования растворов нелетучих веществ путем удаления жидкого летучего растворителя в виде паров. Сущность выпаривания заключается в переводе растворителя в парообразное состояние и отводе полученного пара от оставшегося сконцентрированного раствора. Выпаривание обычно проводится при кипении, т.е. в условиях, когда давление пара над раствором равно давлению в рабочем объеме аппарата.

Процесс выпаривания относится к числу широко распространенных. Последнее объясняется тем, что многие вещества, например едкий натр, едкое кали, аммиачная селитра, сульфат аммония и др., получают в виде разбавленных водных растворов, а на дальнейшую переработку и транспорт (для сокращения объемов тары и транспортных расходов) они должны поступать в виде концентрированных продуктов.

Концентрирование растворов методом выпаривания – один из наиболее распространенных технологических процессов в химической, пищевой, металлургической и других отраслях промышленности. На выпаривание растворов расходуется огромное количество тепла, а на создание выпарных установок – большое количество углеродистых и легированных сталей, никеля и других металлов. Поэтому в каждом конкретном случае необходима рациональная организация процесса выпаривания, что позволяет обеспечить максимальную производительность выпарной установки при минимальных затратах тепла и металла.

**1. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР**

**1.1 Теоретические основы процесса выпаривания**

Выпариванием называют процесс концентрирования жидких растворов практически нелетучих веществ путем частичного удаления растворителя испарением при кипении.

Сущность выпаривания заключается в переводе растворителя в парообразное состояние и отводе полученного пара от оставшегося сконцентрированного раствора. Выпаривание обычно проводится при кипении, т.е. в условиях, когда давление пара над раствором равно давлению в рабочем объеме аппарата.

Выпаривание ведется таким образом, чтобы при заданной производительности получить сгущенный раствор требуемой концентрации надлежащего качества без потерь сухого вещества и при возможно меньшем расходе топлива.

Концентрирование растворов методом выпаривания – один из наиболее распространенных технологических процессов в химической, пищевой, металлургической и других отраслях промышленности. Это объясняется тем, что многие вещества, например гидроксид натрия, гидроксид калия, аммиачная селитра, сульфат аммония и др., получают в виде разбавленных водных растворов, а на дальнейшую переработку и транспорт (для сокращения объемов тары и транспортных расходов) они должны поступать в виде концентрированных продуктов. На выпаривание растворов расходуется огромное количество тепла, а на создание выпарных установок – большое количество углеродистых и легированных сталей, никеля и других металлов. Поэтому в каждом конкретном случае необходима рациональная организация процесса выпаривания, что позволяет обеспечить максимальную производительность выпарной установки при минимальных затратах тепла и металла.

Особенностью процесса выпаривания является то, что в парах кипящих растворов нормально содержатся только пары чистого растворителя, а растворённое вещество является нелетучим. Это положение, лежащее в основе теории и методов расчета выпарных аппаратов для большинства растворов твердых веществ вполне оправдывается.

Удаляемый в парообразном состоянии растворитель чаще всего представляет собой водяной пар, носящий название вторичного пара. Общий материальный баланс аппарата выражается уравнением:

Gн=Gк+W, (1.1)

где Gн – количество поступающего исходного раствора с концентрацией bн; Gк – количество удаляемого упаренного раствора с концентрацией bк; W – количество растворителя.

Материальный баланс по абсолютно сухому веществу, находящемуся в растворе:

, (1.2)



Тепло для выпаривания можно подводить любыми теплоносителями, применяемыми при нагревании. Однако в подавляющем большинстве случаев в качестве греющего агента при выпаривании используют насыщенный или слегка перегретый водяной пар, который называется греющим, или первичным /3/. Первичным служит либо пар, получаемый из парогенератора, либо отработанный пар, или пар промежуточного отбора паровых турбин. Тепло, необходимое для выпаривания раствора, обычно подводится через стенку, отделяющую теплоноситель от раствора. В некоторых производствах концентрирование растворов осуществляют при непосредственном прикосновении выпариваемого раствора с топочными газами или другими газообразными теплоносителями. Также может применяться электрический обогрев.

Уравнение теплового баланса:

Q+Gнснtн= Gкскtк+W·iвт+Qпот±Qд, (1.3)

где Q – расход теплоты на выпаривание; сн, ск – удельная теплоемкость начального (исходного) и конечного (упаренного) раствора; tн, tк – температура начального раствора на входе в аппарат и конечного на выходе из аппарата; iвт – удельная энтальпия вторичного пара на выходе его из аппарата; Qпот – расход теплоты на компенсацию потерь в окружающую среду; Qд – теплота дегидратации.

Передача тепла от теплоносителя к кипящей жидкости возможна при наличии температурного перепада (полезной разности температур) между ними. Это объясняется тем, что теплопередача, как и все естественные процессы, всегда идёт от высшего уровня к низшему, поэтому температура конденсации пара должна быть выше температуры кипения раствора что означает, что давление пара в греющем пространстве должна быть выше, чем в паровом.

Протекание теплоносителей в греющей камере происходит под действием напора, создаваемого извне. Скорость течение теплоносителей по трубкам в большинстве случаев определяется естественной циркуляцией, зависящей от разности удельных весов закипающего в греющей камере раствора, пронизанного пузырьками пара, и раствора, опускающегося по циркуляционной трубе.

**1.2   Основные технологические схемы**

Процесс выпаривания осуществляется либо в аппарате однократного, либо многократного действия. В последнем случае расход топлива на выпаривание значительно снижается. В промышленных условиях наиболее распространены аппараты многократного действия /З/.

Расход греющего пара на выпаривание растворов в однокорпусных аппаратах весьма велик и в ряде производств составляет значительную долю себестоимости конечного продукта /1/. Для уменьшения расхода греющего пара широко используют многокорпусные выпарные аппараты.

Принцип действия многокорпусных аппаратов заключается в многократном использовании тепла греющего пара, поступающего в первый корпус установки, путём последовательного соединения нескольких одно корпусных аппаратов, позволяющем использовал вторичный пар каждого предыдущего корпуса для обогрева последующего. Для практического осуществления такого многократного использования одного и того же количества тепла требуется, чтобы температура вторичных паров каждого последующего корпуса была выше температуры кипения раствора в последующем корпусе. Это требование легко выполняется путем понижения рабочего давления в корпусах по направлению от первого к последнему. С этой целью устанавливается сравнительно высокая температура кипения в первом корпусе и температура 50-60о С в последнем корпусе выпарной установки под разряжением, который соединяется с конденсатором, снабженным вакуум-насосом.

Если греющий пар и жидкий раствор поступают в первый, «головной», корпус выпарной установки, то последняя называется прямоточной (Рис. 1). По такому принципу работает большинство выпарных установок. Если же греющий пар поступает в первый по порядку корпус, а жидкий раствор - в последний и переходит из последнего корпуса к первому, то установка называется противоточной (Рис. 2.)

Такое встречное движение пара и раствора применяется в случае упаривания растворов с высокой вязкостью и большой температурной депрессией в целях повышения коэффициентов теплопередачи. Однако одновременно усложняется и обслуживание аппарата в связи с тем, что подобная схема требует установки между каждыми двумя корпусами установки насосов для перекачки раствора, движущегося по направлению возрастающих давлений, не говоря уже об дополнительных затратах на расход энергии на насосы.

При выпаривании кристаллизующихся растворов их перегон из корпуса в корпус может сопровождаться закупоркой соединительных трубопроводов и нарушением нормальной работы установки /4/. При этом часто используют аппараты с параллельным питанием корпусов. Здесь раствор выпаривается до конечной концентрации в каждом корпусе, а пар, как и в предыдущих двух схемах, движется последовательно по направлению от первого корпуса к последнему. В этом же направлении снижаются рабочие давления и температуры каления раствора в корпусах.

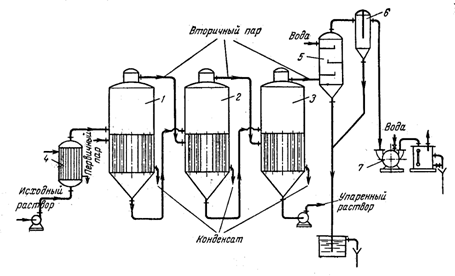


Рис. 1 - Многокорпусная прямоточная вакуум - выпарная установка: 1-3 – корпуса установки; 4 – подогреватель исходного раствора; 5 – барометрический конденсатор; 6 – ловушка; 7 – вакуум-насос

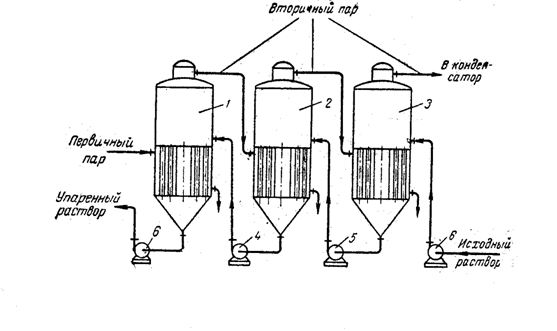


Рис. 2 - Многокорпусная противоточная выпарная установка: 1-3 – корпуса установки; 4-6 – насосы

В химической промышленности применяются в основном непрерывно-действующие выпарные установки. Лишь в производствах малого масштаба, а также при выпаривании растворов до высоких конечных концентрации; иногда используют аппараты периодического действия.

При периодической выпарке в аппарат загружают определенное количество раствора начальной концентрации, подогревают его до температуры кипения и выпаривают до заданной концентрации. Затем упаренный раствор удаляют из аппарата, вновь заполняют ею свежим раствором и процесс повторяют. Установки периодического действия обычно выполняются в виде отдельных аппаратов. Осуществить многоступенчатую выпарную установку с выпарными аппаратами периодического действия невозможно, так как не удастся согласовать режимы работы и производительность отдельных аппаратов.

Применяемые схемы многокорпусных выпарных установок различаются по давлению вторичного пара в последнем корпусе. В соответствии с этим признаком установки делятся на работающие под разряжением, под избыточным и атмосферном давлениях. Выбор давления связан со свойствами выпариваемого раствора и возможностью использования тепла вторичного пара.

Потребляя пар относительно высокого давления и многократно используя его теплосодержание для выпаривания воды из раствора, выпарные аппараты могут использовать почти все количество потребляемого вторичного пара в виде экстра-паров более низких давлений, отбираемых из отдельных корпусов, что происходит в многокорпусных аппаратов без всякого ущерба для основного процесса.

Установки, в которых последняя ступень находится под некоторым избыточным давлением, называются выпарными установками с противодавлением Уменьшение давления вторичного пара последней ступени связано с уменьшением полезною перепада температур на установку, т.е. приводит к уменьшению кратности использования пара, что снижает экономические показатели.

В выпарных установках под разряжением удается получить, возможно, больший перепад температур между паром, греющим первую ступень и вторичным паром последней ступени. Это позволяет применить наибольшую кратность использования пара в установке, но связано с лотерей тепла со вторичным паром последней ступени, который из выпарной установки направляется непосредственно в конденсатор.

Используются и выпарные установки с ухудшенным вакуумом. В этих схемам предусматривается частичное использование вторичного пара последней ступени для покрытия тепловой нагрузки низкого потенциала, остальная часть пара направляется в конденсатор. При выпаривании под вакуумом температура кипения снижается; эго обстоятельство используется при сгущении растворов, для которых. во избежание порчи продукта, нельзя допустить высоких температур кипения.

При выпаривании под атмосферным давлением (проводят в однокорпусных выпарных установках) вторичный пар используется и обычно удаляется в атмосферу. Такой способ выпаривания является наиболее простым, но наименее экономичным. Экономия вторичного пара может быть также достигнута в однокорпусных выпарных установках с тепловым насосом. В таких установках вторичный пар на выходе из аппарата сжимается с помощью теплового насоса (например, термокомпрессора) до давления, соответствующего температуре первичного пара, после чего он вновь возвращается в аппарат.

Многокорпусная установка позволяет значительно снизить расход тепла за счет многократного использования пара. Предельно выгодное или оптимальное число корпусов зависит одновременно от расхода пара и его стоимости, от единовременной стоимости выпарной установки, срока ее амортизации и др. На практике число корпусов обычно не превышает 5-6.

**1.3 Конструкции выпарных аппаратов**

Наибольшее распространение в химической и смежных отраслях промышленности получили высокопроизводительные выпарные аппараты непрерывного действия, особенно трубчатые выпарные аппараты различных типов. Нагревательные камеры таких аппаратов могут быть непосредственно соосно соединены с сепараторами в единое устройство. Возможно и устройство, состоящее из двух самостоятельных элементов: нагревательной камеры и сепаратора.

Выпарные аппараты классифицируются по различным признакам. Наиболее существенной является классификация по принципу организации циркуляции кипящего раствора в аппарате. Различают выпарные аппараты с естественной и принудительной циркуляцией раствора, пленочные и барботажные аппараты.

Хорошая циркуляция раствора в аппарате способствует интенсификации теплообмена, в первую очередь со стороны кипящей жидкости. Как известно, увеличение скорости движения жидкости приводит к уменьшению толщины теплового пограничного слоя, снижению его термического сопротивления и повышению коэффициента теплоотдачи. Кроме того, циркуляция раствора предотвращает быстрое отложение на стенках кипятильных труб твердой фазы (накипи). Появляется возможность осуществлять выпаривание кристаллизующихся и высоковязких растворов.

**1.3.1 Выпарные аппараты с естественной циркуляцией**

Циркуляция раствора в таких аппаратах вызывается различием плотностей парожидкостной смеси в циркуляционной трубе и кипятильных трубах. Скорость (кратность) циркуляции здесь невелика (скорость движения парожидкостной смеси составляет 0,3-0,8 м/с). Поэтому коэффициенты теплопередачи также относительно низкие. Несмотря на достаточную простоту, аппараты этого типа заменяются на другие - с более интенсивной циркуляцией.

На рис. 3. показан выпарной аппарат с вынесенной циркуляционной трубой 2. В этом аппарате циркуляционная труба не обогревается, следовательно раствор в ней не кипит и парожидкостная смесь не образуется. Разность плотностей парожидкостной смеси в кипятильных трубах 1 и раствора в циркуляционной трубе больше, чем в аппаратах с центральной циркуляционной трубой, поэтому кратность циркуляции и коэффициенты теплопередачи несколько выше. Повышение скорости движения парожидкостной смеси в кипятильных трубах уменьшает возможность отложения солей, которые могут выделяться при концентрировании растворов.

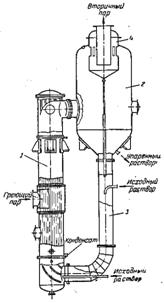


Рис. 3 - Выпарной аппарат с вынесенной циркуляционной трубой: 1- нагревательная камера; 2 -циркуляционная труба; 3 - центробежный брызгоуловитель; 4 - сепарационное (паровое) пространство

Существенного снижения отложения солей можно достичь при использовании аппаратов с вынесенной зоной кипения. В таких аппаратах вследствие увеличенного гидростатического давления столба жидкости кипения в трубах нагревательной камеры не происходит, упариваемый раствор только перегревается. При выходе перегретого раствора из этих труб в трубу вскипания он попадает в зону пониженного гидростатического давления, где и происходит интенсивное его закипание.

Таким образом, предотвращается возможность отложения накипи на теплообменной поверхности труб и, следовательно, увеличиваются коэффициент теплопередачи и время эксплуатации аппарата между профилактическими ремонтами.

**1.3.2 Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией**

Более высокие кратности циркуляции, соответствующие скоростям движения парожидкостной смеси более 2-2,5 м/с, достигаются в выпарных аппаратах с принудительной циркуляцией (рис. 4). Повышение кратности циркуляции обеспечивается установкой в циркуляционной трубе осевых насосов 4, обладающих высокой производительностью. В связи с более высокими скоростями движения жидкости в этих аппаратах достаточно высоки коэффициенты теплопередачи - более 2000 Вт/(м2∙К), поэтому такие аппараты могут эффективно работать при меньших полезных разностях температур (равных 3-5°С). В аппаратах с принудительной циркуляцией можно с успехом концентрировать высоковязкие или кристаллизующиеся растворы.

В ряде случаев выпарные аппараты с принудительной циркуляцией выполняют с вынесенной нагревательной камерой (см. рис. 4.). В этом случае появляется возможность производить замену нагревательной камеры при ее загрязнении, а иногда к одному сепаратору подсоединять две или три нагревательные камеры. Роль зоны вскипания выполняет труба, соединяющая нагревательную камеру и сепаратор. Достоинством выпарного аппарата с соосными греющей камерой и сепаратором (см. рис. 5.) является меньшая производственная площадь, необходимая для его размещения.

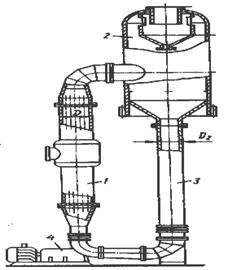


Рис. 4 - Выпарной аппарат с принудительной циркуляцией и вынесенной нагревательной камерой: 1-греющая камера; 2-сепаратор; 3-циркуляционная труба; 4 – электронасосный агрегат

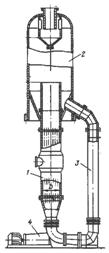


Рис. 5 - Выпарной аппарат с принудительной циркуляцией и вынесенной циркуляционной трубой: 1 – греющая камера; 2 – сепаратор; 3 – циркуляционная труба; 4 - электронасосный агрегат

К общим недостаткам выпарных аппаратов с принудительной циркуляцией следует отнести повышенный расход энергии, связанный с необходимостью работы циркуляционного насоса.

Все рассмотренные выше конструкции аппаратов по структуре движения в них жидкости близки к моделям идеального перемешивания, поэтому при сравнительно большом объеме циркулирующего раствора последний находится при повышенных температурах достаточно длительное время (а отдельные частицы жидкости - бесконечно долго). Это существенно затрудняет выпаривание нетермостойких растворов. Для таких растворов можно использовать пленочные выпарные аппараты.

**1.3.3 Пленочные выпарные аппараты**

Их относят к группе аппаратов, работающих без циркуляции; процесс выпаривания осуществляется за один проход жидкости по кипятильным трубам, причем раствор движется в них в виде восходящей или нисходящей пленки жидкости. Как правило, эти аппараты работают при прямоточном движении раствора и образующегося вторичного пара, который занимает центральную часть труб. В связи с этим здесь отсутствует гидростатический столб парожидкостной смеси и, следовательно, гидростатическая депрессия. Для обеспечения заданных пределов изменения концентраций упариваемых растворов кипятильные трубы делают длинными (6-10 м).

Выпарной аппарат с восходящей пленкой жидкости (рис. 6) работает следующим образом. Снизу заполняют раствором трубы на 1/4 и 1/5 их высоты, подают греющий пар, который вызывает интенсивное кипение. Выделяющийся вторичный пар, поднимаясь по трубам, за счет сил поверхностного трения увлекает за собой раствор. В сепараторе пар и раствор отделяются друг от друга.

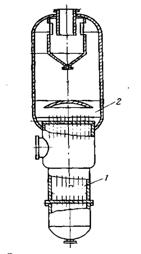


Рис. 6 - Выпарные пленочные аппараты с восходящей пленкой жидкости: 1 – греющая камера; 2 - сепоратор

В выпарном аппарате с нисходящей пленкой жидкости (рис. 7) исходный раствор подают в верхнюю часть греющей камеры 1, где обычно расположен распределитель жидкости, из которого последняя по трубам стекает вниз. Образующийся вторичный пар также движется в нижнюю часть нагревательной камеры, откуда вместе с жидкостью попадает в сепаратор 2 для отделения от раствора.

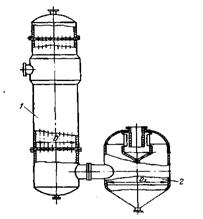


Рис. 7 - Выпарные пленочные аппараты с нисходящей пленкой жидкости: 1 – греющая камера; 2 – сепаратор

Для снижения температуры кипения раствора процесс, как правило, проводят под вакуумом. В этих аппаратах удается упаривать также растворы, склонные к интенсивному пенообразованию. Вместе с этим пленочным аппаратам свойствен ряд недостатков. Они очень чувствительны к изменениям нагрузок по жидкости, в особенности при малых расходах растворов. Существует определенный минимальный расход раствора, ниже которого не удается достигнуть полного смачивания поверхности теплопередачи. Это может приводить к местным перегревам трубок, выделению твердых осадков, резкому снижению интенсивности теплопередачи. В таких аппаратах не рекомендуется выпаривать кристаллизующиеся растворы. Для них также требуются большие производственные площади.

Всем трубчатым выпарным аппаратам свойствен существенный недостаток: в них затруднительно, а часто и практически невозможно выпаривать агрессивные растворы. Для таких растворов применяют аппараты, в которых отсутствуют теплопередающие поверхности, а процесс теплообмена осуществляют путем непосредственного соприкосновения теплоносителя (нагретых или топочных газов) с упариваемым раствором.

**1.4 Патентный обзор**

Этот раздел включает в себя краткое описание патентов на изобретения по теме выпаривание за 1991-2002 годы.

**1.4.1 Вертикальный выпарной аппарат(1805571)**

Использование: в глиноземном производстве. Сущность изобретения: аппарат состоит из греющей камеры, содержащей, в свою очередь, кожух и пучок греющих труб циркуляционной трубы, установленной внутри трубного пучка, сепаратора, трубных решеток, состыкованных с паровой и конденсатной камерами, а также патрубком для раствора, пара и конденсата. При этом греющая камера установлена внутри сепаратора с зазором относительно верхней трубной решетки, а циркуляционная труба имеет высоту, меньшую, чем греющие трубы.

**1.4.2 Выпарная установка(2050908)**

Изобретение относится к химической технологии и может быть использовано при регенерации воды из отработанных электролитов и концентрировании сточных вод гальванотехники. Установка содержит камеру испарения с нагревателем и камеру конденсации с охладителем. Камеры соединены замкнутым воздуховодом с вентилятором, снабжены подводящими и отводящими штуцерами и выполнены в виде аппаратов, каждый из которых включает установленные в верхней части циклоннопенное, а в нижней-теплообменное устройство. Теплообменное устройство представляет собой вертикальный концентрический пучок труб, расположенный вокруг центральной трубы, причем нижняя трубная доска пучка установлена над штуцером подвода обрабатываемого продукта в аппарат, а верхняя совпадает с нижней границей окна подвода воздуха под слой жидкости циклонно-пенного устройства.

**1.4.3 Способ выпаривания алюминатных растворов и установка для его осуществления(2194559)**

Изобретение относится к области производства глинозема, конкретно к процессу выпаривания алюминатных растворов в противоточных установках. При упаривании алюминатных растворов, включающем нагрев раствора, последовательное упаривание и самоиспарение, часть раствора подают из второго по ходу пара выпарного аппарата в первый с поддержанием в растворе первого корпуса концентрации каустического оксида натрия в пределах 250-290 г/л и оставшуюся часть раствора второго корпуса и раствор первого корпуса выводят на самоиспарение.

**2. ОБОСНОВАНИЕ И ОПИСАНИЕ УСТАНОВКИ**

**2.1 Обоснование выбора технологической схемы**

Технологическая схема выпарной установки представляет собой систему выпарных аппаратов, барометрического конденсатора, теплообменника, насосов, емкостей для исходного и упаренного растворов и трубопроводов участвующих в процессе выпаривания раствора.

Согласно заданию проектируемая установка состоит из двух корпусов и представляет собой установку непрерывного действия, работающую под давлением. При выпаривании под повышенным давлением можно использовать вторичный пар, как для выпаривания, так и для других нужд, не связанных с процессом выпаривания.

Схему проектируемой выпарной установки рационально принять прямоточной, что предполагает не принудительное (без затраты внешней работы) движение раствора через всю систему и минимальные потери тепла с уходящим выпаренным раствором (уходит при температуре кипения последнего корпуса).

Так как температура поступающего раствора значительно ниже температуры кипения, то целесообразно его предварительно подогреть в отдельном теплообменнике, чтобы выпарной аппарат работал только как испаритель, а не частично как подогреватель, так как в последнем случае коэффициент теплопередачи аппарата несколько снижается.

Подогрев производится в кожухотрубном теплообменнике за счет тепла греющего пара.

**2.2 Обоснование выбора оборудования**

В разрабатываемом процессе используются выпарные аппараты, обогреваемые конденсирующимся водяным паром, в частности аппараты, с вынесенной греющей 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 счёт увеличения длины кипятильных труб.

Аппарат работает при более интенсивной естественной циркуляции, обусловленной тем, что циркуляционная труба не обогревается, а подъёмный и опускной участки циркуляционного контура имеют значительную высоту.

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

Конструкция теплообменных аппаратов выбирается на основе расчета по определению поверхности теплопередачи.До температуры кипения исходный раствор подогревается в отдельном теплообменнике за счет тепла греющего пара, что позволяет избежать увеличения поверхности. Кожухотрубчатые теплообменники относятся к числу наиболее часто применяемых, который состоит из корпуса и приваренного к нему трубных решеток. В теплообменнике одна среда движется внутри труб, а другая в межтрубном пространстве. Среды направляются противотоком друг к другу. Раствор подаётся снизу вверх, а насыщенный водяной пар в противоположном направлении. Такое направление движения каждой среды совпадает с направлением, в котором стремится двигаться данная среда под влиянием изменения её плотности при нагревании. Кроме того, при указанном направлении движения сред достигается более равномерное распределение скоростей и идентичные условия теплообмена по площади поперечного сечения аппарата.

Вторичный пар из последнего корпуса (в данном случае второго) отводится в барометрический конденсатор, в котором при конденсации пара создается требуемое разряжение. Сухой полочный барометрический конденсатор работает при противоточном движении охлаждающей воды и пара. Воздух и неконденсирующиеся газы, попадающие в установку главным образом с охлаждающей водой (в конденсаторе), а также через неплотности трубопроводов отсасываются через ловушку-брызгоулавливатель вакуум-насосом.

С помощью вакуум-насоса поддерживается также устойчивый вакуум, так как остаточное давление в конденсаторе может изменяться с колебанием температуры воды, поступающей в конденсатор.

**2.3 Принцип действия проектируемой установки**

Технологическая схема выпарной установки показана на листе 1 графической части. Исходный разбавленный раствор с концентрацией 4 % масс и температурой 25 0С из промежуточной емкости центробежным насосом подаётся в теплообменник (ГОСТ 15118-79), где подогревается до температуры близкой к температуре кипения, а затем в выпарную установку (ГОСТ 11987-81). Предварительный подогрев раствора производится насыщенным водяным паром.

Выпарной аппарат обогревается свежим водяным паром. Вторичный пар, образующийся при концентрировании раствора, направляется в барометрический конденсатор.

Самопроизвольный перетек раствора и вторичного пара в корпусе возможен благодаря общему перепаду давлений, возникающему в результате создания вакуума конденсацией вторичного пара, а в барометрическом конденсаторе смешения (где заданное давление поддерживается подачей охлаждающей воды и отсосом неконденсирующихся газов вакуум-насосом). Смесь охлаждающей воды и конденсата выводится из конденсатора при помощи барометрической трубы с гидрозатвором. Образующийся концентрированный раствор центробежным насосом подаётся в промежуточную емкость упаренного раствора концентрацией 19 % масс.

Конденсат греющего пара из выпарного аппарата выводится с помощью конденсатоотводчика.

Важное значение имеет охрана окружающей среды. Поэтому необходимо строгое соблюдение технологии очистки сточных вод, отходящих газов и т.д. Целесообразно применение мер профилактики по предотвращению опасных выбросов.

**3. РАСЧЕТ ОСНОВНОГО ОБОРУДОВАНИЯ**

**3.1 Определение поверхности теплопередачи выпарного аппарата**

Поверхность теплопередачи выпарной установки определяют по основному уравнению теплопередачи:

F=Q/(K\*Δtп). (3.1)

Для определения тепловой нагрузки Q, коэффициента теплопередачи К и полезной разности температуры ∆t(n) необходимо знать распределение упариваемой воды, концентрации растворов и их температуры кипения. Эти величины находят методом последовательных приближений.

Первое приближение:

Производительность установки по выпариваемой воде определяют из уравнения материального баланса:

W=Gн \*(1-хн/хк). (3.2)

Подставив, получим:

18 т/ч =5 кг/с

W=5(1-4/19) =3,95 кг/с

**3.1.1 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 соответствии с соотношением: w1:w2=1,0:1,1.

Тогда:

w1=1,0W/(1,0+1,1)=3,95/2,1=1,88 кг/с

w2=1,1W/(1,0+1,1)=4,345/2,1=2,068 кг/с

Далее рассчитываем концентрации растворов в корпусах:

х1=Gн\*хн/(Gн-w1)=5\*0,04/(5-1,88)=0,064, или 6,4%

х2=Gн\*хн/(Gн-w1-w2)= 5\*0,04/(5-1,88-2,068)=0,19, или 19%

Концентрация раствора в последнем корпусе х2 соответствует заданной концентрации упаренного раствора.

**3.1.2 Температура кипения раствора**

Принимаем, что обогрев производится греющим паром - насыщенным водяным паром давлением Рг1=4 ат или 0,3924 МПа.

Общий перепад давлений в установке равен:

ΔРоб=Рг1-Рбк=0,3924-0,011=0,3814 МПа.

По давлениям паров находим их температуры и энтальпии:

Р, МПа. t, °C. I, кДж/кг.

Рг1=0,3924 tг1=142,9 I1=2744

Рг2=0,2017 tг2=120,3 I2=2711

Рбк=0,011 tбк=47,42 Iбк=2585

При определении температуры кипения раствора в аппарате исходим из следующих допущений. Распределение концентраций раствора в выпарном аппарате с естественной циркуляцией практически соответствует модели идеального перемешивания. Поэтому концентрацию кипящего раствора принимаем равной конечной в данном корпусе и, следовательно, температуру кипения раствора определяем при конечной концентрации.

Изменение температуры кипения по высоте кипятильных труб происходит вследствие изменения гидростатического давления столба жидкости, температуру кипения раствора в корпусе принимаем 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 давления пара на преодоление гидравлических сопротивлений трубопроводов при переходе из корпуса в корпус. Обычно в расчетах принимают Δ"'=1,0 -1,5 °С на корпус.

Примем Δ'"=1,0 °С.

Тогда температура вторичных паров в корпусах равна:

tвп1=tг2+Δ1'"=120,3+1,0=121,3°С;

tвп2=tбк+ Δ2'"=47,42+1,0=48,42°С;

Сумма гидродинамических депрессий

Σ Δ'"=1+1=2, °С

По температурам вторичных паров определим их давления. Они равны соответственно (в МПа): Рвп1=0,208 МПа; Рвп2=0,0115 МПа.

Определяем гидростатическую депрессию. Давление в среднем слое кипящего раствора Pср равно:

Рср=Рвп+ρ∙g∙Н∙(1-ε)/2, (3.4)

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

Для выбора значения Н необходимо ориентировочно оценить поверхность теплопередачи выпарного аппарата Fop. При кипении водных растворов можно принять удельную тепловую нагрузку аппаратов с естественной циркуляцией q=20000-50000 Вт/кв.м.

Примем q=40000 Вт/кв.м. Тогда поверхность теплопередачи ориентировочно равна: Fop=Q/q=w1∙r1/q=1,88∙2187∙103/40000=102,79 м2.

где r1- теплота парообразования вторичного пара, Дж/кг, r1=2187 кДж/кг.

По ГОСТ 11987-81 трубчатые аппараты с естественной циркуляцией и выносной греющей камерой состоят из кипятильных труб высотой 4 и 5м при диаметре dн=38 мм и толщине стенки δст=2 мм.

Примем высоту кипятильных труб Н=4 м. При пузырьковом (ядерном) режиме кипения паронаполнение составляет ε=0,4-0,6.

Примем ε =0,5. Плотность водных растворов, в том числе раствораCuSO4 при температуре 25 °С и соответствующих концентрациях в корпусах равна:

ρ1=1063 кг/м3

ρ2=1218 кг/м3

При определении плотности растворов в корпусах пренебрегаем изменением ее с повышением температуры от 25°С до температуры кипения ввиду малого значения коэффициента объемного расширения и ориентировочно принятого значения ε.

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

Р1ср=Рвп1+ρ1∙g∙Н∙(1-ε)/2=208000 +1063∙9,81∙4∙(1-0,5)/2=0.2184 МПа

Р2ср=Рвп2+ρ2∙g∙Н∙(1-ε)/2=11400 +1218∙9,81∙4∙(1-0,5)/2=0,0231 МПа

Этим давлениям соответствуют следующие температуры кипения и теплоты испарения растворителя:

Р, Мпа. t, °C. r, кДж/кг.

Р1ср=0,2184 tcp1=122,6 rвп1=2187

Р2ср=0,0231 tcp2=62,85 rвп2=2344

Определим гидростатическую депрессию по корпусам (в °С):

Δ"1=tcp1-tвп1=122,6-121, 3 =1,3°С.

Δ"2=tcp2-tвп2=62,85-48,42=14,43°С

Сумма гидростатических депрессий:

Σ Δ"= Δ1"+ Δ2"=1,3+14,43=15,73°С

Температурную депрессию Δ' определим по уравнению Тищенко:

Δ'=1,62∙10-2∙Δ'атм∙(Т2)/rвп, (3.5)

где Т - температура паров в среднем слое кипятильных труб, К; Δ'атм - температурная депрессия при атмосферном давлении.

Находим значение Δ'атм1= 0,192 °С; Δ'атм2=0,57 °С.

Δ'1=1,62∙10-2∙Δ'атм1∙(Т12)/rвп1;

Δ'1=1,62∙10-2∙ (122,6+273)2 ∙0,192/2187 =0,22 °С;

Δ'2=1,62∙10-2∙Δ'атм2∙(Т22)/rвп2;

Δ'2=1,62∙10-2∙(66+273)2∙0,57/2344=0,44 °С.

Сумма температурных депрессий:

ΣΔ'=Δ'1+Δ'2=0,22+0,44=0,66°С

Температуры кипения растворов равны (в °С):

tк1=tг2+Δ'1+Δ"1+Δ'"1=120,3+0,22+1,3+1=122,82 °С

tк2= tбк+Δ'2+Δ"2+Δ'"2=47,42+0,44+14,43+1=63,29 °С

**3.1.3 Полезная разность температур**

Общая полезная разность температур равна:

ΣΔtп=Δtп1+ Δtп2

Полезные разности температур по корпусам (в °С) равны:

Δtп1=tг1-tкl=142,9-122,82=20,08°С

Δtп1=tг1-tкl=120, 3-63,29=57,01°С

Тогда общая полезная разность температуры равна:

ΣΔtп=20,08+57,01=77,09 °С.

Проверим общую полезную разность температуры:

ΣΔtп=tг1-tбк-(ΣΔ'+ΣΔ"+ΣΔ'")=142,9-47,42-(0,66+15,73+2)=77,09°С

**3.1.4 Определение тепловых нагрузок**

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

Q1=D∙(Iг1-i1)=1,03∙[Gн∙Сн∙(tк1-tн)+w 1∙(Нвп1-Св∙tк1)+Qконц1]; (3.6)

Q2= w1∙(Iг2-i2)=1,03∙[(Gн- w1)∙С1∙(tк2-tк1)+w 2∙(Iвп2-Св∙tк2)+Qконц2]; (3.7)

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

Сн, С1 - теплоемкости растворов соответственно исходного и в первом корпусах. кДж/(кг\*К); Сн =4.14кДж/(кг\*К), С1=3.994кДж/(кг\*К).Св- теплоемкость воды, кДж/(кг\*К).;tн - температура кипения исходного раствора при давлении в корпусе,0С; D- расход греющего пара, кг/с;

При решении уравнения можно принять:

Iвп1 ≈ IГ2; Iвп2 ≈ Iбк;

Qконц1, Qконц2-теплоты концентрирования по корпусам, кВт; так как эти величины имеют небольшое значение, то ими пренебрегаем.

Q1=D∙(2744-104.6)=1,03∙[5∙4.14∙(122.82-122.6)+w1∙(2711-4,19∙122.82)]

Q2=w1∙(2711-516.1)=1,03[(5-w1)∙3,994∙(63.29-122.82)+w2∙(2585-4.19∙63.29)]

W=w1+w2=3.95

Решение этой системы уравнений дает следующие результаты:

D=2.384 кг/с; w1=1.859 кг/с; w2=2.091 кг/с;

Q1=6292 кВт; Q2=4080 кВт

Результаты расчета сведены в табл. 1.

Таблица 1

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Параметр | Корпус | |
| 1 | 2 |
| Производительность по испаряемой воде, ω, кг/с  Концентрация растворов х, %  Давление греющих паров Рг., МПа  Температура греющих паров tг °С  Температурные потери Σ Δ, град  Температура кипения раствора tк°С  Полезная разность температур Δtп град | 1.859  6.4  0.3924  142.9  2.52  122.82  20.08 | 2.091  19  0.2017  120.3  15.87  63.29  57.01 |

**3.1.5 Выбор конструкционного материала**

Выбираем конструкционный материал, стойкий в среде кипящего раствора CuSO4 интервале изменения концентраций от 4 %, до 19 % [6]. Легированные стали с содержанием никеля являются нестойкими в среде растворов CuSO4. В этих условиях химически стойкой является сталь марки Х17 (5 балл стойкости). Скорость коррозии ее не менее 0,1 мм/год, коэффициент теплопроводности λст=25,1 Вт/(м∙К).

**3.1.6 Расчет коэффициента теплопередачи**

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

К1=(1/α1+Σδ/λ+1/α2)-1. (3.8)

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=δст/λст+δн/λн (3.9)

где δст, δн - толщина стенки, толщина слоя накипи, м.

при δст=0,002 м.

при δн=0,0005 м.

где λст, λн - коэффициент теплопроводности стенки и накипи, Вт/(м∙К).

при λст=25,1 Вт/(м\*К).

при λн=2 Вт/(м\*К).

Σδ/λ=0,002 /25,1+0,0005/2=2,87 ∙10-4 м2\*К/Вт.

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующего пара к стенке α1 равен:

α1=2,04∙((r1∙ρж12∙λж13)/(μж1∙Н∙Δt1))1/4. (3.10)

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

рж1, λж1, μж1 - соответственно плотность (кг/м3), теплопроводность Вт/(м\*К), вязкость (Па\*с) конденсата при средней температуре пленки:

tпл=tг1-Δt1/2

где Δt1 - разность температур конденсации пара и стенки, °С.

Расчет α1 - ведем методом последовательных приближений.

В первом приближении примем Δt1=2 °С. Тогда

tпл=142.9-2/2=141,9°С.

α1=2,04∙(2144∙103 ∙10322∙0,4083/0,19∙10-3∙4∙2)1/4=6484 Вт/(м2∙К)

Для установившегося процесса передачи тепла справедливо уравнение:

q=α1∙Δt1=Δtст/(ΣΔδ/λ)=α2∙Δt2, (3.11)

где q - удельная тепловая нагрузка, Вт/кв.м;Δtcт - перепад температур на стенке, °С;Δt2 - разность между температурой стенки со стороны раствора и температурой кипения раствора, °С.

Отсюда:

Δtст=α1∙Δt1∙(Σδ/λ)=6484∙2∙2,87∙10-4 =3,72°С.

Тогда

Δt2=Δtп1-Δtст-Δt1=20,08-3,72-2=16,36°С.

Коэффициент теплопередачи от стенки к кипящему раствору для пузырькового кипения в вертикальных кипятильных трубках при условии естественной циркуляции раствора равен:

α2=А∙(q0,6)=780∙(q0,6)∙(λ11,3)∙(ρ10,5)∙(ρп10,06)/((с10,3)∙(σ10,5)∙(гв10,6)∙(ρ00,66)∙(μ10,3))(3.12)

По справочной литературе определяем:

λ1=0,4159 Вт/(м∙К); ρ1=1068 кг/м3; ρп1=1,22 кг/м3; σ1=0,067 Н/м; гв1=2200∙103 Дж/кг; ρ0=0,529 кг/м3; с1=4095 Дж/кг∙К; μ1=0,265∙10-3 Па∙с

Подставив эти значения, получим:

α2=780∙(q0,6)∙0,41591,3∙10680,5∙1,220,06/0,0670,5∙(2200∙103)0,6∙0,5290,66∙

40950,3∙(0,265∙10-3)0,3=7,408∙(6484)0,6=1435 Вт/(м2∙К)

Проверим правильность первого приближения по равенству удельных тепловых нагрузок:

q1=α1∙Δt1=6484∙2=12968 Вт/кв.м

q2=α2∙Δt2=1435∙16,36=2348 Вт/кв.м

q1≠q2

Для второго приближения примем Δt1=5,0 град

Пренебрегая изменением физических свойств конденсата при изменении температуры на 3,0 град, рассчитаем α1 по соотношению:

α1=6484∙(2/5)1/4=5156 Вт/(м2∙К)

Получим:

Δtст=5156∙5∙2,87∙10-4=7,4 град;

Δt2=20,08-5-7,4=7,68 град;

α2=7,408\*(5156∙5)0,6=3285 Вт/(м2∙К)

q1=5156∙5=25780 Вт/м2

q2=3285∙7,68=25229 Вт/м2

q1≈q2

Расхождение между тепловыми нагрузками не превышает 3%, следовательно, расчет коэффициентов α1 и α2 на этом можно закончить.

Находим К1:

К1=(1/5156+2,87∙10-4+1/3285)-1=1271 Вт/(м2∙К).

Далее рассчитываем коэффициент передачи для второго корпуса К2.

В первом приближении примем Δt1=4 °С. Тогда:

Δtпл=120. 3-2/2=118.3°С

α1=2,04∙(2210∙103 ∙1133∙0.4265/4∙4∙0.335∙10-3)1/4=5164 Вт/м2К

Δtст=5164∙4∙2,87∙10-4=5,93°С

Δt2=57,01-4-5,93=47,08°С

α2=780∙(q0,6)∙0,43661/3∙11870,5∙0,150,06/0,0960,5∙(2350\*103)0,6 0,5290,66 ∙35090,3∙(0,851∙10-3)0,3 = 4,34(388∙4)0,6=1683 Вт/м2∙К

Проверим правильность первого приближения по равенству удельных тепловых нагрузок:

q1=α1∙Δt1=5164∙4=20656 Вт/м2

q2=α2∙Δt2=1683∙47,08=79236 Вт/м2

q1≠q2

Используя вышеописанный метод приближения, найдем:

Δt1=18.65°С

α1=5164∙(4/18,65)1/4=3514 Вт/м2К

Δtст=3514∙18,65∙2,87∙10-4=18,81°С

Δt2=57,01-18,81-18,65=19,55°С

α2=4,34∙(3514∙18,65)0,6=3368 Вт/м2∙К

q1=65536 Вт/м2

q2=65845 Вт/м2

q1≈q2

Определим К2:

К2=(1/3514+2,87\*10-4+1/3368)-1=1151 Вт/м2∙К

**3.1.7 Распределение полезной разности температур**

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

, (3.13)



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

Подставив численные значения, получим:

Δtп 1=77,09∙(6292/1271)/(6292/1271+4080/1151)=44,92 град;

Δtп 2=77,09∙(4080/1151)/(6292/1271+4080/1151) =32.17 град.

Проверим общую полезную разность температур установки:

Σ Δtп=Δtп1 +Δtп2 =44,92+32,17=77,09 °С

Рассчитаем поверхность теплопередачи выпарного аппарата по формуле (3.1):

F1=6292∙103/1271∙44,92=110,2 м2;

F2=4080∙103 /1151∙32.17=110,2 м2.

В последующих приближениях нет необходимости вносить коррективы на изменение конструктивных размеров аппаратов. Сравнение распределенных из условий равенства поверхностей теплопередачи и предварительно рассчитанных значений полезных разностей температур Δtп представлено в табл. 2:

Таблица 2

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Параметры | Корпус | | |
| 1 | 2 |  |
| Распределенные в 1-ом приближении Δtп, град. | 44,92 | 32.17 | |
| Предварительно рассчитанные Δtп,град | 20,08 | 57,01 | |

Второе приближение

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

**3.1.8 Уточненный расчет поверхности теплопередачи**

В связи с тем, что существенное изменение давлений по сравнению с рассчитанным в первом приближении происходит только в 1-ом корпусе, во втором приближении принимаем такие же значения Δ', Δ", Δ'" для каждого корпуса, как в первом приближении. Полученные после перераспределения температур(давлений) параметры растворов и паров по корпусам представлены в табл. 3:

Таблица 3

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Параметры | Корпус | |
| 1 | 2 |
| Производительность по испаряемой воде, ω, кг/с  Концентрация растворов х, %  Температура греющего пара в первом корпусе tг1 °С  Полезная разность температур Δtп град  Температура кипения раствора tк=tг-Δtп °С  Температура вторичного пара tвп= tк-(Δ'+ Δ") °С  Давление вторичного пара Рвп, МПа  Температура греющего пара tг= tвп- Δ'", °С | 1,859  6,4  142,9  44,92  97,98  96,46  0,0893  95,46 | 2,091  19  32,17  88,13  73,26  0,0363  87,13 |

Рассчитаем тепловые нагрузки (в кВт):

Q1=1,03∙[5∙4,14∙(97,98-96,46)+1,859∙(2711-4,19∙97,98)]=4438

Q2=1,03[(5-1,859)∙3,994∙(88,13-96,46)+2,091∙(2585-4,19∙88,13)]=4665

Расчет коэффициентов теплопередачи, выполненный описанным выше методом, приводит к следующим результатам [в Вт/(м2∙К)]:

К1=1223; К2=1089

Распределение полезной разности температур

Δtп 1= 77,09∙(4438/1223)/((4438/1223)+(4665/1089))=45,35 град;

Δtп 2= 77,09∙(4665/1089)/((4438/1223)+(4665/1089)) =31,73 град.

Проверим общую полезную разность температур установки:

Σ Δtп=Δtп1 +Δtп2 =45,36+31,73=77,09 °С

Сравнение полезных разностей температур Δtп, полученных во 2-ом и 1-ом приближении, представлено в табл. 4:

Таблица 4

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Параметры | Корпус | |
| 1 | 2 |
| Δtп,во 2-ом приближении, град. | 45,35 | 31,73 |
| Δtп в 1-м приближении, град. | 44,92 | 32,17 |

Различие между полезными разностями температур по корпусам в 1-ом и 2-ом приближениях не превышает 5%.

Поверхность теплопередачи выпарных аппаратов:

F1=4438000/(1223∙45,35)=102,653 м2

F2=4665000/(1089∙31,73)=102,655 м2

По ГОСТ 11987 - 81 выбираем выпарной аппарат со следующими характеристиками:

Таблица 5

|  |  |
| --- | --- |
| Номинальная поверхность теплообмена Р(н),м2. | 125 |
| Диаметр труб d (наружный), мм | 382 |
| Высота труб Н, мм | 4000 |
| Диаметр греющей камеры dK, мм | 1000 |
| Диаметр сепаратора dc, мм | 2200 |
| Диаметр циркуляционной трубы dц, мм | 700 |
| Общая высота аппарата На, мм | 13500 |
| Масса аппарата Ма, кг | 11500 |

**3.2 Расчет толщины тепловой изоляции**

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

αв=(tст2-tв)=(λи/δи)∙(tcт1-tcт2), (3.14)

где αв=9,3+0,058∙tст2 - коэффициент теплоотдачи от внешней поверхности изоляционного материала в окружающую среду, Вт/(м2∙К); tст2 - температура изоляции со стороны окружающей среды (воздуха),°С;tст1 - температура изоляции со стороны аппарата; ввиду незначительного термического сопротивления стенки аппарата по сравнению с термическим сопротивлением слоя изоляции tст1 принимаем равной температуре греющего пара tг1 tв - температура изоляции окружающей среды (воздуха),°С; λи - коэффициент теплопроводности изоляционного материала, Вт/(м∙К). Рассчитаем толщину тепловой изоляции: при tcт2=35

αв=9,3+0,058∙35=11,33 Вт/(м2\*К).

В качестве материала для тепловой изоляции выберем совелит (85% магнезии+15% асбест), имеющий коэффициент теплопроводности λи=0,09 Вт/(м\*К). Тогда при tcт1=142,9 °С, t(возд)=20 °С:

δи=λи∙(tст1-tст2)/(αв∙(tcт2-tвозд)).

δи=0,09∙(142,9-35)/(11,33∙(35-20))=0,057 м.

Примем толщину тепловой изоляции 0,055 м и для второго корпуса тоже.

**4.   РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКА**

**4.1 Тепловой баланс**

Кожухотрубчатые подогреватели предназначены для конденсации паров в межтрубном пространстве.Рассчитаем необходимую поверхность теплообменника, в трубном пространстве которого нагревается от 25 °С до 98 °С раствор CuSO4.Тепловой поток, принимаемый исходной смесью и, соответственно, отдаваемый насыщенным водяным паром:

Q=Gн∙c1∙(tк-tн), (4.1)

G - массовый расход жидкостной смеси, кг/с, с – средняя теплоемкость, Дж/кг∙с; t – начальная температура раствора, °С; t – конечная температура раствора, °С.

Q=5∙4029∙(98-25)=1531020 Вт

В качестве теплоносителя использовать насыщенный водяной пар с параметрами: t=142,9 °С.

По определенной по уравнению (4.1) тепловой нагрузке определяется расход второго теплоносителя c учётом потерь:

G=1,03∙Q/r (4.2)

где r – теплота конденсации пара.

G=1,03∙1531020/2141∙103=0,7365 кг/с

**4.2 Определение ориентировочной поверхности теплообмена**

Для определения ориентировочной поверхности теплообмена служит формула:

Fop=Q/Kop∙∆tср.лог. (4.3)

Где Кор – ориентировочное значение коэффициента теплопередачи, соответствующее турбулентному течению; ∆tср. лог – среднелогарифмическая разность температур.

∆tср лог=[(tг1-tн1)-(tг1-tк1)]/ln[(tг1-tн1)/(tг1-tк1)] (4.4)

∆tср лог=[(142.9-25) – (142.9-98)]/2.69=76.8 ºC

Fop=1531020/800∙76.8=24.9 м2

**4.3 Выбор теплообменника**

###### Примем ориентировочное значение Re=15000 Что соответствует развитому турбулентному режиму течения жидкости в трубах. Такой режим течения возможен в теплообменнике с числом труб, приходящихся на один ход: для труб диаметром dн=20´2 мм.

##### N/z=4∙G1/p∙d∙Reop∙m1 (4.5)

N/z=4∙5/3,14∙0,016∙15000∙0,000552=48

###### Из табл.2.3 [2] выбираем теплообменник с близкой поверхностью теплообмена F=31 м2 и длиной труб l= 4 м, число ходов z=2; число труб n= 100, диаметром кожуха Dк=0,4м

###### В трубное пространство направим подогреваемый раствор, в межтрубное - греющий пар.

**4.4 Уточненный расчет поверхности теплопередачи**

###### Для выбора формулы для расчета коэффициента теплоотдачи α1 определим значение критерия Рейнольдса для подогреваемого раствора Re1 по формуле:

Re1=4∙G1/π∙d∙(n/z)\*μ1, (4.6)

###### где d – внутренний диаметр труб теплообменника, м; n- число труб, z- число ходов (см.табл.2.3.[2]).

Re1 =4∙5/(3,14∙0,02∙(100/2)∙0,000552) = 10989.

Значение критерия Прандтля найдем по формуле:

Pr1 = с1∙μ1/λ1 (4.7)

Pr1 = 4029∙0,000552/0,576=5,5.

###### Так как значение Re1 равно 10989, то значение критерия Нусельта найдем по формуле:

Nu1=0,021∙Re10,8∙Pr10,43∙(Pr1/Prcт1)0,25 (4.8)

###### Поправкой (Pr1/Prcт1)0,25 принебрегаем т.к. разница температур между жидкостью и стенкой невелика, меньше Δtср.

Nu1=0,021∙10989 0,8∙5,5 0,4= 74,7 Вт/м∙К

Значение коэффициента теплоотдачи α1 определим по формуле:

α1= Nu1∙λ1/d (4.9)

α1= 74,7∙0,4046/0,021 = 1439 Вт/м2∙К

###### Примем, что значение тепловых проводимостей стенки трубы со стороны пара 11600 Вт/м2∙К со стороны кипящего раствора 2900 Вт/м2∙К.

1/S=1/(1/11600+0,002/25,1+1/2900)=0,00051 Вт/м2∙К.

Найдём число Рейнолдса для газовой фазы:

Reг=Gп∙dвн/Sмтр∙∑δ/λ=0,7365∙0,025/0,017∙0,00051=2124 (4.10)

α2=2,04∙ε∙λст∙(ρ∙L n/Gпμ)1/3 = 2,04∙0,7∙25,1∙(0,592∙4∙100/0,7365∙0,001)1/3 =4336

К=1/(1/2124+0,00051+1/4336)= 696,6 Вт/м2∙К.

Тогда требуемая поверхность теплопередачи:

Fтр=Q/(K∙Δtср)= 1531020/76,8∙696,6=28,6 м2.

###### Из табл. 2.3 [2] выбираем теплообменник с близкой поверхностью теплообмена. Расчёты подтверждают, что выбранный ранее теплообменник является оптимальним.

###### Запас поверхности:

###### ∆=(31-28,6)∙100/28,6=8,39 % (4.12)

## 4.5 Определение гидравлического сопротивления теплообменника

А) в трубном пространстве:

Скорость среды в трубах теплообменника:

ωтр = 4∙G1∙z/(3,14∙d2∙n∙ρ 1) (4.13)

ωтр = 4∙ 5∙2/(3,14∙(0,021)2∙100∙1023) =0,28 м/с.

Для определения коэффициента трения λ нужен Re среды. Re= 12800.

Коэффициент трения λ рассчитываем по формуле:



Т.к. диаметр кожуха выбранного теплообменника равен Dk= 600 мм, а число ходов z= 2, то диаметр условного прохода его штуцеров равен dш= 150 мм (см.табл.2.6.[2]).

Скорость потока в штуцерах:

ω ш=4∙Gтр/(3,14∙ ρтр∙d трш2)= 4∙ 5/(3,14∙ 1023∙(0,15)2)= 0,0,277 м/с. (4.14)

Расчетная формула для определения гидравлического сопротивления в трубном пространстве имеет вид (формула(2.35) [2]):

ΔРтр=, (4.15)



где L-длина труб теплообменника, м.

ΔРтр= 1392 Па.

Б) В межтрубном пространстве:

Число рядов труб, омываемых потоком в межтрубном пространстве:

m≈(n/3)0.5=(100/3)0.5≈6 (4.16)

Число сегментных перегородок х=14 (см. табл. 2.7[2]).

Диаметр штуцеров к кожуху dмтр.ш=0,2 м, скорость потока в штуцерах:

 (4.17)



Скорость теплоносителя в межтрубном пространстве ωмтр определяется по формуле:

 (4.18)



ΔРмтр=, (4.19)



ΔРмтр=21234 Па.

**5. РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ**

**5.1 Расчет барометрического конденсатора**

Для создания вакуума в выпарных установках обычно применяют конденсаторы смешения с барометрической трубой. В качестве охлаждающего агента используют воду, которая подаётся в конденсатор чаще всего при температуре окружающей среды (около 20°С). Смесь охлаждающей воды и конденсата выливается из конденсатора по барометрической трубе. Для поддержания постоянства вакуума в системе из конденсатора с помощью вакуум-насоса откачивают неконденсирующиеся газы.

Необходимо рассчитать расход охлаждающейся воды, основные размеры (диаметр и высоту) барометрического конденсатора и барометрической трубы, производительность вакуум-насоса.

**5.1.1 Расход охлаждающей воды**

Расход охлаждающей воды gb определяют из теплового баланса конденсатора:

Gв=w2\*(Iбк-cв\*tк)/(cв\*(tк-tн)), (5.1)

где Iбк - энтальпия паров в барометрическом конденсаторе, Дж/кг; tн - начальная температура охлаждающей воды, °С;tк - конечная температура смеси воды и конденсата, °С.

Разность температур между паром и жидкостью на выходе из конденсатора должна быть 3-5 град. Поэтому конечную температуру воды tк на выходе из конденсатора примем на 3 град ниже температуры конденсации паров;

При tбк=47,42°С

tк=tбк-3,0=47,42-3=44,42 °С

Тогда при tн=20 °С

Gв=2,091 (2585∙10З-4,19∙10З∙44,42)/(4,19∙10З∙(44,42-20))=49,09 кг/с

**5.1.2 Диаметр конденсатора**

Диаметр барометрического конденсатора dбк:

dбк=(4∙w2 /(ρ∙π∙v))0,5, (5.2)

где ρ - плотность паров, кг/куб.м; v - скорость паров, м/с.

При остаточном давлении в конденсаторе порядка 104 Па скорость паров v=15-25 м/с. Тогда при v=20 м/с:

dбк=(4∙2,091/(3,14∙20∙0,067))0,5=1,41м.

По нормалям НИИХИММАШа [12] подбираем конденсатор диаметром, равным расчётному или ближайшему большему. Определяем его основные размеры. Выбираем барометрический конденсатор диаметром dбк=1600 мм.

**5.1.3 Высота барометрической трубы**

В соответствии с нормалями [12], внутренний диаметр барометрической трубы dбт равен 300 мм. Скорость воды в барометрической трубе

VВ=4\*(Gв+w2)/(ρв\*π\*(dбт2)) (5.3)

VВ=4\*(49,09 +2,091)/(1000\*3,14\*(0,32))=0,724 м/с.

Высота барометрической трубы

Hбт=B/(ρв\*g)+(1+Σξ+λ∙(Hбт/dбт)∙(vв2)/(2∙g)+0,5 (5.4)

где В - вакуум в барометрическом конденсаторе, Па; Σξ - сумма коэффициентов местных сопротивлений; λ - коэффициент трения в барометрической трубе; 0,5 - запас высоты на возможное изменение барометрического давления, м.

При Рбк=11000 Па.

В=Ратм-Рбк=98000-11000= 87000 Па

Σξ=ξвх+ξвых=0,5+1,0=1,5

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

Коэффициент трения λ зависит от режима течения жидкости. Определим режим течения воды в барометрической трубе:

Re=vв\*dбт\*ρв/μв=0,724 \*0,3 \*1000/0,574\*10-3=402222

Для гладких труб при Re =4022222 λ =0,019

Подставим в (5.4) указанные значения, получим:

Нбт=87000/(1000∙9,81)+(1+1,5+0,019\*(Нбт/0,3)∙(0,724 2)/(2∙9,81))+0,5

Отсюда находим Нбт=9,55 м.

**5.2 Расчет производительности вакуум-насоса**

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

Gвозд=2,5∙10-5∙(w2 +Gв)+0,01\*w2. (5.5)

где 2,5\*10-5 - количество газа, выделяющегося из 1кг воды; 0,01 - количество газа, подсасываемого в конденсатор через неплотности, на 1кг паров. Тогда

Gвозд=2,5∙10-5 ∙(2,091+49,09)+0,01∙2,091=0,02219 кг/с

Объемная производительность вакуум-насоса равна:

Vвозд=R∙(273+tвозд)∙Gвозд/(Мвозд∙Рвозд) (5.6)

где R - универсальная газовая постоянная, Дж/ (кмоль\*К); Мвозд - молекулярная масса воздуха, кг/моль; tвозд - температура воздуха, °С; Рвозд - парциальное давление сухого воздуха в барометрическом конденсаторе, Па.

Температуру воздуха рассчитывают по уравнению

tвозд=tн+4+0,1∙(tк-tн)=20+4+0,1∙(44,42-20)=26,44 °С

Давление воздуха равно:

Рвозд=Рбк - Рп,

где Рп - даление сухого насыщенного пара (Па) при tвозд=26,44 °С.

Подставив, получим:

Рвозд=0,11∙9,81∙104 -0,035∙9,81∙104=6958Па

Тогда:

Vвозд=8310∙(273+26,44)∙22,19∙10-3/(29∙6958)=0,274 м3/с= 16,4 м3/мин.

Зная объёмную производительность Vвозд=16,4 и остаточное давление Рбк, по каталогу [13] подбираем вакуум-насос типа ВВН-25 мощностью на валу N=48 кВт.

**ЗАКЛЮЧЕНИЕ**

В данном курсовом проекте был рассмотрен процесс выпаривания и произведены расчеты основного оборудования, а также было подобрано вспомогательное из стандартного. В результате расчетов были получены следующие результаты:

Выпарной аппарат (по ГОСТ 11987-81): номинальная поверхность теплообмена -125 м2; диаметр труб -38мм; высота труб-4м;

теплообменник для нагрева исходной смеси (ГОСТ 15118 - 79): поверхность теплопередачи 31 м2, диаметр кожуха 400мм; число ходов 2; число труб 100, длиной 4м;

барометрический конденсатор: диаметр -1600 мм, высота – 9,55 м;

вакуум-насос: марки ВВН-25: при оптимальных условиях работы: производительность 3,67 м3/мин, остаточное давление - 75 мм. рт. ст, мощность N=48 кВт.

**СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ**

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. Л.: Химия, 1976. - 552 с.

2. ГОСТ 11987-81. Аппараты выпарные трубчатые.

3. Справочник химика. М-Л.: Химия, Т. III, 1962. 1006 с. Т. V, 1966. - 974 с.

4. Каталог УКРНИИХИММАШа, Выпарные аппараты вертикальные трубчатые общего назначения. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1979. - 38 с.

5. Мищенко К.П., Полторацкий Г.М. Термодинамика и строение водных и неводных растворов электролитов. Изд. 2-е. Л.: Химия, 1976. - 328 с.

6. Воробьева Г.Я. Коррозионная стойкость материалов в агрессивных средах химических производств. Изд. 2-е. М.: Химия, 1975. - 816 с.

7. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е. М.: Химия, 1973. - 750 с.

8. Викторов М.М. Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчеты. Л.: Химия, 1977. - 360 с.

9. Чернышев А.К., Поплавский К.Л., Заичко Н.Д. Сборник номограмм для химико-технологических расчетов. Л.: Химия, 1974, - 200 с.

10. ОСТ 26716-73. Барометрические конденсаторы.

11. Вакуумные насосы. Каталог-справочник. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1970. - 63 с.

12. Чернобыльский И.И. Выпарные установки. Киев: Изд. Киевского ун-та, 1960. - 262 с.

13. Кичигин М.А., Костенко Г.Н. Теплообменные аппараты и выпарные установки. М.: Госэнерго-издат, 1955. - 392 с.

14. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. Под ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия, 1991. - 496 с.