**Содержание**

[Задание на курсовой проект 3](#_Toc99389940)

[Введение 4](#_Toc99389941)

[1 Литературный обзор 5](#_Toc99389942)

[1.1 Теоретические основы абсорбции 5](#_Toc99389943)

[1.2 Основные технологические схемы для проведения процесса абсорбции 7](#_Toc99389944)

[1.3 Типовое оборудование для проектируемой установки 8](#_Toc99389945)

[2 Описание технологической схемы 18](#_Toc99389946)

[3 Технологический расчет 22](#_Toc99389947)

[3.1 Концентрация компонента в газовой фазе 22](#_Toc99389948)

[3.2 Определение молярного расхода компонентов газовой смеси 23](#_Toc99389949)

[3.3 Движущая сила массопередачи 24](#_Toc99389950)

[3.4 Определение расхода поглотителя ацетона из газовой смеси 25](#_Toc99389951)

[3.5 Определение рабочей скорости газа и диаметра аппарата 26](#_Toc99389952)

[3.6 Определение высоты абсорбера 30](#_Toc99389953)

[3.7 Определение гидравлического сопротивления абсорбера 34](#_Toc99389954)

[4 Технологический расчет холодильника газа 36](#_Toc99389955)

[Заключение 42](#_Toc99389956)

[Список использованных источников 43](#_Toc99389957)

**Задание на курсовой проект**

Выполнить проект абсорбционной установки для поглощения водой ацетона из его смеси с воздухом. Расход газовой смеси =0,5 м3/с (при нормальных условиях). Концентрация поглощаемого компонента в газе на входе в колонну y = 5 %, степень абсорбции C = 96 %. Давление в колонне P=0,1 МПа, температура абсорбции t = 20 °C. Газовая смесь и абсорбент перед подачей в колонну охлаждается водой в кожухотрубчатых теплообменниках до температуры абсорбции. Температура газовой смеси перед теплообменником tг = 80 °C, температура абсорбента после регенерации tж = 55 °C. Начальная температура охлаждающей воды tв = 15 °C.

Выполнить подробный расчет насадочной абсорбционной колонны и теплообменника (холодильник газа).

Представить технологическую схему абсорбционной установки и выполнить чертеж колонны.

**Введение**

В промышленности процессы абсорбции применяются главным образом для извлечения ценных компонентов из газовых смесей или для очистки этих смесей от вредных примесей.

Абсорбционные процессы широко распространены в химической технологии и являются основной технологической стадией ряда важнейших производств (например, абсорбция окислов азота водой в производстве азотной кислоты; абсорбция аммиака, паров бензола, сероводорода и других компонентов из коксового газа; абсорбция паров различных углеводородов из газов переработки нефти и т.п.). Кроме того, абсорбционные процессы являются основными процессами при санитарной очистке выпускаемых в атмосферу отходящих газов от вредных примесей (например, очистка топочных газов от двуокиси углерода и др.).

**1 Литературный обзор**

Абсорбцией называют процесс поглощения газов или паров из газовых или парогазовых смесей жидкими поглотителями (абсорбентами).

При физической абсорбции поглощаемый газ (абсорбтив) не взаимодействует химически с абсорбентом. Физическая абсорбция в большинстве случаев обратима. На этом свойстве абсорбционных процессов основано выделение поглощенного газа из раствора — десорбция.

Сочетание абсорбции с десорбцией позволяет многократно применять поглотитель и выделять поглощенный компонент в чистом виде. Во многих случаях проводить десорбцию не обязательно, так как абсорбент и абсорбтив представляют собой дешевые продукты, которые после абсорбции можно вновь не использовать (например, при очистке газов).

Абсорбционные процессы широко распространены в химической технологии и являются основной технологической стадией ряда важнейших производств (например, абсорбция SO2 в производстве серной кислоты; абсорбция НС1 с получением соляной кислоты; абсорбция окислов азота водой в производстве азотной кислоты; абсорбция NH3, паров C6H6, H2S и других компонентов из коксового газа; абсорбция паров различных углеводородов из газов переработки нефти и т. п.). Кроме того, абсорбционные процессы являются основными процессами при санитарной очистке выпускаемых в атмосферу отходящих газов от вредных примесей (например, очистка топочных газов от SO2; очистка от фтористых соединений газов, выделяющихся в производстве минеральных удобрений, и т. д.).

**1.1 Теоретические основы абсорбции**

При абсорбции содержание газа в растворе зависит от свойств газа и жидкости, давления, температуры и состава газовой фазы (парциального давления растворяющегося газа в газовой смеси).

В состоянии равновесия при постоянных температуре и общем давлении зависимость между парциальным давлением газа А (или его концентрацией) и составом жидкой фазы однозначна. Эта зависимость выражается законом Генри:

 $y\_{A}^{\*}=m⋅x$, (1.1)

 Числовые значения величины m уменьшаются с увеличением давления и снижением температуры. Таким образом, растворимость газа в жидкости увеличивается с повышением давления и снижением температуры.

Когда в равновесии с жидкостью находится смесь газов, закону Генри может следовать каждый из компонентов смеси в отдельности.

Закон Генри применим к растворам газов, критические температуры которых выше температуры раствора, и справедлив только для идеальных растворов. Поэтому он с достаточной точностью применим лишь к сильно разбавленным реальным растворам, приближающимся по свойствам к идеальным, т. е. соблюдается при малых концентрациях растворенного газават или приз его малой растворимости. Для хорошо растворимых газовик, приз больших концентрациях ихний в растворение, растворимость меньшевик, чемер следует изо закона Генри. Для система, нет подчиняющихся этому закону, коэффициент *m* в уравнении (1.1) является величиной переменной, и линия равновесия представляет собой кривую, которую строят обычность по опытным данным.

Для описания равновесия между газомер и жидкостью уравнение (1.1) применимость только приз умеренных давлениях, невысоких температурах и отсутствии химического взаимодействия между газомер и поглотителем.

Приз повышенных давлениях (порядка десятков атмосфера и выше) равновесие между газомер и жидкостью нет следует закону Генри, такт как изменение объема жидкости вследствие растворения в нейл газа становиться соизмеримым с изменением объема данного газават.

**1.2 Основные технологические схемный для проведения процесса абсорбции**

Промышленные схемный абсорбционных установок бывают противоточные, прямоточные, одноступенчатые с рециркуляцией и многоступенчатые с рециркуляцией.

Приз противоточной схеме абсорбции гази проводит через абсорбер снизу вверху, а жидкость стекает сверху внизу.



*а б*

Рисунок 1.1 - Схемный противоточной и прямоточной абсорбции:

а – противоточная абсорбция; б – прямоточная абсорбция.

 Такт, какао при противотоке уходящий гази соприкасается сок свежим абсорбентом, надо которым парциальное давление поглощаемого компонента равно нулю (или очень малопе), тоё можно достричь более полного извлечения компонента изо газовой смести, чемер при прямоточной схеме, где уходящий гази соприкасается с концентрированным раствором поглощаемого газават. Кромлех того, приз противотоке можно достигнуть более высокой степени насыщения поглотителя извлекаемым компонентом, чтоб, в свою очередь, приводить к уменьшению расхода абсорбента. Для отводка тепла, выделяющегося приз абсорбции, а также для повышения плотности орошения в колоннах с насадкой частное применяют схемный с рециркуляцией частик абсорбента.

Над рисунке 1.2 представлена схемка одноступенчатой абсорбции с частичной рециркуляцией абсорбента. Частью жидкости концентрацией Хк отбирается изо нижней частик колонны в качественно конечного продукта, а другая ее частью возвращается насосом над верх колонный, где жидкость присоединяется к поглотителю, имеющему начальную концентрацию Хна. В результате образуется смесь, концентрация которой равна Хсм, приз чем Хсм> Хна.

Жидкость, возвращаемая в колонну, может бытьё попутно охлаждена, чтоб приведет к понижению температуры жидкости, орошающей колонну, и соответственно — к понижению температуры процесса.



Рисунок 1.2 - Схемка одноступенчатой абсорбции с рециркуляцией.

**1.3 Типовое оборудование для проектируемой установки**

Основное требование, предъявляемое к конструкции устройства для проведения абсорбционных процессов - созданьице развитой поверхности контактант фаз. Под способу образования такой поверхности аппаратная для проведения процессов абсорбции условность подразделяют над следующие группы:

1. поверхностные, в которых контракт фаз происходить на зеркале жидкости, поверхности жидкой пленки, стекающей под каналам различной формный (пленочные), элементам насадки (насадочные) или образующейся над элементах движущихся частей (механические);
2. барботажные, в которых контракт происходит над поверхности пузырьковый и струйка, возникающих приз пропускании газават через слойка жидкости в аппарате, над тарелке, в затопленной насадке либор в пространстве с перемешивающими устройствами (соответственно барботажные, тарельчатые, с подвижной насадкой, механические);
3. распыливающие, в которых контракт происходит над поверхности капелька распыляемой жидкости (полысеть, скоростные прямоточные, механические).

Указанную классификацию нельзя пониматься буквально, поскольку постоянное совершенствование конструкций абсорберов связано нет только с улучшением характеристики какого-либор одного способа организации контактант фаз, нож и подчасок всей ихний совокупности.

Над рисунке 1.3 представлены пленочные абсорберы: трубчатый противоточный и с восходящим движением пленки.

Аппаратный просты под устройству, однако в нихром очень трудность организовать равномерное распределение жидкости под сечению труба, в силур чего эффективность ихний невелика за исключением прямоточного абсорбера, в котором за счет больших скоростей газават (40 м/с и более) можно достричь высоких значений массопередачи.

 а) б)

Рисунок 1.3 - Пленочные абсорберы

а - трубчатый; б - с восходящим движением жидкой пленки;
 1 - трубный; 2 - трубные решетки; 3 - щелина; 4 - патрубки; 5 - камерата

Тарельчатые абсорберы представляют собой, какао правило, вертикальные колонный, внутри которых над определенном расстоянии другач от другач размещены горизонтальные перегородки — тарелки. С помощью тарелочка осуществляется направленное движение фаза и многократное взаимодействие жидкости и газават.

В настоящее времянка в промышленности применяются разнообразные конструкции тарельчатых аппаратов. Под способу сливка жидкости с тарелочка барботажные абсорберы можно подразделить над колонны: 1) с тарелками сок сливными устройствами и 2) с тарелками безе сливных устройство.

Широконек распространение в промышленности в качественно абсорберов получили колонный, заполненные насадкой — твердыми телами различной формный. В насадочной колонне насадка 1 укладывается над опорные решетки 2, имеющие отверстия или щелина для прохождения газават и стократ жидкости. Последняя с помощью распределителя 3 равномерность орошает насадочные телави и стекает внизу. Под всей высоте слоя насадки равномерное распределение жидкости под сечению колонный обычно нет достигается, чтоб объясняется пристеночным эффектом, тоё есть большей плотностью укладки насадки в центральной частик колонны, чемер у ее стеночка. Вследствие этого жидкость имеет тенденцию растекаться ото центральной частик колонны к ее стенкам. Поэтому для улучшения смачивания насадки в колоннах большого диаметра насадку иногда укладывают слоями (секциями) высотой 2—3 м и поди каждой секцией, кромлех нижней, устанавливают перераспределители жидкости 4.



Рисунок 1.4 - Насадочный абсорбер.

1 - насадка; 2 - опорная решетка; 3 - распределитель жидкости;

4 - перераспределитель жидкости

В насадочной колонне жидкость течет под элементу насадки главным образом в видео тонкой пленки, поэтому поверхностью контактант фаз является в основном смоченная поверхность насадки, и насадочные аппаратный можно рассматривать какао разновидность пленочных. Однако в последних пленочное течение жидкости происходить по всей высоте аппаратная, а в насадочных абсорберах — только под высоте элемента насадки. Приз перетекании жидкости с одногодка элемента насадки над другой пленка жидкости разрушается и над нижележащем элементе образуется новая пленка. Приз этом частью жидкости проходить через расположенные ниже слоить насадки в видео струек, капелька и брызги. Частью поверхности насадки бывает смочена неподвижной (застойной) жидкостью.

Основными характеристиками насадки являются ее удельная поверхность и свободный объемлю*.*

**Выборы насадок**

Для того чтобы насадка работала эффективность, онагр должна удовлетворять следующим основным требованиям: 1) обладать большой поверхностью в единице объема; 2) хорошо смачиваться орошающей жидкостью; 3) оказываться малое гидравлическое сопротивление газовому потоку; 4) равномерность распределять орошающую жидкость; 5) бытьё стойкой к химическому воздействию жидкости и газават, движущихся в колонне; 6) иметься малый удельный вест; 7) обладать высокой механической прочностью; 8) иметься невысокую стоимость.

Насадок, полностью удовлетворяющих всемеро указанным требованиям, нет существует, такт как, например, увеличение удельной поверхности насадки влечет за собой увеличение гидравлического сопротивления аппаратная и снижение предельных нагрузок. В промышленности применяют разнообразные под форме и размерам насадки, которые в тойон или иной мерея удовлетворяют требованиям, являющимся основными приз проведении конкретного процесса абсорбции.

Рисунок 1.5 - Типы насадок.

а - кольца Рашига, беспорядочно уложенные (навалом); б - кольца с перегородками, правильность уложенные; в - насадка Гудлое; г - кольца Палящий;

д - насадка «Спрейпак»; е - седлать Берля; ж - хордовая насадка;

з - седлать «Инталлокс»

Насадки изготавливают изо разнообразных материаловед (керамика, фарфор, стальник, пластмассы и драм.), выборы которых диктуется величиной удельной поверхности насадки, смачиваемостью и коррозионной стойкостью.

В качественно насадки используют также засыпаемые навалом в колонну куски кокса или кварца размерами 25-100 мм*.* Однако вследствие ряда недостатков (малаяли удельная поверхность, высоконек гидравлическое сопротивление и т. д.) кусковую насадку сейчас применяют редкость. Широконек распространена насадка в видео тонкостенных керамических коленце высотой, равной диаметру (кольца Рашига), который изменяется в пределах 15-150 мм. Кольца малых размеров засыпают в абсорбер навалом. Большие кольца (размерами нет менее 50 Х 50 мм) укладывают правильным и рядами, сдвинутыми другач относительно другач. Этот способный заполнения аппаратная насадкой называют загрузкой в укладку, а загруженную таким способом насадку — регулярной. Регулярная насадка имеет ряда преимуществ передо нерегулярной, засыпанной в абсорбер навалом: обладает меньшим гидравлическим сопротивлением, допускает большие скоростник газа.

Основными достоинствами насадочных колонна являются простотца устройства и низкое гидравлическое сопротивление. Недостатки: трудность отводка тепла и плохая смачиваемость насадки приз низких плотностях орошения. Отводка тепла изо этих аппаратов и улучшение смачиваемости достигаются путем рециркуляции абсорбента, чтоб усложняет и удорожает абсорбционную установку. Для проведения одногодка и того жезл процесса требуются насадочные колонный обычно большего объема, чемер барботажные.

Тарельчатые абсорберы. Тарельчатые абсорберы обычность представляют собой вертикальные цилиндры-колонный, внутри которых над определенном расстоянии другач от другач по высоте колонный размещаются горизонтальные перегородки - тарелки. Тарелки служат для развития поверхности контактант фаз приз направленном движении этих фаза (жидкость течет сверху внизу, а гази проходит снизу вверху) и многократном взаимодействии жидклости и газават.

Таким образом, процессия массопереноса в тарельчатых колопннах осуществляется в основном в газожидкостных систуемах, создаваемых над тарелках, поэтому в такийх аппаратах процессия проходить ступенчатость, и тарельчатые колонный в отличие ото насадочных, в которых масстоперенос происходить непрерывность, относят к группетто ступенчатых аппаратов.

Над каждой тарелке, в зависимости ото её конструкции, можно поддерживаться тотем или иной видак движения фаза, обычность перекрестный токай или полноте перемешивание жидкости.

Под способу сливка жидкости с тарелки абсопрберы этого типаж подразделяют над колонный с тарелками сок сливными устройствами и с тарежлками безе сливных устройство (с неорганизованным сливом жидкости).

Тарежльчатые колонный сок сливными устройствами. К аппабратам этого типаж относятся колонный с колпачковыми, ситчатыми, клапранными и другими тарелками. Этил тарелки имеют спецчиальные устройства для перетопка жидкости с одной тарежлки над другую – сливные трубвки, карманный и драм. Нижние концы сливгных устройство погруженный в жидкость над нижерасположенных тарелках для создания гидрозатвора, предотвращающего прохождение газават черкез сливное устройство.

Рисуфнок 1.6 - Тарельчатый абсорбер колпрачковыми колпачковыми тарелками:

1 – тарелки; 2 газопвые газовые патрубки; 3 – колпрачкиколпачки; 4 – переточные перегородки; 5 – гидрсавлические затворы; 6 – корпусник абсорбера.

Принципал работный абсорберов такого типаж показание над примереть колонный с колпачковыми тарелками. Жидклость подается над верхнюю тарелку, движзется вдоль тарелки ото одногодка сливного устройства к другдому, перетекает с тарелки над тарелку и удаляется изо нижней частик абсорбера. Переливные устрсойства над тарелках располагают такийм образом, чтобы жидклость над соседних под высоте аппаратная тарелках протекала воз взаимопротивоположных направлениях. Гази поступает в нижнюю частью абсорбера.

Распыливающие абсопрберы. В распиливающих абсорберах контракт между фазами достуигается распыливанием или разбрызгиванием жидкости в газовом потопке. Этил абсорберы подразделяют над следующие видный:

 1) полысеть (форсуночные) распыливающие абсопрберы; в которых жидкость распрыляется над каплица форсунками;

2) скоростные прямноточные распыливающие абсорберы, в котопрых распыление жидкости осуществляется за счеть кинетической энергии, газового потока; 3) механические распыливающие абсопрберы, в которых жидкость распрыляется вращающимися деталями.

Полысеть распыливающие абсорберы предеставляют собой полысеть колонный. В этих абсорберах гази движется снизу вверху, а жидкость подается черкез расположенные в верхней частик колонный 1 форсунки 2 с направлением факежла распыла обычность сверху внизу. Эффективность таких абсорберов невыьсока, чтоб обусловлено перемешиванием газават под высоте колонный. В результате объёмный коэфхфициент массопередачи и числовой единица переноска в этих аппаратах невеликий. Поэтому распылительные форстунки в полыхать абсорберах частное устанавливают над нескольких уровнях.

а)б)

Рисуфнок 1.7 - Полысеть распыливающие абсорберы

а – вертуикального с верхним распылом жидклости; б – вертикального с распылом жидклости под высоте аппаратная; 1 – корпуса; 2 – форсунки;
3 – коллекторный орошающей жидкости; 4 – брызгоотбойник;

5 – газораспределительная решётка.

Полысеть распыливающие абсорберы отлийчаются простотой устройства, низклой стоимостью, малым гидрсавлическим сопротивлением, ихний можно применяться для обработки сильно загрязненных газовик.

К недостаткам полыхать распыливающих абсорберов, помиймо ихний низкой эффективности, относятся также низклие скоростник газават (дог 1 м/с) воз избежание уноса, неудеовлетворительная ихний работка приз малых плотностях орошщения, достаточность высокий расходы энергии над распыление жидкости. Распрыливающие полысеть абсорберы целесообразно применяться для улавливания хорошо растуворимых газовик.

Скоростные прямоточные распрыливающие абсорберы отличаются тема, чтоб в случаем прямотока процессия можно проводиться приз высоких скоростях газават (дог 20-30 м/с и выше), причём всяк жидкость уноситься с газомер и отделяется ото негоже в сепарационном пространстве 4. К этомну типун аппаратов относиться абсорбер Вентури, оснопвной частью которого является трубач Вентури.



 а) б)

Рисуфнок 1.8 - Абсорбер Вентури.

а - с эжеклцией жидкости; б - с плёночным орошщением;

1 – конфузоры; 2 – горловины; 3 – диффхузоры; 4 – сепараторный;

5 – циркуляционная трубач; 6 – гидравлический затвор.

Жидкость поступает в конфхузор 1, течёт в видео плёнки и в горловине 2 распрыляется газовым потоком. Затемно жидкость газовым потопком выноситься в диффузор 3, в котором скорсость газават снижается и егоза кинетическая энергия переходить в энергию давления с миниймальными потерями. Отделеньице капсель ото газават происходить в сепараторе 4.

Механические распрыливающие абсорберы. В этих абсорберах разбврызгивание жидкости производиться с помощью вращающихся устройство, т. е. с подводом внешней энерсгии для развития поверхности фазопвого контактант. Над Риск.1.9 представление такой абсорбер, в котопром разбрызгивание жидкости осуществляется с помощью лопастей или дисковод, закреплённых над горизонтальных валахи 1. Разбрызгивающие элементный 2 устанавливают такт, чтоб гази движется перпендикулярно или параллельность осям ихний валовой.

Под сравнению с абсорберами другдих типовой механические абсорберы болеже компактный и эффективный, нож оникс значительно сложнее под конструкции и требуют больэших затрат энергии для проведения процесса. Поэтуому механические распыливающие абсопрберы целесообразно применяться в техно случаях, когда распрыление с помощью форсунок или газомер, взаимодействующим с жидкостью, под каким-либор причинам нет представляется возможным.



Рисуфнок 1.9 - Механический распыливающий абсопрбер.

1 – валы; 2– разбрызгиватели.

В заключение разделка под устройству и принципу дейсттвия абсорбционной аппаратурный следует подчеркнуть, чтоб большинство рассмотренных выше аппабратов используется и для проведения других процчессов массопереноса, прежде всегдо для ректификации и жидкостной экстуракции.

**2 Описание технологической схемы**

Холодильник абсорбента (воды)

$t\_{в}=20℃$; P = 0,1 МПа;

Холодильник газа

$t\_{г}=20℃$; P = 0,1 МПа; V = 0,5 м3/с

Емкость газа (ацетон)

$t\_{г}=80℃$; y$=0,05 \frac{кмоль(ацетона)}{кмоль(газ.смеси)}$

Очищенный газ

Абсорбер

$t\_{абс}=20℃$; P = 0,1 МПа;

V = 0,5 м3/с; C = 96%

Смесь ацетона

с водой хср=0,101$\frac{кмоль(ацетона)}{кмоль(газ.смеси)}$

Емкость абсорбента

(вода)

$$t\_{в}=15℃$$

Емкость смеси ацетона

с водой

Рисунок 2.1 – Принципиальная технологическая схема установки

Аппаратурно-технологическая схема абсорбционной установки представлена на чертеже МИФИ.071829.203.000 ТС.

Емкость Е1 предназначена для хранения исходной газовой смеси ацетона с массовой концентрацией 5$\%$, которая поступает по трубопроводу через запорный вентиль ВЗ1. Для поддержания давления на емкости установлен заборник воздуха из атмосферы с запорным вентилем ВЗ2. Для измерения, указания и регулирования давления газа в емкости установлен соответствующий прибор PICA. Отвод газа осуществляется по трубопроводу 29, на котором имеется запорный вентиль ВЗ3.

Перед абсорбцией газа водой происходит охлаждение газовой смеси. Исходный продукт по трубопроводу 29 поступает в холодильник газовой смеси Х1, где охлаждается до температуры абсорбции. Подвод газа к теплообменнику осуществляется с помощью циркуляционного насоса H1, перед которым, установлен запорный вентиль ВЗ4. После насоса газовая смесь направляется по трубопроводу 29 с регулирующим вентилем ВР1, перед которым проходит через датчик измерения расхода с сигнализацией FIRA.

Холодильники Х1, Х2 представляют собой кожухотрубчатые теплообменники, предназначенные для охлаждения. В трубном пространстве холодильников Х1 и Х2 находится охлаждающая вода. Охлаждающая вода в трубное пространство холодильников Х1, Х2 поступает по трубопроводу В4 (вода оборотная подача). Она проходит по трубам, охлаждает смесь, нагревается и покидает теплообменник, уходя по трубопроводу В5 (вода оборотная возврат).$ $Начальная температура охлаждающей воды составляет 15˚С.

Газовая смесь, поступая в межтрубное пространство холодильника Х1 отдает свое тепло воде, охлаждается и выходит из холодильника. В теплообменнике Х1 осуществляется охлаждение газовой смеси ацетона с воздухом от температуры 80$℃$ до температуры абсорбции (t=20 ̊C). При выходе из холодильника установлен прибор ТIRС, соединенный с регулирующим вентилем BP2. Данный прибор проводит измерение и регулировку температуры, выходящей из теплообменника газовой смеси, с помощью вентиля ВP2, который установлен на трубопроводе В4. Если температура смеси выше, чем требуется, то вентиль ВР2 ослабляется, тем самым увеличивается напор охлаждающей воды, подаваемой в холодильник Х1, за счет этого температура газовой смеси в холодильнике Х1 снижается. Если же температура газовой смеси слишком низкая, то вентиль затягивается сильнее, что уменьшает подачу охлаждающей воды в холодильник Х1. Из-за этого количество поступающей для охлаждения воды в холодильнике Х1 уменьшится, что приведет к повышению температуры газа. Таким образом, регулируя расход охлаждающей воды, можно контролировать температуру газовой смеси.

Вода из холодильника Х1 проходит по трубопроводу В5 и попадает в охладительный бак Б. Перед баком на трубопроводе В4 установлен прибор для измерения и регулирования температуры TIRC. В охладительный бак Б также поступает вода из трубопровода В4, для охлаждения отработанной воды из холодильника Х1 перед сбросом ее в канализацию (трубопровод К7).

Из холодильника газовая смесь поступает в насадочную абсорбционную колонну по трубопроводу 29 для очистки. Перед ним на трубопроводе находится вентиль ВР4, соединенныйc прибором PICA, который регулирует давление в абсорбере (0,1 МПа).

Газ на абсорбцию подаётся в нижнюю часть колонны, где равномерно распределяется перед поступлением на контактный элемент – насадку, представляющий собой керамические кольца Рашига. Абсорбент насосом подается в верхнюю часть колонны и равномерно распределяется по поперечному сечению абсорбера А. В колонне осуществляется противоточное взаимодействие газа и жидкости.

Абсорбентом служит вода, поступающая по трубопроводу 31. Он также охлаждается в теплообменнике X2 до температуры абсорбции (20$℃$). Перед теплообменником вода из трубы В4 проходит через запорный вентиль ВЗ7 и через прибор для измерения, указания и регулирования температуры TIRС. Затем ускоряется с помощью насоса Н2, после которого прибор FIRC указывает, регистрирует и регулирует расход данной жидкости. Регулировка расхода осуществляется через вентиль ВР8.

 Очищенный от ацетона воздух выводится из системы по трубопроводу 32, а абсорбент стекает по трубопроводу 30, на котором находится два запорных вентиля ВЗ8, ВЗ9. Кроме того на трубопроводе 30 имеется два прибора, один из которых QIR, предназначенный для измерения и регистрации концентрации компонента в абсорбенте, другой – FIRA, измеряет, указывает и регистрирует расход абсорбента.

Жидкая смесь ацетона с водой из нижний части абсорбера А самотеком по трубопроводу 30 стекает в накопительную емкость Е2. Емкость Е2 оборудована прибором с сигнализацией LICA, показывающим уровень жидкости в емкости и регулирующим его с помощью вентиля ВР9. Емкость Е2 находится под атмосферным давлением. Для поддержания давления на емкости установлен заборник воздуха из атмосферы ВЗ10. Кроме этого на емкости установлен датчик для указания, регистрации расхода абсорбента с сигнализацией FIRC. Для дальнейшего движения жидкости по трубопроводу используется центробежный насос Н3. Уровнемер включает насос Н3 при достижении раствором заданной отметки, и продукт перекачивается потребителю.

1. Технологический расчет

### Концентрация компонента в газовой фазе

По закону Рауля определим равновесную концентрацию ацетона в воде:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ x^{\*}=\frac{П}{P}∙y$$ | (3.1) |

где y – мольная доля ацетона в парогазовой фазе, равновесной с жидкостью, $\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (газовой смеси)}$;

 P – давление насыщенного пара ацетона, Па;

 П – общее давление смеси газов или паров, равное сумме парциальных давлений всех компонентов.

$$x^{\*}=\frac{0,1∙10^{6}}{2,48∙10^{4}}∙0,05=0,202 \frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (раствора)}$$

 Проведем расчет относительной массовой концентрации по формулам:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ Y=\frac{y}{1-y}$$ | (3.2) |
| $$ X=\frac{x}{1-x}$$ | (3.3) |

где Y – относительная концетрация абсорбтива в газовой смеси, $\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (воздуха)}$;
 X – относительная концентрация абсорбтива в растворе, $\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (воды)}$;

 x – концентрация абсорбтива в растворе, $\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (раствора)}$.

$$Y\_{н}=\frac{0,05}{1-0,05}=0,053\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (воздуха)}$$

Таблица 3.1 - Данные для построения равновесной линии.

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| $x^{\*}$, $\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (раствора)}$ | y, $\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (газ. смеси)}$ | X,$ \frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (воды)}$ | Y, $\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (воздуха)}$ |
| 0,040 | 0,010 | 0,042 | 0,010 |
| 0,081 | 0,020 | 0,088 | 0,020 |
| 0,121 | 0,030 | 0,138 | 0,031 |
| 0,161 | 0,040 | 0,192 | 0,042 |
| $$0,202$$ | $$0,050$$ | 0,253 | 0,053 |

Рисунок 3.1 - Равновесная линия абсорбера

### Определение молярного расхода компонентов газовой смеси

Рассчитаем объемный расход для условий абсорбции:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ V\_{см}=V\_{см0}∙\frac{P\_{0}}{P}∙\frac{T}{T\_{0}}$$ | (3.4) |

$$V\_{см}=0,5∙\frac{1,013∙10^{5}}{0,1∙10^{6}}∙\frac{293}{273}=0,5 \frac{м^{3}}{с}$$

Переведем расход газовой смеси в молярный по формуле:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ G\_{см}=\frac{V\_{см}}{22,4}$$ | (3.5) |

где $V\_{см0}$ - объемный расход газовой смеси, м3/с;

 $G\_{см}$ - молярный расход газовой меси, $\frac{кмоль}{с}$.

$$G\_{см}=\frac{0,5}{22,4}=0,022 \frac{кмоль}{с}$$

Молярный расход ацетона:

|  |  |
| --- | --- |
|  $G=G\_{см}∙\left(1-y\right)$ | (3.6) |

где y – начальная концентрация ацетона в газовой смеси, $\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (газ.смеси)}$;
 G – молярный расход воздуха, $\frac{кмоль}{с}$.

$$G=0,022∙\left(1-0,05\right)=0,0209 \frac{кмоль}{с}$$

Концентрация на выходе из абсорбера:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ y\_{к}=y∙\left(1-С\right)$$ | (3.7) |

где С – степень абсорбции;
 y – начальная концентрация ацетона в газовой смеси.

$$y\_{к}=0,05∙\left(1-0,96\right)=0,002 \frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (газ.смеси)}$$

Молярный расход поглощающегося ацетона:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ M=G∙\left(Y\_{н}-Y\_{к}\right)$$ | (3.8) |

$$M=0,0209∙\left(0,053-0,002\right)=0,001 \frac{кмоль}{с}$$

### Движущая сила массопередачи:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ∆Y\_{ср}=\frac{∆Y\_{н}-∆Y\_{в}}{ln\left(\frac{∆Y\_{н}}{∆Y\_{в}}\right)}$$ | (3.9) |

где $∆Y\_{н}$ и $∆Y\_{к}$ - концевые движущие силы; $∆Y\_{н}$ = $Y\_{н}-Y\_{н}^{\*}$ - внизу абсорбера при $X=X\_{н}$; $∆Y\_{в}$ = $Y\_{в}-Y\_{в}^{\*}$ - вверху абсорбера при $X=X\_{в}$.

$$∆Y\_{ср}=\frac{0,018-0,004}{ln\left(\frac{0,018}{0,004}\right)}=0,009 \frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (воздуха)}$$

$$∆Y\_{ср}=0,009∙\frac{58}{29}=0,018 \frac{кг (ацетона)}{кг (воздуха)}$$

$$m=tgα=\frac{0,02}{0,08}=0,25$$

В таблице 3.2 сведены данные для построения рабочей линии.

Таблица 3.2 - Данные для построения рабочей линии

|  |  |
| --- | --- |
| y, $\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (газ. смеси)}$ | $x^{\*}$, $\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (раствора)}$ |
| 0,01 | 0,025 |
| 0,02 | 0,05 |
| 0,03 | 0,076 |
| 0,04 | 0,101 |
| 0,05 | 0,127 |

Рисунок 3.2 - Рабочая и равновесная линия абсорбера

### Определение расхода поглотителя ацетона из газовой смеси

Для определения минимального молярного расхода чистого поглотителя служит следующее уравнение:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ L\_{мин}=\frac{M}{X\_{к}^{\*}-X\_{н}}$$ | (3.10) |

где $X\_{к}^{\*}$ - равновесная относительная концентрация ацетона в воде на выходе из аппарата (определили по линии равновесия из рисунка 3.1);
 $X\_{н}$ - исходная относительная концентрация ацетона в воде.

$$L\_{мин}=\frac{0,001}{0,202-0}=0,005\frac{кмоль}{с}$$

В реальном процессе абсорбции используется не минимальный расход поглотителя, а несколько больший (для ускорения процесса), то необходимо пересчитать минимальный расход поглотителя:

|  |  |
| --- | --- |
|  $L=L\_{мин}∙α,$ | (3.11) |

где $α$ - коэффициент избытка поглотителя (приняли $α$ = 1,5).

$$L=0,005∙1,5=0,008 \frac{кмоль}{с}$$

### Определение рабочей скорости газа и диаметра аппарата

Для расчета диаметра абсорбера используем следующую формулу:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ D=\sqrt{\frac{4∙V\_{см}}{π∙ω\_{раб}}}$$ | (3.12) |

где $V\_{см}$ - объемный расход газовой смеси при условиях абсорбции, $\frac{м^{3}}{с}$;
$ ω\_{раб}$ - рабочая скорость газовой смеси по аппарату, $\frac{м}{с}$.

Для расчета скорости газа используем следующее уравнение:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ lg\left[\frac{ω\_{пр}^{2}∙σ}{g∙ε^{3}}∙\frac{ρ\_{y}}{ρ\_{x}}∙\left(\frac{μ\_{x}}{μ\_{в}}\right)^{0,16}\right]=-0,073-1,75∙\left(\frac{L}{G}\right)^{0,25}∙\left(\frac{ρ\_{y}}{ρ\_{x}}\right)^{0,125}$$ | (3.13) |

где $ρ\_{x}$ – плотность жидкости при рабочих условиях;
 $ρ\_{y}$ – плотность газа при рабочих условиях,
 $μ\_{x}$,$ μ\_{в}$ – динамические коэффициенты вязкости поглотителя при температуре в абсорбере и воды при 20$℃$, мПа$∙$с;
 $g$ – ускорение свободного падения, $\frac{м}{с^{2}}$; $ε$ - свободный объем, $\frac{м^{3}}{м^{3}}$;
 $σ$ - удельная поверхность, $\frac{м^{2}}{м^{3}}$

При выборе размеров насадки следует учитывать, что чем больше размеры ее элемента, тем выше допустимая скорость газа (и соответственно – производительность аппарата) и ниже его гидравлическое сопротивление. Общая стоимость абсорбера с насадкой из элементов больших размеров будет ниже за счет уменьшения диаметра аппарата. При выборе насадки необходимо учитывать допустимую потерю давления в насадке. При работе под повышенным давлением потеря его существенного значения не имеет и в данном случае предпочтительнее беспорядочно загруженные насадки, в частности, кольца внавал. Поэтому выбираем керамические кольца Рашига 25$×$25$×$3.

Плотность газовой смеси находим по правилу аддитивности:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ρ\_{y}=ρ\_{в}∙\left(1-y\_{ср}\right)+ρ\_{ац}∙y\_{ср}$$ | (3.14) |

где $ρ\_{в}$ - плотность воздуха, $\frac{кг}{м^{3}}$; $ρ\_{ац}$ - плотность паров ацетона, $\frac{кг}{м^{3}}$.

Средняя концентрация ацетона в аппарате:

$$y\_{ср}=\frac{y\_{н}+y\_{к}}{2}=\frac{0,053+0,002}{2}=0,0275 \frac{кмоль(ацетона)}{кмоль (газ.смеси)}$$

Плотность воздуха при t = 20$℃$ и P = 1 ат:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ρ\_{в}=ρ\_{0}∙\frac{P}{P\_{0}}∙\frac{T\_{0}}{T},$$ | (3.15) |

где $ρ\_{0}$ - плотность газа при 273 К.

$$ρ\_{в}=1,293∙\frac{1∙10^{5}}{1,013∙10^{5}}∙\frac{273}{293}=1,189 \frac{кг}{м^{3}}$$

Плотность паров ацетона при нормальных условиях:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ρ\_{0}=\frac{M}{22,4},$$ | (3.16) |

где М – молярная масса ацетона, $\frac{кг}{кмоль}$.

Плотность паров ацетона при P = 0,1 МПа и t = 20$℃$ определяем по формуле:

$$ρ\_{ац}=\frac{58}{22,4}∙\frac{1∙10^{5}}{1,013∙10^{5}}∙\frac{273}{293}=2,38 \frac{кг}{м^{3}}$$

Полученные значения подставим в формулу (3.14):

$$ρ\_{y}=1,189∙\left(1-0,0275\right)+2,38∙0,0275=1,22 \frac{кг}{м^{3}}$$

Плотность жидкости находим также по правилу аддитивности:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ρ\_{y}=ρ\_{в}∙\left(1-x\_{ср}\right)+ρ\_{ац}∙x\_{ср}$$ | (3.17) |

где $ρ\_{в}$, $ρ\_{ац}$ плотности воды и ацетона при t = 20$℃$;
 $x\_{ср}$ - средняя массовая концентрация ацетона в жидкости.

Определяем среднюю мольную концентрацию ацетона:

$$x\_{ср}=\frac{x\_{н}+x\_{к}}{2}=\frac{0+0,202}{2}=0,101 \frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (раствора)}$$

Определяем среднюю массовую концентрацию ацетона:

|  |  |
| --- | --- |
| $$\overbar{x}\_{ср}=\frac{M\_{ац}∙x\_{ср}}{M\_{ац}∙x\_{ср}+M\_{в}∙\left(1-x\_{ср}\right)}, $$ |  (3.18) |

где $M\_{ац}$ - мольная масса ацетона; $M\_{в}$ - мольная масса воды.

$$\overbar{x}\_{ср}=\frac{58∙0,101}{58∙0,101+18∙\left(1-0,101\right)}=0,265$$

По формуле (3.17) определяем плотность жидкости:

$$ρ\_{x}=998∙\left(1-0,265\right)+791∙0,265=943,1 \frac{кг}{м^{3}}$$

Переведем молярный расход газовой и жидкой смеси в массовый:

|  |  |
| --- | --- |
|  $G=G\_{мол}∙M\_{см}$ |  (3.19) |

где $G$ - массовый расход; $G\_{мол}$ - молярный расход;
$ M\_{см}$ - молярная масса.

Рассчитаем молекулярную массу газовой смеси:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ M\_{см}=M\_{ац}∙\overbar{y}\_{ац}+M\_{в}∙\overbar{y}\_{в}$$ | (3.20) |

где $\overbar{y}\_{ац}$ - средняя концентрация ацетона в аппарате;$ \overbar{y}\_{в}$ - средняя концентрация воды в аппарате.

$$\overbar{y}\_{в}=1-\overbar{y}\_{ац}=1-0,0275=0,973$$

$$M\_{см}=58∙0,0275+18∙0,973=19,11$$

Для газовой смеси массовый расход:

$$G=0,0209∙19,11=0,399 \frac{кг}{с}$$

Для жидкой смеси:

$$L=0,008∙58=0,464 \frac{кг}{с}$$

Из формулы (3.13) определяем предельную скорость:

$$ω\_{пр}=1,58 \frac{м}{с}$$

Выбор рабочей скорости газа обусловлен многими факторами. В общем случае ее находят путем технико-экономического расчета для каждого конкретного процесса. Примем рабочую скорость процесса равной 0,8 от предельной.

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ω=0,8∙ω\_{пр}$$ | (3.21) |

$$ω=0,8∙1,58=1,26 \frac{м}{с}$$

Определяем диаметр аппарата по формуле (3.12):

$$D=\sqrt{\frac{4∙0,5}{3,14∙1,26}}=0,71 м$$

Примем стандартный диаметр абсорбера $d$ = 0,8 м.

Так как выбранный диаметр колонного аппарата отличается от рассчитанного, то необходимо рассчитать рабочую скорость газовой смеси по аппарату:

$$ω=\frac{4∙0,5}{3,14∙0,8^{2}}=1,0 м/c$$

Для насадочных аппаратов плотность орошения должна быть:

$$U\leq 0,06\frac{м^{3}}{м^{2}∙с}$$

Плотность орошения рассчитывают по формуле:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ U=\frac{L}{p\_{x}∙S}=\frac{L}{p\_{x}∙0,785∙D^{2}}$$ | (3.22) |

где S – площадь поперечного сечения абсорбера, $м^{2}$.

Подставив, получим:

$$U=\frac{0,464}{943,1∙0,785∙0,8^{2}}=0,001 \frac{м^{3}}{м^{2}∙с}$$

Полученное значение подходит.

### Определение высоты абсорбера

Высота насадки H, м, в аппарате необходимая для создания поверхности массопередачи:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ H=\frac{F}{0,785∙a∙d^{2}∙Ψ\_{a}},$$ | (3.23) |

где F – поверхность массопередачи, $м^{2}$;
 $a$ – удельная поверхность, м;
 h – стандартный диаметр аппарата, м;
 $Ψ\_{a}$ - доля активной поверхности насадки.

Долю активной поверхности насадки найдем по формуле:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ Ψ\_{a}=\frac{3600∙U}{a∙(p+3600∙q∙U)}$$ | (3.24) |

где $p$ и $q$ - коэффициенты, зависящие от типа насадки [4].

Подставив численные значения, получили:

$$Ψ\_{a}=\frac{3600∙0,001}{200∙(0,0367+3600∙0,0086∙0,001)}=0,27$$

Рассчитаем поверхность массопередачи:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ F=\frac{M}{K\_{y}∙∆Y\_{ср}}$$ | (3.25) |

где $K\_{y}$ - коэффициент массопередачи;
 $M$ – молярный расход поглощающегося ацетона, $\frac{кмоль}{с}$;
 $∆Y\_{ср}$ – движущая сила массопередачи, $\frac{кмоль (ацетона)}{кмоль (газ.смеси)}$.

Определили коэффициент массопередачи по газовой фазе:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ K\_{y}=\frac{1}{\frac{1}{β\_{y}}+\frac{m}{β\_{x}}}$$ | (3.26) |

где m – тангенс угла наклона линии равновесия на рабочем участке;

$β\_{y}$ и $β\_{x}$ – коэффициенты массоотдачи соответственно в газовой и жидкой фазах, $\frac{кг}{м^{2}∙с}$.

Для колонн с неупорядоченной насадкой коэффициент массоотдачи $β\_{y}$ можно рассчитать из уравнения:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ Nu\_{y}=0,407∙Re\_{y}^{0,665}∙Pr\_{y}^{0,33},$$ | (3.27) |

где диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ Nu\_{y}=\frac{β\_{y}∙d\_{y}}{D\_{y}}$$ | (3.28) |

где $D\_{y}$ – средний коэффициент диффузии ацетона в газовой фазе, $\frac{м^{2}}{с}$;
 $d\_{э}$ - эквивалентный диаметр насадки, м; Re – критерий Рейнольдса;
 Pr – критерий Прандтля.

Критерий Рейнольдса для газовой фазы в насадке:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ Re\_{y}=\frac{ω∙d\_{y}∙p\_{y}}{ε∙μ\_{y}}$$ | (3.29) |

$$Re\_{y}=\frac{1,0∙0,015∙1,22}{0,74∙0,01∙10^{-3}}=2473$$

Рассчитаем коэффициенты молекулярной диффузии в жидкой и газовой фазах:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ D\_{y}=D\_{0}∙\frac{Р\_{0}}{Р}∙\frac{T^{1,5}}{T\_{0}}$$ | (3.30) |

где $D\_{0}$ – коэффициент молекулярной диффузии ацетона в воздухе при
$T\_{0}$ = 273 К и $Р\_{0}$ = 0,1 МПа.

$$D\_{y}=1,07∙10^{-5}∙\frac{1,013∙10^{5}}{1∙10^{5}}∙\frac{293^{1,5}}{273}=1,189∙10^{-5}\frac{м^{2}}{с}$$

Критерий Прандтля:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ Pr\_{y}=\frac{μ\_{y}}{ρ\_{y}∙D\_{y}}$$ | (3.31) |

$$Pr\_{y}=\frac{0,01∙10^{-3}}{1,22∙1,189∙10^{-5}}=0,689$$

Подставим полученные данные в уравнение:

$$Nu\_{y}=0,407∙2473^{0,665}∙0,689^{0,33}=64,9$$

Коэффициент массоотдачи из (22):

$$β\_{y}=\frac{Nu\_{y}∙D\_{y}}{d\_{y}}=\frac{64,9∙1,189∙10^{-5}}{0,015}=0,051$$

Выразим коэффициент массоотдачи $β\_{y}$ в выбранной для расчета размерности:

$$β\_{y}=β\_{y}∙\left(ρ\_{y}-y\_{ср}\right)=0,051∙\left(1,22-0,0275\right)=0,061$$

Коэффициент массоотдачи $β\_{x}$ в жидкой фазе находят из обобщенного уравнения:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ Nu\_{x}=0,0021∙Re\_{x}^{0,75}∙Pr\_{x}^{0,5}$$ | (3.32) |

Где диффузионный критерий Нуссельта для жидкой фазы:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ Nu\_{x}=\frac{β\_{x}∙δ\_{пр}}{D\_{x}}$$ | (3.33) |

где $δ\_{пр}$ - приведенная толщина стекающей пленки, м.

Приведенная толщина стекающей пленки жидкости может быть найдена из уравнения:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ δ\_{пр}=\left[\frac{μ\_{x}^{2}}{\left(ρ\_{x}^{2}∙g\right)}\right]^{1/3}$$ | (3.34) |

$$δ\_{пр}=\left[\frac{\left(0,95∙10^{-3}\right)^{2}}{943,1^{2}∙9,81}\right]^{1/3}=4,7∙10^{-6}$$

Модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости:

$$Re\_{x}=\frac{ρ\_{x}∙U∙4}{a∙μ\_{x}}=\frac{943,1∙0,001∙4}{200∙0,95∙10^{-3}}=19,85$$

Рассчитаем коэффициент молекулярной диффузии в жидкой фазе:

|  |  |
| --- | --- |
| $$D\_{x}=\frac{1∙10^{-6}}{A∙B∙\sqrt{μ\_{x}}∙\left(v\_{ац}^{1/3}+v\_{в}^{1/3}\right)}∙\sqrt{\frac{1}{М\_{ац}}+\frac{1}{М\_{в}}}$$ | (3.35) |

где A, B – коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя; $v\_{ац}$, $v\_{в}$ - мольные объемы компонентов, $\frac{см^{3}}{моль}$.

$$D\_{x}=\frac{1∙10^{-6}}{1,19∙2∙\sqrt{0,95}∙\left(67^{1/3}+18,93^{1/3}\right)}∙\sqrt{\frac{1}{58}+\frac{1}{18}}=2,57∙10^{-9} \frac{м^{2}}{с}$$

Рассчитаем диффузионный критерий Прандтля для жидкости:

$$Pr\_{x}=\frac{μ\_{x}}{p\_{x}∙D\_{x}}=\frac{0,95∙10^{-3}}{943,1∙2,57∙10^{-9}}=392$$

Подставляем полученные критерии Рейнольдса и Прандтля в уравнение (3.32):

$$Nu\_{x}=0,0021∙19,85^{0,75}∙392^{0,5}=0,633$$

Находим коэффициент массоотдачи $β\_{x}$ из уравнения:

$$β\_{x}=\frac{Nu\_{x}∙D\_{x}}{δ\_{пр}}=\frac{2,57∙10^{-9}∙0,633}{4,7∙10^{-6}}=0,346∙10^{-3}$$

Выразим коэффициент массоотдачи $β\_{x}$ в выбранной для расчета размерности:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ β\_{x}=β\_{x}∙\left(ρ\_{x}-ρ\_{x}∙x\_{ср}\right)$$ | (3.36) |

$$β\_{x}=0,346∙10^{-3}∙\left(943,1-943,1∙0,266\right)=0,24$$

Определили коэффициент массопередачи (3.26):

$$K\_{y}=\frac{1}{\frac{1}{0,061}+\frac{0,250}{0,240}}=0,057$$

Поперечное сечение абсорбера рассчитаем по формуле:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ S=\frac{π∙D^{2}}{4}$$ | (3.37) |

где $D$ - диаметр абсорбера, м.

$$S=\frac{π∙0,8^{2}}{4}=0,5 м^{2}$$

Коэффициент смачиваемости насадки $Ψ$ при орошении колонны водой можно определить из следующего эмпирического уравнения:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ Ψ=1-A∙e^{\left(-b∙Re\_{x}^{p}\right)}$$ | (3.38) |

где A = 1,02; B = 0,16; p = 0,4 для колец внавал.

$$Ψ=1-1,02∙e^{\left(-0,16∙19,85^{0,4}\right)}=0,399$$

Поверхность массопередачи:

$$F=\frac{0,001}{0,00135∙0,009}=82,3$$

Высота насадки:

$$H=\frac{82,3}{0,785∙200∙0,64∙0,266}=3,07 м$$

Принимаем высоту насадки равной 3 м.

Принимая число решеток в ярусе равным 2, а расстояние между ярусами 0,3 м, определим высоту насадочной части абсорбера:

$$H\_{н}=H+0,3∙2$$

$$H\_{н}=3+0,3∙2=3,6 м$$

Расстояние между днищем абсорбера и насадкой $Z\_{н}$ определяется необходимостью равномерного распределения газа по поперечному сечению колонны. Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера $Z\_{в}$ зависит от размеров распределительного устройства для орошения насадки и от высоты сепарационного пространства (в котором часто устанавливают каплеотбойные устройства для предотвращения брызгоуноса из колонны). Согласно [2], примем эти расстояния равными соответственно 1,4 и 2,5 м. Тогда общая высота одного абсорбера:

$$H\_{a}=H\_{н}+Z\_{н}+Z\_{в}=3,6+1,4+2,5=7,5 м$$

### Определение гидравлического сопротивления абсорбера

Гидравлическое сопротивление сухого насадочного абсорбера $∆P\_{сн}$, Па, рассчитывают по формуле:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ∆P\_{сн}=λ∙\frac{H}{d\_{эк}}∙\frac{ρ\_{y}∙ω\_{hраб}^{2}}{2}$$ | (3.39) |

где $λ$ - эффективный коэффициент трения;

 $d\_{эк}$ – эквивалентный диаметр насадки, м;

 $ε$ - относительный свободный объем насадки.

Число Рейнольдса для движения газа в насадке:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ Re=\frac{4∙ω\_{раб}∙ρ\_{y}}{σ∙μ\_{y}}$$ | (3.40) |

$$Re= \frac{4∙1,26∙1,22}{200∙0,01∙10^{-3}}=3074,4$$

Для насадки, которая загружена навалом, эффективный коэффициент трения при Re>40:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ λ=\frac{16}{Re^{0,2}}$$ | (3.41) |

$$λ=\frac{16}{3074,4^{0,2}}=3,213$$

Гидравлическое сопротивление сухого насадочного абсорбера $∆P\_{сн}$, Па, рассчитали по уравнению:

$$ΔP\_{сн}=3,213∙\frac{3}{0,015}∙\frac{1,22∙1,26^{2}}{2}=622,3 Па$$

Гидравлическое сопротивление насадочного абсорбера со смоченной насадкой $∆P\_{см}$, Па, можно рассчитать по формуле:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ∆P\_{см}=∆P\_{сн}∙\left[1+8,4∙\left(\frac{L}{G}\right)^{0,4}∙\left(\frac{ρ\_{x}}{ρ\_{y}}\right)^{0,23}\right]$$ | (3.42) |

$$∆P\_{см}=622,3∙\left[1+8,4∙\left(\frac{0,464}{0,399}\right)^{0,4}∙\left(\frac{943,1}{1,22}\right)^{0,23}\right]=26223,7 Па$$

### Технологический расчет холодильника газа

Тепловая схема и основные параметры

1 – газовая смесь

2 – вода

Горячую газовую смесь в количестве G = 0,4 кг/с необходимо охладить от tГ =800С до t =200С.

80ºC → 20 ºC

40 ºC ← 15 ºC

Δtб = 40 ºС

Δtм = 5 ºС

Средняя разность температур:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ∆t\_{ср}=\frac{∆t\_{б}-∆t\_{м}}{ln\frac{∆t\_{б}}{∆t\_{м}}}$$ | (4.1) |
| $$ ∆t\_{ср}=\frac{40-5}{ln\frac{40}{5}}=16,83 ℃$$ |  |

Средняя температура воды:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ t\_{2}=\frac{t\_{н2}+t\_{к2}}{2}$$ | (4.2) |
| $$ t\_{2}=\frac{40+15}{2}=27,5 ℃$$ |  |

Средняя температура газовой смеси:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ t\_{1}=t\_{2}+∆t\_{ср}$$ | (4.3) |
| $$ t\_{1}=27,5+16,83=44,3 ℃$$ |  |
| Расход теплоты на нагрев газовой смеси:

|  |  |
| --- | --- |
| $ Q=G\_{1}∙c\_{1}∙\left(t\_{н1}-t\_{к1}\right)$ = 0,4 ∙ 2230 ∙ (80 - 20) = 53 520 Вт |   |
|  |  |

 |  |

Таблица 4.1 - Теплофизические свойства теплоносителей при средних температурах [5].

|  |  |
| --- | --- |
| Физическая величина | Наименование теплоносителей |
| Газ. смесь с ацетоном – t1 | Вода – t2 |
| Плотность (ρ = кг/м3) | 1,22 | 998 |
| Теплоемкость (с = Дж/кг∙К) | 2230 | 4190 |
| Теплопроводность (λ = Вт/м∙К) | 0,155 | 0,59 |
| Динамическая вязкость (μ = Па·с) | 0,265·10-3 | 0,95·10-3 |

Расход воды:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ G\_{2}=\frac{Q}{c\_{2}∙\left(t\_{к2}-t\_{н2}\right)}$$ | (4.4) |
| $$ G\_{2}=\frac{53 520}{4190∙\left(40-15\right)}=0,51 \frac{кг}{с}$$ |  |

Ориентировочное значение поверхности составит:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ F\_{ор}=\frac{Q}{K\_{ор}∙∆t\_{ср}}=\frac{53 520}{50∙16,83}=63,6 м^{2}$$ |  (4.5) |
| Kор = 50 Вт/(м2·К) [3, стр.172]$ $ |  |

Выберем параметры кожухотрубчатого теплообменника [3, стр. 215]:

Число ходов z = 2

D = 600 мм

Sм = 4,5·10-2 м2

n = 240

l = 4 м

F = 75 м2

d = 25×2 мм

Расчет выбранного теплообменного аппарата:

Направим воду в трубное пространство, а газовую смесь – в межтрубное.

Скорость и критерий Рейнольдса для воды:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ω\_{2}=\frac{G\_{2}}{S\_{2}}=\frac{G\_{2}}{0,785∙n∙d\_{2}^{2}}$$ |  (4.6) |
| $$ ω\_{2}=\frac{0,51}{0,785∙240∙0,021^{2}}=6,15 \frac{м}{с}$$ |  |
| $$ Re\_{2}=\frac{ω\_{2}∙d\_{2}∙ρ\_{2}}{μ\_{2}}$$ |  (4.7) |
| $$ Re\_{2}=\frac{6,15∙0,021∙998}{0,95∙10^{-3}}=135 665$$ |  |

Скорость и критерий Рейнольдса для газовой смеси:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ω\_{1}=\frac{V\_{1}}{S\_{1}}$$ |  (4.8) |
| $$ ω\_{1}=\frac{0,4}{4,5∙10^{-2}}=8,88 \frac{м}{с}$$ |  |
| $$ Re\_{1}=\frac{ω\_{1}∙d\_{1}∙ρ\_{1}}{μ\_{1}}$$ |  (4.9) |
| $$ Re\_{1}=\frac{8,88∙0,025∙1,22}{0,000265}=1 023$$ |  |

S1 – проходное сечение межтрубного пространства

|  |  |
| --- | --- |
| $$ t\_{1}>t\_{ст1}>t\_{ст2}>t\_{2}$$ |  |
| $$ t\_{ст1}=\frac{t\_{1}+t\_{2}}{2}$$ |  (4.10) |
| $$ t\_{ст1}=\frac{44,3+27,5}{2}=35,9 ℃$$ |  |
| $$ \_{ст2}=\frac{t\_{2}+t\_{ст1}}{2}$$ |  (4.11) |
| $$ t\_{ст2}=\frac{27,5+35,9}{2}=31,7 ℃$$ |  |

Коэффициент теплоотдачи для газовой смеси (Re1 = $1 023$):

|  |  |
| --- | --- |
| $$ Nu\_{1}=0,356∙ε\_{ф}∙Re\_{1}^{0,6}$$ |  (4.12) |

εф = 0,6 [3, стр.157].

Pr1 и Prст1 – критерии Прандтля, рассчитанные при температуре ядра потока горячего теплоносителя и стенки с его стороны соответственно. Для газовой смеси значениями Pr и Prст можно пренебречь, приняв их равными 1.

$$ Nu\_{1}^{'}=0,356∙0,6∙1023^{0,6}=13,7$$

|  |  |
| --- | --- |
| $$ α\_{1}^{'}=\frac{Nu\_{1}'∙λ\_{1}}{d\_{1}}$$ |  (4.13) |
| $$ α\_{1}^{'}=\frac{13,7∙0,155}{0,025}=84,7 \frac{Вт}{м^{2}∙К}$$ |  |

Коэффициент теплоотдачи для воды:

Средняя температура пограничного слоя:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ t\_{2}=\frac{t\_{ст2}+t\_{2}}{2}$$ |  (4.14) |
| $$ t\_{2}=\frac{31,7+27,5}{2}=29,6 ℃$$ |  |
| $$ Pr\_{2}= \frac{c\_{2}∙λ\_{2}}{μ\_{2}}$$ |  (4.15) |
| $$ Pr\_{2}= \frac{4190∙0,00095}{0,59}=6,75$$ |  |
| $$ Nu\_{2}=0,021∙ε\_{ф}∙Re\_{2}^{0,8}∙ Pr\_{2}^{0,43}$$ |  (4.16) |
| $$ α\_{2}^{'}=\frac{Nu\_{2}'∙λ\_{2}}{d\_{2}}$$ |  (4.17) |
| $$ Nu\_{2}=0,021∙0,6∙135 665\_{}^{0,8}∙ 6,75\_{}^{0,43}=7,4$$ |  |
| $$ α\_{2}^{'}=\frac{7,4∙0,599}{0,021}=211 \frac{Вт}{м^{2}∙К}$$ |  |

Коэффициент теплопередачи:

Принимаем тепловую проводимость загрязнений со стороны греющего пара 1/rзагр1 = 2800 Вт/(м2·К), со стороны газовой смеси 1/rзагр2 = 2900 Вт/(м2·К). Коэффициент теплопроводности стали λст = 17,5 Вт/(м2·К)

|  |  |
| --- | --- |
| $$ \frac{1}{ \sum\_{}^{}r\_{ст}}=\frac{1}{\frac{1}{2800}+\frac{0,002}{17,5}+\frac{1}{2900}}=\frac{1}{0,00081} \frac{Вт}{м^{2}∙К}$$ |  |

Коэффициент теплопередачи:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ K=\frac{1}{\frac{1}{α\_{1}}+\sum\_{}^{}r\_{ст}+\frac{1}{α\_{2}}}$$ |  (4.18) |
| $$ K=\frac{1}{\frac{1}{84,7}+0,00081+\frac{1}{211}}=57,6 \frac{Вт}{м^{2}∙К}$$ |  |

Удельная тепловая нагрузка:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ q=K∙∆t\_{ср}$$ |  (4.19) |
| $$ q=57,6∙16,83=970 \frac{Вт}{м^{2}}$$ |  |

Уточнение значений температур стенок:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ ∆t\_{1}^{'}+∆t\_{ст}^{'}+∆t\_{2}^{'}=∆t\_{ср}$$ |  (4.20) |
| $$ ∆t\_{1}^{'}=\frac{q'}{α\_{1}'}$$ |  (4.21) |
| $$ ∆t\_{1}^{'}=\frac{970}{84,7}=11,45 ℃$$ |  |
| $$ ∆t\_{2}^{'}=\frac{q'}{α\_{2}'}$$ |  (4.22) |
| $$ ∆t\_{2}^{'}=\frac{970}{211}=4,6 ℃$$ |  |
| $$ ∆t\_{ст}^{'}=q^{'}∙\sum\_{}^{}r\_{ст}$$ |  (4.23) |
| $$ ∆t\_{ст}^{'}=970∙0,00081=0,78 ℃$$ |  |

Расчетная площадь поверхности теплопередачи:

|  |  |
| --- | --- |
| $$ F\_{р}^{'}=\frac{Q}{q}$$ |  (4.24) |
| $$ F\_{р}^{'}=\frac{53520 }{970}=55 м^{2}$$ |  |

Запас поверхности:

$$ ∆ =\frac{75-55}{55}∙100\%=36 \%$$

### Заключение

В данной работе был выполнен проект абсорбционной установки для поглощения водой ацетона из его смеси с воздухом. По результатам расчетов принимаем абсорбционную установку со следующими параметрами:

1. диаметр колонны 800 мм;
2. высота насадки абсорбера 3600 мм;
3. общая высота абсорбера 8800 мм;
4. тип насадки – кольца Рашига.

Также был выполнен подробный расчет теплообменника (холодильника газа). Выбран кожухотрубчатый теплообменник следующего типа:

1. число ходов z = 2;
2. диаметр D = 600 мм;
3. число труб n = 240;
4. длина l = 4 м;
5. площадь поверхности F = 75 м2;
6. диаметр труб d = 25×2 мм.

### Список использованных источников

1. Дытнерский Ю. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.:Альянс, 2010-496 с.
2. Колонные аппараты. Каталог М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1978,
31 с.
3. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. М.: Альянс, 2013. 576 с.
4. Рам В. М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 655 с.
5. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. Изд. 2-е, доп. и перераб. / Варгафтик Н. Б. — М.:"Наука", 1972.