

УО "БЕЛОРУССКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ  
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ"

Кафедра процессов и аппаратов химических производств

РАСЧЕТНО - ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА

к курсовому проекту

по курсу "Процессы и аппараты химической технологии"

на тему **"Расчет установки для абсорбции паров ацетона  
водой"**

Выполнил: студент курса  
группы  
факультета ХТиТ

Руководитель: Саевич Н. П.

МИНСК 2005

# СОДЕРЖАНИЕ

<b>ВВЕДЕНИЕ.....</b>	
<b>1. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР.....</b>	
1.1 Теоретические основы абсорбции.....	
1.2 Основные технологические схемы для проведения процесса абсорбции...	
1.3 Типовое оборудование для проектируемой установки.....	
1.4 Патентный обзор.....	
<b>2. ОБОСНОВАНИЕ И ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ.....</b>	
<b>3. РАСЧЕТ АБСОРБЕРА.....</b>	
3.1. Определение условий равновесия процесса.....	
3.2. Расчет материального баланса.....	
3.3. Определение рабочей скорости газа и диаметра аппарата.....	
3.4. Определение высоты абсорбера .....	
3.5. Определение гидравлического сопротивления абсорбера.....	
3.6. Расчет диаметров штуцеров и труб.....	
<b>4. ПОДРОБНЫЙ РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКА ДЛЯ ОХЛАЖДЕНИЯ ПОГЛОТИТЕЛЯ.....</b>	
4.1. Тепловой баланс.....	
4.2. Определение ориентировочной поверхности теплообмена.....	
4.3. Выбор теплообменника.....	
4.4. Определение коэффициента теплоотдачи для поглотителя.....	
4.5. Определение коэффициента теплоотдачи для охлаждающей воды.....	
4.6. Определение коэффициента теплопередачи и истинной поверхности теплообмена.....	
4.7. Определение гидравлического сопротивления теплообменника.....	
<b>5. ПОДБОР ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ.....</b>	
5.1. Ориентировочный расчет теплообменника для охлаждения газовой смеси.....	
5.2. Ориентировочный расчет теплообменника-рекуператора.....	
5.3. Выбор компрессора.....	
5.4. Ориентировочный расчет насоса .....	

<b>ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....</b>	
<b>СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ.....</b>	
<b>ПРИЛОЖЕНИЕ 1.....</b>	
<b>ПРИЛОЖЕНИЕ 2.....</b>	

## 2. ОБОСНОВАНИЕ И ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ

По условию задания на курсовое проектирование необходимо рассчитать и спроектировать установку для абсорбции паров ацетона водой из газовой смеси с концентрациями компонентов: ацетона - 5 %, воздуха - 95 %.

Газовая смесь не содержит твердых включений и подается на абсорбцию воздуходувкой **В**. Перед абсорбцией паров ацетона водой происходит охлаждение газовой смеси в кожухотрубчатом теплообменнике - холодильнике **X1**. В нем происходит охлаждение газовой смеси от 46°C до температуры абсорбции 22°C. В качестве второго теплоносителя используется рассол, содержащий 21,2 масс. % хлористого натрия.

Затем газовая смесь поступает на абсорбцию в тарельчатый абсорбер **ТА** с ситчатыми тарелками. Большое разнообразие тарельчатых контактных устройств затрудняет выбор оптимальной конструкции тарелки. При этом наряду с общими требованиями (высокая интенсивность единицы объема апорта, его стоимости и др.) выдвигаются требования, обусловленные спецификой производства: большой интервал устойчивой работы при изменении нагрузок по фазам, возможность использования тарелок в среде загрязненных жидкостей, возможность защиты от коррозии и т. д. Ситчатые тарелки отличаются простотой устройства, легкостью монтажа, осмотра и ремонта. Гидравлическое сопротивление этих тарелок не велико. Ситчатые тарелки устойчиво работают в довольно широком интервале скоростей газа, причем в определенных диапазонах нагрузок по газу и жидкости эти тарелки обладают высокой эффективностью. Зачастую эти характеристики становятся превалирующими, определяющие пригодность той или иной конструкции для использования в каждом конкретном процессе.

Абсорбция производится при малом давлении и низкой температуре, так как ацетон хорошо поглощается водой.

После абсорбции смесь достигает заданной степени очистки и может быть выброшена в атмосферу.

В качестве поглотителя используется вода, которая поступает в установку при температуре 22°C. Охлаждение поглотителя до температуры абсорбции происходит в холодильнике **X2**. В качестве второго теплоносителя используется захлажденная вода с температурой 10°C. Поглотитель (абсорбционная вода) подается в абсорбционную колонну при помощи насоса **Н1**.

					<b>БГТУ 44000000 ПЗ</b>			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.					<b>ОБОСНОВАНИЕ И ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ</b>	Лит.	Лист	Листов
Провер.		Саевич Н. П.				1	2	
Консульт.					<i>ПуАХП 2005</i>			
Н. Контр.								
Утв.		Саевич Н. П.						

Смесь воды и ацетона из абсорбера идет на ректификацию в ректификационную колонну **РК**. Очищенная вода после ректификации может повторно использоваться для абсорбции, что повышает экономию ресурсов, а чистый ацетон может пойти на продажу или нужды предприятия, что так же существенно увеличит экономичность установки. Горячий поглотитель после ректификации перекачивается насосом **Н2** и охлаждается в теплообменнике-рекуператоре, нагревая раствор, поступающий на ректификацию, являясь при этом, горячим теплоносителем, что экономит энергоресурсы.

# 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).

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  $SO_2$  в производстве серной кислоты; абсорбция  $HCl$  с получением соляной кислоты; абсорбция окислов азота водой в производстве азотной кислоты; абсорбция  $NH_3$ , паров  $C_6H_6$ ,  $H_2S$  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  $SO_2$ ; 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:

$$y_A^* = m \cdot x, \quad (1.1)$$

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

					<b>БГТУ 0000000 01 ПЗ</b>		
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>			
<i>Разраб.</i>					<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>	Саевич Н. П.					1	
<i>Консульт.</i>					<b>ЛИТЕРАТУРНЫЙ</b>		
<i>Н. Контр.</i>					elhimik.obzor.ru		
<i>Утв.</i>	Саевич Н. П.				<b>ПуАХП 2004</b>		

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 газа или при его малой растворимости. Для хорошо растворимых газов, при больших концентрациях их в растворе, растворимость меньше, чем следует из закона Генри. Для систем, не подчиняющихся этому закону, коэффициент  $m$  в уравнении (1.1) является величиной переменной, и линия равновесия представляет собой кривую, которую строят обычно по опытным данным.

Для описания равновесия между газом и жидкостью уравнение (1.1) применимо только при умеренных давлениях, невысоких температурах и отсутствии химического взаимодействия между газом и поглотителем.

При повышенных давлениях (порядка десятков атмосфер и выше) равновесие между газом и жидкостью не следует закону Генри, так как изменение объема жидкости вследствие растворения в ней газа становится соизмеримым с изменением объема данного газа.

## 1.2. Основные технологические схемы для проведения процесса абсорбции

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

При противоточной схеме абсорбции (Рис. 1.1.а) газ проводит через абсорбер снизу вверх, а жидкость стекает сверху вниз.

### Схемы противоточной и прямоточной абсорбции

а – противоточная абсорбция; б – прямоточная абсорбция;

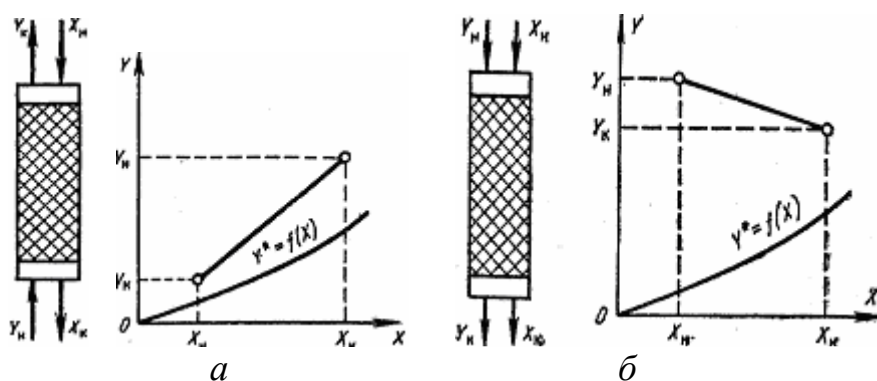


Рис. 1.1

Так, как при противотоке уходящий газ соприкасается со свежим абсорбен-

том, над которым парциальное давление поглощаемого компонента равно нулю (или очень мало), то можно достичь более полного извлечения компонента из газовой смеси, чем при прямоточной схеме (Рис. 1.1.б), где уходящий газ соприкасается с концентрированным раствором поглощаемого газа. Кроме того, при противотоке можно достигнуть более высокой степени насыщения поглотителя извлекаемым компонентом, что, в свою очередь, приводит к уменьшению расхода абсорбента. Для отвода тепла, выделяющегося при абсорбции, а также для повышения плотности орошения в колоннах с насадкой часто применяют схемы с рециркуляцией части абсорбента.

На Рис. 1.2 представлена схема одноступенчатой абсорбции с частичной рециркуляцией абсорбента. Часть жидкости концентрацией  $X_k$  отбирается из нижней части колонны в качестве конечного продукта, а другая ее часть возвращается насосом на верх колонны, где жидкость присоединяется к поглотителю, имеющему начальную концентрацию  $X_H$ . В результате образуется смесь, концентрация которой равна  $X_{см}$ , при чем  $X_{см} > X_H$ .

Схема одноступенчатой абсорбции с рециркуляцией жидкости

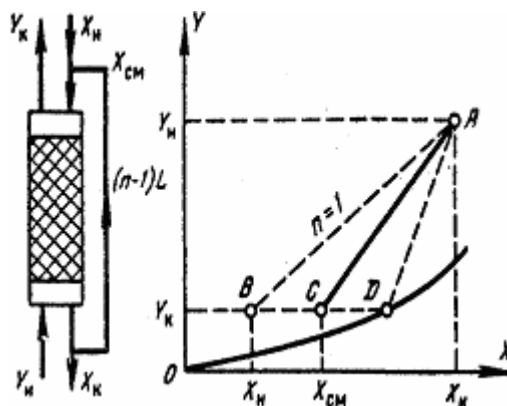


Рис. 1.2

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

### 1.3. Типовое оборудование для проектируемой установки

Основное требование, предъявляемое к конструкции устройства для проведения абсорбционных процессов,—создание развитой поверхности контакта фаз. По способу образования такой поверхности аппарата для проведения процессов абсорбции условно подразделяют на следующие группы:

1) поверхностные, в которых контакт фаз происходит на зеркале жидкости, поверхности жидкой пленки, стекающей по каналам различной формы



(пленочные), элементам насадки (насадочные) или образующейся на элементах движущихся частей (механические);

2) барботажные, в которых контакт происходит на поверхности пузырьков и струй, возникающих при пропускании газа через слой жидкости в аппарате, на тарелке, в затопленной насадке либо в пространстве с перемешивающими устройствами (соответственно барботажные, тарельчатые, с подвижной насадкой. механические);

3) распыливающие, в которых контакт происходит на поверхности капель распыляемой жидкости (полые, скоростные прямоточные, механические).

Указанную классификацию нельзя понимать буквально, поскольку постоянное совершенствование конструкций абсорберов связано не только с улучшением характеристики какого-либо одного способа организации контакта фаз, но и подчас всей их совокупности.

На Рис. 1.3 представлены пленочные абсорберы: трубчатый противоточный и с восходящим движением пленки.

Аппараты просты по устройству, однако в них очень трудно организовать равномерное распределение жидкости по сечению труб, в силу чего эффективность их невелика за исключением прямоточного абсорбера, в котором за счет больших скоростей газа (40 м/с и более) можно достичь высоких значений массопередачи.

### Пленочные абсорберы

а—трубчатый; б—с восходящим движением жидкой пленки;  
1—трубы; 2—трубные решетки; 3—щели; 4—патрубки; 5—  
камера

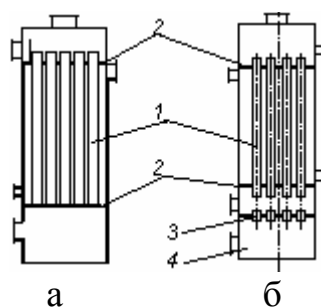


Рис. 1.3

Тарельчатые абсорберы представляют собой, как правило, вертикальные колонны, внутри которых на определенном расстоянии друг от друга размещены горизонтальные перегородки — тарелки. С помощью тарелок осуществляется направленное движение фаз и многократное взаимодействие жидкости и газа.

В настоящее время в промышленности применяются разнообразные конструкции тарельчатых аппаратов. По способу слива жидкости с тарелок барботажные абсорберы можно подразделить на колонны: 1) с тарелками со сливными устройствами и 2) с тарелками без сливных устройств.

Широкое распространение в промышленности в качестве абсорберов получили колонны, заполненные насадкой — твердыми телами различной формы. В насадочной колонне (Рис. 1.3) насадка 1 укладывается на опорные решетки 2, имеющие отверстия или щели для прохождения газа и стока жидкости. Последняя с помощью распределителя 3 равномерно орошает насадочные тела и стекает вниз. По всей высоте слоя насадки равномерное распределение жидкости по сечению колонны обычно не достигается, что объясняется пристеночным эффектом, то есть большей плотностью укладки насадки в центральной части колонны, чем у ее стенок. Вследствие этого жидкость имеет тенденцию растекаться от центральной части колонны к ее стенкам. Поэтому для улучшения смачивания насадки в колоннах большого диаметра насадку иногда укладывают слоями (секциями) высотой 2—3 м и под каждой секцией, кроме нижней, устанавливают перераспределители жидкости 4.

### Насадочный абсорбер

- 1 — насадка; 2 — опорная решетка; 3 — распределитель жидкости;  
4 — перераспределитель жидкости

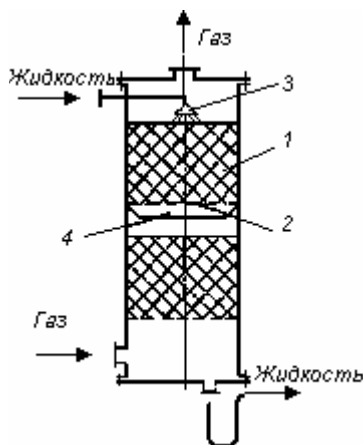


Рис. 1.4

В насадочной колонне жидкость течет по элементу насадки главным образом в виде тонкой пленки, поэтому поверхностью контакта фаз является в основном смоченная поверхность насадки, и насадочные аппараты можно рассматривать как разновидность пленочных. Однако в последних пленочное течение жидкости происходит по всей высоте аппарата, а в насадочных абсорберах — только по высоте элемента насадки. При перетекании жидкости с одного элемента насадки на другой пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая пленка. При этом часть жидкости проходит через расположенные ниже

слои насадки в виде струек, капель и брызг. Часть поверхности насадки бывает смочена неподвижной (застойной) жидкостью.

Основными характеристиками насадки являются ее удельная поверхность и свободный объем.

Выбор насадок. Для того чтобы насадка работала эффективно, она должна удовлетворять следующим основным требованиям: 1) обладать большой поверхностью в единице объема; 2) хорошо смачиваться орошающей жидкостью; 3) оказывать малое гидравлическое сопротивление газовому потоку; 4) равномерно распределять орошающую жидкость; 5) быть стойкой к химическому воздействию жидкости и газа, движущихся в колонне; 6) иметь малый удельный вес; 7) обладать высокой механической прочностью; 8) иметь невысокую стоимость.

Насадок, полностью удовлетворяющих всем указанным требованиям, не существует, так как, например, увеличение удельной поверхности насадки влечет за собой увеличение гидравлического сопротивления аппарата и снижение предельных нагрузок. В промышленности применяют разнообразные по форме и размерам насадки (Рис. 1.4), которые в той или иной мере удовлетворяют требованиям, являющимся основными при проведении конкретного процесса абсорбции.

#### Типы насадок

а — кольца Рашига, беспорядочно уложенные (навалом); б — кольца с перегородками, правильно уложенные; в — насадка Гудлоу; г — кольца Паля; д — насадка «Спрейпак»; е — седла Берля; ж — хордовая насадка; з — седла «Инталлокс»

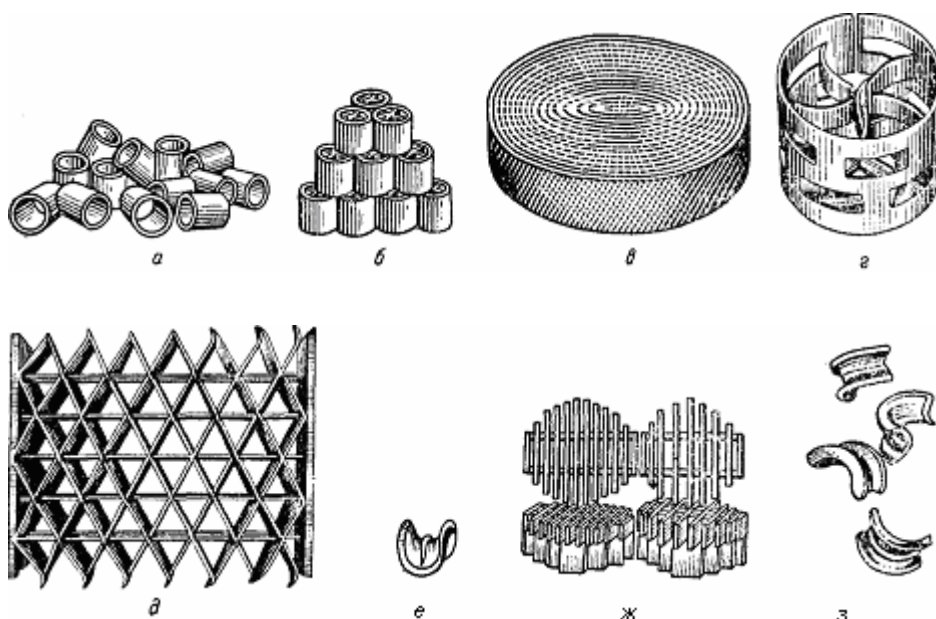


Рис. 1.5

Насадки изготавливают из разнообразных материалов (керамика, фарфор, сталь, пластмассы и др.), выбор которых диктуется величиной удельной поверхности насадки, смачиваемостью и коррозионной стойкостью.

В качестве насадки используют также засыпаемые навалом в колонну куски кокса или кварца размерами 25—100 мм. Широко распространена насадка в виде тонкостенных керамических колец высотой, равной диаметру (кольца Рашига), который изменяется в пределах 15—150 мм. Кольца малых размеров засыпают в абсорбер навалом (Рис. 1.4). Большие кольца (размерами не менее 50 X 50 мм) укладывают правильным и рядами, сдвинутыми друг относительно друга (Рис. 1.4). Этот способ заполнения аппарата насадкой называют загрузкой в укладку, а загруженную таким способом насадку — регулярной. Регулярная насадка имеет ряд преимуществ перед нерегулярной, засыпанной в абсорбер навалом: обладает меньшим гидравлическим сопротивлением, допускает большие скорости газа.

Основными достоинствами насадочных колонн являются простота устройства и низкое гидравлическое сопротивление. Недостатки: трудность отвода тепла и плохая смачиваемость насадки при низких плотностях орошения. Отвод тепла из этих аппаратов и улучшение смачиваемости достигаются путем рециркуляции абсорбента, что усложняет и удорожает абсорбционную установку. Для проведения одного и того же процесса требуются насадочные колонны обычно большего объема, чем барботажные.

### 1.3.2 Колонны с тарелками без сливных устройств

В тарелке без сливных устройств (рис. 1.6) газ и жидкость проходят через одни и те же отверстия или щели. На тарелке одновременно с взаимодействием жидкости и газа путем барботажа происходит сток части жидкости на нижерасположенную тарелку — «прокаливание» жидкости. Поэтому тарелки такого типа обычно называют провальным и к ним относятся дырчатые, решетчатые, трубчатые и волнистые тарелки.

Колонна с тарелками без сливных устройств.

1—колонна, 2—тарелки, 3—распределитель жидкости.

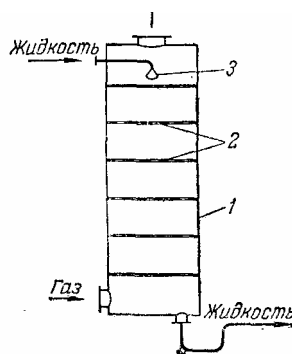


Рис. 1.6.

Дырчатые тарелки (рис. 1.7) аналогичны по устройству ситчатым тарелкам и отличаются от последних лишь отсутствием сливных устройств. Диаметр отверстий в этих тарелках равен 4—10 мм, а суммарная площадь сечения всех отверстий по отношению к сечению колонны составляет 10—25%  $d$ .

### Провальные тарелки.

а — дырчатая; б — решетчатая; 1 — тарелка; 2 — отверстия; 3 — щели.

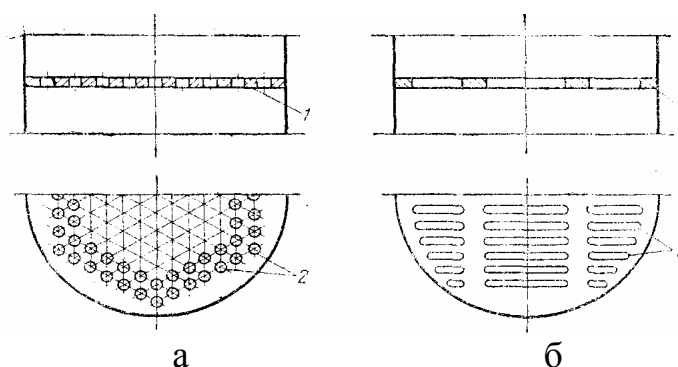


Рис. 1.7.

Решетчатые тарелки (рис. 1.7) имеют отверстия в виде выфрезерованных или выштампованных щелей шириной 3—8 мм.

Дырчатые и решетчатые провальные тарелки отличаются простотой конструкции, низкой стоимостью изготовления и монтажа, сравнительно небольшим гидравлическим сопротивлением.

К достоинству трубчатых провальных тарелок относится легкость отвода тепла от барботажного слоя на тарелке путем пропускания охлаждающего агента по трубам, из которых состоит тарелка. Однако эти тарелки в сравнении с дырчатыми и решетчатыми значительно сложнее по устройству и монтажу.

Основной недостаток колонн с дырчатыми, решетчатыми и трубчатыми провальными тарелками — небольшой интервал изменения скоростей газа и жидкости, в пределах которого поддерживается устойчивая и эффективная их работа.

## 1.4. Патентный обзор

1.4.1. Пат. 2185226, 7 В 01 D 53/14. Абсорбер/Поликарпов Александр Викторович Л.С.- №2000103939/12; Заявл. 18.02.00; Оpubл. 20.07.00//Способ удаления азота из природного газа.

Изобретение относится к способу удаления азота из природного газа. Который включает:

- 1) Абсорбцию УВ компонента природного газа
  - 2) Десорбцию УВ компонента в отпарной колонне
  - 3) Рециркуляцию
  - 4) Подачу УВ компонента в распределительную сеть
- Более подробно патент см. в приложении 1

1.4.2. Пат. 2125688, 6 F 25 В 15/14, 53/02 Осмотическая тепловая машина/Юркин Вадим Александрович № 95122515/06; Заявл. 28.12.95; Оpubл. 27.01.99//Бюл. №3.

Использование изобретения позволит увеличить коэффициент полезного действия и уменьшить потери энергии на циркуляцию раствора с абсорбентом и генератором, а также исключить насосы рециркуляции, снизить шум и упростить конструкцию. Более подробно патент см. в приложении 2

### 3. РАСЧЕТ АБСОРБЕРА

#### 3.1. Определение условий равновесия процесса

Определяем равновесные концентрации ацетона в воде. Равновесную концентрацию рассчитываем по закону Рауля, /2/:

$$x^* = (P / P_H) \cdot y, \quad (3.1)$$

где  $P$  – давление в абсорбере, Па;

$P_H$  - давление насыщенных паров ацетона, Па;

$y$  - концентрация ацетона в газовой смеси,  $\frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(газовой смеси)}}$ .

Для упрощения расчетов материального баланса необходимо сделать пересчет абсолютных концентраций в относительные. Связь между относительной концентрацией и абсолютной выражается следующей формулой /1/:

$$Y = \frac{y}{1-y}, \quad (3.2)$$

$$X = \frac{x}{1-x}, \quad (3.3)$$

где  $Y$  - относительная концентрация абсорбтива в газовой смеси  $\frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(воздуха)}}$ ;

$X$  - относительная концентрация абсорбтива в растворе,  $\frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль}(H_2O)}$ ;

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

Давление в абсорбере:

$$P = 0,2 \cdot 10^6, \text{ Па}$$

Давление насыщенных паров ацетона /4/:

$$P_H = 200 \text{ мм.рт.ст.} = 2,67 \cdot 10^4 \text{ Па}$$

Тогда концентрация абсорбтива в растворе:

$$x^* = \frac{0,2 \cdot 10^6}{2,67 \cdot 10^4} \cdot y = 7,49 \cdot y$$

					<i>БГТУ 44000000. ПЗ</i>		
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дат</i>			
<i>Разраб.</i>					<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>	<i>Саевич Н. П.</i>					1	16
<i>Консульт.</i>					<i>РАСЧЕТ АБСОРБЕРА</i>		
<i>Н. Контр.</i>					<i>ПиАХП 2005</i>		
<i>Утв.</i>	<i>Саевич Н. П.</i>				<i>elhimik.narod.ru</i>		

Таблица 3.1

## Расчет равновесной линии

$x^*$ , $\frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(раствора)}}$	$y$ , $\frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(газ.смеси)}}$	$X^*$ , $\frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(воды)}}$	$Y$ , $\frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(воздуха)}}$
0,0749	0,01	0,0809	0,0101
0,1498	0,02	0,1762	0,0204
0,2242	0,03	0,289	0,0309
0,2996	0,04	0,4277	0,0417
0,3745	0,05	0,599	0,0526

По определенным значениям концентраций строится линия равновесия (рис. 3.1)

Рис. 3.1



### 3.2. Расчет материального баланса.

#### 3.2.1. Определение молярного расхода компонентов газовой смеси.

Пересчитаем объемный расход при нормальных условиях ( $T_0=273\text{K}$ ,  $P_0=1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$ ) в объемный расход при условиях абсорбции ( $T=295\text{K}$ ,  $P=0,2 \cdot 10^6 \text{ Па}$ ).

$$V_{см} = V_{см0} \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \frac{T}{T_0}, \quad (3.5)$$

где  $V_{см0}$  – расход при нормальных условиях,  $\frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$ .

$$V_{см} = 8000 \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{0,2 \cdot 10^6} \cdot \frac{295}{273} = 4378,5 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 1,21625 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Для удобства дальнейших расчетов переведем объемный расход газовой смеси в молярный.

$$G_{см} = \frac{V_{см0}}{3600 \cdot 22,4}, \quad (3.6)$$

где  $V_{см0}$  - объемный расход газовой смеси,  $\frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$ ;

$G_{см}$  - молярный расход газовой смеси,  $\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$ .

$$G_{см} = \frac{8000}{3600 \cdot 22,4} = 0,0992 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

Молярный расход азота определяется по уравнению /4/:

$$G = G_{см} \cdot (1 - y_n), \quad (3.7)$$

где  $y_n$  - исходная концентрация ацетона в газовой смеси,  $\frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(газ.смеси)}}$ ;

$G$  - молярный расход воздуха,  $\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$ .

Из условия задания  $y_n=0,05 \frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(газ.смеси)}}$

$$G = 0,0992 \cdot (1 - 0,05) = 0,09424 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

Концентрацию на выходе из абсорбера  $y_k$ ,  $\frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(газ.смеси)}}$  :

$$y_k = y_n \cdot (1 - \varphi), \quad (3.8)$$

где  $\varphi$  – степень извлечения,  $\varphi=0,96$  (из задания).

$$y_k = 0,05 \cdot (1 - 0,96) = 0,002 \cdot \frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(газ.смеси)}}$$

Величины  $y_k$ ,  $y_n$  пересчитаем в относительные по формуле (3.3)

$$Y_n = 0,0526 \frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(воздуха)}}, Y_k = 0,002004 \frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(воздуха)}},$$

Для определения молярного расхода ацетона  $M$ , который поглощается, служит следующее уравнение /4/:

$$M = G \cdot (Y_n - Y_k). \quad (3.9)$$

$$M = 0,09424 \cdot (0,0526 - 0,002004) = 0,00477 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}.$$

### 3.2.2. Определение расхода поглотителя ацетона из газовой смеси.

Для определения минимального молярного расхода чистого поглотителя  $L_{\text{мин}}$  служит следующее уравнение:

$$L_{\text{мин}} = \frac{M}{X_{Yk}^* - X_n}, \quad (3.10)$$

где  $X_{Yk}^*$ - равновесная относительная концентрация ацетона в воде на выходе из аппарата,  $\frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(воды)}}$ ;

$X_n$  - исходная относительная концентрация ацетона в воде  $\frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(воды)}}$  ,.

Равновесную относительную концентрацию ацетона в воде на выходе из аппарата определим по линии равновесия рис. 3.1.

$$L_{\min} = \frac{0,00477}{0,487 - 0,08 \cdot 0,599} = 0,0155 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

Т.к. в реальном процессе абсорбции используется не минимальный расход поглотителя, а несколько больший (для ускорения процесса), то необходимо пересчитать минимальный расход поглотителя на рабочий расход  $L$  с учетом коэффициента избытка поглотителя /4, стр. 390/

$$L = L_{\min} \cdot \alpha, \quad (3.11)$$

где  $\alpha$  - коэффициент избытка поглотителя, принимаем равным 1,4. Следует выбрать такое соотношение между размерами абсорбционного аппарата и расходом поглотителя, при котором размеры аппарата будут оптимальными /1, стр. 438/.

$$L = 0,0155 \cdot 1,4 = 0,0217 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

### 3.3. Определение рабочей скорости газа и диаметра аппарата

Для расчета диаметра абсорбера служит следующее уравнение /3/:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{см}}}{\pi \cdot \omega_{\text{раб}}}}, \quad (3.10)$$

где  $V_{\text{см}}$  - объемный расход газовой смеси при условиях абсорбции,  $\frac{\text{м}^3}{\text{с}}$ ;

$\omega_{\text{раб}}$  - рабочая скорость газовой смеси по аппарату,  $\frac{\text{м}}{\text{с}}$ .

Для ситчатых тарелок рабочую скорость газа можно рассчитать по уравнению /3/:

$$w = 0,05 \cdot \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y}}, \quad (3.11)$$

где  $\rho_x$  - плотность жидкости при рабочих условиях,  $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ ;

$\rho_y$  - плотность газа при рабочих условиях,  $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ .

Плотность газовой смеси находим по правилу аддитивности:

$$\rho_y = \rho_g \cdot (1 - y_{cp}) + \rho_m \cdot y_{cp} \quad (3.12)$$

Средней концентрации ацетона в аппарате:

$$y_{cp} = \frac{y_n + y_k}{2} = \frac{0,0526 + 0,002004}{2} = 0,0273 \frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(газ.смеси)}}$$

Плотность воздуха при  $P \sim 2 \text{ ат}$  и  $t = 22^\circ \text{ C}$ :

$$\rho_g = \rho_0 \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T}, \quad (3.13)$$

где  $\rho_0$  - плотность газа при 273К, для воздуха равна  $1,29 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} /4/$ .

$$\rho_g = 1,29 \cdot \frac{2 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{295} = 2,357 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Плотность паров ацетона при нормальных условиях:

$$\rho_0 = \frac{M}{22,4}, \quad (3.14)$$

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

Плотность паров ацетона при  $P \sim 2 \text{ ат}$  и  $t = 22^\circ \text{ C}$  определяем по формуле (3,13):

$$\rho_m = \frac{58}{22,4} \cdot \frac{2 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{295} = 4,73 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Полученные значения подставим в формулу (3.12):

$$\rho_y = 2,357 \cdot (1 - 0,0273) + 4,73 \cdot 0,0273 = 2,424 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Плотность жидкости находим также по правилу аддитивности:

$$\rho_x = \rho_g \cdot (1 - \bar{x}_{cp}) + \rho_m \cdot \bar{x}_{cp}, \quad (3.15)$$

где  $\rho_g$  и  $\rho_m$  плотности воды и ацетона при  $t = 22^\circ \text{ C}$ ;

$\bar{x}_{cp}$  - средняя массовая концентрация ацетона в жидкости,  $\frac{\text{кг(ацетона)}}{\text{кг(раствора)}}$ .

Определяем среднюю мольную концентрацию ацетона:

$$x_{cp} = \frac{x_n + x_k}{2} = \frac{0,04792 + 0,3552}{2} = 0,201 \frac{\text{кмоль(ацетона)}}{\text{кмоль(раствора)}}$$

Определяем среднюю массовую концентрацию ацетона,  $\frac{\text{кг(ацетона)}}{\text{кг(раствора)}}$ :

$$\bar{x}_{cp} = \frac{M(\text{ацетона}) \cdot x_{cp}}{M(\text{ацетона}) \cdot x_{cp} + M(\text{воды}) \cdot (1 - x_{cp})},$$

$$\bar{x}_{cp} = \frac{58 \cdot 0,201}{58 \cdot 0,201 + 18 \cdot (1 - 0,201)} = 0,447$$

Плотность ацетона и воды при  $t=22^\circ\text{C}$  соответственно равны  $815 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$  и  $998 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$  /4/.

По формуле (3.15) определяем плотность жидкости:

$$\rho_x = 998 \cdot (1 - 0,447) + 815 \cdot 0,447 = 916,2 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Зная плотности жидкости и газа, можем определить скорость по формуле (3.11):

$$w = 0,05 \cdot \sqrt{\frac{916,2}{2,424}} = 0,973 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Рассчитаем объемный расход газовой смеси при условиях абсорбции:

$$V_{cm} = V_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \frac{T}{T_0}, \quad (3.16)$$

где  $V_0$  - объемный расход газовой смеси при нормальных условиях,  $\frac{\text{м}^3}{\text{с}}$ .

$$V_{cm} = \frac{8000}{3600} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{2 \cdot 10^5} \cdot \frac{295}{273} = 1,216 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Определяем диаметр аппарата по формуле (3.10):

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,216}{\pi \cdot 0,973}} = 1,26 \text{ м}$$

Принимаем стандартный диаметр абсорбера  $d = 1,4 \text{ м}$  /3/.

При этом действительная скорость газа в колонне:

$$w = \frac{4 \cdot 1,216}{\pi \cdot 1,4^2} = 0,79 \text{ м}$$

Для колонны диаметром 1400 мм выбираем ситчатую однопоточную тарелку ТС-Р со следующими конструктивными размерами /3/:

Диаметр отверстий в тарелке $d_o$	5 мм
Шаг между отверстиями $t$	15 мм
Свободное сечение тарелки $F_c$	13,9 %
Высота переливного порога $h_{пер}$	30 мм
Ширина переливного порога $b$	860 мм
Рабочее сечение тарелки $S_T$	1,368 м <sup>2</sup>

Скорость пара в рабочем сечении тарелки:

$$w_T = \frac{w \cdot 0,785 \cdot d^2}{S_T} = \frac{0,79 \cdot 0,785 \cdot 1,4^2}{1,368} = 0,8885 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

### 3.4. Определение высоты абсорбера

Высоту тарелочной части абсорбера можно рассчитать по следующей формуле /2/:

$$H_T = (n-1) \cdot h, \quad (3.17)$$

где  $n$  – число действительных тарелок, шт.;  $h$  – расстояние между тарелками, м.

Чтобы рассчитать число требуемых тарелок необходимо знать их суммарную поверхность, а чтобы определить суммарную поверхность тарелок необходимо рассчитать коэффициент массопередачи. Вычислим его по формуле /3/:

$$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad (3.18)$$

где  $m$  – тангенс угла наклона линии равновесия на рабочем участке, равный 1,07;  $\beta_y$  и  $\beta_x$  - коэффициенты массоотдачи соответств. в газовой и жидкой фазах,  $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$ .

В интенсивных гидродинамических режимах характерный линейный размер 1 (равный среднему диаметру пузырька или газовой струи в барботажном слое) становится практически постоянной величиной, мало зависящей от скоростей фаз и их физических свойств. В этом случае критериальные уравнения, решенные относительно коэффициентов массоотдачи, приводится к удобному для расчетов виду /3/:

$$\beta_x = 6.24 \cdot 10^5 \cdot D_x^{0.5} \cdot \left( \frac{U}{1-\varepsilon} \right)^{0.5} \cdot h_0 \left( \frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0.5}, \quad (3.19)$$

$$\beta_y = 6.24 \cdot 10^5 \cdot F_c \cdot D_y^{0.5} \cdot \left( \frac{w_T}{\varepsilon} \right)^{0.5} \cdot h_0 \left( \frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0.5}, \quad (3.20)$$

где  $D_x$  и  $D_y$  - коэффициенты молекулярной диффузии распределяемого компонента соответственно в жидкости и газе,  $\frac{M^2}{c}$ ;

$\frac{U}{1-\varepsilon}$  и  $\frac{w}{\varepsilon}$  - средние скорости жидкости и газа в барботажном слое,  $\frac{M}{c}$ ;

$\varepsilon$  - газосодержание барботажного слоя,  $\frac{M^3}{M^3}$ ;

$h_0$  - высота слоя светлой (неаэрированной) жидкости на тарелке, м;

$\mu_x$  и  $\mu_y$  - вязкость соответственно жидкости и газа при  $t=22^\circ C$ ,  $Pa \cdot c$ .

Для сетчатых тарелок в практических расчетах для определения высоты светового слоя можно пользоваться уравнением /3/:

$$h_0 = 0,787 \cdot q^{0.2} \cdot h_{пер}^{0,56} \cdot w_E^m \cdot (1 - 0,31 \cdot \exp(-0,11 \cdot \mu_x)) \cdot \left( \frac{\sigma_x}{\sigma_\varepsilon} \right)^{0,09}, \quad (3.21)$$

где  $h_{пер}$  - высота переливной перегородки, м;

$q = L \cdot (\rho_x \cdot b)$  удельный расход жидкости на 1 м ширины сливной перегородки,  $\frac{M^2}{c}$ ;

$m$  - показатель степени, равный  $0,05 - 4,6 \cdot h_{пер} = 0,05 - 4,6 \cdot 0,03 = -0,088$ ;

$\sigma_x, \sigma_\varepsilon$  - поверхностное натяжение соответственно жидкости и воды при температуре в колонне  $\frac{MH}{M}$ ;

$\mu_x$  - вязкость жидкости при температуре в колонне  $mPa \cdot c$ .

Вязкость жидкости находим по уравнению /4/:

$$\lg \mu_x = x_{cp} \cdot \lg \mu_{xM} + (1 - x_{cp}) \cdot \lg \mu_{xB}, \quad (3.22)$$

где  $\mu_{xM}$  и  $\mu_{xB}$  вязкость жидких ацетона и воды при температуре абсорбции /4/;

Тогда вязкость жидкости равна:

$$\lg \mu_x = 0,194 \cdot \lg 0,320 + (1 - 0,194) \cdot \lg 0,95 = -0,114,$$

откуда

$$\mu_x = 0,77 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

Вязкость газовой фазы рассчитывается по приближенной формуле аддитивности:

$$\frac{M_y}{\mu_y} = \frac{y_{cp} \cdot M_a}{\mu_a} + \frac{(1 - y_{cp}) \cdot M_e}{\mu_e}, \quad (3.23)$$

где  $M_a$ ,  $M_e$  - молекулярная масса ацетона и воздуха,  $\frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ ;

Вязкость каждого компонента в зависимости от температуры находится по формуле /4/:

$$\mu = \mu_0 \cdot \frac{273 + C}{T + C} \cdot \left( \frac{T}{273} \right)^{3/2} \quad (3.24)$$

Вязкость для отдельных компонентов:

Для воздуха:

$$\mu_e = 17,3 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{273 + 124}{295 + 124} \cdot \left( \frac{295}{273} \right)^{3/2} = 18,6 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с},$$

где  $\mu_0 = 17,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$  - вязкость воздуха при  $0^\circ \text{C}$ , (табл. IV /4/);  
 $C=124$  постоянная (табл. IV /4/).

Для ацетона:

$$\mu_a = 8,1 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{273 + 218}{295 + 218} \cdot \left( \frac{295}{273} \right)^{3/2} = 8,7 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

где  $\mu_0 = 8,1 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$  - вязкость ацетона при  $0^\circ \text{C}$ , /5/;  
 $C=218$  постоянная /5/.



По формуле (3.23) найдем  $\mu_y$ :

$$\mu_y = \frac{0,0273 \cdot 58 + (1 - 0,0273) \cdot 29}{\frac{0,0273 \cdot 58}{8,7 \cdot 10^{-6}} + \frac{(1 - 0,0273) \cdot 29}{18,6 \cdot 10^{-6}}}$$

откуда  $\mu_y = 17,55 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ .

По формуле (3.21) определяем высоту светлого слоя жидкости:

$$h_0 = 0,787 \cdot \left( \frac{0,0217}{916,2 \cdot 0,86} \right)^{0,2} \cdot 0,03_p^{0,56} \cdot 0,8885^{-0,088} \cdot (1 - 0,31 \cdot \exp(-0,11 \cdot 0,77)) \cdot \left( \frac{51,7}{72,7} \right)^{0,09} = 0,0089 \text{ м}$$

Для сетчатых тарелок газосодержание можно найти по уравнению /3/:

$$\varepsilon = \frac{\sqrt{Fr}}{1 + \sqrt{Fr}}, \quad (3.23)$$

где  $Fr$  – критерий Фруда, равный /3/

$$Fr = \frac{w_T^2}{g \cdot h_0} = \frac{0,8885^2}{9,8 \cdot 0,0089} = 9,051$$

Зная критерий Фруда, можем определить газосодержание по формуле (3.23):

$$\varepsilon = \frac{\sqrt{9,051}}{1 + \sqrt{9,051}} = 0,7505$$

Рассчитаем коэффициенты молекулярной диффузии в жидкой и газовой фазах:

в газовой фазе

$$D_y = D_0 \cdot \frac{p_0}{p} \cdot \left( \frac{T}{T_0} \right)^{1,5} = 1,07 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{2 \cdot 10^5} \cdot \left( \frac{295}{273} \right)^{1,5} = 4,56 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$$

где  $D_0$  - коэффициент молекулярной диффузии ацетона в воздухе при  $T_0 = 273$  и  $p_0 = 1 \text{ ат}$ .

в жидкой фазе

$$D_x = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A \cdot B \cdot \sqrt{\mu_x} \left( v_A^{\frac{1}{3}} + v_B^{\frac{1}{3}} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (3.24)$$

где А, В – коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя /4/;

$v_A, v_B$  - мольные объемы компонентов,  $\frac{см^3}{моль}$

Значит:

$$D_x = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1,19 \cdot 2 \cdot \sqrt{0,95} \left( 67^{\frac{1}{3}} + 18,9^{\frac{1}{3}} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{58} + \frac{1}{18}} = 2,57 \cdot 10^{-9} \frac{м^2}{с}$$

Вычисляем коэффициенты массоотдачи:

$$\beta_x = 6.24 \cdot 10^5 \cdot (2,57 \cdot 10^{-9})^{0,5} \cdot \left( \frac{1,5386}{(1-0,7505)} \right)^{0,5} \cdot 0,0101 \left( \frac{0,01755}{0,95+0,01755} \right)^{0,5} = 0,00041 \frac{м}{с}$$

$$\beta_y = 6.24 \cdot 10^5 \cdot 0,139 \cdot (4,56 \cdot 10^{-6})^{0,5} \cdot \left( \frac{0,8885}{0,7505} \right)^{0,5} \cdot 0,0101 \left( \frac{0,01755}{0,95+0,01755} \right)^{0,5} = 0,2798 \frac{м}{с}$$

Перечислим коэффициенты массоотдачи на  $\frac{кг}{м^2 \cdot с}$ :

$$\beta_x = 0,0004 \cdot (\rho_x - x_{cp} \cdot \rho_x) = 0,00041 \cdot (918 - 0,194 \cdot 918) = 0,303 \frac{кг}{м^2 \cdot с}$$

$$\beta_y = 0,276 \cdot (\rho_y - y_{cp} \cdot \rho_y) = 0,276 \cdot (2,424 - 0,0273) = 0,6657 \frac{кг}{м^2 \cdot с}$$

Определяем коэффициент массопередачи:

$$K_{mf} = \frac{1}{\frac{1}{0,6657} + \frac{1,07}{0,303}} = 0,198 \frac{кг}{м^2 \cdot с}$$

Суммарная поверхность тарелок /1/:

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta \bar{Y}_{cp}} \quad (3.25)$$

Определим движущую силу в единицах концентраций газовой фазы:

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{(\Delta Y_{\bar{o}} - \Delta Y_{\bar{m}})}{\ln \left( \frac{\Delta Y_{\bar{o}}}{\Delta Y_{\bar{m}}} \right)} \quad (3.26)$$

где  $\Delta Y_{\bar{o}}$  и  $\Delta Y_{\bar{m}}$  - большая и меньшая движущие силы на входе потоков в абсорбере и на выходе из него,  $\frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}$ .

$$\Delta Y_{\bar{o}} = Y_n - Y_{X_k}^*,$$

$$\Delta Y_{\bar{m}} = Y_k - Y_{X_n}^*,$$

где  $Y_{X_k}^*$  и  $Y_{X_n}^*$  - концентрации газа в воздухе, равновесные с концентрациями в жидкой фазе на входе в абсорбер и на выходе из него.

$$\Delta Y_{\bar{o}} = 0,0526 - 0,03552 = 0,0171 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}$$

$$\Delta Y_{\bar{m}} = 0,002 - 0 = 0,002 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}$$

Переведем в:

$$\Delta \bar{Y}_{\bar{o}} = 0,0171 \cdot \frac{M_m}{M_g} = 0,0171 \cdot \frac{58}{29} = 0,0342 \frac{\text{кг ацетона}}{\text{кг воздуха}}$$

$$\Delta \bar{Y}_{\bar{m}} = 0,002 \cdot \frac{M_m}{M_g} = 0,002 \cdot \frac{58}{29} = 0,004 \frac{\text{кг ацетона}}{\text{кг воздуха}}$$

Подставим полученные значения в формулу (3.26):

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{(0,0342 - 0,004)}{\ln \left( \frac{0,0342}{0,004} \right)} = 0,01407 \frac{\text{кг ацетона}}{\text{кг воздуха}}$$

По формуле (3.25) определим поверхность тарелок:

$$F = \frac{0,00477 \cdot 58}{0,198 \cdot 0,01407} = 99,31 \text{ м}^2$$

Рабочую площадь тарелок с перетоками определяют с учетом площади, занятой переливными устройствами /3/:

$$f = \varphi \cdot 0.785 \cdot d^2, \quad (3.27)$$

где  $\varphi$  - доля рабочей площади тарелки,  $\frac{\text{м}^2}{\text{м}^2}$ . Примем  $\varphi=0,9$ , тогда

$$f = 0,9 \cdot 0.785 \cdot 1,4^2 = 1,385 \text{ м}^2$$

Требуемое число тарелок:

$$n = \frac{F}{f} = \frac{99,31}{1,385} \approx 72$$

Расстояние между тарелками принимают равным или несколько большим суммы высот барботажного слоя  $h_n$  и сепарационного пространства  $h_c$  /3/:

$$h \geq h_n + h_c \quad (3.28)$$

Высоту сепарационного пространства вычисляют, исходя из допустимого брызгоуноса с тарелки, принимаемого равным 0,1 кг жидкости на 1 кг газа /3/:

$$0,1 = 0,000077 \cdot \frac{73}{\sigma} \cdot \left( \frac{w}{h_c} \right)^{3,2}, \quad (3.29)$$

где  $\sigma$  - поверхность натяжения жидкости, равная 56,5 мН/м;  $w$  – скорость газа в абсорбере, м/с. решая относительно  $h_c$ , получим:

$$1005 = \left( \frac{w}{h_c} \right)^{3,2}$$

Тогда  $h_c = 0,0911 \text{ м}$ .

Высота газожидкостного барботажного слоя /3/:

$$h_n = h_0 / (1 - \varepsilon) \quad (3.30)$$

Отсюда получим:

$$h_n = 0,016 / (1 - 0,7505) = 0,064 \text{ м}$$

Расстояние между тарелками:

$$h = 0,064 + 0,0911 = 0,155 \text{ м}$$

Расстояние между тарелками принимаем равным 0,2 м ( /3/, ст. 209).  
Тогда высота тарельчатой части абсорбера:

$$H_T = (72 - 1) \cdot 0,2 = 14,2 \text{ м}$$

Примем ( /3/ ) расстояние между верхней тарелкой и крышкой абсорбера 1 м; расстояние между нижней тарелкой и дном абсорбера 1 м. Тогда общая высота абсорбера:

$$H = 14,2 + 1 + 1 = 16,2 \text{ м}$$

### 3.5. Гидравлическое сопротивление тарелок абсорбера

Гидравлическое сопротивление тарелок абсорбера определяют по формуле /2/:

$$\Delta P = n \cdot \Delta P_T \quad (3.31)$$

Полное гидравлическое сопротивление одной тарелки /2/:

$$\Delta P_T = \Delta P_c + \Delta P_n + \Delta P_\sigma \quad (3.32)$$

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки /2/:

$$\Delta P_c = \frac{\xi \cdot w^2 \cdot \rho_y}{2 \cdot F_c^2} \quad (3.33)$$

Значение коэффициента сопротивления  $\xi$  сухих тарелок примем равным 2 /3/.  
Тогда

$$\Delta P_c = \frac{2 \cdot 0,79^2 \cdot 2,424}{2 \cdot 0,139^2} = 78,299 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелке /2/:

$$\Delta P_n = g \cdot \rho_x \cdot h_0$$

$$\Delta P_n = 9,81 \cdot 915,56 \cdot 0,016 = 143,706 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения /2/:

$$\Delta P_{\sigma} = 4 \cdot \sigma / d_{om} \quad (3.34)$$

$$\Delta P_{\sigma} = 4 \cdot 56,5 \cdot 10^{-3} / 0,005 = 45,2 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление тарелки:

$$\Delta P_T = 78,299 + 143,706 + 45,2 = 267,2 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление абсорбера:

$$\Delta P = 76 \cdot 267,2 = 20307 \text{ Па}$$

### 3.6. Расчет диаметров штуцеров и труб

Для расчетов диаметров штуцеров и труб служит следующее уравнение /2/:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\omega_p \cdot \pi}}, \quad (3.35)$$

где  $\omega_p$  - рекомендуемая среднерасходная скорость перемещения среды в штуцере, м/с.

Определяем диаметр основных технических штуцеров для подвода и отвода жидкой смеси (рекомендуемая скорость движения жидкости – 1,5 м/с):

$$d_{ж} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0174}{1,5 \cdot \pi}} = 0,0854 \text{ м}$$

Примем штуцер с  $D_y = 100$  мм с толщиной стенки 2 мм /3/.

Определяем диаметр основных технических штуцеров для подвода и отвода газовой смеси.

$$d_{газ} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,21625}{15 \cdot \pi}} = 0,3214 \text{ м}$$

Примем штуцер с  $D_y = 400$  мм толщиной стенки 5 мм /6/.

## 4. ПОДРОБНЫЙ РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКА ДЛЯ ОХЛАЖДЕНИЯ ПОГЛОТИТЕЛЯ

### 4.1. Тепловой баланс

Тепловая нагрузка:

$$Q_1 = G_1 \cdot c_1 \cdot (t_{н1} - t_{к1}), \quad (4.1)$$

где  $G_1$  - расход поглотителя,  $\frac{кг}{с}$ ;

$c_1$  - средняя теплоемкость,  $\frac{Дж}{кг \cdot К}$ ;

$t_{н1}$  - начальная температура теплоносителя, °С;

$t_{к1}$  - конечная температура теплоносителя, °С.

Средняя температура поглотителя в теплообменнике:

$$t_{cp} = \frac{t_H + t_K}{2} \quad (4.2)$$

$$t_{cp} = \frac{20 + 28}{2} = 24^\circ C$$

Теплоемкость поглотителя (воды) при средней температуре  $c = 4,185 \cdot 10^3 \frac{Дж}{кг \cdot К}$ .

Тепловая нагрузка, согласно уравнению (4.1) составляет:

$$Q = 0,39 \cdot 4185 \cdot (32 - 22) = 16347 \text{ Вт}$$

В качестве второго теплоносителя используется захлажденная вода с начальной температурой 10 °С и конечной – 15°С.

					<b>БГТУ 440000 ПЗ</b>			
<b>Изм.</b>	<b>Лист</b>	<b>№ докум.</b>	<b>Подпись</b>	<b>Дата</b>				
Разраб.					ПОДРОБНЫЙ РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКА ДЛЯ ОХЛАЖДЕНИЯ ПОГЛОТИТЕЛЯ	Лит.	Лист	Листов
Провер.	Саевич Н. П.					1	11	
Консульт.						<b>ПуАХП 2005</b>		
Н. Контр.								
Уте.	Саевич Н. П.							

По определенной по уравнению (4.1) тепловой нагрузке определяются неизвестные параметры второго теплоносителя /1/:

$$G_2 = \frac{Q}{c_2 \cdot (t_{к2} - t_{н2})}, \quad (4.3)$$

где  $G_2$  - массовый расход охлаждающего теплоносителя,  $\frac{кг}{с}$ ;

$t_{н2}$  - начальная температура охлаждающего теплоносителя, °С;

$t_{к2}$  - конечная температура охлаждающего теплоносителя, °С;

$c_2$  - теплоемкость охлаждающего теплоносителя, при средней температуре 12,5°С, рассчитанной по формуле (4.2), равная  $4190 \frac{Дж}{кг \cdot К}$  /4/.

$$G_2 = \frac{16347}{4190 \cdot (15 - 10)} = 0,78 \frac{кг}{с}$$

#### 4.2. Определение ориентировочной поверхности теплообмена

Для определения ориентировочной поверхности теплообмена служит уравнение/4/:

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t_{cp}}, \quad (4.4)$$

где  $K_{op}$  - ориентировочное значение коэффициента теплопередачи;

$\Delta t_{cp}$  - средняя разность температур;

$Q$  - тепловая нагрузка, определенная по уравнению (4.1), Вт.

Расчет средней разности температур производится с учетом движения теплоносителей. Т.к. при теплообмене в данном конкретном случае наблюдается чистый противоток, то все дальнейшие расчеты производятся для этого вида движения теплоносителей.

Распределение температур теплоносителей на концах теплообменника представлено на рисунке 4.1.



### Распределение температур теплоносителей на концах теплообменника

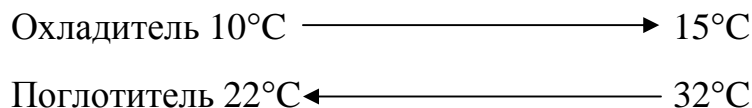


Рис. 4.1.

Для определения разности температур на концах теплообменника служат следующие уравнения:

$$\Delta t_{\delta} = t_{н1} - t_{к2}, \quad (4.5)$$

$$\Delta t_{м} = t_{к1} - t_{н2}, \quad (4.6)$$

где  $t_{н1}$  - начальная температура поглотителя, °С;

$t_{к1}$  - конечная температура поглотителя, °С;

$t_{н2}$  - начальная температура охлаждающего теплоносителя, °С;

$t_{к2}$  - конечная температура охлаждающего теплоносителя, °С.

$$\Delta t_{\delta} = 32 - 15 = 17^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_{м} = 22 - 10 = 12^{\circ}\text{C}$$

В виду того, что

$$\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{м}} = \frac{17}{12} = 1,4 < 2,$$

то средняя разница температур определяется

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_{\delta} + \Delta t_{м}) / 2, \quad (4.7)$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{17 + 12}{2} = 14,5^{\circ}\text{C}.$$

Примем минимальное значение коэффициента теплопередачи  $200 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$ .  
 При этом ориентировочное значение поверхности теплообмена составит (4.4)

$$F_{op} = \frac{16347}{200 \cdot 11,5} = 5,64 м^2 .$$

#### 4.3. Выбор теплообменника.

Для теплоносителей, которые движутся по трубам и не меняют своего агрегатного состояния, необходимо принять такое количество труб в одном ходе теплообменника  $n_x$ , чтобы обеспечивалось их турбулентное движение. Примем число Рейнольдса для теплоносителя в трубах  $Re \approx 15000$ . Тогда турбулентное движение будет обеспечиваться при

$$n_x = \frac{n}{z} = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot d \cdot Re \cdot \mu}, \quad (4.8)$$

где  $n$  – общее число труб теплообменника;  $z$  – количество ходов трубного пространства;  $d$  – внутренний диаметр труб теплообменника, м;  $\mu$  – вязкость теплоносителя в трубах при средней температуре, Па·с. Обычно  $d$  для теплообменников 0,016 м.

В трубное пространство целесообразно направить теплоноситель, наиболее загрязняющий поверхность нагрева, т.е. холодный теплоноситель – захлаженную воду.

Вязкость воды при средней температуре  $12,5^\circ C$   $\mu=1,233 \cdot 10^{-3}$  Па·с.

$$n_x = \frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 0,78}{\pi \cdot 0,016 \cdot 15000 \cdot 1,233 \cdot 10^{-3}} = 3,36$$

В соответствии с определенной поверхностью теплообмена и количеством труб теплообменника для использования в процессе теплообмена принимается теплообменник по ГОСТ 15118-79, с /3/:

Диаметр кожуха, мм	273
Диаметр труб, мм	25×2
Общим числом труб, шт.	37
Числом ходов	1
Длиной труб, м	2
Поверхность теплообмена, м <sup>2</sup>	6

#### 4.4. Определение коэффициента теплоотдачи для поглотителя

Принимаем температуру стенки со стороны поглотителя равной 19,2 °С.  
Температурный напор со стороны поглотителя составляет /1/:

$$\Delta t_{cm1} = t_1 - t_{cm1}, \quad (4.9)$$

где  $\Delta t_{cm1}$  - температурный напор со стороны поглотителя, °С;  $t_{cm1}$  - температура стенки со стороны поглотителя, °С.

$$\Delta t_{cm} = 27 - 19,2 = 7,8^0 C$$

Перед выбором уравнения для расчета критерия Нуссельта необходимо определить режим течения теплоносителя. Для определения режима течения теплоносителя служит критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w \cdot d_3 \cdot \rho}{\mu}, \quad (4.10)$$

где  $w$  - скорость движения теплоносителя в теплообменнике, м/с;

$d_3$  - эквивалентный диаметр, м;

$\rho$  - плотность теплоносителя,  $\frac{кг}{м^3}$ ;

$\mu$  - динамический коэффициент вязкости, Па·с.

Для определения скорости движения поглотителя в межтрубном пространстве служит следующее уравнение:

$$\omega_1 = \frac{G_1}{\rho \cdot S_{м-тр}}, \quad (4.11)$$

где  $G$  - массовый расход поглотителя;  $\rho$  - плотность поглотителя в межтрубном пространстве теплообменника при температуре 27 °С,  $996,8 \frac{кг}{м^3}$  /4/;

$S_{м-тр}$  - площадь сечения потока между перегородками теплообменника,  $0,011 м^2$  /3/.

$$\omega_1 = \frac{0,39}{997,2 \cdot 0,011} = 0,0355 \frac{м}{с}$$

После определения всех составляющих уравнения для расчета критерия Рейнольдса можно рассчитать (4.14), в качестве определяющего размера принимаем наружный диаметр труб:

$$Re_1 = \frac{0,0355 \cdot 0,025 \cdot 996,8}{0,921 \cdot 10^{-3}} = 962$$

При ламинарном движении теплоносителя в межтрубном пространстве уравнение для определения числа Нуссельта для поглотителя /4/:

$$Nu_1 = 0,34 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,36} \cdot \left( \frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} \quad (4.12)$$

$$Pr = 6,13 \text{ при } t = 27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Pr_{cm} = 7,23 \text{ при } t = 19,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Nu_1 = 0,34 \cdot 962^{0,5} \cdot 6,13^{0,36} \cdot \left( \frac{6,13}{7,23} \right)^{0,25} = 19,44$$

Критерий Нуссельта равен

$$Nu = \frac{d \cdot \alpha}{\lambda} \quad (4.13)$$

Следовательно, коэффициент теплоотдачи для поглотителя

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \cdot \lambda}{d} = \frac{19,44 \cdot 0,607}{0,025} = 471 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

Относительная тепловая нагрузка определяется из выражения

$$q = \alpha \cdot \Delta t_{cm}, \quad (4.14)$$

Для паро-воздушной смеси

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_{cm1} = 471 \cdot 7,8 = 3681 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$$

#### 4.5. Определение коэффициента теплоотдачи для охлаждающей воды

Температура поверхности стенки со стороны второго теплоносителя (охлаждающей воды) определяется по уравнению /2/:

$$t_{cm2} = t_{cm1} - q_1 \cdot \sum r_{cm}, \quad (4.15)$$

где  $\sum r_{ct}$  – суммарное термическое сопротивление стенки и ее загрязнений,  $\text{м}^2 \cdot \text{К} / \text{Вт}$ ;

Расчет суммарного термического сопротивления стенки производится по формуле /2/:

$$\sum r_{cm} = \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + r_1 + r_2 \quad (4.16)$$

где  $\delta_{ct}$  – толщина стенки, равная 0,002м /3/;

$\lambda_{ct}$  – коэффициент теплопроводности материала стенки (стали), 46,5 /4/;

$r_1$  и  $r_2$  – термические сопротивления загрязнения стенок со стороны поглотителя и охлаждающей воды,  $\frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}$  /3/.

$$\sum r_{cm} = \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{2500} = 8,43 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}$$

После определения неизвестных величин по уравнению (4.15) рассчитывается температуры стенки со стороны охлаждающей воды:

$$t_{cm2} = 19,2 - 3861 \cdot 8,43 \cdot 10^{-4} = 16,15^\circ \text{C}$$

Температурный напор со стороны охлаждающей воды составляет

$$\Delta t_{cm2} = t_{cm2} - t_2, \quad (4.17)$$

где  $\Delta t_{cm2}$  - температурный напор со стороны охлаждающей воды, °С;

$t_{cm2}$  - температура стенки со стороны охлаждающей воды, °С.

$$\Delta t_{cm2} = 16,15 - 12,5 = 3,65^\circ C$$

Для расчета коэффициента теплоотдачи для воды необходимо выбрать уравнение для расчета критерия Нуссельта. Перед выбором уравнения для расчета критерия Нуссельта необходимо определить режим течения теплоносителя в трубах.

Для определения скорости движения охлаждающей воды в трубах служит следующее уравнение /4/:

$$\omega = \frac{G_2}{n \cdot \rho \cdot 0,785 \cdot d_{эkv}^2}, \quad (4.18)$$

где  $G_2$  - массовый расход воды,  $\frac{кг}{с}$ ;

$n$  - число труб выбранного теплообменника, равное 37 шт.;

$d_{эkv}$  - внутренний диаметр труб теплообменника, м;

$$\omega = \frac{0,78}{37 \cdot 0,021^2 \cdot 999,5 \cdot 0,785} = 0,061 \frac{м}{с}$$

Эквивалентный диаметр труб теплообменника, равен для круглых труб, полностью заполненных средой, их диаметру.

$$Re = \frac{0,061 \cdot 0,021 \cdot 999,5}{1,233 \cdot 10^{-3}} = 1037,15$$

$$Nu_1 = 0,24 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,36} \cdot \left( \frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} \quad (4.19)$$

$$Pr = 8,895 \text{ при } t = 12,5^\circ C$$

$$Pr_{cm} = 8,017 \text{ при } t = 16,15^\circ C$$

$$Nu_1 = 0,24 \cdot 1037,15^{0,6} \cdot 8,895^{0,36} \cdot \left( \frac{8,895}{8,017} \right)^{0,25} = 34,89$$

Коэффициент теплоотдачи для охлаждающей воды:

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{34,89 \cdot 0,581}{0,021} = 965,3 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

Относительная тепловая нагрузка со стороны охлаждающей воды по формуле (4.14):

$$q_2 = 965,3 \cdot 3,65 = 3523 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$$

Определение погрешности в расчете:

$$\varepsilon = \frac{|3681 - 3523|}{3681} \cdot 100\% = 4,3 \%$$

Т.к. погрешность составляет менее 5%, то принятая температура стенки может считаться удовлетворительной и соответствующей истине /4/.

Определение величины средней тепловой нагрузки производится по следующему уравнению:

$$q = \frac{q_1 + q_2}{2}. \quad (4.20)$$

$$q = \frac{3681 + 3523}{2} = 3602 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$$

#### 4.6. Определение коэффициента теплопередачи и истинной поверхности теплообмена

Определение истинного коэффициента теплопередачи производится по следующему уравнению /2/:

$$K = \frac{q}{\Delta t_{cp}}, \quad (4.21)$$

где  $q$  - тепловая нагрузка, определенная по уравнению (4.20) и равная  $3602 \frac{Вт}{м^2}$ ;  $\Delta t_{cp}$  - средняя разность температур, определенная по уравнению (4.7) и равная  $14,5 \text{ } ^\circ\text{C}$ .

$$K = \frac{3602}{14,5} = 248,41 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$$

Определение истинной поверхности теплообмена, необходимой для осуществления процесса теплообмена /4/:

$$F_{ист} = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{Q}{q_{cp}} \quad (4.22)$$

$$F_{ист} = \frac{16347}{248,41 \cdot 14,5} = 4,54 \text{ м}^2$$

Теплообменник выбран правильно.

Тогда запас поверхности будет равен

$$\varepsilon = \frac{|6 - 4,54|}{6} \cdot 100\% = 24,33 \%$$

#### 4.7. Определение гидравлического сопротивления теплообменника

Гидравлический расчет проводят по формулам расположенным ниже.

Для определения гидравлического сопротивления межтрубного пространства теплообменника служит следующее уравнение /3/:

$$\Delta P_{мтр} = \frac{3 \cdot m \cdot (x+1)}{\text{Re}_{мтр}^{0,2}} \cdot \frac{\rho_{мтр} \cdot w_{мтр}^2}{2} + 1,5 \cdot x \cdot \frac{\rho_{мтр} \cdot w_{мтр}^2}{2} + 3 \cdot \frac{\rho_{мтр} \cdot w_{мтрш}^2}{2}, \quad (4.23)$$

где  $w_{мтр}$  - скорость движения теплоносителя в межтрубном пространстве,  $\frac{м}{с}$ .

Число рядов труб, омываемых потоком в межтрубном пространстве,

$$m = \sqrt{n/3} = \sqrt{37/3} = 12,33 \text{ /3/}; \text{ округляя в большую сторону, получим } m = 13.$$

Число сегментных перегородок  $x = 12 \text{ /3/}$ . Диаметр штуцеров в кожухе 100 мм.



Следовательно, скорость поглотителя в штуцере

$$w_{\text{мтри}} = \frac{4 \cdot G_1}{\pi \cdot d^2 \cdot \rho_{\text{мп}}} \quad (4.24)$$

$$w_{\text{мтри}} = \frac{4 \cdot 0,39}{\pi \cdot 0,10^2 \cdot 996,8} = 0,0498 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$\Delta P_{\text{мп}} = \frac{3 \cdot 13 \cdot (12+1)}{962^{0,2}} \cdot \frac{996,8 \cdot 0,0498^2}{2} + 1,5 \cdot 12 \cdot \frac{996,8 \cdot 0,0498^2}{2} + 3 \cdot \frac{997,2 \cdot 0,0498^2}{2} = 184,6 \text{ Па}$$

Для определения гидравлического сопротивления трубного пространства теплообменника служит следующее уравнение /3/:

$$\Delta P_{\text{мп}} = \lambda \cdot \frac{L \cdot z}{d} \cdot \frac{\rho_{\text{мп}} \cdot w_{\text{мп}}^2}{2} + [2,5 \cdot (z-1) + 2 \cdot z] \cdot \frac{\rho_{\text{мп}} \cdot w_{\text{мп}}^2}{2} + 3 \cdot \frac{\rho_{\text{мп}} \cdot w_{\text{мтри}}^2}{2}, \quad (4.25)$$

где  $w_{\text{тр}}$  - скорость движения теплоносителя в трубном пространстве  $\frac{\text{м}}{\text{с}}$ .

Коэффициент трения для переходного режима определяется по формуле

$$\lambda = 0,25 \left[ \lg \left( \frac{e}{3,7} + \left( \frac{6,81}{\text{Re}_{\text{мп}}} \right)^{0,9} \right) \right]^{-2}, \quad (4.26)$$

где  $e = \Delta/d$  – относительная шероховатость труб,

$\Delta = 0,2$  мм, следовательно,  $e = \Delta/d = 0,2/21 = 0,00952$ .

$$\lambda = 0,25 \left[ \lg \left( \frac{0,00952}{3,7} + \left( \frac{6,81}{1037,15} \right)^{0,9} \right) \right]^{-2} = 0,05726$$

Диаметр штуцеров в кожухе 20 мм. Следовательно, скорость охлаждающей воды в штуцере

$$w_{\text{мтри}} = \frac{4 \cdot G_2}{\pi \cdot d^2 \cdot \rho_{\text{мп}}} \quad (4.27)$$

$$w_{\text{мтри}} = \frac{4 \cdot 0,78}{\pi \cdot 0,03^2 \cdot 998} = 1,106 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_{mp} &= 0,05726 \cdot \frac{2 \cdot 1}{0,021} \cdot \frac{998 \cdot 0,061^2}{2} + [2,5 \cdot (1-1) + 2 \cdot 1] \cdot \frac{998 \cdot 0,061^2}{2} + 3 \cdot \frac{999,5 \cdot 1,106^2}{2} = \\ &= 1845 \text{Па}\end{aligned}$$

## 5. ПОДБОР ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Подбор вспомогательного оборудования включает подбор холодильника газовой смеси, теплообменника-рекуператора, газодувки для подачи газовой смеси, насоса для подачи поглотителя, ректификационной установки.

5.1. Ориентировочный расчет теплообменника для охлаждения газовой смеси

Необходимо выбрать и рассчитать теплообменник для охлаждения газовой смеси расходом 8000 м<sup>3</sup>/ч с начальной температурой 46°С до температуры абсорбции 22°С.

Средняя температура теплоносителя в теплообменнике (4.2):

$$t_{cp} = \frac{46 + 22}{2} = 34^{\circ}\text{C}$$

Плотность паров метанола при нормальных условиях равна  $2,589 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ .

$$\rho_{\text{возд}} = 1,29 \cdot \frac{2 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{307} = 2,265 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$\rho_{\text{м}} = 2,589 \cdot \frac{2 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{307} = 4,545 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$\rho_{\text{см}} = 4,545 \cdot 0,05 + 2,265 \cdot (1 - 0,05) = 2,38 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Тепловая нагрузка, согласно уравнению (4.1) составляет:

$$Q = \frac{8000}{3600} \cdot 2,38 \cdot 1000 \cdot (46 - 22) = 126933 \text{ Вт}$$

					<b>БГТУ 4400000.05.ПЗ</b>		
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата			
Разраб.					Лит.	Лист	Листов
Провер.		Саевич Н. П.				1	9
Консульт.					<b>ПОДБОР ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ</b> <small>elhimik.papod.ru</small>		
Н. Контр.							
Утв.		Саевич Н. П.					
					<b>ПиАХП 2005</b>		

В качестве второго теплоносителя используется рассол с начальной температурой – 10°C и конечной – 0°C. Рассол содержит 20 масс. % хлористого натрия. Теплообмен реализуется при чистом противотоке.

Распределение температур теплоносителей на концах теплообменника представлено на рисунке 5.1.

$$\Delta t_m = 22 - (-10) = 32^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_o = 46 - 0 = 46^\circ\text{C}$$

Распределение температур теплоносителей на концах теплообменник

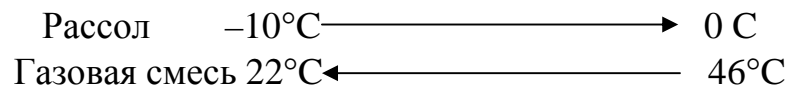


Рис. 5.1.

В виду того, что

$$\frac{\Delta t_o}{\Delta t_m} = \frac{46}{32} = 1,44 < 2,$$

то средняя разница температур определяется

$$\Delta t_{cp} = \frac{46 + 32}{2} = 39^\circ\text{C}$$

Среднюю температуру хладагента рассчитаем по формуле (4.2)

$$t_{cp} = \frac{-10 + (0)}{2} = -5^\circ\text{C}$$

Теплоемкость рассола при этой температуре  $c = 3,372 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$  [5].

$$G_{\text{рассола}} = \frac{126933}{3,372 \cdot 10^3 \cdot (0 - (-10))} = 3,764 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Примем значение коэффициента теплопередачи, соответствующее турбулентному движению жидкости  $60 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$  /5/.

При этом ориентировочное значение поверхности теплообмена составит (4.4)

$$F_{op} = \frac{126933}{60 \cdot 35} = 60,44 \text{ м}^2.$$

Для теплоносителей, которые движутся по трубам и не меняют своего агрегатного состояния, необходимо принять такое количество труб в одном ходе теплообменника  $n_x$ , чтобы обеспечивалось их турбулентное движение. Примем число Рейнольдса для теплоносителя в трубах  $Re \approx 15000$ .

Количество труб в одном ходе теплообменника рассчитаем по формуле(4.8), где вязкость рассола при средней температуре  $-5^\circ\text{C}$   $\mu=3,44 \cdot 10^{-3}$  Па·с /5/:

$$n_x = \frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 3,764}{\pi \cdot 0,016 \cdot 15000 \cdot 3,44 \cdot 10^{-3}} = 5,81$$

Выбираем кожухотрубчатый теплообменник по ГОСТ 15118-79

Диаметр кожуха, мм	600
Диаметр труб, мм	20×2
Общим числом труб, шт.	370
Числом ходов	2
Длиной труб, м	3
Поверхность теплообмена, м <sup>2</sup>	70

$$\varepsilon = \frac{70 - 60,44}{70} \cdot 100\% = 13,7\%$$

## 5.2. Ориентировочный расчет теплообменника-рекуператора

В Данном теплообменнике расходы теплоносителей в трубном и межтрубном пространстве приблизительно равны между собой из материального баланса ректификации, то есть  $G_1 \sim G_2$  (за вычетом количества метанола). Поэтому перепад температур на концах такого теплообменника должен быть одинаков при противоточной схеме движения теплоносителей.

Так как выходящая из ректификационной колонны вода охлаждается от  $t_{н2}=100^{\circ}\text{C}$  до  $t_{к2}=32^{\circ}\text{C}$ , то загрязненная вода подогревается в нем от температуры абсорбции  $t_{н1}=22^{\circ}\text{C}$  до  $t_{к1}=74^{\circ}\text{C}$ . Средняя разность температур одинакова по всей длине труб и равна:

$$\Delta t_{cp} = t_{н2} - t_{н1} = 100 - 74 = 26^{\circ}\text{C}$$

Расход теплоносителя  $G=0,288$  кг/с (смотри расчет основного аппарата)  
Тепловая нагрузка теплообменника (4.1):

$$Q=G_1 \cdot C_1 \cdot (t_{к1}-t_{н1})=0,288 \cdot 4190 \cdot (74-22)=62749 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Примем ориентировочное значение коэффициента теплопередачи  $K_{op}=2000$  Вт/( $\text{м}^2 \cdot \text{К}$ ) (см Табл. 2.1. /3/). Тогда ориентировочное значение поверхности теплообмена составит:

$$F_{op} = \frac{62749}{26 \cdot 2000} = 1,207 \text{ м}^2$$

Из Табл. 2.3. /3/ выбираем теплообменник по ГОСТ15122-79:

Диаметр кожуха, мм	159
Диаметр труб, мм	25×2
Общим числом труб, шт.	13
Числом ходов	1
Длиной труб, м	1,5
Поверхность теплообмена, $\text{м}^2$	1,5

Расхождение между выбранной и ориентировочной поверхностью теплопередачи составляет:

$$\Delta = \frac{1,5 - 1,207}{1,207} \cdot 100\% = 24,27\%$$

Рассчитаем гидравлическое сопротивление теплообменника.

Скорость среды в трубах теплообменника рассчитывается по формуле:

$$w_{mp} = \frac{4 \cdot G \cdot z}{\pi \cdot d^2 \cdot n \cdot \rho_{mp}} \quad (5.1)$$

$$w_{mp} = \frac{4 \cdot 0,288 \cdot 1}{\pi \cdot 0,021^2 \cdot 13 \cdot 985} = 0,065 \text{ м/с}$$

Число Рейнольдса рассчитаем по формуле:

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot d \cdot \left(\frac{n}{z}\right) \mu}, \quad (5.2)$$

где  $G$  – расход поглотителя, кг/с;  $d$  – эквивалентный диаметр, м;  $\mu$  – динамический коэффициент вязкости, Па·с.

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 0,288}{\pi \cdot 0,021 \cdot 13 \cdot 0,51 \cdot 10^{-3}} = 2635$$

$e = \Delta/d$  – относительная шероховатость труб, примем  $\Delta=0,2$ мм:

$$e = 0,2/21 = 0,00925$$

Так как  $\frac{10}{0,00925} = 1050 < 2635 < 60540 = \frac{560}{0,00925}$ , то коэффициент трения рассчитывается по формуле:

$$\lambda = 0,11 \left( e + \frac{68}{\text{Re}} \right)^{0,25} \quad (5.3)$$

$$\lambda = 0,11 \left( 0,00925 + \frac{68}{2635} \right)^{0,25} = 0,0467$$

Так как диаметр кожуха выбранного теплообменника равен 159 мм, а число ходов  $z=1$ , то диаметр условного прохода его штуцеров равен 80мм (см. Табл. 2.6 /3/)

Скорость потока в штуцерах определяется по формуле:

$$w_{mpu} = \frac{4 \cdot G_2}{\pi \cdot d^2 \cdot \rho} \quad (5.4)$$

$$w_{mpu} = \frac{4 \cdot 0,288}{\pi \cdot 0,08^2 \cdot 985} = 0,0582 \frac{м}{с}$$

Гидравлическое сопротивление в трубном пространстве определяется:

$$\Delta P_{mp} = \lambda \cdot \frac{L \cdot z}{d} \cdot \frac{\rho_{mp} \cdot w_{mp}^2}{2} + [2,5 \cdot (z-1) + 2 \cdot z] \cdot \frac{\rho_{mp} \cdot w_{mp}^2}{2} + 3 \cdot \frac{\rho_{mp} \cdot w_{mpu}^2}{2}, \quad (5.5)$$

$$\Delta P_{mp} = 0,0476 \cdot \frac{1,5 \cdot 1}{0,021} \cdot \frac{985 \cdot 0,065^2}{2} + [2,5 \cdot (1-1) + 2 \cdot 1] \cdot \frac{985 \cdot 0,065^2}{2} + 3 \cdot \frac{985 \cdot 0,0582^2}{2} = 16,24 \text{ Па}$$

### 5.3. Выбор компрессора

Определяющими параметрами для расчета газодувных машин являются объемный расход перемещаемой ими среды и гидравлическое сопротивление технологической линии, по которой эта среда перемещается. Поэтому сопротивление технологической линии:

$$\Delta P_{mn} = \Delta P_{an} + \Delta P_{mn} + \Delta P_{mo}$$

Сопротивление трубопровода рассчитывается по формуле:

$$\Delta P_{mn} = \left( 1 + \lambda \cdot \frac{l}{d} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\omega^2 \cdot \rho}{2} \quad (5.6)$$

Диаметр трубопровода (принимая скорость газа в трубопроводе 10 м/с):

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,222}{\pi \cdot 10}} = 0,53 \text{ м}$$

Выбираем стандартный диаметр трубопровода 630x5 мм.  
Действительная скорость газа:



$$w = \frac{4 \cdot 2,222}{\pi \cdot 0,620^2} = 7,36 \text{ м/с}$$

$$\text{Re} = \frac{7,36 \cdot 0,62 \cdot 2,581}{0,018 \cdot 10^{-3}} = 654059$$

Принимаем  $\Delta=0,2\text{мм}$

$$560/e = 560/0,00032 > \text{Re} > 10/0,00032$$

$$\lambda = 0,11 \left( e + \frac{68}{\text{Re}} \right)^{0,25}$$

$$\lambda = 0,11 \left( 0,00032 + \frac{68}{991279,15} \right)^{0,25} = 0,0154$$

Длина трубопровода  $l=20\text{м}$

Коэффициенты местных сопротивлений:

Вход в трубу:  $\xi_1=0,5$ ;

выход из трубы:  $\xi_2 = 1$

плавный отвод круглого сечения – 5 раз:  $\xi = A \cdot B$ ,  $A=1$ ,  $B=0,11$ ,  
 $\xi_3 = 0,11 \cdot 5 = 0,55$

вентиль нормальный при полном открытии – 2 штуки, при  $d_{\text{тн}}=630\text{мм}$   $\xi = 6,6$

Сумма местных сопротивлений

$$\sum \xi = 0,5 + 1 + 0,55 + 2 \cdot 6,6 = 15,25$$

Сопротивление трубопровода:

$$\Delta P_{\text{mn}} = \left( 1 + 0,0158 \cdot \frac{20}{0,62} + 15,25 \right) \cdot \frac{2,581 \cdot 7,36^2}{2} = 1212 \text{ Па}$$

Сопротивление аппаратов.

Теплообменник. Принимаем приблизительно  $\Delta P_{\text{мо}}=1078 \text{ Па}$ .

Абсорбер:  $\Delta P_{an} = 16032 \text{ Па}$

Суммарный требуемый напор газодувной машины:

$$\Delta P = 16032 + 1212 + 1078 = 18322 \text{ Па}$$

Полезная мощность:

$$N_n = Q \cdot \Delta P = 2,222 \cdot 37064,878 = 82358 \text{ Вт}$$

Принимаем  $\eta_n = 0,9$  найдем:

$$N = \eta_n \cdot N_n = 0,9 \cdot 82358 = 74,122 \text{ кВт}$$

Полученные данные лучше всего удовлетворяет газодувка , ее давление Па и производительность  $\text{м}^3/\text{с}$  /3/.

#### 5.4. Ориентировочный расчет насоса

Рассчитаем насос, подающий воду в ректификационную колонну из ёмкости. Для всасывающего и нагнетательного трубопровода примем одинаковую скорость течения воды, равную  $1,5 \frac{\text{м}}{\text{с}}$ . Тогда диаметр по формуле

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,288}{\pi \cdot 1 \cdot 998}} = 0,0156 \text{ м}$$

Выбираем стальную трубу наружным диаметром 20x2 мм.  
Фактическая скорость воды в трубе:

$$\omega_{\text{раб}} = \frac{4 \cdot 0,288}{\pi \cdot 0,016^2 \cdot 998} = 1,436 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$\text{Re} = \frac{1,436 \cdot 0,016 \cdot 998}{0,95 \cdot 10^{-3}} = 24136 > 10000$$

Режим течения турбулентный. Примем абсолютную шероховатость равной  $\Delta=2 \cdot 10^{-4}$  м. Тогда

$$e = \Delta/d = 2 \cdot 10^{-4} / 0,016 = 0,0125$$

Расчет коэффициента трения  $\lambda$  следует проводить по формуле:

$$\lambda = 0,11 \cdot e^{0,25}$$

$$\lambda = 0,11 \cdot 0,0125^{0,25} = 0,0368.$$

Определим сумму коэффициентов местных сопротивлений.

вход в трубу (принимаем с острыми краями):  $\xi_1=0,5$ ;

выход из трубы:  $\xi_2 = 1$

плавный отвод круглого сечения – 5 раз:  $\xi = A \cdot B$ ,  $A=1$ ,  $B=0,11$ ,  $\xi_3 = 0,11 \cdot 5 = 0,55$

вентиль нормальный при полном открытии – 2 штуки, при  $d_{\text{тп}}=13\text{мм}$   
 $\xi = 10,8 \cdot 2 = 21,6$

Сумма местных сопротивлений

$$\sum \xi = 0,5 + 1 + 0,55 + 21,6 = 23,65$$

Сопротивление трубопровода рассчитывается по формуле (5.6):

$$\Delta P_{\text{mn}} = \left( 1 + 0,0368 \cdot \frac{10}{0,016} + 23,65 \right) \cdot \frac{1,436^2 \cdot 998}{2} = 48805 \text{ Па}$$

С учетом сопротивления теплообменника-рекуператора и холодильника:

$$\Delta P = 48805 + 16,24 = 48821,24 \text{ Па}$$

С учетом КПД:

$$\Delta P = \frac{48821,24}{0,7} = 69744,63 \text{ Па}$$

Находим требуемый напор насоса по формуле /3, стр. 21/

$$H = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g_n} \quad (5.7)$$

$$H = \frac{69744,63}{9,81 \cdot 998} = 7,12 \text{ м}$$

$$H = \frac{0,2 \cdot 10^6 - 0,1013 \cdot 10^6}{998 \cdot 9,81} + 7,12 + 10 = 27,2 \text{ м}$$

Требуемая производительность:

$$Q = \frac{G}{\rho} = \frac{0,288}{998} = 0,0002886 \text{ м}^3 / \text{с} = 1,039 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Полезная мощность насоса:

$$N_n = g \cdot G \cdot H = 9,81 \cdot 0,288 \cdot 27,2 = 76,85 \text{ Вт}$$

Выбираем насос марки \_\_\_\_\_, его напор \_\_\_\_\_ м, производительность \_\_\_\_\_ м<sup>3</sup>/с, /3/.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В работе была рассчитана установка для абсорбции паров ацетона.

Процесс абсорбции паров ацетона из газовой смеси, концентрацией 5 % ацетилен и 95 % воздуха осуществляется в тарельчатом абсорбере диаметром 1400 мм и высотой 18200 мм при температуре абсорбции 22°C. Производительность абсорбера по газовой фазе  $8000 \frac{м^3}{ч}$  при нормальных условиях. Для проведения процесса абсорбции в колонне используются ситчатые тарелки с диаметром отверстий в тарелке  $d_o$  - 5 мм, шагом между отверстиями  $t$  - 15 мм, со свободным сечением тарелки  $F_c$  - 13,9 %, с высотой переливного порога  $h_{пер}$  - 30 мм, с шириной переливного порога  $b$  - 860 мм и рабочим сечением тарелки  $S_T$  - 1,368 м<sup>2</sup>.

Поглотитель (абсорбиционная вода) подается в абсорбционную колонну при помощи насоса марки \_\_\_\_\_ производительностью \_\_\_\_\_ и создающего напор \_\_\_\_\_ в \_\_\_\_\_ м.

Поглотитель охлаждается в кожухотрубчатом теплообменнике диаметром кожуха – 273 мм, диаметром труб – 25×2 мм, общим числом труб – 37 шт, числом ходов – 1, длиной одного хода – 2 м, поверхностью теплообмена – 6 м<sup>2</sup>.

Газовая смесь подается на абсорбцию насосом марки \_\_\_\_\_, мощностью \_\_\_\_\_ кВт.

Охлаждается газовая смесь при помощи кожухотрубчатого теплообменника с диаметром кожуха — 600 мм, диаметром теплообменных труб 20×2 мм, числом ходов – 2, общим числом теплообменных труб – 370, с поверхностью теплообмена – 70 м<sup>2</sup> при длине труб – 1,5 м.

Для экономии энергии в схеме используется теплообменник – рекуператор с диаметром кожуха — 159 мм, диаметром теплообменных труб 25×2 мм, числом ходов – 1, общим числом теплообменных труб – 13, с поверхностью теплообмена – 1,5 м<sup>2</sup> при длине труб – 1,5 м.

Рассчитанная очистная схема позволяет производить абсорбцию паров ацетона до степени, определенной в выданном курсовом задании.