

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 ацетилен
водой"**

Выполнил: студент 4 курса

11 группы факультета

ХТиТ

Руководитель: Саевич Н. П.

МИНСК 2004

РЕФЕРАТ

Отчет содержит: 51 стр., 10 рисунков, 8 источников.

АБСОРБЕР, НАСАДКА, АЦЕТИЛЕН, ПОГЛОТИТЕЛЬ, АБСОРБЕНТ, АБСОРБАТ, КОЛОННА, ТЕПЛООБМЕННИК, НАСОС, КОМПРЕССОР

Объектом проектирования является установка для абсорбции ацетилена водой.

Цель проекта – выбор аппаратов для осуществления процесса абсорбции ацетилена водой и их расчет.

В курсовом проекте приведен литературный обзор, в котором описана конструкция и принцип действия аппаратов, используемых для абсорбции насадочных абсорберов, описаны основные типы насадок для абсорбционных колонн. В курсовом проекте также приведены обоснование и расчет аппарата, применяемого для абсорбции ацетилена - насадочного абсорбера с насадкой: керамические кольца Рашига, осуществлен подбор вспомогательного оборудования: теплообменника для охлаждения газовой смеси и поглотителя, теплообменника-рекуператора, насоса для подачи поглотителя, компрессора для подачи газовой смеси.

В результате проектирования была теоретически обоснована и рассчитана установка абсорбции ацетилена.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	6
1. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР.....	7
1.1 Теоретические основы абсорбции.....	7
1.2 Основные технологические схемы для проведения процесса абсорбции...8	
1.3 Типовое оборудование для проектируемой установки.....	9
1.4 Патентный обзор.....	13
2. ОБОСНОВАНИЕ И ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ.....	14
3. РАСЧЕТ АБСОРБЕРА.....	16
3.1. Определение условий равновесия процесса	16
3.2. Расчет материального баланса.....	18
3.2.1. <i>Определение молярного расхода компонентов газовой смеси.....</i>	<i>18</i>
3.2.2. <i>Определение расхода поглотителя ацетилена из газовой смеси....</i>	<i>19</i>
3.2.3. <i>Определение рабочей концентрации ацетилена в поглотителе на выходе из абсорбера.....</i>	<i>19</i>
3.2.4. <i>Построение рабочей линии абсорбции ацетилена и определение числа единиц переноса.....</i>	<i>20</i>
3.3. Определение рабочей скорости газа и диаметра аппарата.....	20
3.4. Определение высоты абсорбера	23
3.5. Определение гидравлического сопротивления абсорбера.....	27
3.6. Расчет диаметров штуцеров и труб.....	27
4. ПОДРОБНЫЙ РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКА ДЛЯ ОХЛАЖДЕНИЯ ПОГЛОТИТЕЛЯ.....	29
4.1. Тепловой баланс.....	29
4.2. Определение ориентировочной поверхности теплообмена.....	30
4.3. Выбор теплообменника.....	31
4.4. Уточнение Δt_{cp}	31
4.5. Определение коэффициента теплоотдачи для поглотителя.....	32
4.6. Определение коэффициента теплоотдачи для охлаждающей воды.....	33
4.7. Определение коэффициента теплопередачи и истинной поверхности теплообмена.....	34
4.8. Определение гидравлического сопротивления теплообменника.....	35
5. ПОДБОР ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ.....	37
5.1. Ориентировочный расчет теплообменника для охлаждения газовой смеси.....	37
5.2. Ориентировочный расчет теплообменника-рекуператора.....	38
5.3. Выбор компрессора.....	40

5.4. Ориентировочный расчет насоса.....	41
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	43
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ.....	44
ПРИЛОЖЕНИЕ 1.....	45
ПРИЛОЖЕНИЕ 2.....	49

ВВЕДЕНИЕ

В химической промышленности осуществляются разнообразные процессы, в которых исходные материалы в результате химического взаимодействия претерпевают глубокие превращения, сопровождающиеся изменением агрегатного состояния внутренней структуры и состава веществ. Наряду с химическими реакциями, являющимися основой химико-технологических процессов, последние обычно включают многочисленные физические (в том числе и механические) и физико-химические процессы. К таким процессам относятся: перемещение жидкостей и твердых материалов, измельчение и классификация последних, сжатие и транспортирование газов, нагревание и охлаждение веществ, их перемешивание, разделение жидких и газовых неоднородных смесей, выпаривание растворов, сушка материалов и другие процессы. При этом способ проведения указанных процессов часто определяет возможность осуществления, эффективность и рентабельность производственного процесса в целом. Эти процессы в различных производствах проводятся в аналогичных по принципу действия машинах и аппаратах.

Одним из основных процессов является абсорбция. Области применения абсорбционных процессов в промышленности весьма обширны: получение готового продукта путём поглощения газа жидкостью (например, абсорбция SO_3 в производстве серной кислоты, при этом абсорбцию проводят без десорбции), выделение ценных компонентов из газовых смесей (например, абсорбция бензола из коксового газа, при этом абсорбцию проводят в сочетании с десорбцией), очистка газов от вредных примесей (например, очистка топочных газов от SO_2 , очистка от фтористых соединений газов, выделяющихся при производстве минеральных удобрений), осушка газов, когда в абсорбционных процессах участвуют две фазы (жидкая и газовая) и происходит переход вещества из газовой фазы в жидкую или наоборот, из жидкой фазы в газовую, при этом инертный газ и поглотитель в массообмене не участвуют.

Аппаратами, в которых проводят процессы абсорбции, называют абсорберами.

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.

					БГТУ 4160613 01 ПЗ		
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата			
Разраб.					Лит.	Лист	Листов
Провер.		Саевич Н. П.					
Консульт.					ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР		
Н. Контр.					<i>ПуАХП 2004</i>		
Утв.		Саевич Н. П.					

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.

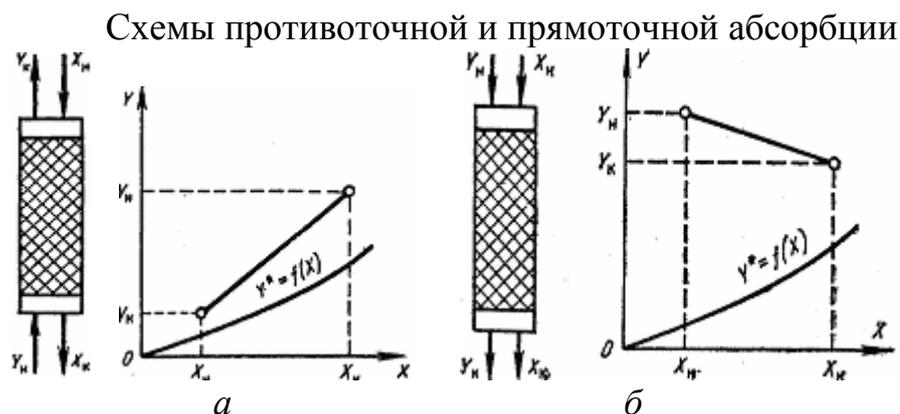


Рис. 1.1

Так, как при противотоке уходящий газ соприкасается со свежим абсорбентом, 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 соприка-

сается 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_{CM} , при чем $X_{CM} > X_H$.

Схема одноступенчатой абсорбции с рециркуляцией жидкости

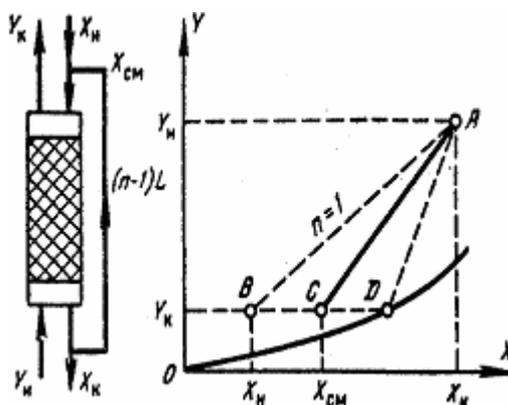


Рис. 1.2

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);

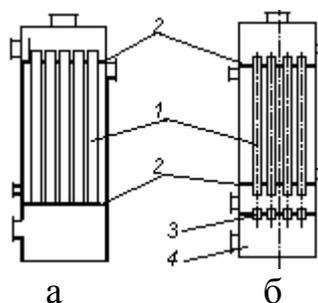
3) распыливающие, в которых контакт происходит на поверхности капель распыляемой жидкости (полые, скоростные прямоточные, механические).

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

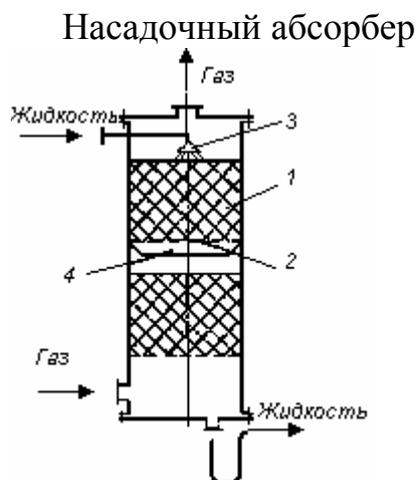
Рис. 1.3

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 цен-

тральной 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.



- 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.

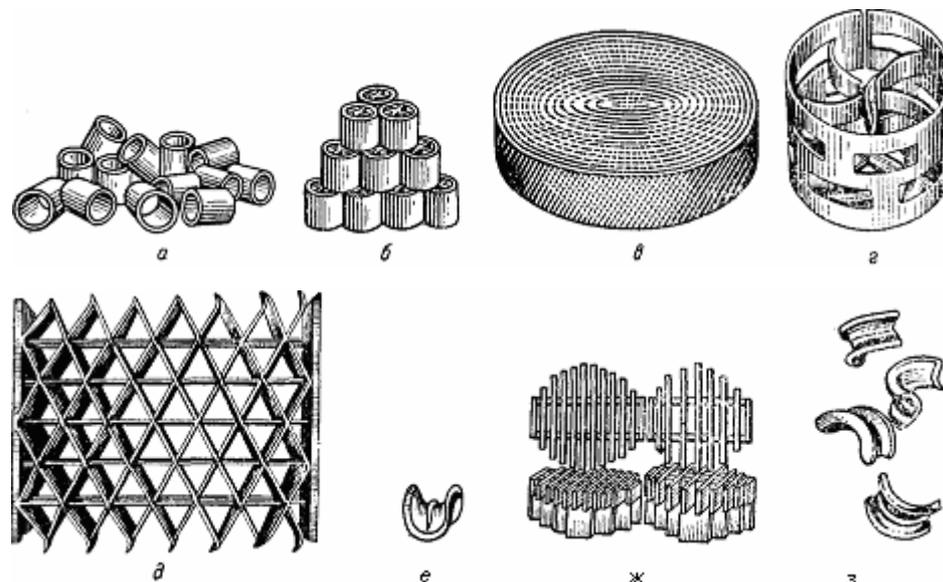
Основными характеристиками насадки являются ее удельная поверхность и свободный объем.

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 требо-

ваниям, являющимся основными при проведении конкретного процесса абсорбции.

Типы насадок



а — кольца Рашига, беспорядочно уложенные (навалом); б — кольца с перегородками, правильно уложенные; в — насадка Гудлое; 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. Однако вследствие ряда недостатков (малая удельная поверхность, высокое гидравлическое сопротивление и т. д.) кусковую насадку сейчас применяют редко. 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 проведе-

ния одного и того же процесса требуются насадочные колонны обычно большего объема, чем барботажные.

Тарельчатые абсорберы. Тарельчатые абсорберы обычно представляют собой вертикальные цилиндры-колонны, внутри которых на определенном расстоянии друг от друга по высоте колонны размещаются горизонтальные перегородки -тарелки. Тарелки служат для развития поверхности контакта фаз при направленном движении этих фаз (жидкость течет сверху вниз, а газ проходит снизу вверх) и многократном взаимодействии жидкости и газа.

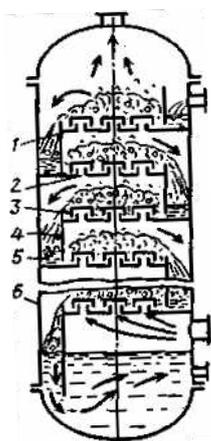
Таким образом, процесс массопереноса в тарельчатых колоннах осуществляется в основном в газожидкостных системах, создаваемых на тарелках, поэтому в таких аппаратах процесс проходит ступенчато, и тарельчатые колонны в отличие от насадочных, в которых массоперенос происходит непрерывно, относят к группе ступенчатых аппаратов.

На каждой тарелке, в зависимости от её конструкции, можно поддерживать тот или иной вид движения фаз, обычно перекрестный ток или полное перемешивание жидкости.

По способу слива жидкости с тарелки абсорберы этого типа подразделяют на колонны с тарелками со сливными устройствами и с тарелками без сливных устройств (с неорганизованным сливом жидкости).

Тарельчатые колонны со сливными устройствами. К аппаратам этого типа относятся колонны с колпачковыми, ситчатыми, клапанными и другими тарелками. Эти тарелки имеют специальные устройства для перетока жидкости с одной тарелки на другую – сливные трубки, карманы и др. Нижние концы сливных устройств погружены в жидкость на нижерасположенных тарелках для создания гидрозатвора, предотвращающего прохождение газа через сливное устройство (Рис.1.6).

Тарельчатый абсорбер с колпачковыми тарелками



1 – тарелки; 2 – газовые патрубки; 3 – круглые колпачки; 4 – переточные перегородки; 5 – гидравлические затворы; 6 – корпус абсорбера.

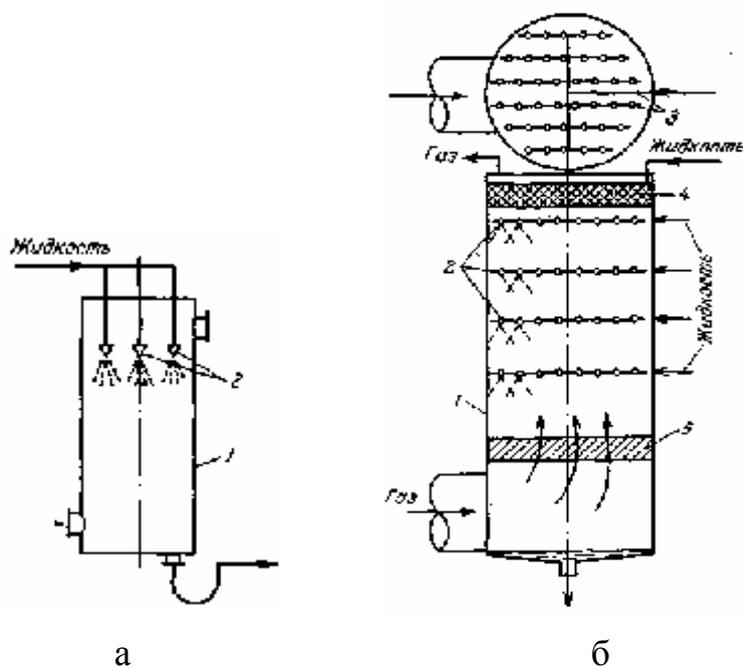
Рис. 1.6

Принцип работы абсорберов такого типа показан на примере колонны с колпачковыми тарелками. Жидкость подается на верхнюю тарелку, движется вдоль тарелки от одного сливного устройства к другому, перетекает с тарелки на тарелку и удаляется из нижней части абсорбера. Переливные устройства на тарелках располагают таким образом, чтобы жидкость на соседних по высоте аппарата тарелках протекала во взаимно противоположных направлениях. Газ поступает в нижнюю часть абсорбера.

Распыливающие абсорберы. В распыливающих абсорберах контакт между фазами достигается распыливанием или разбрызгиванием жидкости в газовом потоке. Эти абсорберы подразделяют на следующие виды: 1) полые (форсуночные) распыливающие абсорберы; в которых жидкость распыляется на капли форсунками; 2) скоростные прямоточные распыливающие абсорберы, в которых распыление жидкости осуществляется за счет кинетической энергии, газового потока; 3) механические распыливающие абсорберы, в которых жидкость распыляется вращающимися деталями.

Полые распыливающие абсорберы (Рис.1.7) представляют собой полые колонны. В этих абсорберах газ движется снизу вверх, а жидкость подается через расположенные в верхней части колонны 1 форсунки 2 с направлением факела распыла обычно сверху вниз. Эффективность таких абсорберов невысока, что обусловлено перемешиванием газа по высоте колонны. В результате объёмный коэффициент массопередачи и число единиц переноса в этих аппаратах невелики. Поэтому распылительные форсунки в полых абсорберах часто устанавливают на нескольких уровнях.

Полые распыливающие абсорберы



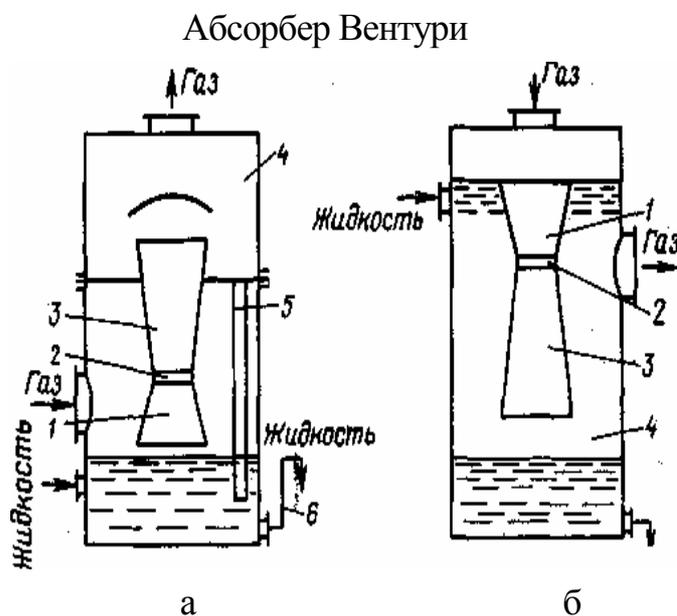
а – вертикального с верхним распылом жидкости; б – вертикального с распылом жидкости по высоте аппарата; 1 – корпуса; 2 – форсунки; 3 – коллектор орошающей жидкости; 4 – брызгоотбойник; 5 – газораспределительная решётка.

Рис. 1.7

Полые распыливающие абсорберы отличаются простотой устройства, низкой стоимостью, малым гидравлическим сопротивлением, их можно применять для обработки сильно загрязненных газов.

К недостаткам полых распыливающих абсорберов, помимо их низкой эффективности, относятся также низкие скорости газа (до 1 м/с) во избежание уноса, неудовлетворительная их работа при малых плотностях орошения, достаточно высокий расход энергии на распыление жидкости. Распыливающие полые абсорберы целесообразно применять для улавливания хорошо растворимых газов.

Скоростные прямоточные распыливающие абсорберы отличаются тем, что в случае прямотока процесс можно проводить при высоких скоростях газа (до 20-30 м/с и выше), причём вся жидкость уносится с газом и отделяется от него в сепарационном пространстве 4. К этому типу аппаратов относится абсорбер Вентури (Рис. 1.8), основной частью которого является труба Вентури.



а-с эжекцией жидкости; б-с плёночным орошением; 1 – конфузоры; 2 – горловины; 3 – диффузоры; 4 – сепараторы; 5 – циркуляционная труба; 6 – гидравлический затвор

Рис.1.8

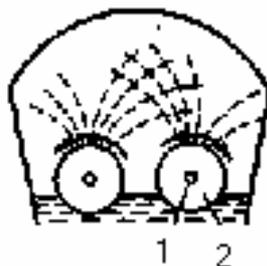
Жидкость поступает в конфузор 1, течёт в виде плёнки и в горловине 2 распыляется газовым потоком. Затем жидкость газовым потоком выносится в диффузор 3, в котором скорость газа снижается и его кинетическая энергия переходит в энергию давления с минимальными потерями. Отделение капель от газа происходит в сепараторе 4.

Механические распыливающие абсорберы. В этих абсорберах разбрызгивание жидкости производится с помощью вращающихся устройств, т. е. с подводом внешней энергии для развития поверхности фазового контакта. На Рис.1.9 представлен такой абсорбер, в котором разбрызгивание жидкости осуществляется с помощью лопастей или дисков, закреплённых на горизонтальных валах 1. Разбрыз-

гивающие элементы 2 устанавливают так, что газ движется перпендикулярно или параллельно осям их валов.

По сравнению с абсорберами других типов механические абсорберы более компактны и эффективны, но они значительно сложнее по конструкции и требуют больших затрат энергии для проведения процесса. Поэтому механические распыливающие абсорберы целесообразно применять в тех случаях, когда распыление с помощью форсунок или газом, взаимодействующим с жидкостью, по каким-либо причинам не представляется возможным.

Механический распыливающий абсорбер



1 – валы; 2 – разбрызгиватели.

Рис. 1.9

В заключение раздела по устройству и принципу действия абсорбционной аппаратуры следует подчеркнуть, что большинство рассмотренных выше аппаратов используется и для проведения других процессов массопереноса, прежде всего для ректификации и жидкостной экстракции.

1.4. Патентный обзор.

1.4.1. Пат. 2054308, 6 В 01 D53/18. Абсорбер/Штехман Б. В., Чобуцкий М. И., Иванов В. В., Димитрова В. И., Фридман Л.С.- №5003738/26; Заявл. 25.09.91; Оpubл. 20.02.96//Промышленная и санитарная очистка газов. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1982, с. 5-6.

Изобретение относится к теплообменной технике и предназначено для очистки газов в строительной индустрии, энергетике и других отраслях промышленности. Абсорбер содержит контактную камеру, верхняя секция которой меньшего диаметра, нижняя секция – большего, соединительную стенку, выполненную выпуклостью вверх, сепаратор с обечайкой, сепарационную камеру, патрубок отвода газа, установленный тангенциально к секции, устройство распыла и патрубок отвода жидкости, патрубок отвода газа. Более подробно патент см. в приложении 1

1.4.2. Пат. 2151631, 7 В 01 D 53/14, 53/02, В 01 J 20/30. Способ проведения абсорбционных процессов/Зиберт Г. К., Запорожец Е. П., Зиберт Р. Г. - №98123658/12; Заявл. 28.12.1998; Оpubл. 27.06.2000//Бюл. №18.

Изобретение относится к газовой промышленности, может быть использовано для глубокой осушки природного газа. Обработку газовой смеси ведут сорбентом, состоящим из жидкости-абсорбента и твердой дисперсной фазы, в

виде пористой структуры, поры которой предварительно насыщены абсорбентом.
Более подробно патент см. в приложении 2

2. ОБОСНОВАНИЕ И ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ

По условию задания на курсовое проектирование необходимо рассчитать и спроектировать установку для абсорбции ацетилена водой из газовой смеси с концентрациями компонентов: ацетилена - 4 %, азота - 96 %. Схема абсорбции представлена на Рис. 2.1.

Газовая смесь не содержит твердых включений и подается на абсорбцию компрессором **К**. Перед абсорбцией ацетилена водой происходит охлаждение газовой смеси в кожухотрубчатом теплообменнике - холодильнике **X1**. В нем происходит охлаждение газовой смеси от 40°C до температуры абсорбции 20°C. В качестве второго теплоносителя используется рассол, содержащий 21,2 масс. % хлористого натрия.

Затем газовая смесь поступает на абсорбцию в насадочный абсорбер **НА** с насадкой – керамические кольца Рашига 25×25×3. 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.

Абсорбция производится при повышенном давлении и низкой температуре, так как ацетилен плохо 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 20 С. Охлаждение поглотителя до температуры абсорбции происходит в холодильнике **X2**. В качестве второго теплоносителя используется рассол, содержащий 21,2 масс. % хлорида натрия. Поглотитель (абсорбционная вода) подается в абсорбционную колонну при помощи насоса **Н1**.

Смесь воды и ацетилена из абсорбера идет на десорбцию в десорбер **Д**. Очищенная вода после ректификации может повторно использоваться для абсорбции, что повышает экономию ресурсов. При этом горячий поглотитель охлаждается в теплообменнике-рекуператоре, являясь при этом горячим теплоносителем, что экономит энергоресурсы.

В схему также входит подогреватель, где происходит нагрев абсорбента до температуры кипения.

					БГТУ 4160613 02 ПЗ		
<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.						
<i>Консульт.</i>					<i>ПуАХП 2004 14</i>		
<i>Н. Контр.</i>							
<i>Утв.</i>	Саевич Н. П.						
ОБОСНОВАНИЕ И ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ							

Технологическая схема

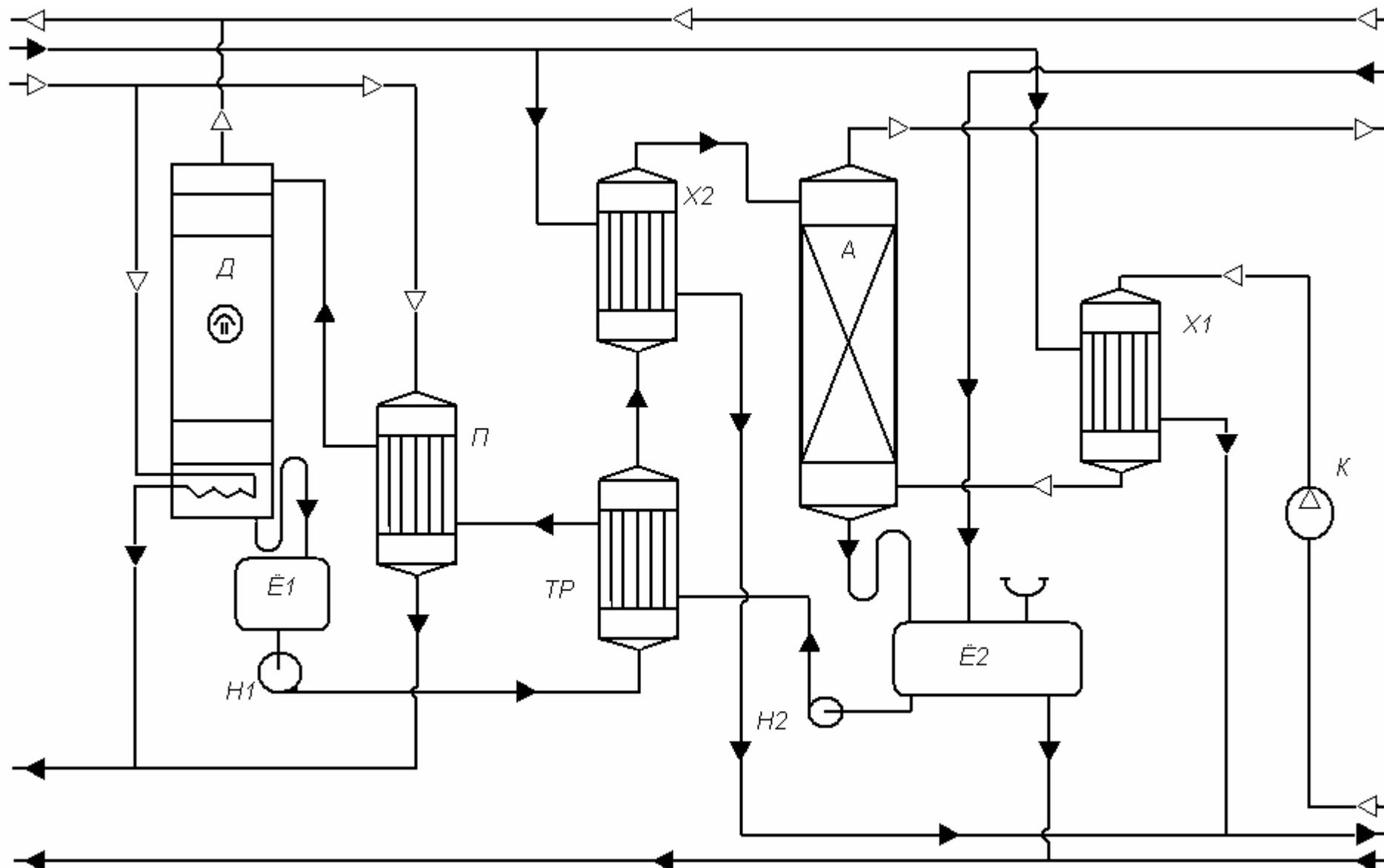


Рис.2.1.

3. РАСЧЕТ АБСОРБЕРА

3.1. Определение условий равновесия процесса

Определяем равновесные концентрации диоксида углерода в воде. Если поглощается труднорастворимый газ, то расчет равновесных концентраций ведут по закону Генри /1/:

$$x^* = \frac{P}{E} \cdot y, \quad (3.1)$$

где P - давление в абсорбере, Па;

E - константа растворимости, Па;

x^* - равновесная концентрация ацетилена в воде, $\frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(раствора)}}$;

y - концентрация ацетилена в воздухе, $\frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(газ.смеси)}}$.

$E = 0,92 \cdot 10^6$ мм. рт. ст. = $1,22 \cdot 10^8$ Па при температуре абсорбции 20°C /4/.

$$x^* = \frac{2 \cdot 10^6}{1,22 \cdot 10^8} \cdot y = 0,0164 \cdot y, \quad (3.2)$$

Для построения рабочей линии величины равновесных концентраций в жидкости достаточно рассчитать для диапазона значений концентраций в газовой фазе от нуля до величины, которая в 1,2-1,5 раз превышает начальную концентрацию абсорбтива.

$$x^* = 0,0164 \cdot 0,06 = 9,84 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(раствора)}}$$

Для упрощения расчетов материального баланса необходимо сделать пересчет абсолютных концентраций в относительные. Связь между относительной концентрацией и абсолютной выражается следующей формулой /1, стр. 385/:

$$\bar{Y} = \frac{y}{1-y}, \quad (3.3)$$

$$\bar{X} = \frac{x}{1-x}, \quad (3.4)$$

где y - абсолютная концентрация ацетилена в газовой фазе, $\frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(газ.смеси)}}$;

Y - относительная концентрация ацетилена в газовой фазе, $\frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль}(N_2)}$;

					БГТУ 4160613 03 ПЗ		
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата			
Разраб.						Лит.	Лист
Провер.	Саевич Н. П.						Листов
Консульт.					РАСЧЕТ АБСОРБЕРА		
Н. Контр.					http://elhimik.narod.ru		
Утв.	Саевич Н. П.				ПуАХП 2004		

x - абсолютная концентрация ацетилена в жидкой фазе, $\frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(раствора)}}$;

X - относительная концентрация ацетилена в жидкой фазе, $\frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(воды)}}$;

Таблица 3.1

Расчет равновесной линии

x^* , $\frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(раствора)}}$	y , $\frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(газ.смеси)}}$	X^* , $\frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(воды)}}$	Y , $\frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(N}_2)}$
0,00016393	0,01	0,000164	0,0101
0,00032787	0,02	0,000328	0,0204
0,0004918	0,03	0,0004921	0,0309
0,00065574	0,04	0,0006562	0,0417
0,00081967	0,05	0,0008203	0,0526
0,00098361	0,06	0,0009846	0,0638

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

Линия равновесия

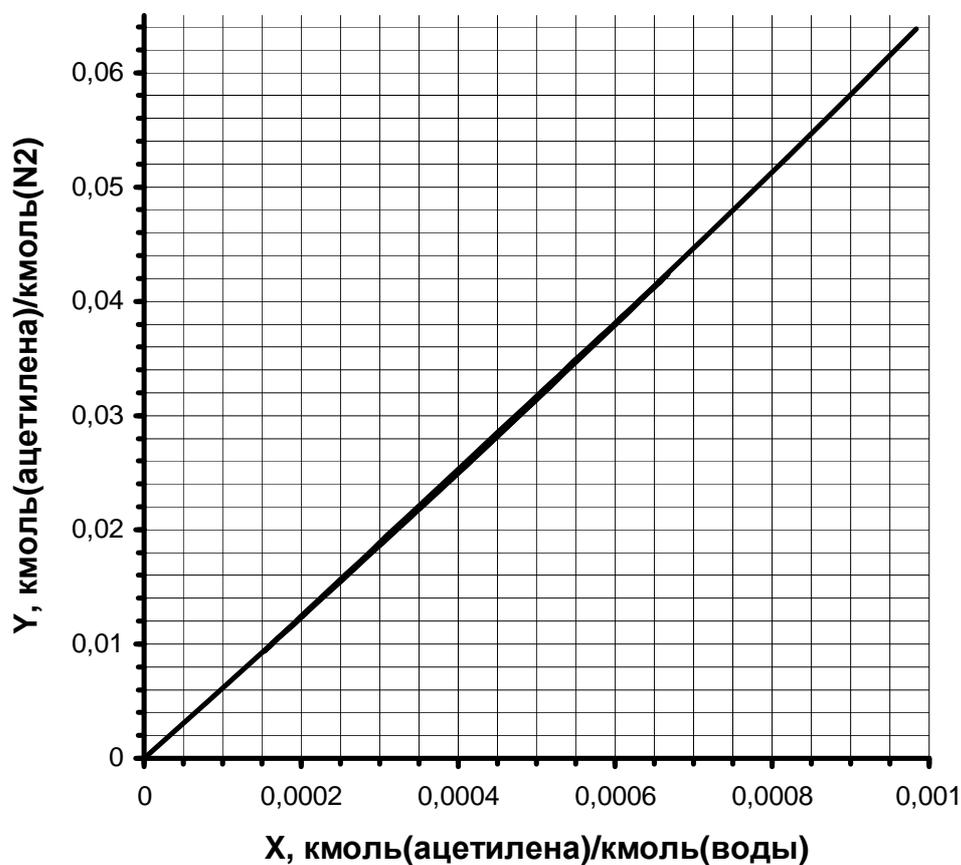


Рис. 3.1

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 ($T=291\text{K}$, $P=1 \cdot 10^6 \text{ Па}$).

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

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

$$V_{см} = 3500 \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{2 \cdot 10^6} \cdot \frac{293}{273} = 190,26 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}.$$

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, $\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$.

$$G_{см} = \frac{3500}{3600 \cdot 22,4} = 0,0434 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

Молярный расход азота определяется по уравнению /4/:

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

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

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

Из условия задания $y_n = 0,04 \frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(газ.смеси)}}$

$$G = 0,0434 \cdot (1 - 0,04) = 0,04166 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}.$$

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

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

где φ – степень извлечения, $\varphi = 0,88$ (из задания).

$$y_k = 0,04 \cdot (1 - 0,88) = 0,0048 \cdot \frac{\text{кмоль(ацетилен)} }{\text{кмоль(газ.смеси)}}$$

Величины y_k , y_n пересчитаем в относительные по формуле (3.3) $Y_k = 0,00482 \frac{\text{кмоль(ацетилен)} }{\text{кмоль}(N_2)}$, $Y_n = 0,0417 \frac{\text{кмоль(ацетилен)} }{\text{кмоль}(N_2)}$.

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

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

$$M = 0,04166 \cdot (0,0417 - 0,00482) = 0,00154 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}.$$

3.2.2. Определение расхода поглотителя ацетилена 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 ацетилена в воде на выходе из аппарата, $\frac{\text{кмоль(ацетилен)} }{\text{кмоль(воды)}}$; X_n - исходная относительная концентрация ацетилена

в воде $\frac{\text{кмоль(ацетилен)} }{\text{кмоль(воды)}}$.

Равновесную относительную концентрацию ацетилена в воде на выходе из аппарата определим по линии равновесия рис. 3.1. Концентрация ацетилена в воде при условиях абсорбции составляет $X_{Yk}^* = 0,000656 \frac{\text{кмоль(ацетилен)} }{\text{кмоль(воды)}}$.

$$L_{\text{мин}} = \frac{0,00154}{0,000656 - 0} = 2,348 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

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/

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

где α - коэффициент избытка поглотителя, принимаем равным 1,5. С увеличением расхода поглотителя (т. е. с увеличением коэффициента избытка поглотителя) снижаются допустимые скорости газа в аппарате, по которым находят его диаметр. Поэтому следует выбирать такое соотношение между размерами абсорбционного аппарата и расходом поглотителя, при котором размеры аппарата будут оптимальными /1, стр. 438/.

$$L = 2,348 \cdot 1,5 = 3,522 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

3.2.3. Определение рабочей концентрации ацетилена в поглотителе на выходе из абсорбера.

Для определения рабочей концентрации служит уравнение:

$$X_k = \frac{M}{L} + X_n \quad (3.12)$$

$$X_k = \frac{0,00154}{3,522} + 0 = 0,000437 \frac{\text{кмоль(ацетилена)}}{\text{кмоль(воды)}}$$

3.2.4. Построение рабочей линии абсорбции ацетилена и определение числа единиц переноса.

По полученным значениям концентраций строится график (рис. 3.2) и определяется число единиц переноса, необходимых для осуществления процесса абсорбции.

Определение числа единиц переноса

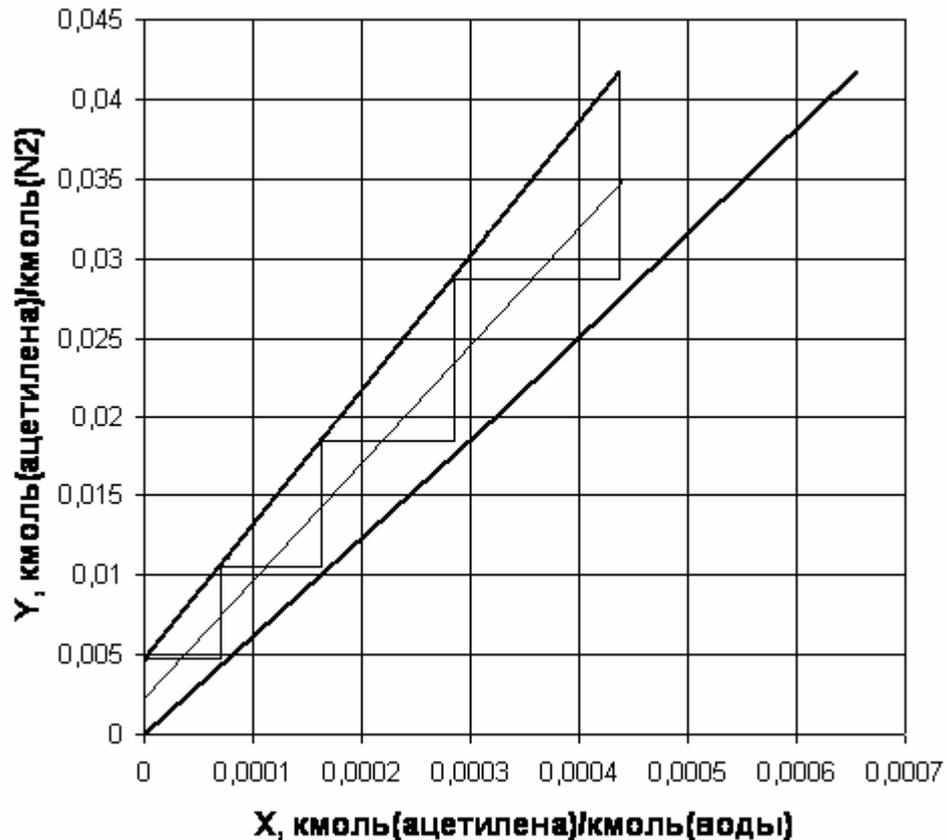


Рис. 3.2

По графику методом вписывания ступенек определяется число единиц переноса. Оно равно 4.

3.3. Определение рабочей скорости газа и диаметра аппарата

Для расчета диаметра абсорбера служит следующее уравнение:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{см}}{\pi \cdot \omega_{раб}}}, \quad (3.13)$$

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

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

Предельную скорость газа, соответствующую режиму эмульгирования (считая на полное сечение колонны), можно определить по уравнению /4, стр.386/:

$$\lg \left[\frac{W_{пред}^2 \cdot \sigma \cdot \mu_x^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_y}{(\rho_x - \rho_y)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y} \right)^{0,125}, \quad (3.14)$$

где μ_x – вязкость поглотителя при температуре в абсорбере, мПа·с;

ρ_x, ρ_y – плотности соответственно жидкой и газообразной фаз, $\frac{кг}{м^3}$;

σ – удельная поверхность, $\frac{м^2}{м^3}$;

ε – свободный объем, $\frac{м^3}{м^3}$;

L, G – расходы фаз, $\frac{кг}{с}$

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 /4, табл. 16/.

Для определения плотности газа при температуре, отличной от нормальной, служит следующее уравнение:

$$\rho_y = \rho_0 \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T}, \quad (3.15)$$

где ρ_0 - плотность газа при 273К, для азота равна $1,25 \frac{кг}{м^3}$ /4/; T - температура процесса, °С.

$$\rho_{N_2} = 1,25 \cdot \frac{2 \cdot 10^6}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{293} = 22,99 \frac{кг}{м^3}$$

Плотность ацетилена при нормальных условиях равна $1,171 \frac{кг}{м^3}$ /4/, а при условиях абсорбции

$$\rho_{\text{ацетилен}} = 1,171 \cdot \frac{2 \cdot 10^6}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{293} = 21,54 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Плотность газовой смеси считаем по средней концентрации ацетилена в аппарате

$$y_{\text{ср}} = \frac{y_{\text{н}} + y_{\text{к}}}{2} = \frac{0,04 + 0,0048}{2} = 0,0224 \frac{\text{кмоль(ацетилен)}}{\text{кмоль(газ.смеси)}}$$

$$\rho_y = \rho_{\text{ацетилен}} \cdot y_{\text{ацетилен}} + \rho_{\text{N}_2} \cdot (1 - y_{\text{ацетилен}}) \quad (3.16)$$

$$\rho_y = 21,54 \cdot 0,0224 + 22,99 \cdot (1 - 0,0224) = 22,96 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Аналогично рассчитаем молекулярную массу газовой смеси

$$M_y = 26 \cdot 0,0224 + 28 \cdot (1 - 0,0224) = 27,96 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

Плотность жидкой смеси при температуре 293К (содержанием ацетилена в воде пренебрегаем) равна $\rho_x = 998 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ /4/.

$\mu_x = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с при температуре 20°C /4/.

Переведем молярный расход газовой и жидкой смеси в массовый

$$G = G_{\text{мол}} \cdot M, \quad (3.17)$$

где G – массовый расход, $G_{\text{мол}}$ – молярный расход, M – молярная масса.

Для газовой смеси

$$G = 0,04166 \cdot 27,96 = 1,165 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Для жидкой смеси

$$L = 3,522 \cdot 18 = 63,396 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Из формулы (2.14) определяем предельную скорость

$$\lg \left[\frac{w_{\text{пред}}^2 \cdot 204 \cdot 1^{0,16}}{9,81 \cdot 0,74^3} \cdot \frac{22,96}{(998 - 22,96)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{63,396}{1,165} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{22,96}{998 - 22,96} \right)^{0,125}$$

$$w_{\text{пр}} = 0,030 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

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.

$$w = 0,8 \cdot w_{\text{пр}} = 0,8 \cdot 0,03 = 0,024 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

По рассчитанной рабочей скорости газа определяется диаметр абсорбера по формуле (3.14).

$$D_{\kappa} = \sqrt{\frac{4 \cdot 190,26}{\pi \cdot 3600 \cdot 0,024}} = 1,67 \text{ м}$$

Рассчитанный диаметр колонного аппарата приводится к стандартизованным размерам. Ближайший стандартный диаметр колонного цельносваренного аппарата с насыпной насадкой, используемых в химической промышленности, составляет 1,6 м /3/.

Т.к. выбранный диаметр колонного аппарата отличается от рассчитанного, то необходимо рассчитать рабочую скорость газовой смеси по аппарату:

$$\omega_{\text{раб}} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D_{\kappa}^2} \quad (3.18)$$

$$\omega_{\text{раб}} = \frac{4 \cdot 190,26}{3600 \cdot \pi \cdot 1,6^2} = 0,0263 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Для насадочных аппаратов плотность орошения должна быть

$$U \leq 0,06 \frac{\text{м}^3}{(\text{м}^2 \cdot \text{с})} \quad (3.19)$$

Плотность орошения

$$U = \frac{4 \cdot V_x}{\pi \cdot D^2}, \quad (3.20)$$

где V_x —объемный расход жидкости через аппарат, $\frac{\text{м}^3}{\text{с}}$.

Переведем массовый расход жидкости в объемный

$$V_x = \frac{L_{\text{масс}}}{\rho_x}, \quad (3.21)$$

$$V_x = \frac{63,396}{998} = 0,06352 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

$$U = \frac{4 \cdot 0,06352}{\pi \cdot 1,6^2} = 0,03161 \frac{\text{м}^3}{(\text{м}^2 \cdot \text{с})}$$

Условие (3.19) выполняется.

3.4. Определение высоты абсорбера

Высоту насадки H , м, в аппарате обычно определяют через высоту единицы переноса и количество единиц переноса:

$$H = h_{0y} \cdot n_{0y}, \quad (3.22)$$

где h_{0y} — высота единицы переноса по газовой фазе, м; n_{0y} — количество единиц переноса

Высоту единицы переноса можно определить через коэффициент массопередачи по газовой фазе K_y , $\frac{\text{кмоль}}{(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль}/\text{кмоль})}$ /4, стр. 392/:

$$h_{0y} = \frac{G}{(K_y \cdot S \cdot \sigma \cdot \psi)}, \quad (3.23)$$

где S – поперечное сечение абсорбера, m^2 ; σ – относительная поверхность насадки, m^2/m^3 ; ψ – коэффициент смачиваемости насадки.

$$K_y = \frac{1}{\left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}\right)}, \quad (3.24)$$

где β_y и β_x – коэффициент массоотдачи по газовой и жидкой фазам соответственно, $кмоль/(m^2 \cdot c \cdot кмоль/кмоль)$; m – коэффициент распределения вещества по фазам.

Для колонн с неупорядоченной насадкой коэффициент массоотдачи β_y можно рассчитать из уравнения /3, стр. 199/

$$Nu'_y = 0,407 \cdot Re_y^{0,665} \cdot Pr_y^{0,33}, \quad (3.25)$$

где диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы /3, стр. 199/

$$Nu'_y = \beta_y \cdot d_s / D_y, \quad (3.26)$$

где D_y – средний коэффициент диффузии углекислого газа в газовой фазе, m^2/c ; d_s – эквивалентный диаметр насадки, м; Re – критерий Рейнольдса; Pr – критерий Прандтля.

Критерий Рейнольдса для газовой фазы в насадке ($d_s=0,015$ м) /3, стр. 199/

$$Re_y = \frac{w \cdot d_s \cdot \rho_y}{(\varepsilon \cdot \mu_y)}. \quad (3.27)$$

$$Re_y = \frac{0,0263 \cdot 0,015 \cdot 22,96}{(0,74 \cdot 0,01 \cdot 10^{-3})} = 1224$$

Диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы, при этом коэффициент диффузии ацетилен в азоте при температуре 25 °С и атмосферном давлении $D_y = 0,163 \text{ см}^2/c = 1,63 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/c$ /5/, а при температуре абсорбции 20 °С, и давлении $2 \cdot 10^6$ Па рассчитывается по формуле:

$$D = D_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} \quad (3.28)$$

$$D_y = 1,63 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{2 \cdot 10^6} \cdot \left(\frac{20}{25}\right)^{3/2} = 5,91 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2 / c$$

$$Pr'_y = \frac{\mu_y}{(\rho_y \cdot D_y)} \quad (3.29)$$

$$Pr'_y = \frac{0,01 \cdot 10^{-3}}{(22,96 \cdot 5,91 \cdot 10^{-7})} = 0,737$$

Подставляем полученные критерии Рейнольдса и Прандтля в уравнение (3.25)

$$Nu'_y = 0,407 \cdot 1224^{0,665} \cdot 0,737^{0,33} = 41,61$$

Находим коэффициент массоотдачи β_y из уравнения (3.26)

$$\beta_y = Nu'_y \cdot D_y / d_s = 41,61 \cdot 5,91 \cdot 10^{-7} / 0,015 = 0,00164 \text{ м} / c.$$

Выразим коэффициент массоотдачи β_y в выбранной для расчета размерности

$$\beta_y = \beta_y (\rho_y - y_{cp}). \quad (3.30)$$

где, y_{cp} – средняя концентрация ацетилена в газовой фазе;
 $\rho_y = 22,93 \text{ кг/м}^3$

$$\beta_y^1 = 0,00164 \cdot (22,93 - 0,0224) = 0,03756 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль}/\text{кмоль})$$

Коэффициент массоотдачи β_x в жидкой фазе находят из обобщенного уравнения /3, стр. 200/

$$Nu_x' = 0,0021 \cdot Re_x^{0,75} \cdot Pr_x^{0,5}, \quad (3.31)$$

где диффузионный критерий Нуссельта для жидкой фазы /3, стр. 200/:

$$Nu_x' = \beta_x \cdot \delta_{np} / D_x, \quad (3.32)$$

где δ_{np} – приведенная толщина стекающей пленки жидкости, м.

Приведенная толщина стекающей пленки жидкости может быть найдена из уравнения

$$\delta_{np} = \left[\frac{\mu_x^2}{\rho_x^2 \cdot g} \right]^{1/3} \quad (3.33)$$

$$\delta_{np} = \left[\frac{(1 \cdot 10^{-3})^2}{(998^2 \cdot 9,81)} \right]^{1/3} = 4,678 \cdot 10^{-5} \text{ м}$$

Модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости

$$Re_x = 4 \cdot U \cdot \rho_x / (a \cdot \mu_x), \quad (3.34)$$

где U – плотность орошения, $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

$$Re_x = 4 \cdot 0,03161 \cdot 998 / (200 \cdot 1 \cdot 10^{-3}) = 630,94$$

Рассчитаем диффузионный критерий Прандтля для жидкости, при этом коэффициент диффузии ацетилена в воде при температуре абсорбции 20°C , и давлении $2 \cdot 10^6 \text{ Па}$ $D_x = 3,48 \cdot 10^{-12} \text{ м}^2/\text{с}$ /5/

$$Pr_x' = \frac{\mu_x}{\rho_x \cdot D_x} \quad (2.35)$$

$$Pr_x' = 1 \cdot 10^{-3} / (998 \cdot 3,48 \cdot 10^{-12}) = 287356$$

Подставляем полученные критерии Рейнольдса и Прандтля в уравнение (3.31)

$$Nu_x' = 0,0021 \cdot 630,94^{0,75} \cdot 287,356^{0,5} = 141,2$$

Находим коэффициент массоотдачи β_x из уравнения (3.32)

$$\beta_x = Nu'_x \cdot D_x / \delta_{np} = 141,2 \cdot 3,48 \cdot 10^{-12} / 4,678 \cdot 10^{-5} = 1,054 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}$$

Выразим коэффициент массоотдачи β_x в выбранной для расчета размерности по формуле :

$$\beta_x^1 = \beta_x (\rho_x - c_{xcp}) \quad (3.36)$$

где c_{xcp} – средняя объемная концентрация ацетилена в воде, кг/м³;

ρ_x – плотность воды, кг/ м³

$$\beta_x^1 = 1,054 \cdot 10^{-5} \cdot (998 - 0,25) = 0,01052$$

Значение m можно найти графически, оно равно среднему значению тангенса угла наклона линии равновесия на X–Y– диаграмме. Линия равновесия изображена на Рис. 3.1 коэффициент распределения вещества по фазам $m = 129,85$.

Коэффициент массопередачи по газовой фазе K_y вычислим по формуле (3.24):

$$K_y = \frac{1}{\left(\frac{1}{0,03756} + \frac{129,85}{0,01052} \right)} = 8,102 \cdot 10^{-5} \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль}/\text{кмоль})$$

Поперечное сечение абсорбера рассчитаем по формуле

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (3.37)$$

$$S = \frac{\pi \cdot 1,6^2}{4} = 2,0096 \text{ м}^2$$

Коэффициент смачиваемости насадки ψ при орошении колонны водой можно определить из следующего эмпирического уравнения /6, стр. 369/

$$\psi = 1 - A \cdot \exp(-b \cdot Re_x^p), \quad (3.38)$$

где $A=1,02$, $b=0,16$, $p=0,4$ для колец внавал.

$$\psi = 1 - 1,02 \cdot \exp(-0,16 \cdot 630,94^{0,4}) = 0,876$$

Высоту единицы переноса определяем согласно уравнению (3.23)

$$h_{oy} = 0,04166 / \left(8,102 \cdot 10^{-5} \cdot 2,0096 \cdot 200 \cdot 0,876 \right) = 1,47 \text{ м}$$

Высоту насадки H , м, в аппарате определяем по уравнению (3.22), количество единиц переноса было определено ранее в пункте 3.2.4., оно равно 4.

$$H = 1,47 \cdot 4 = 5,88 \text{ м}$$

Принимаем высоту насадки равной 6 м.

Во избежание значительных нагрузок а нижние слои насадки ее укладывают в колонне ярусами. Принимаем два слоя насадки высотой $l_1 = 2000$ мм и $l_2 = 2000$ мм и $l_3 = 2000$ мм. Расстояние между слоями насадки $l_4 = 1325$ мм.

Общую высоту абсорбционной колонны определяют, добавляя к высоте насадочной части (6 м) высоту между днищем абсорбера и насадкой (1,4 м) и высоту между крышкой аппарата (2,5 м).

$$H_{\text{общ}} = 6 + 1,4 + 2,5 = 9,9 \text{ м}$$

3.5. Определение гидравлического сопротивления абсорбера

Гидравлическое сопротивление сухого насадочного абсорбера $\Delta P_{\text{сн}}$, Па, рассчитывают /1, стр. 461/:

$$\Delta P_{\text{сн}} = \lambda \cdot \frac{H}{d_{\text{эп}}} \cdot \frac{\rho_y \cdot w_{\text{раб}}^2}{2 \cdot \varepsilon^2}, \quad (3.39)$$

где λ – эффективный коэффициент трения; $d_{\text{эп}}$ – эквивалентный диаметр насадки, м; ε – относительный свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Число Рейнольдса для движения газа в насадке:

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot w_{\text{раб}} \cdot \rho_y}{\sigma_n \cdot \mu_y}, \quad (3.40)$$

где σ_n – относительная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^2$; μ_y – динамическая вязкость газовой смеси при рабочих условиях, Па·с.

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 0,0263 \cdot 22,96}{(200 \cdot 0,01 \cdot 10^{-3})} = 1207,7$$

Для насадки, которая загружена навалом, эффективный коэффициент трения при $\text{Re} > 40$ /1, стр. 461/

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}}^{0,2}, \quad (3.41)$$

$$\lambda = \frac{16}{1207,7}^{0,2} = 3,87.$$

Гидравлическое сопротивление сухого насадочного абсорбера $\Delta P_{\text{сн}}$, Па, рассчитываем по уравнению (3.38)

$$\Delta P_{\text{сн}} = 3,87 \cdot \frac{6}{0,015} \cdot \frac{22,96 \cdot 0,0263^2}{2 \cdot 0,74^2} = 22,45 \text{ Па}.$$

Гидравлическое сопротивление насадочного абсорбера со смоченной насадкой $\Delta P_{\text{см}}$, Па, можно рассчитать по формуле:

$$\Delta P_{\text{см}} = \Delta P_{\text{сн}} \cdot \left[1 + 8,4 \cdot \left(\frac{L_M}{G_M} \right)^{0,4} \cdot \left(\frac{\rho_x}{\rho_y} \right)^{0,23} \right], \quad (3.42)$$

где L_M и G_M – массовые расходы жидкости и газа через абсорбер соответственно, $\text{кг}/\text{с}$.

$$\Delta P_{\text{см}} = 22,45 \cdot \left[1 + 8,4 \cdot \left(\frac{63,396}{1,165} \right)^{0,4} \cdot \left(\frac{998}{22,96} \right)^{0,23} \right] = 2243,51 \text{ Па}$$

3.6. Расчет диаметров штуцеров и труб

Для расчетов диаметров штуцеров и труб служит следующее уравнение /3, стр. 16/:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\omega_p \cdot \pi}} \quad (3.43)$$

где ω_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 – 2 м/с):.

$$d_{ж} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,06352}{2 \cdot \pi}} = 0,20011 м$$

Примем штуцер с $D_y = 200$ мм с толщиной стенки 6 мм /4/.

Определяем диаметр основных технических штуцеров для подвода и отвода газовой смеси (рекомендуемая скорость движения газа – 15 м/с):

$$d_{газ} = \sqrt{\frac{4 \cdot 190,26}{3600 \cdot 15 \cdot \pi}} = 0,0670 м$$

Примем штуцер с $D_y = 80$ мм толщиной стенки 4 мм /4/.

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, $^{\circ}C$; $t_{к1}$ - конечная температура теплоносителя, $^{\circ}C$.

Средняя температура поглотителя в теплообменнике:

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

$$t_{cp} = \frac{20 + 30}{2} = 15^{\circ}C$$

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

Тепловая нагрузка, согласно уравнению (4.1) составляет:

$$Q = 63,396 \cdot 4185 \cdot (30 - 20) = 2,653 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

В качестве второго теплоносителя используется рассол (21,2 % раствор хлорида натрия) с начальной температурой $-10^{\circ}C$ и конечной $0^{\circ}C$.

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

$$G_{расс} = \frac{Q}{c_{расс} \cdot (t_{к}^{расс} - t_{н}^{расс})}, \quad (4.3)$$

где $G_{расс}$ - массовый расход охлаждающего теплоносителя, $\frac{кг}{с}$; $t_{н}^{расс}$ - начальная температура охлаждающего теплоносителя, $^{\circ}C$; $t_{к}^{расс}$ - конечная температура охлаждающего теплоносителя, $^{\circ}C$; $c_{расс}$ - теплоемкость охлаждающего теплоносителя, при средней температуре $-5^{\circ}C$, рассчитанной по формуле (4.2), равная $3,371 \cdot 10^3 \frac{Дж}{кг \cdot К}$ /4/.

$$G_{воды} = \frac{2,653^6}{3371 \cdot (0 - (-10))} = 78,68 \frac{кг}{с}$$

БГТУ 4160613 04 ПЗ				
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
Разраб.				
Провер.	Саввич Н. П.			
Консульт.				
Н. Контр.				
Утв.	Саввич Н. П.			
ПОДРОБНЫЙ РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКА ДЛЯ http://elhimik.narod.ru ОХЛАЖДЕНИЯ ПОГЛОТИТЕЛЯ				
		Лит.	Лист	Листов
ПуАХП 2004				

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; Δt_{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

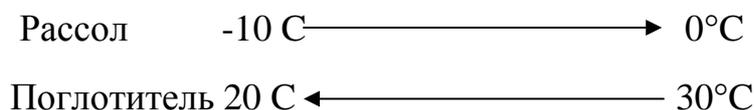


Рис. 4.1.

Для определения разности температур на концах теплообменника служат следующие уравнения:

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

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

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.

$$\Delta t_{\mathcal{M}} = 20 + 10 = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_{\delta} = 30 - 0 = 30^{\circ}\text{C}$$

В виду того, что

$$\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mathcal{M}}} = \frac{30}{30} = 1 < 2,$$

то средняя разница температур определяется

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

$$\Delta t_{cp} = \frac{30 + 30}{2} = 30^{\circ}\text{C}.$$

Примем минимальное значение коэффициента теплопередачи $800 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$.
 При этом ориентировочное значение поверхности теплообмена составит (3.4)

$$F_{op} = \frac{2,653 \cdot 10^6}{800 \cdot 30} = 110,54 \text{ м}^2.$$

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; μ – вязкость теплоносителя в трубах при средней температуре, Па·с. Обычно d для теплообменников 0,016 и 0,021 м.

В трубное пространство с меньшим проходным сечением целесообразно направить теплоноситель с меньшим расходом, то есть горячий раствор. Это позволит выровнять скорости движения теплоносителей и соответствующие коэффициенты теплоотдачи, увеличивая таким образом коэффициент теплопередачи. Кроме того, можно отказаться от теплоизоляции кожуха теплообменника.

Вязкость воды при средней температуре 25°C $\mu=0,902 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

$$n_x = \frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 63,396}{\pi \cdot 0,021 \cdot 15000 \cdot 0,902 \cdot 10^{-3}} = 284 \text{ трубы}$$

В соответствии с определенной поверхностью теплообмена и количеством труб теплообменника для использования в процессе теплообмена принимается теплообменник по ГОСТ 15118-79, ГОСТ 15120-79 и ГОСТ15122-79 с /3/:

Диаметр кожуха, мм	600
Диаметр труб, мм	25×2
Общим числом труб, шт.	240
Числом ходов	2
Длиной труб, м	6
Поверхность теплообмена, м ²	113

4.4. Уточнение Δt_{cp} .

Уточнение Δt_{cp} проводят только в том случае, когда выбран многоходовой теплообменник.

Уточненное значение Δt_{cp} рассчитывают по уравнению

$$\Delta t_{cp} = \varepsilon_t \cdot \Delta t_{cp.l.}, \quad (4.9)$$

где ε_t – поправочный коэффициент, $\Delta t_{cp.l.}$ – средняя разность температур, рассчитанная для противотока теплоносителей.

Величина ε_t зависит от схемы движения теплоносителей и рассчитывается по методике /4/. Значение ε_t берется из специальных графиков. Для определения ε_t необходимо определить

$$P = \frac{t_{2к} - t_{2н}}{t_{1н} - t_{2н1}} = \frac{\text{нагрев холодного теплоносителя}}{\text{разность начальных температур}} \quad (4.10)$$

$$P = \frac{|0 + 10|}{30 + 10} = 0,25$$

$$R = \frac{t_{1н} - t_{2к}}{t_{2к} - t_{1н}} = \frac{\text{охлаждение горячего теплоносителя}}{\text{нагрев холодного теплоносителя}} \quad (4.11)$$

$$R = \frac{30 - 20}{|0 + 10|} = 1$$

$$\delta = \frac{1 - 0,25}{0,25} = 3$$

$$\eta = \sqrt{1 + 1} = 1,41$$

Величина ε_t равна 0,9813 /4/.

Уточненное значение Δt_{cp}

$$\Delta t_{cp} = 0,9813 \cdot 30 = 29,44^\circ\text{C}.$$

4.5. Определение коэффициента теплоотдачи для поглотителя

Принимаем температуру стенки со стороны горячего теплоносителя равной 20,8 С.

Температурный напор со стороны поглотителя составляет /1/:

$$\Delta t_{cm1} = t_1 - t_{cm1}, \quad (4.12)$$

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

$$\Delta t_{cm} = 25 - 20,8 = 4,2^\circ\text{C}$$

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

$$Re = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot d \cdot \left(\frac{n}{z}\right) \mu}, \quad (4.13)$$

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

$$Re = \frac{4 \cdot 63,396 \cdot 2}{\pi \cdot 0,021 \cdot 240 \cdot 0,902 \cdot 10^{-3}} = 35529 > 10^4$$

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

$$Nu_1 = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}}\right)^{0,25} \quad (4.14)$$

$$Pr = 6,5 \text{ при } t = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Pr_{cm} = 7 \text{ при } t = 20,8 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Nu_1 = 0,023 \cdot 35529,2^{0,8} \cdot 6,5^{0,4} \cdot \left(\frac{6,5}{7}\right)^{0,25} = 208,6$$

Критерий Нуссельта равен

$$Nu = \frac{d \cdot \alpha}{\lambda} \quad (4.15)$$

Следовательно, коэффициент теплоотдачи для поглотителя

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \cdot \lambda}{d} = \frac{208,6 \cdot 0,6085}{0,021} = 6044,4 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

Относительная тепловая нагрузка определяется из выражения

$$q = \alpha \cdot \Delta t_{cm}, \quad (4.16)$$

Для паровоздушной смеси

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_{cm1} = 6044,4 \cdot 4,2 = 25386,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$$

4.6. Определение коэффициента теплоотдачи для охлаждающей воды

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

$$t_{cm2} = t_{cm1} - q_1 \cdot \Sigma r_{cm}, \quad (4.17)$$

где Σr_{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/:

$$\sum r_{cm} = \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + r_1 + r_2 \quad (4.18)$$

где $\delta_{ст}$ – толщина стенки, равная 0,002 м /3/; $\lambda_{ст}$ – коэффициент теплопроводности материала стенки (стали), 17,5 /4/; r_1 и r_2 – термические сопротивления загрязнений стенок со стороны поглотителя и охлаждающей воды, $\frac{m^2 \cdot K}{Вт}$ /4/.

$$\sum r_{cm} = \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{2900} + \frac{1}{2900} = 8,04 \cdot 10^{-4} \frac{m^2 \cdot K}{Вт}$$

После определения неизвестных величин по уравнению (4.17) рассчитывается температура стенки со стороны воды:

$$t_{cm}^{воды} = 20,8 - 25386 \cdot 8,04 \cdot 10^{-4} = 0,4^\circ C$$

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.

$$Re = \frac{d_n \cdot G}{S_{мтр} \mu} \quad (4.19)$$

$$Re = \frac{78,68 \cdot 0,025}{4,5 \cdot 10^{-2} \cdot 0,00344} = 12706,7 > 10000$$

$$Nu_1 = 0,24 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,36} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} \quad (4.20)$$

$$Pr = \frac{c \cdot \mu}{\lambda} \quad (4.21)$$

$$Pr = \frac{3371 \cdot 3,443 \cdot 10^{-3}}{0,5058} = 22,95$$

$$Pr_{cm} = \frac{3377 \cdot 2,825 \cdot 10^{-3}}{0,5406} = 17,65$$

$$Nu_1 = 0,24 \cdot 12706,7^{0,6} \cdot 22,95^{0,36} \cdot \left(\frac{22,95}{17,65} \right)^{0,25} = 229,6$$

Коэффициент теплоотдачи для охлаждающей воды:

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{229,6 \cdot 0,5058}{0,025} = 4645,3 \frac{Вт}{m^2 \cdot K}$$

Относительная тепловая нагрузка со стороны охлаждающей воды по формуле (4.18):

$$q_2 = 4645,3 \cdot 5,4 = 25084,6 \frac{Вт}{м^2}$$

Определение погрешности в расчете:

$$\varepsilon = \frac{|25386 - 25084|}{25084} \cdot 100\% = 1,2 \%$$

4.7. Определение коэффициента теплопередачи и истинной поверхности теплообмена

Коэффициент теплопередачи определяется по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (4.22)$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{6044,4} + 8,04 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{4645,3}} = 844,1 \frac{Вт}{м^2 К}$$

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

$$F_{ист} = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} \quad (4.23)$$

$$F_{ист} = \frac{2,653 \cdot 10^6}{29,44 \cdot 844,1} = 106,8 м^2$$

Тогда запас поверхности будет равен

$$\varepsilon = \frac{|113 - 106,8|}{106,8} \cdot 100\% = 5,8 \%$$

4.8. Определение гидравлического сопротивления теплообменника

Гидравлический расчет проводят по формулам расположенным ниже.

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

$$\Delta P_{мтр} = \frac{3 \cdot m \cdot (x+1)}{Re_{мтр}^{0,2}} \cdot \frac{\rho_{мтр} \cdot w_{мтр}^2}{2} + 1,5 \cdot x \cdot \frac{\rho_{мтр} \cdot w_{мтр}^2}{2} + 3 \cdot \frac{\rho_{мтр} \cdot w_{мтр}^2}{2}, \quad (4.24)$$

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

Число рядов труб, омываемых потоком в межтрубном пространстве, $m = \sqrt{n/3} = \sqrt{240/3} = 8,9 = 9 /3/$. Число сегментных перегородок $x = 18$ (см. Табл 2.7. /3/). Диаметр штуцеров в кожухе 200 мм (см. Табл 2.6. /3/). Следовательно, скорость поглотителя в штуцере

$$w_{\text{штуц}} = \frac{4 \cdot G_1}{\pi \cdot d^2 \cdot \rho_{\text{мп}}} \quad (4.25)$$

$$w_{\text{штуц}} = \frac{4 \cdot 78,68}{\pi \cdot 0,2^2 \cdot 1160} = 2,16 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Скорости жидкости в наиболее узком сечении межтрубного пространства площадью $0,04 \text{ м}^2$

$$w = \frac{G}{S \cdot \rho} \quad (4.26)$$

$$w_{\text{мп}} = \frac{78,68}{0,04 \cdot 1160} = 1,7 \text{ м/с}$$

$$\text{Re}_{\text{мп}} = \frac{78,68 \cdot 0,025}{0,04 \cdot 2,835 \cdot 10^{-3}} = 17407$$

$$\Delta P_{\text{мп}} = \frac{3 \cdot 9 \cdot (18+1)}{17407^{0,2}} \cdot \frac{1160 \cdot 1,7^2}{2} + 1,5 \cdot 168 \cdot \frac{1160 \cdot 1,7^2}{2} + 3 \cdot \frac{1160 \cdot 2,16^2}{2} = 175359 \text{ Па}$$

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

$$\Delta P_{\text{тр}} = \lambda \cdot \frac{L \cdot z}{d} \cdot \frac{\rho_{\text{мп}} \cdot w_{\text{мп}}^2}{2} + [2,5 \cdot (z-1) + 2 \cdot z] \cdot \frac{\rho_{\text{мп}} \cdot w_{\text{мп}}^2}{2} + 3 \cdot \frac{\rho_{\text{мп}} \cdot w_{\text{штуц}}^2}{2}, \quad (4.27)$$

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

$$w_{\text{тр}} = \frac{63,396}{996 \cdot 0,045} = 1,41 \text{ м/с}$$

$$\text{Re}_{\text{тр}} = \frac{1,41 \cdot 0,021 \cdot 996}{0,804 \cdot 10^{-3}} = 45415$$

Коэффициент трения определяется по формуле

$$\lambda = 0,25 \left[\lg \left(\frac{e}{3,7} + \left(\frac{6,81}{\text{Re}_{\text{тр}}} \right)^{0,9} \right) \right]^{-2}, \quad (4.28)$$

где $e = \Delta/d$ – относительная шероховатость труб, $\Delta = 0,2 \text{ мм}$.

$$\lambda = 0,25 \left[\lg \left(\frac{0,0002}{3,7 \cdot 0,021} + \left(\frac{6,81}{45415} \right)^{0,9} \right) \right]^{-2} = 0,039$$

Диаметр штуцеров в кожухе 100 мм. Следовательно, скорость охлаждающей воды в штуцере

$$w_{mpu} = \frac{4 \cdot G_2}{\pi \cdot d^2 \cdot \rho} \quad (4.29)$$

$$w_{mpu} = \frac{4 \cdot 63,396}{\pi \cdot 0,1^2 \cdot 996} = 8,1 \frac{м}{с}$$

$$z = 2, l = 6 \text{ м}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_{mp} &= 0,039 \cdot \frac{2 \cdot 6}{0,021} \cdot \frac{996 \cdot 1,41^2}{2} + [2,5 \cdot (2-1) + 2 \cdot 2] \cdot \frac{996 \cdot 1,41^2}{2} + 3 \cdot \frac{996 \cdot 8,1^2}{2} = \\ &= 124541 \text{ Па} \end{aligned}$$

5. ПОДБОР ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

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

5.1. Ориентировочный расчет теплообменника для охлаждения газовой смеси

Необходимо выбрать и рассчитать теплообменник для охлаждения газовой смеси расходом $3500 \text{ м}^3/\text{ч}$ с начальной температурой 40°C до температуры абсорбции 20°C . В качестве теплоносителя для охлаждения используем рассол, поступающий из холодильной установки при температуре -10°C /2/.

Средняя температура теплоносителя в теплообменнике (4.2):

$$t_{cp} = \frac{40 + 20}{2} = 30^\circ\text{C}$$

Тепловая нагрузка, согласно уравнению (4.1) составляет:

$$Q = 0,0434 \cdot 29,1 \cdot 1000 \cdot (40 - 20) = 25259 \text{ Вт}$$

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.

Распределение температур теплоносителей на концах теплообменника

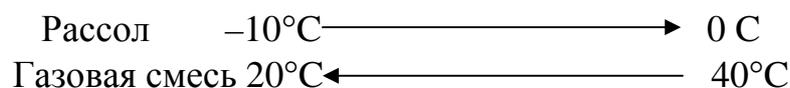


Рис. 5.1.

$$\Delta t_m = 20 - (-10) = 30^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_o = 40 - 0 = 40^\circ\text{C}$$

В виду того, что

$$\frac{\Delta t_o}{\Delta t_m} = \frac{40}{30} = 1,333 < 2,$$

					БГТУ 4160613 05 ПЗ		
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата			
Разраб.					Лит.	Лист	Листов
Провер.		Саевич Н. П.					
Консульт.			http://elhimik.narod.ru			ПиАХП 2004	
Н. Контр.			ПОДБОР ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ				
Утв.		Саевич Н. П.					

то средняя разница температур определяется

$$\Delta t_{cp} = \frac{40 + 30}{2} = 35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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/.

$$G_{\text{рассола}} = \frac{25259}{3,372 \cdot 10^3 \cdot (0 - (-10))} = 0,749 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Примем значение коэффициента теплопередачи, соответствующее турбулентному движению жидкости $60 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$ /5/. При этом ориентировочное значение поверхности теплообмена составит (4.4)

$$F_{op} = \frac{25259}{60 \cdot 35} = 12,03 \text{ м}^2.$$

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 $-5 \text{ } ^\circ\text{C}$ $\mu = 3,438 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$:

$$n_x = \frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 0,749}{\pi \cdot 0,016 \cdot 15000 \cdot 3,438 \cdot 10^{-3}} = 1,15$$

Выбираем кожухотрубчатый теплообменник по ГОСТ 15118-79, ГОСТ 15120-79 и ГОСТ15122-79 с диаметром кожуха — 375 мм, диаметром теплообменных труб 20×2 мм, числом ходов – 1, общим числом теплообменных труб – 100, с поверхностью теплообмена – 12.5 м² при длине труб – 2 м /4, стр. 51/.

$$\Delta = \frac{12,5 - 12,03}{12,03} \cdot 100\% = 3,9\%$$

5.2. Ориентировочный расчет теплообменника-рекуператора

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

Так как выходящая из десорбера вода охлаждается от $t_{н2} = 100^\circ\text{C}$ до $t_{к2} = 30^\circ\text{C}$, то загрязненная вода подогревается в нем от температуры абсорбции $t_{н1} = 20^\circ\text{C}$ до $t_{к1} = 78^\circ\text{C}$. Средняя разность температур одинакова по всей длине труб и равна:

$$\Delta t_{cp} = t_{н2} - t_{н1} = 100 - 78 = 22^\circ\text{C}$$

Расход теплоносителя $G = 63.396$ кг/с (смотри расчет основного аппарата)
Тепловая нагрузка теплообменника (4.1):

$$Q = G_1 \cdot C_1 \cdot (t_{к1} - t_{н1}) = 63,396 \cdot 4190 \cdot (78 - 20) = 1,5406 \cdot 10^7 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Примем ориентировочное значение коэффициента теплопередачи $K_{op} = 2000$ Вт/(м²·К) (см Табл. 2.1. /3/). Тогда ориентировочное значение поверхности теплообмена составит:

$$F_{op} = \frac{1,5406 \cdot 10^7}{22 \cdot 2000} = 350 \text{ м}^2$$

Из Табл. 2.3. /3/ выбираем теплообменник по ГОСТ 15118-79, ГОСТ 15120-79 и ГОСТ 15122-79:

Диаметр кожуха, мм	1000
Диаметр труб, мм	25×2
Общим числом труб, шт.	747
Числом ходов	1
Длиной труб, м	6
Поверхность теплообмена, м ²	352

Расхождение между выбранной и ориентировочной поверхностью теплопередачи составляет:

$$\Delta = \frac{352 - 350}{362} \cdot 100\% = 0,57\%$$

Рассчитаем гидравлическое сопротивление теплообменника.

Скорость среды в трубах теплообменника рассчитывается по формуле:

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

$$w_{mp} = \frac{4 \cdot 63,396 \cdot 1}{\pi \cdot 0,021^2 \cdot 747 \cdot 985} = 0,249 \text{ м}/\text{с}$$

Число Рейнольдса рассчитаем по формуле (4.13):

$$Re = \frac{4 \cdot 63,396}{\pi \cdot 0,021 \cdot 747 \cdot 0,5174 \cdot 10^{-3}} = 9950$$

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

$$e = 0,2/16=0,0125$$

Так как $\frac{10}{0,0125} = 800 < 15537 < 44800 = \frac{560}{0,0125}$, то коэффициент трения рассчитывается по формуле:

$$\lambda = 0,11 \left(e + \frac{68}{Re} \right)^{0,25} \quad (5.2)$$

$$\lambda = 0,11 \left(0,0125 + \frac{68}{9950} \right)^{0,25} = 0,041$$

Так как диаметр кожуха выбранного теплообменника равен 1000 мм, а число ходов $z=1$, то диаметр условного прохода его штуцеров равен 300мм (см. Табл. 2.6 /3/)

Скорость потока в штуцерах определяется по формуле (4.29):

$$w_{шту} = \frac{4 \cdot 63,396}{\pi \cdot 0,3^2 \cdot 985} = 0,911 \frac{м}{с}$$

Гидравлическое сопротивление в трубном пространстве определяется (4.27)

$$\Delta P_{mp} = 0,041 \cdot \frac{1 \cdot 6}{0,021} \cdot \frac{985 \cdot 0,249^2}{2} + [2,5 \cdot (1-1) + 2 \cdot 1] \cdot \frac{985 \cdot 0,249^2}{2} + 3 \cdot \frac{985 \cdot 0,911^2}{2} = 1644 \text{ Па}$$

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:

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

Сопротивление трубопровода рассчитывается по формуле:

$$\Delta P_{mn} = \left(1 + \lambda \cdot \frac{l}{d} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\omega^2 \cdot \rho}{2} \quad (5.3)$$

Расчитаем компрессор для подачи газа на абсорбцию.

Диаметр трубопровода (принимая скорость газа в трубопроводе 15 м/с)

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,165}{\pi \cdot 15 \cdot 22,96}} = 0,0656 \text{ м}$$

Выбираем стандартный диаметр трубопровода 73x3

Действительная скорость газа:

$$w = \frac{4 \cdot 1,165}{\pi \cdot 22,96 \cdot 0,067^2} = 14,4 \text{ м/с}$$

$$Re = \frac{14,4 \cdot 0,067 \cdot 22,96}{0,018 \cdot 10^{-3}} = 1230577$$

Принимаем $\Delta=0,2\text{мм}$

$$560/e = 560/0,00222 < Re$$

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

$$\lambda = 0,11 \cdot 0,00222^{0,25} = 0,0239$$

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 – 3 раза: $\xi = A \cdot B$, $A=1$, $B=0,11$,
 $\xi_3 = 0,11 \cdot 3 = 0,33$

вентиль нормальный при полном открытии – 2 штуки, при $d_{\text{тп}}=73\text{мм}$ $\xi = 5$

Сумма местных сопротивлений

$$\sum \xi = 0,5 + 1 + 0,33 + 2 \cdot 4,1 = 11,83$$

Сопротивление трубопровода:

$$\Delta P_{\text{тп}} = \left(1 + 0,0239 \cdot \frac{20}{0,067} + 11,83 \right) \cdot \frac{22,96 \cdot 14,4^2}{2} = 47525 \text{ Па}$$

Сопротивление аппаратов.

Теплообменник. Принимаем приблизительно $\Delta P=15000\text{Па}$

$$\Delta P = 15000 + 19971 = 34971 \text{ Па}$$

Суммарный требуемый напор газодувной машины

$$\Delta P = 2 \cdot 10^6 - 10^5 = 1,9 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Суммарный требуемый напор газодувной машины:

$$\Delta P = 1,9 \cdot 10^6 + 63000 = 1963000 \text{ Па}$$

С учетом КПД:

$$\Delta P = \frac{1963000}{0,8} = 2,454 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Требуемая производительность компрессора $Q=190,26 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Выбираем одноступенчатый поршневой компрессор марки 4М 10-200/2,2, мощностью 590кВт, частотой вращения 200 мин^{-1} , /7/

5.4. Ориентировочный расчет насоса

Рассчитаем насос, подающий воду в десорбер из ёмкости.

Для всасывающего и нагнетательного трубопровода примем одинаковую скорость течения воды, равную $2 \frac{м}{с}$. Тогда диаметр по формуле (3.42)

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 63,396}{\pi \cdot 2 \cdot 998}} = 0,201 \text{ м}$$

Выбираем стальную трубу наружным диаметром 219х6 мм. Фактическая скорость воды в трубе

$$\omega_{\text{факт}} = \frac{4 \cdot 63,396}{\pi \cdot 0,207^2 \cdot 998} = 1,89 \frac{м}{с}$$

$$Re = \frac{4 \cdot 63,396}{\pi \cdot 0,207 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 390141 > 10000$$

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

$$e = \frac{\Delta}{d} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,15} = 0,00133$$

Расчет коэффициента трения λ следует проводить по формуле:

$$\lambda = 0,11 \cdot e^{0,25}. \quad (5.4)$$

$$\lambda = 0,11 \cdot 0,00133^{0,25} = 0,021.$$

Определим сумму коэффициентов местных сопротивлений.

вход в трубу (принимая 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 $d_{\text{тп}} = 158$ мм
 $\xi = 5 \cdot 2 = 10$

Сумма местных сопротивлений

$$\sum \xi = 0,5 + 1 + 0,55 + 10 = 12,01$$

Сопротивление трубопровода рассчитывается по формуле (5.1):

$$\Delta P_{\text{тр}} = \left(1 + 0,021 \cdot \frac{10}{0,207} + 12,01 \right) \cdot \frac{1,89^2 \cdot 998}{2} = 24998 \text{ Па}$$

С учетом сопротивления подогревателя теплообменника-рекуператора:

$$\Delta P = 24998 + 124521 + 1644 = 151163 \text{ Па}$$

С учетом КПД:

$$\Delta P = \frac{151163}{0,7} = 215948 \text{ Па}$$

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

$$H = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g_n} \quad (5.5)$$

$$H = \frac{215948}{9,81 \cdot 998} = 22,06 \text{ м}$$

$$H = \frac{2 \cdot 10^6 - 0,1013 \cdot 10^6}{998 \cdot 9,81} + 22,06 + 7 = 214 \text{ м}.$$

Требуемая производительность:

$$Q = \frac{G}{\rho} = \frac{63,396}{998} = 0,0635 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Выбираем насос марки 10М-8х6б, его напор 218 м, производительность 230 м³/ч=0,06389 м³/с, /8/

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В работе была рассчитана установка для абсорбции ацетилена.

Процесс абсорбции ацетилена из газовой смеси, концентрацией 4 % ацетилена и 96 % воздуха осуществляется в тарельчатом абсорбере диаметром 1600 мм и высотой 27600 мм при температуре абсорбции 20°C. Производительность абсорбера по газовой фазе $3500 \frac{м^3}{ч}$ при нормальных условиях. Для проведения процесса абсорбции в колонне используются насадки в виде керамических колец Рашига 25×25×3 общей высотой 20,9 м.

Поглотитель (абсорбционная вода) подается в абсорбционную колонну при помощи насоса марки 10 М-8хбб производительностью 0,06389 м³/с и создающего напор в 218 м.

Поглотитель охлаждается в кожухотрубчатом теплообменнике диаметром кожуха – 600 мм, диаметром труб – 25×2 мм, общим числом труб – 240 шт, числом ходов – 2, длиной одного хода – 6 м, поверхностью теплообмена – 113 м².

Газовая смесь подается на абсорбцию одноступенчатым поршневым компрессором марки 4М 10-200/2,2, мощностью 590кВт, частотой вращения 200 мин⁻¹.

Охлаждается газовая смесь при помощи кожухотрубчатого теплообменника с диаметром кожуха — 1000 мм, диаметром теплообменных труб 20×2 мм, числом ходов – 1, общим числом теплообменных труб – 100, с поверхностью теплообмена – 12,5 м² при длине труб – 2 м.

Для экономии энергии в схеме используется теплообменник – рекуператор с диаметром кожуха — 375 мм, диаметром теплообменных труб 25×2 мм, числом ходов – 1, общим числом теплообменных труб – 747, с поверхностью теплообмена – 352 м² при длине труб – 6 м.

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

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973, 787 с.
2. Калишук Д.Г., Протасов С.К., Марков В.А. Процессы и аппараты химической технологии. Методические указания к курсовому проектированию по одноименной дисциплине для студентов очного и заочного обучения. – Мн: Ротапринт БГТУ, 1992, 42 с.
3. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию /Под ред. Ю. И. Дытнерского.– М.: Химия, 1991, 496с.
4. К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1970, 636 с.
5. Дж. Г. Перри. Справочник инженера-химика. Т.1. – Л.: Химия. 1969, 587с.
6. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1966, 655с.
7. Воздуходувки и компрессоры, изготавливаемые заводами. Материал для проектировщика. – М.: Химия, 1992, 256с.
8. ВИГМ, Насосы. – Л.: Красный печатник, 1960г, 382с.