

## СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	5
1. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР.....	6
1.1 Теоретические основы абсорбции.....	7
1.2 Основные технологические схемы для проведения процесса абсорбции...8	
1.3 Типовое оборудование для проектируемой установки.....	10
1.3.1 Тарельчатые колонны со сливными устройствами.....	12
1.3.2 Колонны с тарелками без сливных устройств.....	16
1.3.3 Насадочные абсорберы.....	17
2. ОБОСНОВАНИЕ И ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ.....	22
3. РАСЧЕТ АБСОРБЕРА.....	24
3.1 Определение условий равновесия процесса.....	24
3.2 Расчет материального баланса.....	26
3.2.1 Определение молярного расхода компонентов газовой смеси.....	26
3.2.2 Определение расхода поглотителя $\text{CO}_2$ из газовой смеси.....	28
3.2.3 Определение рабочей концентрации $\text{CO}_2$ в поглотителе на выходе из абсорбера. ....	30
3.2.4 Построение рабочей линии абсорбции $\text{CO}_2$ и определение числа единиц переноса .....	30
3.3 Определение рабочей скорости газа и диаметра аппарата.....	31
3.4. Определение высоты абсорбера.....	35
3.5 Определение гидравлического сопротивления абсорбера.....	41
3.6 Расчет диаметров штуцеров и труб.....	42
4. ПОДРОБНЫЙ РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКА ДЛЯ ОХЛАЖДЕНИЯ ПОГЛОТИТЕЛЯ.....	44
4.1 Тепловой баланс.....	44
4.2 Определение ориентировочной поверхности теплообмена.....	45
4.3. Выбор теплообменника.....	47
4.4 Уточнение $\Delta t_{\text{ср}}$ .....	48

4.5	Определение коэффициента теплоотдачи для поглотителя.....	49
4.6	Определение коэффициента теплоотдачи для охлаждающей воды.....	52
4.7	Определение коэффициента теплопередачи и истинной поверхности теплообмена.....	55
4.8	Определение гидравлического сопротивления теплообменника.....	56
5.	ПОДБОР ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ.....	59
5.1	Ориентировочный расчет теплообменника для охлаждения газовой смеси	59
5.2	Ориентировочный расчет насоса.....	62
5.2.1	Выбор трубопровода для всасывающей и нагнетательной линии.....	62
5.2.2	Определение потерь на трение и местные сопротивления.....	63
5.2.3	Выбор насоса.....	66
5.3	Выбор компрессора.....	66
	ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	67
	СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ.....	68

## 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 перегонка (ректификация) – процесс разделения жидких смесей, основанный на различии давления паров компонентов смеси. Этот процесс применяется для разделения жидкого воздуха в процессе производства кислорода, разделения воды и азотной кислоты в производстве азотной кислоты и во многих других химических производствах.

Также широко распространены и абсорбционные процессы, они являются основной технологической стадией ряда важнейших производств: абсорбция  $\text{SO}_3$  в производстве серной кислоты, абсорбция  $\text{HCl}$  с получением соляной кислоты, абсорбция  $\text{NH}_3$ , паров  $\text{C}_6\text{H}_6$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  и других компонентов из коксового газа и т.д.

## 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. Если же абсорбтив образует с абсорбентом химическое соединение, то процесс называется хемосорбцией.

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 или отбросные 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  $\text{SO}_2$  в производстве серной кислоты; абсорбция  $\text{HCl}$  с получением соляной кислоты; абсорбция окислов азота водой в производстве азотной кислоты; абсорбция  $\text{NH}_3$ , паров  $\text{C}_6\text{H}_6$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  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  $\text{SO}_2$ ; 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:

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

где  $y_A^*$  – равновесная концентрация извлекаемого компонента в газовой фазе,  $m$  – коэффициент распределения,  $x$  – концентрация газа в растворе.

Уравнение (1.1) показывает, что зависимость между концентрациями данного компонента в газовой смеси и в равновесной с ней жидкости выражается прямой линией, проходящей через начало координат и имеющей угол наклона, тангенс которого равен  $m$ . Числовые значения величины  $m$  зависят от температуры и давления в системе: уменьшаются с увеличением давления и снижением температуры. Таким образом, растворимость газа в жидкости увеличивается с повышением давления и снижением температуры

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

Закон Генри применим к растворам газов, критические температуры которых выше температуры раствора, и справедлив только для идеальных растворов. Поэтому он с достаточной точностью применим лишь к сильно разбавленным реальным растворам, приближающимся по свойствам к идеальным, т. е. соблюдается при малых концентрациях растворенного 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 от 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.

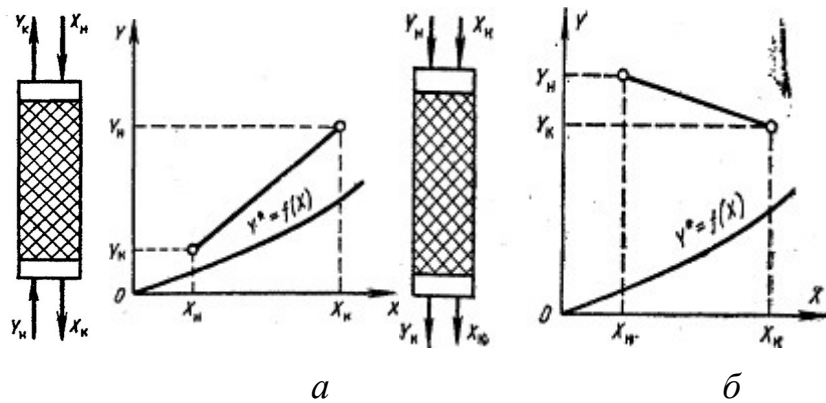
При повышенных давлениях (порядка десятков атмосфер и выше) равновесие между газом и жидкостью не следует закону Генри, так как изменение объема жидкости вследствие растворения в ней газа становится соизмеримым с изменением объема данного газа.

## **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. 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 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.

## Схемы противоточной и прямоточной абсорбции



а – противоточная абсорбция; б – прямоточная абсорбция;

Рис. 1.1.

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  $X_n$ . В результате образуется смесь, концентрация которой равна  $X_{см}$ , при чем  $X_{см} > X_n$ .

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

## Схема одноступенчатой абсорбции с рециркуляцией жидкости

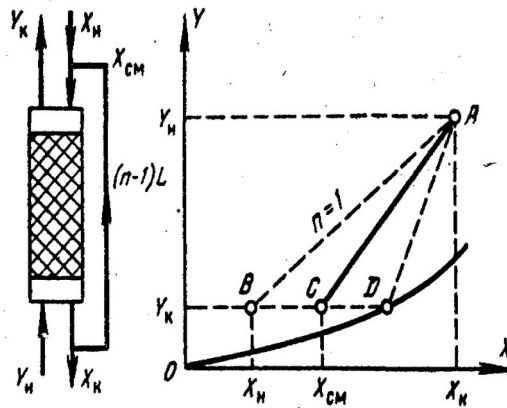


Рис. 1.2.

### 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.

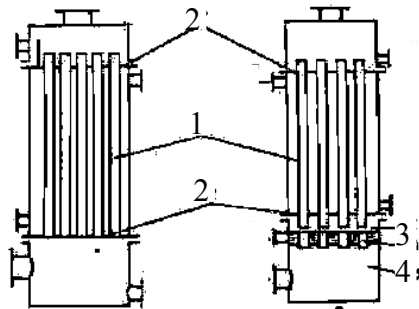
На рис. 1.3 представлены пленочные абсорберы: трубчатый противоточный и с восходящим движением пленки.

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

б



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

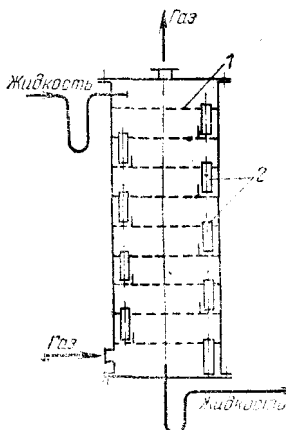
конструкции тарельчатых аппаратов. По способу слива жидкости с тарелок барботажные абсорберы можно подразделить на колонны: 1) с тарелками со сливными устройствами и 2) с тарелками без сливных устройств.

### 1.3.1 Тарельчатые колонны со сливными устройствами

В этих колоннах перелив жидкости с тарелки на тарелку осуществляется при помощи специальных устройств — сливных трубок, карманов и т. п. Нижние концы трубок погружены в стакан на нижерасположенных тарелках и образуют гидравлические затворы, исключающие возможность прохождения газа через сливное устройство.

Принцип работы колонн такого типа виден из рис. 1.4, где в качестве примера показан абсорбер с ситчатыми тарелками. Жидкость поступает на верхнюю тарелку 1, сливается с тарелки на тарелку через переливные устройства 2 и удаляется из нижней части колонны. Газ поступает в нижнюю часть аппарата, проходит последовательно сквозь отверстия или колпачки каждой тарелки. При этом газ распределяется в виде пузырьков и струй в слое жидкости на тарелке, образуя на ней слой пены, являющийся основной областью массообмена и теплообмена на тарелке. Отработанный газ удаляется сверху колонны.

Тарельчатая колонна со сливными устройствами.



1—тарелка, 2—сливные устройства.

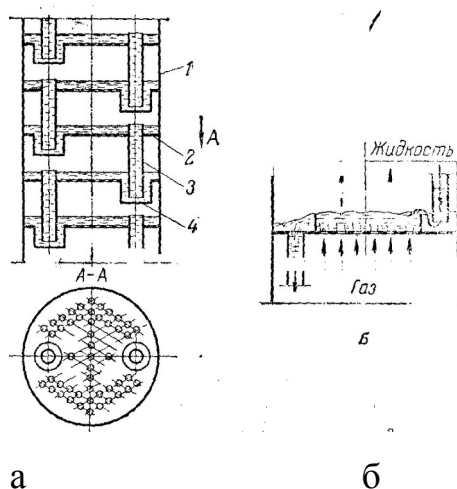
Рис. 1.4.

К тарелкам со сливными устройствами относятся: ситчатые, колпачковые, клапанные и балластные, пластинчатые и др.

Ситчатые тарелки. Колонка с ситчатыми тарелками (рис. 1.5) представляет собой вертикальный цилиндрический корпус 1 с горизонтальными тарелками 2, в которых равномерно по всей поверхности просверлено значительное число отверстий диаметром 1—5 мм. Для слива жидкости и регулирования ее уровня на тарелке служат переливные трубки 3, нижние концы которых погружены в стаканы 4.

Ситчатые тарелки устойчиво работают в довольно широком интервале скоростей газа, причем в определенном диапазоне нагрузок по газу и жидкости эти тарелки обладают высокой эффективностью. Вместе с тем ситчатые тарелки чувствительны к загрязнениям и осадкам, которые забивают отверстия тарелок. В случае внезапного прекращения поступления газа или значительного снижения его давления с ситчатых тарелок сливается вся жидкость, и для возобновления процесса требуется вновь запускать колонну.

Ситчатая колонна.

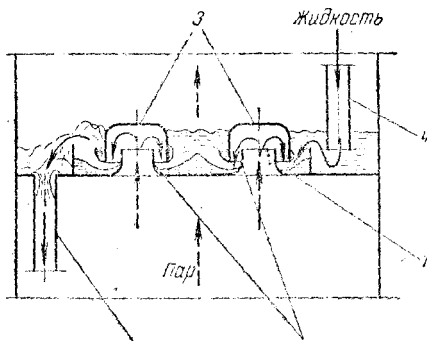


а—схема устройства колонны, б—схема работы тарелки, 1—корпус, 2—тарелка, 3—переливная труба, 4—стакан.

Рис. 1.5.

Колпачковые тарелки. Менее чувствительны к загрязнениям, чем колонны с ситчатыми тарелками, и отличаются более высоким интервалом устойчивой работы колонны с колпачковыми тарелками (рис. 1.6). Газ на тарелку 1 поступает по патрубкам 2, разбиваясь затем прорезями колпачка 3 на большое число отдельных струй. Прорези колпачков наиболее часто выполняются в виде зубцов треугольной или прямоугольной формы. Далее газ проходит через слой жидкости, перетекающей по тарелке от одного сливного устройства 4 к другому. При движении через слой значительная часть мелких струй распадается и газ распределяется в жидкости в виде пузырьков. Интенсивность образования пены и брызг на колпачковых тарелках зависит от скорости движения газа и глубины погружения колпачка в жидкость.

Схема работы колпачковой тарелки.

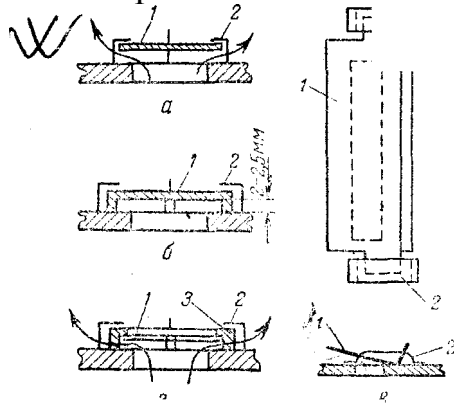


1–тарелка, 2–газовые патрубки, 3–колпачки, 4–сливные трубы.

Рис. 1.6.

Клапанные и балластные тарелки (рис. 1.7). Эти тарелки получают за последнее время все более широкое распространение, особенно для работы в условиях значительно меняющихся скоростей газа.

## Клапанные тарелки.



а, б–с круглыми клапанами, в–пластинчатым клапаном, г – балластная, 1–клапан, 2–кронштейн-ограничитель, 3–балласт.

Рис. 1.7.

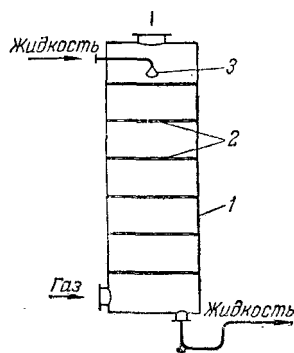
Принцип действия клапанных тарелок (рис. 1.7) состоит в том, что свободно лежащий над отверстием в тарелке круглый клапан 1 с изменением расхода газа своим весом автоматически регулирует величину площади зазора между клапаном и плоскостью тарелки для прохода газа и тем самым поддерживает постоянной скорость газа при его истечении в барботажный слой. При этом с увеличением скорости газа в колонне гидравлическое сопротивление клапанной тарелки увеличивается незначительно. Высота подъема клапана ограничивается высотой кронштейна-ограничителя 2 и обычно не превышает 8 мм. Пластинчатые клапаны (рис. 1.7) работают так же, как и круглые. Они имеют форму неравнобокого уголка, одна из полок которого (более длинная) закрывает прямоугольное отверстие в тарелке.

Достоинства клапанных и балластных тарелок: сравнительно высокая пропускная способность по газу и гидродинамическая устойчивость, постоянная и высокая эффективность в широком интервале нагрузок по газу. Последнее достоинство является особенностью клапанных и балластных тарелок по сравнению с тарелками других конструкций. К недостаткам этих тарелок следует отнести их повышенное гидравлическое сопротивление, обусловленное весом клапана или балласта.

### 1.3.2 Колонны с тарелками без сливных устройств

В тарелке без сливных устройств (рис. 1.8) 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.

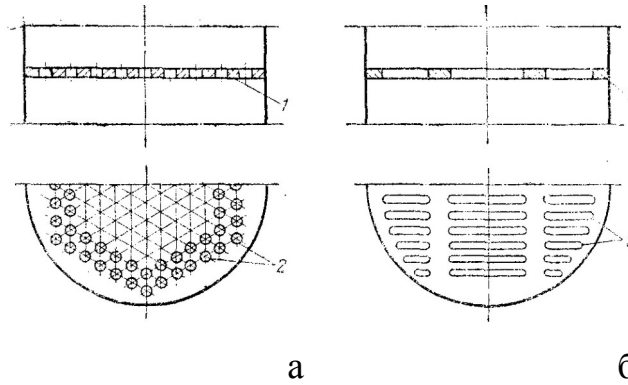


1—колонна, 2—тарелки, 3—распределитель жидкости.

Рис. 1.8.

Дырчатые тарелки (рис. 1.9) 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. 1.9.

Решетчатые тарелки (рис. 1.9) 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.

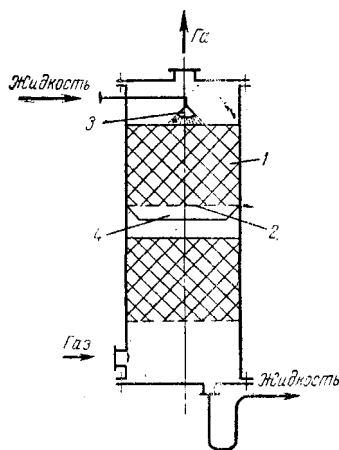
Основной недостаток колонн с дырчатыми, решетчатыми и трубчатыми провальными тарелками — небольшой интервал изменения скоростей газа и жидкости, в пределах которого поддерживается устойчивая и эффективная их работа.

### 1.3.3 Насадочные абсорберы

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 — 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. 1.3.

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



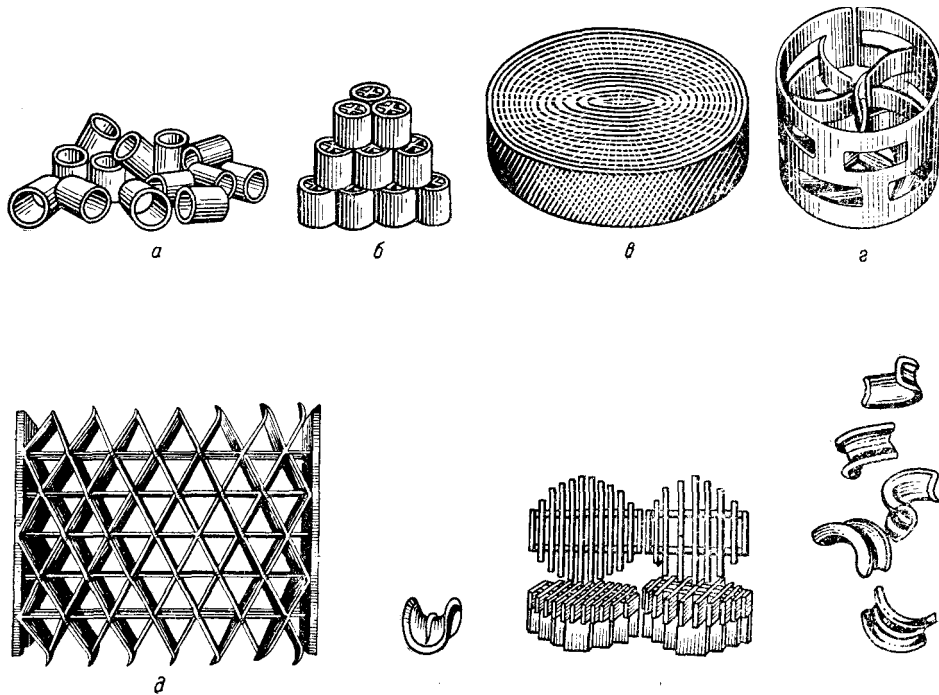
жидкости с одного элемента насадки на другой пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая пленка. При этом часть жидкости проходит через расположенные ниже слои насадки в виде струек, капель и брызг. Часть поверхности насадки бывает смочена неподвижной (застойной) жидкостью.

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 Гудное; г — кольца Паля; д — насадка «Спрейпак»; е — седла йерля; ж — хордовая насадка; з — седла «Инталлокс».

Рис. 1.4.

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

## 2. ОБОСНОВАНИЕ И ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ

По условию задания на курсовое проектирование необходимо рассчитать и спроектировать установку для абсорбции  $\text{CO}_2$ , концентрацией 7 %  $\text{CO}_2$  и 93 % воздуха, водой.

Газовая смесь не содержит твердых включений и подается на абсорбцию компрессором **К**. Перед этапом абсорбции  $\text{CO}_2$  водой производится охлаждение газовой смеси, происходящее в кожухотрубчатом теплообменнике **T1**. В нем происходит охлаждение газовой смеси от 42 °С до температуры абсорбции 18 °С. В качестве второго теплоносителя используется рассол, содержащий 20 масс. % хлористого натрия.

Затем газовая смесь поступает на абсорбцию в насадочный абсорбер **АК** с насадкой – керамические кольца Рашига 35×35×4. 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.

После абсорбции воздух достигает заданной степени очистки и может быть выброшен в атмосферу.

В качестве поглотителя используется вода, которая поступает в установку при температуре 28 °С. Охлаждение поглотителя до температуры абсорбции происходит в кожухотрубчатом теплообменнике **T2**. В качестве второго теплоносителя используется захлажденная вода с начальной температурой 10 °С. Поглотитель (абсорбционная вода) подается в

абсорбционную колонну при помощи центробежного многоступенчатого секционного насоса **Н1**.

Смесь воды и двуокиси углерода из абсорбера идет на десорбцию в ректификационную колонну **РК**. Очищенная вода после ректификации может повторно использоваться для абсорбции, что повышает экономию ресурсов.

### 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  $CO_2$  в воде,  $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{раствора})}$ ;

$y$  - концентрация  $CO_2$  в воздухе,  $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{газ.смеси})}$ .

$E = 1,02 \cdot 10^6$  мм рт. ст. =  $1,36 \cdot 10^8$  Па при температуре абсорбции 18 °С /4/.

$$x^* = \frac{2,4 \cdot 10^6}{1,36 \cdot 10^8} \cdot y = 0,01765 \cdot y, \quad (3.2)$$

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.

$$x^* = 0,01765 \cdot 0,02 = 3,53 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{раствора})}$$

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

$$Y = \frac{y}{1 - y}, \tag{3.3}$$

$$X = \frac{x}{1 - x}, \tag{3.4}$$

где  $y$  - абсолютная концентрация  $CO_2$  в газовой фазе,  $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{газ.смеси})}$  ;

$Y$  - относительная концентрация  $CO_2$  в газовой фазе,  $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{воздуха})}$  ;

$x$  - абсолютная концентрация  $CO_2$  в жидкой фазе,  $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{раствора})}$  ;

$X$  - относительная концентрация  $CO_2$  в жидкой фазе,  $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{воды})}$  ;

$$x = 1,452 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{раствора})}$$

$$X = \frac{x}{1 - x} = \frac{3,53 \cdot 10^{-4}}{1 - 3,53 \cdot 10^{-4}} = 3,531 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{воды})}$$

Таблица 3.1.  
Расчет равновесной линии.

$x^*$ , $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{раствора})}$	$y$ , $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{газ.смеси})}$	$X^*$ , $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{воды})}$	$Y$ , $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{воздуха})}$
0	0	0	0
$3,53 \cdot 10^{-4}$	0,02	$3,531 \cdot 10^{-4}$	0,0204
$7,06 \cdot 10^{-4}$	0,04	$7,065 \cdot 10^{-4}$	0,0417

$1,059 \cdot 10^{-3}$	0,06	$1,06 \cdot 10^{-3}$	0,0638
$1,412 \cdot 10^{-3}$	0,08	$1,414 \cdot 10^{-3}$	0,087
$1,765 \cdot 10^{-3}$	0,1	$1,768 \cdot 10^{-3}$	0,1111



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

Линия равновесия

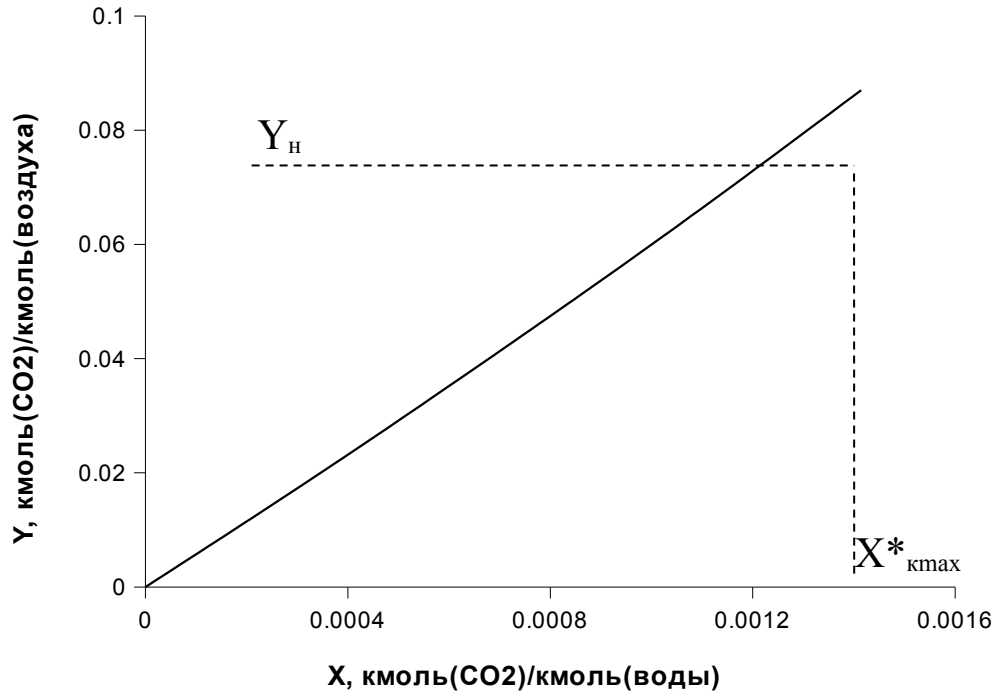




Рис. 3.1.

## 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 ( $T=291\text{K}$ ,  $P=2,4 \cdot 10^6 \text{ Па}$ ).

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

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

$$V_{см} = 6000 \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{2,4 \cdot 10^6} \cdot \frac{291}{273} = 269,95 \frac{м^3}{ч}$$

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,  $\frac{м^3}{ч}$  ;

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

$$G_{см} = \frac{6000}{3600 \cdot 22,4} = 0,0744 \frac{кмоль}{с}$$

Молярный расход инертного газа определяется по уравнению /4/:

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

где  $y_n$  - исходная концентрация  $CO_2$  в газовой смеси,  $\frac{кмоль(CO_2)}{кмоль(газ.смеси)}$  ;

$G$  - молярный расход инертного газа,  $\frac{кмоль}{с}$  .

Из условия задания  $y_n = 0,07 \frac{кмоль(CO_2)}{кмоль(газ.смеси)}$

$$G = 0,0744 \cdot (1 - 0,07) = 0,06919 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

Концентрацию  $\text{CO}_2$  на выходе из абсорбера  $y_k$ ,  $\frac{\text{кмоль}(\text{CO}_2)}{\text{кмоль}(\text{газ.смеси})}$  :

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

где  $\varphi$  – степень извлечения,  $\varphi=0,78$  (из задания).

$$y_k = 0,07 \cdot (1 - 0,78) = 0,0154 \frac{\text{кмоль}(\text{CO}_2)}{\text{кмоль}(\text{газ.смеси})}$$

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

$$Y_k = 0,01564 \frac{\text{кмоль}(\text{CO}_2)}{\text{кмоль}(\text{воздуха})}, \quad Y_n = 0,07527 \frac{\text{кмоль}(\text{CO}_2)}{\text{кмоль}(\text{воздуха})}$$

Для определения молярного расхода  $\text{CO}_2$   $M$ , который поглощается, служит следующее уравнение /4/:

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

$$M = 0,06919 \cdot (0,07527 - 0,01564) = 4,126 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

### 3.2.2 Определение расхода поглотителя $\text{CO}_2$ из газовой смеси

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

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

где  $X_k^*$ - равновесная относительная концентрация  $CO_2$  в воде на выходе из аппарата,  $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(воды)}$ ;  $X_n$  - исходная относительная концентрация  $CO_2$  в воде,  $\frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(воды)}$ .

Равновесную относительную концентрацию  $CO_2$  в воде на выходе из аппарата определим по линии равновесия рис. 3.1. Для противоточных абсорберов  $X_k^*=f(Y_n)$ . По графику максимально возможная концентрация  $CO_2$  в воде при условиях абсорбции составляет  $X_k^*=0,00122 \frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(воды)}$ .

$$L_{\text{мин}} = \frac{4,126 \cdot 10^{-3}}{0,00122 - 0} = 3,382 \frac{\text{кмоль}}{с}$$

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  $\alpha$  - 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/.

$$L = 3,382 \cdot 1,5 = 5,073 \frac{\text{кмоль}}{с}$$

### 3.2.3 Определение рабочей концентрации $\text{CO}_2$ в поглотителе на выходе из абсорбера.

Для определения рабочей концентрации служит уравнение:

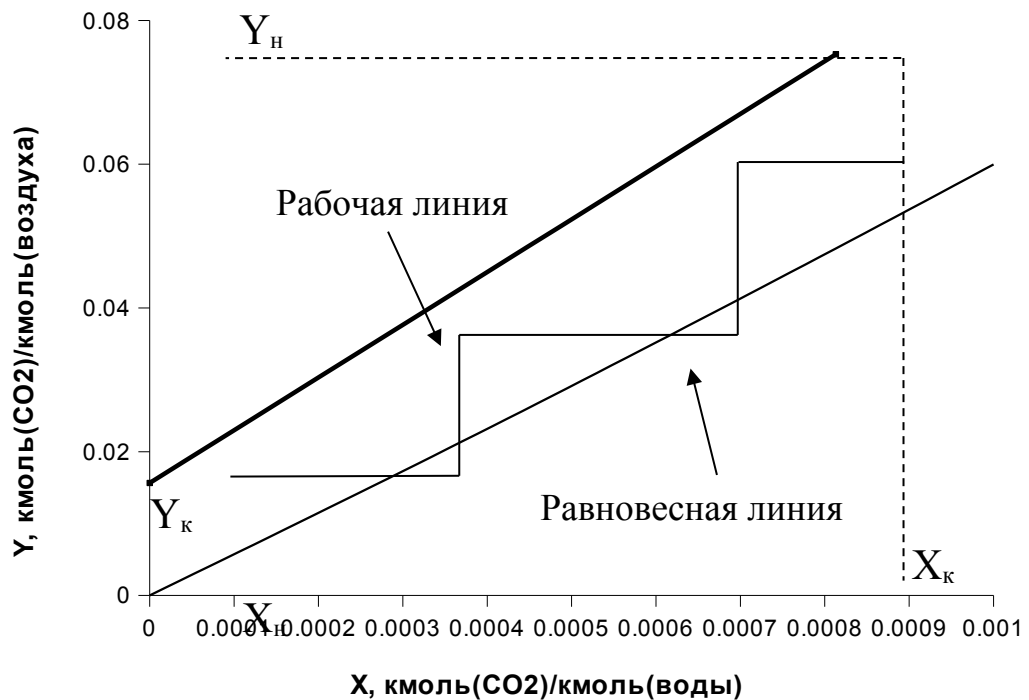
$$X_k = \frac{M}{L} + X_n \quad (3.12)$$

$$X_k = \frac{4,126 \cdot 10^{-3}}{5,073} + 0 = 8,133 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль}(\text{CO}_2)}{\text{кмоль}(\text{воды})}$$

### 3.2.4 Построение рабочей линии абсорбции $\text{CO}_2$ 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.



ок 3.2

Рис. 3.2.

По графику методом вписывания ступенек определяется число единиц переноса. Оно равно 2,3.

### 3.3 Определение рабочей скорости газа и диаметра аппарата

Для расчета диаметра абсорбера служит следующее уравнение:

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

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/:

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

где  $\mu_x$  – вязкость поглотителя при температуре в абсорбере, мПа · с;

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

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

$\varepsilon$  – 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  $35 \times 35 \times 4$  /3, стр.448/.

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  $\rho_0$  - плотность газа при 273К, для воздуха равна  $1,29 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$  /4/; Т - температура процесса, °С.

$$\rho_{\text{возд}} = 1,29 \cdot \frac{24 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{291} = 28,67 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Плотность углекислого газа при нормальных условиях равна  $1,98 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$  /4/, а при условиях абсорбции

$$\rho_{\text{CO}_2} = 1,98 \cdot \frac{24 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{291} = 44,01 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Плотность газовой смеси считаем по средней концентрации  $\text{CO}_2$

в аппарате  $y_{cp} = \frac{y_n + y_k}{2} = \frac{0,07 + 0,0154}{2} = 0,0427 \frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(\text{газ.смеси})}$

$$\rho_y = \rho_{CO_2} \cdot y_{CO_2} + \rho_{возд} \cdot (1 - y_{CO_2}) \quad (3.16)$$

$$\rho_y = 44,01 \cdot 0,0427 + 28,67 \cdot (1 - 0,0427) = 29,33 \frac{\text{КГ}}{\text{М}^3}$$

Аналогично рассчитаем молекулярную массу газовой смеси

$$M_y = 44 \cdot 0,0427 + 29 \cdot (1 - 0,0427) = 29,64 \frac{\text{КГ}}{\text{КМОЛЬ}}$$

Плотность жидкой смеси при температуре 291 К (содержанием диоксида углерода в воде пренебрегаем) равна  $\rho_x = 998,4 \frac{\text{КГ}}{\text{М}^3}$  /4/.

$\mu_x = 1,062 \cdot 10^{-3}$  Па · с при температуре 18°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

$$G = 0,0744 \cdot 29,64 = 2,205 \frac{\text{КГ}}{\text{С}}$$

Для жидкой смеси

$$L = 5,073 \cdot 18 = 91,31 \frac{\text{КГ}}{\text{С}}$$

Из формулы (2.14) определяем предельную скорость

$$\lg \left[ \frac{w_{пред}^2 \cdot 140 \cdot 1,062^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3} \cdot \frac{29,33}{(998,4 - 29,33)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left( \frac{91,31}{2,205} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{29,33}{998,4 - 29,33} \right)^{0,125}$$

$$w_{пр} = 0,03943 \frac{м}{с}$$

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

$$w = 0,8 \cdot w_{пр} = 0,8 \cdot 0,03943 = 0,031544 \frac{м}{с}$$

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

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 269,95}{3600 \cdot 0,031544 \cdot \pi}} = 1,597 м$$

Рассчитанный диаметр колонного аппарата приводится к стандартизованным размерам. Ближайший стандартный диаметр колонного цельносваренного аппарата с насыпной насадкой составляет 1,6 м /5/.

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

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

$$\omega_{раб} = \frac{4 \cdot 269,95}{3600 \cdot \pi \cdot 1,6^2} = 0,03731 \frac{м}{с}$$

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

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

$$V_x = \frac{91,31}{998,4} = 0,09146 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

$$U = \frac{4 \cdot 0,09146}{\pi \cdot 1,6^2} = 4,551 \cdot 10^{-2} \frac{\text{м}^3}{(\text{м}^2 \cdot \text{с})}.$$

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  $K_y$ ,  $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль}/\text{кмоль})$  /4, стр. 392/:

$$h_{oy} = G / (K_y \cdot S \cdot \sigma \cdot \psi), \quad (3.23)$$

где  $S$  – поперечное сечение абсорбера,  $\text{м}^2$ ;  $\sigma$  – относительная поверхность насадки,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $\psi$  – коэффициент смачиваемости насадки.

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

где  $\beta_y$  и  $\beta_x$  – коэффициент массоотдачи по газовой и жидкой фазам соответственно,  $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль}/\text{кмоль})$ ;  $m$  – коэффициент распределения вещества по фазам.

Для колонн с неупорядоченной насадкой коэффициент массоотдачи  $\beta_y$  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,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $d_s$  – эквивалентный диаметр насадки,  $\text{м}$ ;  $Re$  – критерий Рейнольдса;  $Pr$  – критерий Прандтля.

Критерий Рейнольдса для газовой фазы в насадке ( $d_s=0,022 \text{ м}$ ) /3, стр.

199/

$$\text{Re}_y = \frac{w \cdot d_s \cdot \rho_y}{\varepsilon \cdot \mu_y} \quad (3.27)$$

$$\text{Re}_y = \frac{0,03731 \cdot 0,022 \cdot 29,33}{(0,78 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3})} = 1714,72$$

Диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы, при этом коэффициент диффузии углекислого газа в воздухе при температуре абсорбции 18 °С, и давлении  $2,4 \cdot 10^6$  Па равен  $D_y = 5,9 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$  /4/

$$\text{Pr}'_y = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y} \quad (3.28)$$

$$\text{Pr}'_y = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{(29,33 \cdot 5,9 \cdot 10^{-7})} = 1,040$$

Подставляем полученные критерии Рейнольдса и Прандтля в уравнение (3.25)

$$Nu'_y = 0,407 \cdot 1714,72^{0,665} \cdot 1,040^{0,33} = 58,34$$

Находим коэффициент массоотдачи  $\beta_y$  из уравнения (3.27)

$$\beta_y = Nu'_y \cdot D_y / d_s = 58,34 \cdot 5,9 \cdot 10^{-7} / 0,022 = 1,565 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$$

Выразим коэффициент массоотдачи  $\beta_y$  в выбранной для расчета размерности

$$\beta_y \left[ \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}} \right] = \beta_y \left[ \frac{\text{м/с}}{\text{М}_y} \right] \cdot \rho_y \quad (3.29)$$

$$\beta_y = \frac{1,565 \cdot 10^{-3} \cdot 29,33}{29,64} = 1,549 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$$



Коэффициент массоотдачи  $\beta_x$  в жидкой фазе находят из обобщенного уравнения /3, стр. 200/

$$Nu'_x = 0,0021 \cdot Re_x^{0,75} \cdot Pr_x^{0,5}, \quad (3.30)$$

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

$$Nu'_x = \beta_x \cdot \delta_{np} / D_x, \quad (3.31)$$

где  $\delta_{np}$  – приведенная толщина стекающей пленки жидкости, м.

Приведенная толщина стекающей пленки жидкости может быть найдена из уравнения

$$\delta_{np} = \left[ \frac{\mu_x^2}{\rho_x^2 \cdot g} \right]^{1/3} \quad (3.32)$$

$$\delta_{np} = \left[ \frac{(1,062 \cdot 10^{-3})^2}{(998,4^2 \cdot 9,81)} \right]^{1/3} = 4,868 \cdot 10^{-5} \text{ м}$$

Модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости

$$Re_x = 4 \cdot U \cdot \rho_x / (a \cdot \mu_x), \quad (3.33)$$

где  $U$  – плотность орошения,  $\frac{m^3}{(m^2 \cdot c)}$ .

$$Re_x = 4 \cdot 4,868 \cdot 10^{-3} \cdot 998,4 / (40 \cdot 1,062 \cdot 10^{-3}) = 1222,42$$

Диффузионный критерий Прандтля для жидкости, при этом коэффициент диффузии двуокиси углерода в воде при температуре абсорбции 18 °С, и давлении  $2,4 \cdot 10^6$  Па равен  $D_x = 1,728 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$  /4/

$$Pr'_y = \frac{\mu_y}{(\rho_y \cdot D_y)} \quad (2.34)$$

$$Pr'_y = \frac{1,062 \cdot 10^{-3}}{(998,4 \cdot 1,728 \cdot 10^{-9})} = 615,57$$

Подставляем полученные критерии Рейнольдса и Прандтля в уравнение (3.28)

$$Nu'_x = 0,0021 \cdot 1222,42^{0,75} \cdot 615,57^{0,5} = 10,77$$

Находим коэффициент массоотдачи  $\beta_x$  из уравнения (3.31)

$$\beta_x = Nu'_x \cdot D_x / \delta_{np} = 10,77 \cdot 1,728 \cdot 10^{-9} / 4,868 \cdot 10^{-5} = 3,823 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$$

Выразим коэффициент массоотдачи  $\beta_x$  в выбранной для расчета размерности по формуле (3.29)

$$\beta_x = 3,823 \cdot 10^{-4} \cdot 998,4 / 18 = 2,121 \cdot 10^{-2} \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль}/\text{кмоль})$$

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  $m = 61,65$ .

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

$$K_y = \frac{1}{\left( \frac{1}{1,549 \cdot 10^{-3}} + \frac{61,65}{2,121 \cdot 10^{-2}} \right)} = 2,815 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль}/\text{кмоль})$$

Поперечное сечение абсорбера рассчитаем по формуле

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (3.35)$$

$$S = \frac{\pi \cdot 1,6^2}{4} = 1,13 \text{ м}^2$$

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

$$\psi = 1 - A \cdot \exp(-b \cdot \text{Re}_x^p), \quad (3.36)$$

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

$$\psi = 1 - 1,02 \cdot \exp(-0,16 \cdot 1222,42^{0,4}) = 0,9347$$

Высоту единицы переноса определяем согласно уравнению (3.23)

$$h_{oy} = \frac{0,06919}{(2,815 \cdot 10^{-4} \cdot 1,13 \cdot 140 \cdot 0,9347)} = 1,662 \text{ м}$$

Высоту насадки  $H$ , м, в аппарате определяем по уравнению (3.22), количество единиц переноса было определено ранее в пункте 3.2.4, оно равно 2,3.

$$H = 1,662 \cdot 2,3 = 3,823 \text{ м}$$

Принимаем высоту насадки равной 4 м.

Общую высоту абсорбционной колонны определяют с учетом требований /5/, добавляя к высоте насадочной части (4 м) высоту кубовой (2,8 м) и сепарационной (1,6 м) частей, разрывов для установки перераспределительных тарелок (1,425 м и 0,5 м), высоту опоры (2 м), высота днища и крышки аппарата (0,6 м).

$$H_{\text{общ}} = 4 + 2,8 + 1,6 + 1,425 + 0,5 + 2 + 0,6 = 12,925 \text{ м}$$

### 3.5 Определение гидравлического сопротивления абсорбера

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

$$\Delta P_{\text{сн}} = \lambda \cdot \frac{H}{d_{\text{эп}}} \cdot \frac{\rho_{\text{г}} \cdot w_{\text{раб}}^2}{2 \cdot \varepsilon^2}, \quad (3.37)$$

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

Число Рейнольдса для движения газа в насадке:

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot w_{\text{раб}} \cdot \rho_{\text{г}}}{\sigma_{\text{н}} \cdot \mu_{\text{г}}}, \quad (3.38)$$

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

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 0,03731 \cdot 29,33}{(140 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3})} = 1736,99$$

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

$$\lambda = 16 / Re^{0.2}, \quad (3.39)$$

$$\lambda = 16 / 1736,99^{0.2} = 3,599$$

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

$$\Delta P_{см} = 3,599 \cdot \frac{4}{0,022} \cdot \frac{29,33 \cdot 0,03731^2}{2 \cdot 0,78^2} = 21,96 \text{ Па}$$

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

$$\Delta P_{см} = \Delta P_{см} \cdot \left[ 1 + 8,4 \cdot \left( \frac{L_m}{G_m} \right)^{0,4} \cdot \left( \frac{\rho_x}{\rho_y} \right)^{0,23} \right], \quad (3.40)$$

где  $L_m$  и  $G_m$  – массовые расходы жидкости и газа через абсорбер соответственно,  $\frac{кг}{с}$ .

$$\Delta P_{см} = 21,96 \cdot \left[ 1 + 8,4 \cdot \left( \frac{91,31}{2,205} \right)^{0,4} \cdot \left( \frac{998,4}{29,33} \right)^{0,23} \right] = 1863,17 \text{ Па}$$

### 3.6 Расчет диаметров штуцеров и труб

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



$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\omega_p \cdot \pi}}, \quad (3.41)$$

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

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

$$d_{ж} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,09146}{15 \cdot \pi}} = 0,0881 м$$

Примем штуцер с  $D_y=100$  мм с толщиной стенки 3,5 мм /4/.

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

$$d_{газ} = \sqrt{\frac{4 \cdot 269,95}{3600 \cdot 2 \cdot \pi}} = 0,2185 м$$

Примем штуцер с  $D_y=250$  мм толщиной стенки 3 мм /4/.

#### 4. ПОДРОБНЫЙ РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКА ДЛЯ ОХЛАЖДЕНИЯ ПОГЛОТИТЕЛЯ

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,  $\frac{Дж}{кг \cdot K}$ ;  $t_{н1}$  - начальная температура теплоносителя,  $^{\circ}C$ ;  $t_{к1}$  - конечная температура теплоносителя,  $^{\circ}C$ .

Средняя температура поглотителя в теплообменнике:

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

$$t_{cp} = \frac{32 + 18}{2} = 25^{\circ}C$$

Теплоемкость поглотителя (воды) при средней температуре

$$c = 4,185 \cdot 10^3 \frac{Дж}{кг \cdot K}.$$

Тепловая нагрузка, согласно уравнению (4.1) составляет:

$$Q = 91,31 \cdot 4185 \cdot (32 - 18) = 5349852,9 \text{ Вт}$$

В качестве второго теплоносителя используется захлажденная вода с начальной температурой  $10^{\circ}C$  и конечной –  $18^{\circ}C$ .



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

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

где  $G_{\text{воды}}$  - массовый расход охлаждающего теплоносителя,  $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$ ;  $t_{\text{н}}^{\text{воды}}$  - начальная температура охлаждающего теплоносителя,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $t_{\text{к}}^{\text{воды}}$  - конечная температура охлаждающего теплоносителя,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $c_{\text{воды}}$  - теплоемкость охлаждающего теплоносителя, при средней температуре  $14^{\circ}\text{C}$ , рассчитанной по формуле (4.2), равная  $4190 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{K}}$  /4/.

$$G_{\text{воды}} = \frac{5349852,9}{4190 \cdot (18 - 10)} = 159,6 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Определение ориентировочной поверхности теплообмена

Для определения ориентировочной поверхности теплообмена служит уравнение/4/:

$$F_{\text{оп}} = \frac{Q}{K_{\text{оп}} \cdot \Delta t_{\text{ср}}}, \quad (4.4)$$

где  $K_{\text{оп}}$  - ориентировочное значение коэффициента теплопередачи;  $\Delta t_{\text{ср}}$  - 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

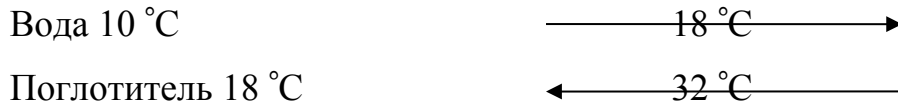


Рис. 4.1.

Для определения разности температур на концах теплообменника служат следующие уравнения:

$$\Delta t_{\bar{o}} = t_{n1} - t_{k2}, \quad (4.5)$$

$$\Delta t_{\bar{m}} = t_{k1} - t_{n2}, \quad (4.6)$$

где  $t_{n1}$  - начальная температура поглотителя, °C;  $t_{k1}$  - конечная температура поглотителя, °C;  $t_{n2}$  - начальная температура охлаждающего теплоносителя, °C;  $t_{k2}$  - конечная температура охлаждающего теплоносителя, °C.

$$\Delta t_{\bar{m}} = 28 - 10 = 18^{\circ} \text{C}$$

$$\Delta t_{\bar{o}} = 32 - 18 = 14^{\circ} \text{C}$$

В виду того, что

$$\frac{\Delta t_{\bar{o}}}{\Delta t_{\bar{m}}} = \frac{14}{18} = 0,77 < 2,$$

то средняя разница температур определяется

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\bar{b}} + \Delta t_m}{2}, \quad (4.7)$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{14 + 8}{2} = 11^\circ C$$

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

$$F_{op} = \frac{5349852,9}{800 \cdot 11} = 607,94 \text{ м}^2$$

#### 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 и 0,021 м.

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

Вязкость воды при средней температуре  $14^\circ C$   $\mu = 1,186 \cdot 10^{-3}$  Па · с.



$$n_x = \frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 159,6}{\pi \cdot 0,016 \cdot 15000 \cdot 1,186 \cdot 10^{-3}} = 714,28$$

В соответствии с определенной поверхностью теплообмена и количеством труб теплообменника для использования в процессе теплообмена принимается теплообменник с /3/:

Диаметр кожуха, мм	1200
Диаметр труб, мм	20×2
Общим числом труб, шт.	1658
Числом ходов	2
Длиной труб, м	6
Поверхность теплообмена, м <sup>2</sup>	625,0

Уточнение  $\Delta t_{cp}$ .

Уточнение  $\Delta t_{cp}$  проводят только в том случае, когда выбран многоходовой теплообменник.

Уточненное значение  $\Delta t_{cp}$  рассчитывают по уравнению

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

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

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

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{\text{нагрев холодного теплоносителя}}{\text{разность начальных температур}} \quad (4.10)$$

$$P = \frac{|18 - 10|}{28 - 10} = 0,44$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{\text{охлаждение горячего теплоносителя}}{\text{нагрев холодного теплоносителя}} \quad (4.11)$$

$$R = \frac{28 - 18}{|18 - 10|} = 1,25$$

Величина  $\varepsilon_i$  равна 0,99 /4/.

Уточненное значение  $\Delta t_{cp}$

$$\Delta t_{cp} = 0,99 \cdot 11 = 10,89^\circ \text{C}$$

Среднюю температуру поглотителя рассчитываем как среднее арифметическое его начальной и конечной температур (4.2).

$$t_2 = \frac{32 + 18}{2} = 25^\circ \text{C}$$

Средняя температура второго теплоносителя определяется как

$$t_1 = t_2 + \Delta t_{cp} \quad (4.12)$$

$$t_1 = 25 - 10,89 = 14,11^\circ \text{C}$$

В дальнейших расчетах соответственно определенным температурам берут все физические свойства.

Определение коэффициента теплоотдачи для поглотителя

Принимаем температуру стенки со стороны горячего теплоносителя равной  $23,3^\circ \text{C}$ .

Температурный напор со стороны поглотителя составляет /1/:

$$\Delta t_{cm1} = t_1 - t_{cm1}, \quad (4.13)$$

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

$$\Delta t_{cm} = 25 - 23,3 = 1,7^\circ \text{C}$$

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

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d_3 \cdot \rho}{\mu}, \quad (4.14)$$

где  $\omega$  - скорость движения теплоносителя в теплообменнике, м/с;  $d_3$  - эквивалентный диаметр, м;  $\rho$  - плотность теплоносителя,  $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ ;  $\mu$  - динамический коэффициент вязкости, Па·с.

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

$$\omega_1 = \frac{G_1}{\rho \cdot S_{\text{м-тр}}}, \quad (4.15)$$

где  $G$  - массовый расход поглотителя;  $\rho$  - плотность поглотителя в межтрубном пространстве теплообменника при температуре 25 °С,  $997 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$  /4/;  $S_{\text{м-тр}}$  - площадь сечения потока между перегородками теплообменника,  $0,176 \text{ м}^2$  /3/.

$$\omega_1 = \frac{91,31}{997 \cdot 0,176 \cdot 10^{-2}} = 0,5204 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

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

$$Re_1 = \frac{0,5204 \cdot 0,02 \cdot 997}{0,902 \cdot 10^{-3}} = 11504,19$$

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

$$Nu_1 = 0,24 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,36} \cdot \left( \frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} \quad (4.16)$$

$$Nu_1 = 0,24 \cdot 11504,19^{0,6} \cdot 6,204^{0,36} \cdot \left( \frac{6,204}{6,492} \right)^{0,25} = 125,07$$

Критерий Нуссельта равен

$$Nu = \frac{d \cdot \alpha}{\lambda} \quad (4.17)$$

Следовательно, коэффициент теплоотдачи для поглотителя

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \cdot \lambda}{d} = \frac{125,07 \cdot 0,6085}{0,02} = 3805,25$$

Относительная тепловая нагрузка определяется из выражения

$$q = \alpha \cdot \Delta t_{cm}, \quad (4.18)$$



Для паровоздушной смеси

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_{cm1} = 3805,25 \cdot 1,7 = 6468,93 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$$

Определение коэффициента теплоотдачи для охлаждающей воды

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

$$t_{cm2} = t_{cm1} - q_1 \cdot \sum r_{cm}, \quad (4.19)$$

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

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

$$\sum r_{cm} = \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + r_1 + r_2 \quad (4.20)$$

где  $\delta_{ct}$  - толщина стенки, равная 0,002м /3/;  $\lambda_{ct}$  - коэффициент теплопроводности материала стенки (стали),  $46,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$  /4/;  $r_1$  и  $r_2$  - термические сопротивления загрязнений стенок со стороны поглотителя и охлаждающей воды,  $\frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}$  /4/.

$$\sum r_{cm} = \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{2800} + \frac{1}{1900} = 9,265 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}$$

После определения неизвестных величин по уравнению (4.19) рассчитывается температуры стенки со стороны воды:

$$t_{\text{ст}}^{\text{воды}} = 23,3 - 6468,93 \cdot 9,265 \cdot 10^{-4} = 17,31^{\circ} \text{C}$$

Температурный напор со стороны охлаждающей воды составляет

$$\Delta t_{\text{ст}2} = t_{\text{ст}2} - t_2, \quad (4.21)$$

где  $\Delta t_{\text{ст}2}$  - температурный напор со стороны охлаждающей воды,  $^{\circ}\text{C}$ ;  
 $t_{\text{ст}2}$  - температура стенки со стороны охлаждающей воды,  $^{\circ}\text{C}$ .

$$\Delta t_{\text{ст}2} = 17,31 - 14,11 = 3,2^{\circ} \text{C}$$

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/:

$$\omega = \frac{G_2}{n \cdot \rho \cdot 0,785 \cdot d_{\text{экв}}^2}, \quad (4.22)$$

где  $G_2$  - массовый расход воды,  $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$ ;  $n$  - число труб выбранного теплообменника, равное 1658 шт.;  $d_{\text{экв}}$  - внутренний диаметр труб теплообменника, м;

$$\omega = \frac{159,6}{1658 \cdot 0,016^2 \cdot 999,18 \cdot 0,785} = 0,4794 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

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

$$\text{Re} = \frac{0,4794 \cdot 0,016 \cdot 999,18}{1,183 \cdot 10^{-3}} = 6478,54$$

Это значение соответствует переходному режиму движения воды в трубах, приближенное значение коэффициента теплопередачи можно определить по графику, приведенному /4/.

Для расчета  $\alpha_{\text{воды}}$  служит следующая система уравнений:

$$\begin{cases} \alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} \\ Nu_2 = 22 \cdot \text{Pr}^{0,43} \cdot \left( \frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_{\text{см}}} \right)^{0,25} \end{cases} \quad (4.23)$$

$$Nu_2 = 22 \cdot 8,475^{0,36} \cdot \left( \frac{8,475}{7,693} \right)^{0,25} = 56,5$$

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{56,5 \cdot 0,5849}{0,016} = 2065,36 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

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

$$q_2 = 2065,36 \cdot 3,2 = 6609,15 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$$

Определение погрешности в расчете:

$$\varepsilon = \frac{|6609,15 - 6468,93|}{6468,93} \cdot 100\% = 2,12 \%$$

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:

$$q = \frac{q_1 + q_2}{2} \quad (4.24)$$

$$q = \frac{6609,15 + 6468,93}{2} = 6539,04 \frac{Вт}{м^2}$$

Определение коэффициента теплопередачи и истинной поверхности теплообмена

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

$$K = \frac{q}{\Delta t_{cp}} \quad (4.25)$$

где  $q$  - тепловая нагрузка, определенная по уравнению (4.24) и равная  $739,74 \frac{Вт}{м^2}$ ;  $\Delta t_{cp}$  - средняя разность температур, определенная по уравнению (4.9) и равная  $5,42 \text{ } ^\circ\text{C}$ .

$$K = \frac{6539,04}{10,89} = 600,46 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$$

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

$$F_{уст} = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{Q}{q_{cp}} \quad (4.26)$$

$$F_{уст} = \frac{5349852,9}{6539,04} = 818,14 \text{ м}^2$$

Теплообменник (см. п. 4.3) выбран не правильно, в связи с тем, что рассчитанная по формуле (4.26) поверхность теплопередачи больше поверхности теплопередачи выбранного стандартизированного теплообменника ( $625 \text{ м}^2$ ).

Поэтому выбираем теплообменник в том же ряду, но с большей поверхностью теплопередачи, равной  $937 \text{ м}^2$ .

Тогда запас поверхности будет равен

$$\varepsilon = \frac{|937 - 818,14|}{818,14} \cdot 100\% = 14,53 \%$$

Определение гидравлического сопротивления теплообменника

Гидравлический расчет проводят по формулам расположенным ниже.

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

$$\Delta P_{мтр} = \frac{3 \cdot m \cdot (x + 1)}{\text{Re}_{мтр}^{0,2}} \cdot \frac{\rho_{мтр} \cdot w_{мтр}^2}{2} + 1,5 \cdot x \cdot \frac{\rho_{мтр} \cdot w_{мтр}^2}{2} + 3 \cdot \frac{\rho_{мтр} \cdot w_{мтр}^2}{2}, \quad (4.27)$$

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

Число рядов труб, омываемых потоком в межтрубном пространстве,  $m = \sqrt{n/3} = \sqrt{1658/3} = 23,51$  /3/; округляя в большую сторону, получим  $m = 24$ . Число сегментных перегородок  $x = 14$  /3/. Диаметр штуцеров в кожухе 350 мм. Следовательно, скорость поглотителя в штуцере



$$w_{\text{труи}} = \frac{4 \cdot G_1}{\pi \cdot d^2 \cdot \rho_{\text{мтр}}} \quad (4.28)$$

$$w_{\text{труи}} = \frac{4 \cdot 0,2698}{\pi \cdot 0,350^2 \cdot 997} = 0,9524 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$\Delta P_{\text{мтр}} = \frac{3 \cdot 24 \cdot (14 + 1)}{11504,19^{0,2}} \cdot \frac{997 \cdot 0,5204^2}{2} + 1,5 \cdot 14 \cdot \frac{997 \cdot 0,5204^2}{2} + 3 \cdot \frac{997 \cdot 0,9524^2}{2} = 24770,97 \text{ Па}$$

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

$$\Delta P_{\text{мтр}} = \lambda \cdot \frac{L \cdot z}{d} \cdot \frac{\rho_{\text{мтр}} \cdot w_{\text{мтр}}^2}{2} + [2,5 \cdot (z - 1) + 2 \cdot z] \cdot \frac{\rho_{\text{мтр}} \cdot w_{\text{мтр}}^2}{2} + 3 \cdot \frac{\rho_{\text{мтр}} \cdot w_{\text{труи}}^2}{2}, \quad (4.29)$$

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

Коэффициент трения для переходного режима определяется по формуле

$$\lambda = 0,25 \left[ \lg \left( \frac{e}{3,7} + \left( \frac{6,81}{\text{Re}_{\text{мтр}}} \right)^{0,9} \right) \right]^{-2}, \quad (4.30)$$

где  $e = \Delta/d$  – относительная шероховатость труб,  $\Delta = 0,2$  мм, следовательно,  $e = \Delta/d = 0,2/16 = 0,0125$ .

$$\lambda = 0,25 \left[ \lg \left( \frac{0,0125}{3,7} + \left( \frac{6,81}{6478,54} \right)^{0,9} \right) \right]^{-2} = 0,04884$$

Диаметр штуцеров в кожухе 200 мм. Следовательно, скорость охлаждающей воды в штуцере

$$w_{\text{штуц}} = \frac{4 \cdot G_2}{\pi \cdot d^2 \cdot \rho_{\text{штуц}}} \quad (4.31)$$

$$w_{\text{штуц}} = \frac{4 \cdot 159,6}{\pi \cdot 0,2^2 \cdot 999,18} = 5,087 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{штуц}} &= 0,04884 \cdot \frac{9 \cdot 2}{0,016} \cdot \frac{999,18 \cdot 0,4794^2}{2} + [2,5 \cdot (2 - 1) + 2 \cdot 2] \cdot \frac{999,18 \cdot 0,4794^2}{2} + 3 \cdot \frac{999,18 \cdot 5,087^2}{2} \\ &= 43736,62 \text{ Па} \end{aligned}$$



## 5. ПОДБОР ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Подбор вспомогательного оборудования включает подбор холодильника газовой смеси, 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  $6000 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$  с начальной температурой  $42^\circ\text{C}$  до температуры абсорбции  $18^\circ\text{C}$ . В качестве теплоносителя для охлаждения используем рассол, поступающий из холодильной установки при температуре  $-10^\circ\text{C}$  /2/.

Средняя температура теплоносителя в теплообменнике (4.2):

$$t_{\text{ср}} = \frac{42 + 18}{2} = 30^\circ\text{C}$$

Плотность  $\text{SO}_2$  при нормальных условиях равна  $2,93 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$

$$\rho_{\text{вод}} = 1,29 \cdot \frac{24 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{303} = 27,54 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_{\text{CO}_2} = 1,98 \cdot \frac{24 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{303} = 42,27 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$\rho_{\text{см}} = 42,27 \cdot 0,07 + 27,54 \cdot (1 - 0,07) = 28,57 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Тепловая нагрузка, согласно уравнению (4.1) составляет:



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

Теплоемкость рассола при этой температуре  $c = 3,372 \cdot 10^3 \frac{Дж}{кг \cdot K}$  /5/.

$$G_{рассола} = \frac{1137611}{3,372 \cdot 10^3 \cdot (0 - (-10))} = 33,73 \frac{кг}{с}$$

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

$$F_{оп} = \frac{1137611}{60 \cdot 35} = 541,72 м^2$$

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  $Re \approx 15000$ .

Вязкость рассола при средней температуре  $-5^{\circ}C$   $\mu = 3,438 \cdot 10^{-3}$  Па  $\cdot$  с.

$$n_x = \frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 33,73}{\pi \cdot 0,016 \cdot 15000 \cdot 3,438 \cdot 10^{-3}} = 52,08$$

Выбираем кожухотрубчатый теплообменник с диаметром кожуха — 1200 мм, диаметром теплообменных труб  $20 \times 2$  мм, числом ходов — 6, общим числом теплообменных труб — 1544, с поверхностью теплообмена —  $582 м^2$  при длине труб — 6 м /4, стр. 51/.

## 5.2 Ориентировочный расчет насоса

Подобрать насос для перекачивания поглотителя при температуре 32 °С из емкости в аппарат, работающий под давлением 2,4 МПа. Процесс осуществляется в соответствии со следующей монтажной схемой (см. рис. 5.3).

### 5.2.1 Выбор трубопровода для всасывающей и нагнетательной линии

Расход поглотителя  $91,31 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$ , учитывая, что плотность воды при 32 °С равна  $995,2 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ , то объемный расход поглотителя  $\frac{91,31}{995,2} = 0,09175 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$ .

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

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,09175}{\pi \cdot 2}} = 0,2417 \text{ м}$$

Монтажная схема.

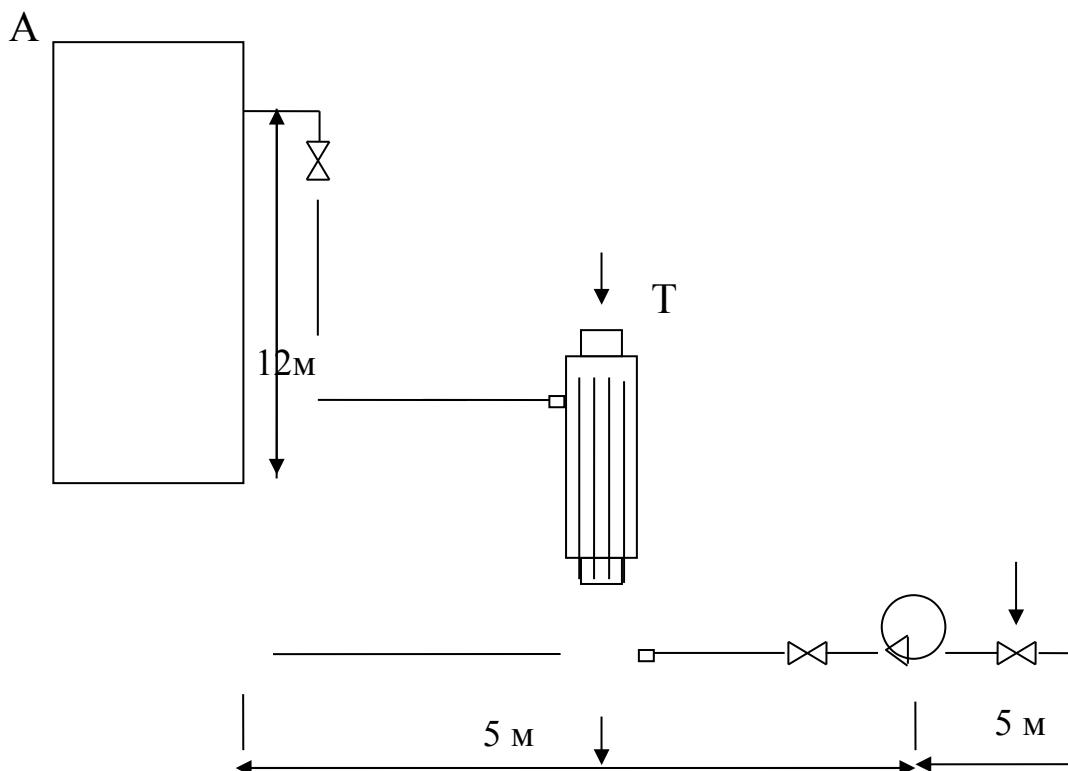


Рис. 5.3.

Выбираем стальную трубу наружным диаметром 273 мм, толщиной стенки 10 мм. Внутренний диаметр трубы 253 мм. Фактическая скорость воды в трубе

$$\omega_{\text{раб}} = \frac{4 \cdot 0,09175}{\pi \cdot 0,253^2} = 1,826 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

### 5.2.2 Определение потерь на трение и местные сопротивления.

Число Рейнольдса  $\mu = 1,005 \text{ мПа} \cdot \text{с}$  при 32 °С для воды

$$\text{Re} = \frac{1,826 \cdot 0,253 \cdot 995,2}{0,775 \cdot 10^{-3}} = 5,352 \cdot 10^5$$

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

$$e = \Delta/d = 2 \cdot 10^{-4} / 0,253 = 7,905 \cdot 10^{-4}$$

Далее получим:

$$1/e = 1265,02, \quad 560/e = 708412,4, \quad 10/e = 12650,22, \quad 10/e < Re < 560/e$$

Таким образом, в трубопроводе имеет место смешанное трение, и расчет коэффициента трения  $\lambda$  следует проводить по формуле /3, стр. 14/

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

$$\lambda = 0,11 \cdot \left( 7,905 \cdot 10^{-4} + \frac{68}{5,352 \cdot 10^5} \right)^{0,25} = 0,01914$$

Определим сумму коэффициентов местных сопротивлений.

Для всасывающей линии:

- 1) вход в трубу (принимая с острыми краями):  $\xi_1=0,5$ ;
- 2) прямооточный вентиль для  $d=0,253$  м:

$$\xi_2 = 0,3$$

Сумма местных сопротивлений

$$\sum \xi = \xi_1 + \xi_2 \quad (5.3)$$

$$\sum \xi = 0,5 + 0,3 = 0,8$$

Потерянный напор во всасывающей линии находим по формуле /3/

$$h_{ac} = \left( \lambda \cdot \frac{l}{d} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g} \quad (5.4)$$

где  $l$ —длина трубопровода, м.

$$h_{ac} = \left( 0,01914 \cdot \frac{5}{0,253} + 0,8 \right) \cdot \frac{1,826^2}{2 \cdot 9,81} = 0,2002 \text{ м}$$

Определим сумму коэффициентов местных сопротивлений для нагнетающей линии:

1) вентиль нормальный (2 шт.):  $\xi_1 = 5,1$ , т.к.  $d=0,253$  м.

3) прямоочный вентиль для  $d=0,1$  м:

$$\xi_2 = 0,3$$

4) колено с углом  $90^\circ$  (2шт.): для  $d=0,253$  м /3/.

$$\xi_3 = 1,1$$

5) теплообменник  $24953,62$  Па или  $\frac{24953,62}{995,2 \cdot 9,81} = 2,556$  м

Сумма местных сопротивлений по формуле (5.3)

$$\sum \xi = 5,1 \cdot 2 + 0,3 + 1,1 \cdot 2 = 12,7$$

Потерянный напор в нагнетательной линии по формуле (5.4)

$$h_{mc} = \left( 0,01914 \cdot \frac{5}{0,253} + 12,7 \right) \cdot \frac{1,826^2}{2 \cdot 9,81} + 2,556 = 4,779 \text{ м}$$

### 5.2.3 Выбор насоса.

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

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + H_{\Gamma} + h_{\Sigma} \quad (5.5)$$

где  $p_1$  – давление в аппарате, из которого перекачивается жидкость;  $p_2$  – давление в аппарате, в который перекачивается жидкость;  $H_{\Gamma}$  – геометрическая высота подъема жидкости;  $h_{\Sigma}$  – суммарные потери напора во всасывающей и нагнетательной линиях.

$$H = \frac{2,4 \cdot 10^6 - 0,1013 \cdot 10^6}{995,2 \cdot 9,81} + 12 + 0,2002 + 4,779 = 252,43 \text{ м}$$

Такой напор при заданной производительности  $0,09175 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$  можно обеспечить путем установки центробежного многоступенчатого секционного насоса марки ЦНС60/330.

### 5.3 Выбор компрессора

Необходимо подобрать компрессор для перекачивания газовой смеси через абсорбер. Расход газовой смеси  $6000 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$ , температура поступающей смеси 42 °С. Исходная газовая смесь содержит 7 % CO<sub>2</sub> и 93 % воздуха. Газовая смесь вводится в нижнюю часть абсорбера, где происходит процесс абсорбции под давлением 2,4 МПа. Следовательно, выбираем одноступенчатый поршневой компрессор марки 4М 10-200/2,2, мощностью 630 кВт, частотой вращения 500 мин<sup>-1</sup> /7/.



## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В работе была рассчитана линия для абсорбции  $\text{CO}_2$ .

Процесс абсорбции  $\text{CO}_2$  из газовой смеси, концентрацией 7 %  $\text{CO}_2$  и 93 % воздуха осуществляется в тарельчатом абсорбере диаметром 1600 мм и высотой 12925 мм при температуре абсорбции 18 °С. Производительность

абсорбера по газовой фазе  $6000 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$  при нормальных условиях. Для проведения процесса абсорбции в колонне установлено две секции насадки керамические кольца Рашига  $35 \times 35 \times 4$ , общей высотой 4 м.

Поглотитель (абсорбционная вода) подается в абсорбционную колонну при помощи центробежного многоступенчатого секционного насоса марки ЦНС60/330.

Поглотитель охлаждается в кожухотрубчатом теплообменнике диаметром кожуха – 1200 мм, диаметром труб –  $20 \times 2$  мм, общим числом труб – 1658 шт, числом ходов – 2, длиной одного хода – 9 м, поверхностью теплообмена –  $937 \text{ м}^2$ .

Газовая смесь подается на абсорбцию одноступенчатым поршневым компрессором марки 4М 10-200/2,2, мощностью 630 кВт, частотой вращения  $500 \text{ мин}^{-1}$ .

Охлаждается газовая смесь при помощи кожухотрубчатого теплообменника с диаметром кожуха — 1200 мм, диаметром теплообменных труб  $20 \times 2$  мм, числом ходов – 6, общим числом теплообменных труб – 1544, с поверхностью теплообмена –  $582 \text{ м}^2$  при длине труб – 6 м.

Рассчитанная очистная линия позволяет производить абсорбцию  $\text{CO}_2$  до степени, определенной в выданном курсовом задании.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. –М.: Химия, 1973.
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.
3. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию / Под ред. Ю. И. Дытнерского.– М.: Химия, 1991.
4. К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1970.
5. Колонные аппараты. Каталог.–М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1987.
6. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1966.
7. Воздуходувки и компрессоры, изготавливаемые заводами. Материал для проектировщика. –М.: Химия, 1992.