

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических и неорганических веществ

(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Оптимизация технологии получения азот-водородной смеси в производстве аммиака

Обучающийся

О.О. Алексеев

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

(ученая степень, ученое звание (при наличии), Инициалы Фамилия)

Аннотация

Тема выпускной квалификационной работы: «Оптимизация технологии получения азот-водородной смеси в производстве аммиака».

Цель работы: повышение производительности по конвертированному газу аппаратов абсорбционно-десорбционного цикла стадии очистки от углекислого газа производства синтетического аммиака. Увеличение глубины очистки конвертированного газа.

Задачи, которые необходимы для достижения цели:

- провести анализ существующей технологии.
- описать преимущества и недостатки существующей технологии
- выбор наиболее оптимального варианта технологического решения по совершенствованию объекта рассмотрения.
- расчет основных элементов оборудования, подтверждающий возможность модернизации.
- формирование заключения по результатам ВКР

В технологической части рассмотрена схема очистки конвертированного газа от CO_2 в производстве аммиака на предприятии ПАО «Тольяттиазот». По ней рассчитывался материальный и тепловой баланс. А так же основные аппараты очистки.

В заключении после проведения расчетов по выбранной модернизации показаны анализ и сравнение полученных коэффициенты диффузии в жидкой и газовой фазах в процессе очистки, что свидетельствует о применимости данной модернизации.

Выпускная квалификационная работа изложена на 59 страницах, включает 9 таблиц, 9 рисунков, 43 литературных источника, из них 5 на английском языке.

Abstract

The topic of the final qualifying work Modernization of the process of obtaining a nitric mixture in the production of ammonia the purpose of the work.

The purpose of the work: Increasing the converted gas capacity of the apparatus of the absorption-desorption cycle of the stage of purification from carbon dioxide in the production of synthetic ammonia. Increasing the depth of purification of the converted gas.

Tasks that are necessary to achieve the goal:

- conduct an analysis of the existing technology.
- describe the advantages and disadvantages of existing technology
- the choice of the most optimal variant of the technological solution to improve the object of consideration.
- calculation of the main elements of the equipment, confirming the possibility of modernization.
- formation of a conclusion based on the results of the WRC.

In the technological part, the scheme of purification of converted gas from CO₂ in the production of ammonia at the enterprise of PJSC «Togliattiazot» is considered. It was used to calculate the material and heat balance. As well as basic cleaning devices.

In conclusion, after carrying out calculations for the ejection modernization, an analysis and comparison of the obtained diffusion coefficients in the liquid and gas phases during the cleaning process are shown, which indicates the applicability of this modernization.

The final qualifying work consists of 59 pages, 9 tables, 9 figures, 51 literary sources, 5 of them in English.

Содержание

Введение.....	5
1 Аналитическая часть.....	6
1.1 Анализ принципиальной схемы производства аммиака.....	6
1.2 Физико-химические свойства процесса хемосорбции углекислого газа	11
1.3 Технологические проблемы аппаратов отделения очистки и пути их решения.....	17
2. Технологическая часть	19
2.1 Описание технологической схемы	19
2.2 Разновидности абсорберов и насадок	20
3 Технологический расчет.....	29
3.1 Расчет материального баланса.....	29
3.2 Энергетический баланс производства аммиака.....	38
3.3 Технологический расчет абсорбера	43
3.4 Технологический расчет вихревого абсорбера.....	50
Заключение	54
Список используемой литературы и используемых источников	55

Введение

Современное производство синтетического аммиака представляет из себя техническую систему, отличающуюся сложной многостадийной структурой. Все стадии взаимосвязаны. Повлиять на производительность агрегата в целом можно лишь повышением производительности лимитирующей стадии. Для крупнотоннажного агрегата синтеза аммиака, построенного по технологии «Chemico», рассматриваемого в данной работе, таковой является стадия очистки от углекислого газа.

Ключевым узлом этой стадии является абсорбционно-десорбционный цикл, который работает на пределе производительности аппаратуры. Соответственно, без интенсификации его работы невозможно достичь повышения производительности агрегата в целом.

Цель работы – Повышение производительности по конвертированному газу аппаратов абсорбционно-десорбционного цикла стадии очистки от углекислого газа производства синтетического аммиака. Увеличение глубины очистки конвертированного газа.

В качестве объекта модернизации было взято отделение очистки технологического конвертированного газа от CO_2

Задачи:

- провести анализ существующей технологии;
- описать преимущества и недостатки существующей технологии;
- выбор наиболее оптимального варианта технологического решения по совершенствованию объекта рассмотрения;
- расчет основных элементов оборудования, подтверждающий возможность модернизации;
- формирование заключения по результатам ВКР.

1 Аналитическая часть

1.1 Анализ принципиальной схемы производства аммиака

Существующая технология синтеза аммиака состоит из нескольких технологических частей:

- каталитическая сероочистка;
- двустадийный риформинг;
- природного газа;
- конверсия монооксида углерода;
- очистка синтез-газа от углекислого газа;
- метанирование;
- компримирование синтез-газа;
- синтез аммиака и его выделение представлена на рисунке 1.

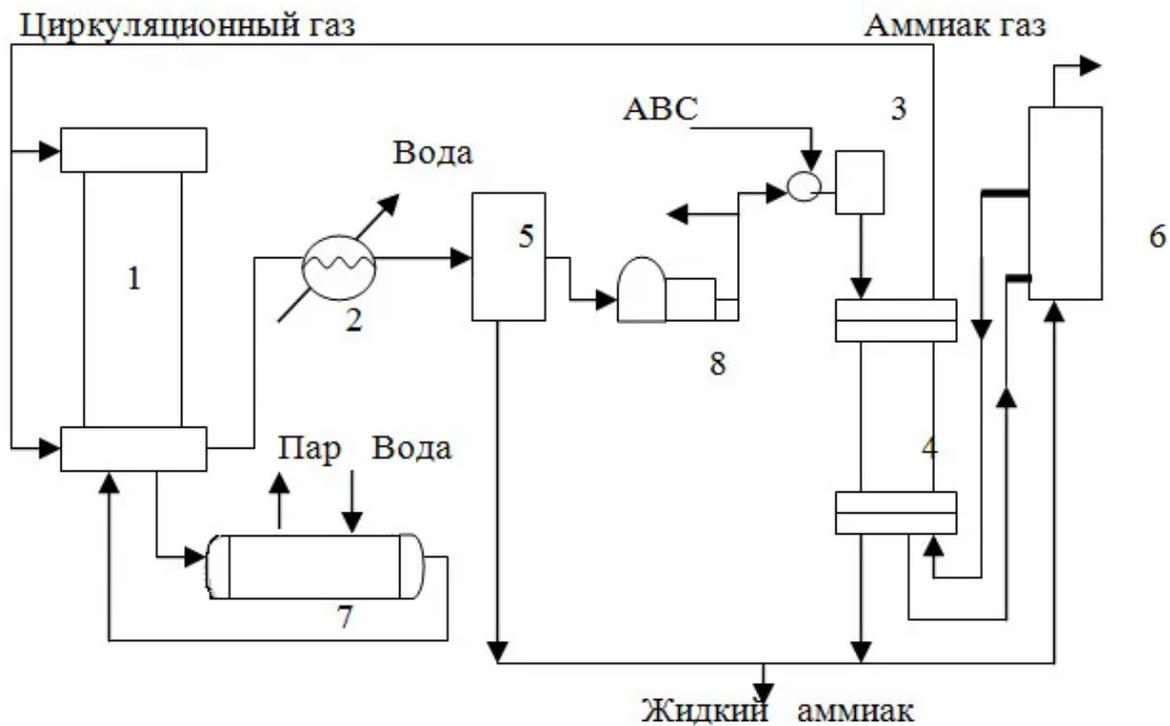


Рисунок 1 – Принципиальная схема синтеза аммиака

Компримированный газ смешивается с продувочным газом и нагревается в змеевике печи риформинга первой ступени. После этого газ очищается от серы под воздействием низких температур и смешивается с подогретым водяным паром. Для утилизации тепла дымовых газов используют дополнительные змеевики. Такой принцип используется для снижения энергопотребления и повышения безопасности эксплуатации.

«Так же известна схема подогрева природного газа перед стадией сероочистки, по которой природный газ из транспортного трубопровода под высоким давлением 3,8-5,0 МПа подается на агрегат синтеза аммиака. «По данной схеме, понижению давления при сужении трубопровода, а именно дросселированную подвергается лишь часть 30-45 % подаваемого природного газа, которая используется для сжигания. Остальная часть природного газа после очистки от твердых механических частиц подается в подогреватель, встроенный в печь риформинга природного газа, где она нагревается до температуры 150-200 °С за счет тепла отходящих дымовых газов и направляется напрямую в огневой подогреватель системы гидро- и сероочистки, где нагревается до температуры 370-400 °С и далее подается на гидроочистку по технологической схеме процесса риформинга» [3].

«Недостатком данной схемы является то, что низкий температурный уровень нагрева природного газа в дополнительном подогревателе и использование "классической" схемы сероочистки при температурах 370-400°С не позволяют исключить из постоянной технологической схемы огневой подогреватель - происходит только снижение тепловой нагрузки на него. При этом тепловые потери за счет повышенной температуры отходящих дымовых газов и за счет потерь в атмосферу через стенки аппарата остаются» [3].

Природный газ, является основным сырьевым компонентом производства аммиака. Средний состав данного газа в процентном содержании, приведен в таблице 1.

Таблица 1 - Средний состав природного газа

Элемент	Процентное содержание
CH ₄	74,9% - 95,9%
C ₂ H ₆	0,11% - 6,65%
C ₃ H ₈	0,24% - 2,37%
C ₄ H ₁₀	0,08% - 0,53%
C ₅ H ₁₂	до 0,84%
CO ₂	до 0,2%
N ₂	до 10%
Сернистые соединения	до 80 мг/нм ³

«При большом содержании CO₂ в газе, возрастает температура гидратообразования газа и снижается показатель сжимаемости. Наличие CO приводит к ускоренному проявлению коррозии в трубах и на стенках аппаратов поэтому перед подачей в газопровод, газы подвергаются очистке от сернистых соединений. В процессе конверсии, входящая в состав, газа двуокись углерода – это нежелательная примесь, снижающий и теплопроводность газа, и продуктивность трубопровода» [5].

Продуктом стадии риформинга является синтез-газ. Состав данного газа в процентном содержании, приведен в таблице 2.

Таблица 2 – Состав синтез – газа

Элемент	Процентное содержание
CO	15-18%
H ₂	38-40%
CH ₄	9-11%
CO ₂	30-32%

«Конверсия CO:

С температурой 400 °С конвертированный газ из котла-утилизатора (II ступень конверсии) направляется на конверсию оксида углерода (CO)» [3].

«Процесс конверсии проводят по реакции: $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$

Главная цель процесса конверсии - максимально полное получение целевого продукта водорода, т.к. CO является балластом и накапливается в синтез-газе, удаляясь при продувке вместе с водородом» [3].

«Конверсию проводят в две стадии под давлением 2,0-3,0 МПа

Для (Fe-Cr) катализатора ядами являются соединения кремния, фосфора, бора, мышьяка. СТК катализирует реакцию конверсии CO, однако присутствующие органические сульфидные соединения в присутствии водяного пара конвертируются в сульфид водорода, который реагирует с катализатором, образуя сульфид железа (1):



Реакция обратима поэтому в зависимости от соотношения пар:газ и температуры возможно, как поглощение, так и выделение ранее поглощенной серы в парогазовую смесь. Для исключения процесса отравления НТК железный контакт обессеривают (2):



Процесс обработки катализатора проводят в колоннах синтеза при температуре 340-380 °С за 2-2,5 суток» [8].

Углекислый газ содержащийся в конвертированном газе является ядом для катализаторов синтеза аммиака и должен быть убран из газа полностью для достижения максимального срока службы катализатора и поддержания его производительности на постоянном уровне. Для реализации процесса очистки можно использовать несколько способов:

Химический процесс - преобразование диоксида углерода в других соединения путем химической реакции.

Адсорбционный процесс – служит для удаления из технологического газа малых концентраций углекислого газа.

В цикле синтеза аммиака используется сочетание абсорбционного метода с каталитическим метанированием.

Основные проблемы в процессе очистки газа определяются аварийностью процесса, так как в азотной промышленности, не существует возможности накопления и хранения продукции при аварийной остановке процесса, поэтому двуокись углерода частично сбрасывается в атмосферу. Данная ситуация является патовой, так как он загрязняет окружающую среду абсорбентом, выносящимся из процесса и ведет к потере основного вещества.

Эффективность работы агрегата понижается при следующих условиях:

- разрушения щёлочи из-за побочных реакций и термического разложения;
- коррозия оборудования и трубопроводов;
- вспенивание в системах очистки газа.

Коррозия оборудования зависит от многих факторов:

- концентрации кислых газов и их соотношения;
- степени насыщения щёлочи;
- концентрации щелочи;
- температуры;

Легированные стали благодаря материалу, из которого они состоят, наименее коррозионноактивны, поэтому их часто применяют в местах, которые подвержены наибольшей коррозии. Помимо коррозии серьёзным вредителем является вспенивание раствора из-за высоких нагрузок по газу или загрязнению. Для нейтрализации вспенивания необходимо убрать взвешенные частицы, что возможно с помощью фильтрации раствора. Такие фильтры обычно состоят из угольного и механического сектора, которые очищают от растворенных примесей из раствора и механических примесей.

«В насадочных абсорберах максимальная эффективность процесса достигается в режиме подвисяния жидкости потоком газа. В отличие от тарелок гидравлическое сопротивление насадок значительно ниже. В колоннах большого диаметра с насадками практически всегда возникает эффект «пристеночного» течения жидкости и неравномерного распределения потоков по сечению аппарата, что приводит к каналообразованию и резко снижает эффективность работы абсорбера» [15].

1.2 Физико-химические свойства процесса хемосорбции углекислого газа

«Термический КПД по «Бенфильд», абсорбирующих растворов CO₂ зависит от температуры, парциального давления диоксида углерода и водяного пара над раствором, концентрации активации добавок и щелочности раствора, то есть соотношения карбонатов и бикарбонатов, а также регенерации отработанные растворы за счет снижения давления на входе регенерированного раствора, чтобы высвободить абсорбцию из них диоксида углерода. При регенерации таких растворов воздухом существует риск окисления трехвалентного мышьяка до пятивалентного мышьяка, который обладает сильными кислотными свойствами, что снижает эффективность поглотителя (3)» [19].



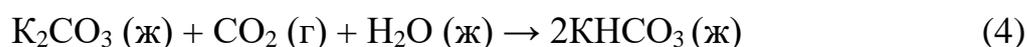
«Восстановление раствора происходит благодаря устранению этого нежелательного явления. Промывку синтез-газа горячим раствором карбоната калия выгодно применять при давлениях 14 ат. Так как будет содержаться меньше примесей. Процесс осуществляется двумя параллельными системами «абсорбер-насосы-десорбер». Концентрация KНСO₃ в бедном растворе поддерживается не менее 7-10 %, в полубедном до 15% за счет внедрения

"флэш-сосуда". В абсорберах установлена насыпная насадка – металлические кольца «Палля» [18].

«Технологический процесс «Бенфилд» создан для очистки от CO₂ газовых потоков с высокой концентрацией CO₂» [18].

Для увеличения растворимости CO₂ в нагретом поташном растворе необходимо проводить абсорбцию с активированной добавкой АСТ-1. Благодаря данной добавки удалось проводить абсорбцию и регенерацию при одинаковых условиях (давлении и температуре).

«Очистка конвертированного газа от диоксида углерода производится путём её поглощения горячим активированным раствором «Бенфилд», содержащим 25-30% вес. карбоната калия, 0,6 – 1,5 % масс. активатора раствора «Бенфилд» - АСТ-1, 0,5-0,6% вес. метаванадата калия и небольшого количества антивспенивающей добавки «Полиэфир», при давлении 19-26,5 кгс/см² по следующей реакции (4):



Регенерация насыщенного диоксидом углерода раствора протекает при подводе тепла и снижении давления в обратном порядке (5):



Конвертированный газ должен содержать серы не более 1 ppm, так как сера снижает поглотительную способность раствора «Бенфилд». Поэтому предъявляются жёсткие требования к загружаемым реагентам: содержание серы в K₂CO₃ или КОН должно быть не более 50 ppm.

Во избежание коррозионного растрескивания металла оборудования, содержание ионов Cl⁻ в растворе «Бенфилд» не допускается более 30 мг/л, поэтому для приготовления раствора «Бенфилд» может быть использован K₂CO₃ или КОН, который содержит не более 30 ppm ионов Cl⁻.

Максимальная концентрация поташа в рабочем растворе (30%) выбирается таким образом, чтобы при степени превращения карбоната в бикарбонат, равной 80 – 90 %, осадок не выпадал» [20].

При отсутствии поташа для приготовления или подпитки поташного раствора может быть использован едкий калий (KOH), как в уравнении (6):



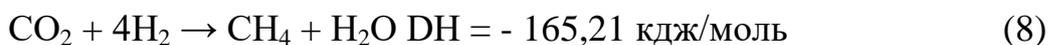
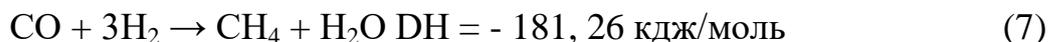
«При этом процесс карбонизации KOH проводится непосредственно в абсорбере 101-Е при абсорбции CO₂ из конвертированного газа. Применение KOH, бедного хлором, позволяет снизить затраты на процесс очистки, так как его стоимость ниже стоимости поташа. Недостатком щёлочи является большая коррозионная активность её раствора. В связи с этим - при применении KOH должны соблюдаться следующие условия:

- концентрация KOH в циркулирующем растворе в любой точке системы не должна превышать 2 % масс;
- концентрация раствора KOH в ёмкости приготовления 115-F не должна превышать 25% масс» [20].

«Для устранения коррозии оборудования поташным раствором, в рабочем растворе должна постоянно поддерживаться определённая концентрация (от 0,5 до 0,6% масс.) ингибитора коррозии – метаванадата калия. Однако в процессе эксплуатации происходит постепенное восстановление ионов V⁵⁺ в ионы низшей валентности, которые не обладают ингибирующим действием. Поэтому необходимо периодически проводить окисление части рабочего раствора для перевода ионов низшей валентности в ион V⁵⁺. Для окисления можно использовать нитрит калия.

Дальнейшее освобождение газа от кислородсодержащих соединений (CO и CO₂) производится путём их восстановления на никелевом катализаторе в метанаторе 106-D» [23].

Реакция метанирования представляет собой гидрирование оксидов углерода с образованием метана и воды уравнения (7) и (8):



«Обе реакции являются экзотермическими, и теоретическое повышение температуры составляет 73 °С на мольный процент оксида углерода и 54,9 °С на мольный процент диоксида углерода. Диоксид углерода является более вредным компонентом для синтеза аммиака, чем СО, так как может образовывать карбамат аммония, который, попадая на рабочие колёса компрессора синтез-газа, отлагается на лопатках и выводит их из строя. При содержании 0,6 % СО и 0,1 % СО₂ в поступающем газе, повышение температуры газа составляет около 49 °С (с учетом тепловых потерь). Эти реакции, протекающие при большом избытке водорода, можно рассматривать как практически необратимые при температурах 300 - 400°С. Таким образом, методом каталитического гидрирования можно достичь весьма высоких степеней очистки газа. Метанирование осуществляется в адиабатическом режиме, так как тепловые потери из реактора с хорошей теплоизоляцией ничтожно малы по сравнению с количеством выделяющегося тепла» [22].

При содержании СО более 2% и высоких температурах возможно протекание реакции с образованием элементарного углерода (9):



«Процессы гидрирования СО и СО₂ протекают в присутствии одинаковых или сходных катализаторов, поэтому очистку от указанных компонентов совмещают в одном аппарате. Большинство промышленных катализаторов метанирования содержит в качестве активной формы никель,

нанесённый на инертные носители (оксиды алюминия и кремния, каолин и кальций-алюминатный цемент). В качестве промоторов или структурных стабилизаторов используют также оксиды хрома и магнезия. Активность катализатора определяется содержанием в них оксида никеля.

Промышленные никель-алюминиевые катализаторы активны в процессе очистки АВС от СО и СО₂ при температуре 300 - 400°С. Перед эксплуатацией катализаторы восстанавливают технологическим газом, при этом оксид никеля превращается в металлический никель. Никель-алюминиевые катализаторы восстанавливаются при 380 - 400°С. В восстановленном состоянии катализаторы метанирования пиррофорны, поэтому перед выгрузкой должны быть запассивированы» [23]. «Активность катализаторов метанирования снижается из-за спекания и отравления контактными ядами. К числу ядов для никелевых катализаторов метанирования относятся соединения серы, мышьяка, хлора. Источником катализаторных ядов служат компоненты раствора «Бенфилд», применяемого для удаления СО₂ или продукты их разложения. Они могут попадать на катализатор при плохом выделении их паров и брызг из газа после абсорбера или в аварийных ситуациях. Щелочные растворы оказывают на катализатор неблагоприятное действие, так как после испарения щёлочь оседает на его поверхности. Отравленные катализаторы не регенерируются при повторном восстановлении» [23].

«Зависимость скорости реакции от давления.

При условии что, давление двуокиси углерода вступившей в реакцию с раствором гидроокиси металлической щёлочи, частично равно атмосферному, то, в ходе реакции, по причине уменьшения концентрации слоя иона OH^- прилегающего к поверхности, условие псевдо первого порядка реакции диоксида углерода в растворе не выполняется.

Ниже на рисунках 2 и 3 приведены графики зависимости растворимости абсорбера и регенератора при температуре рабочего процесса 70°С» [31].

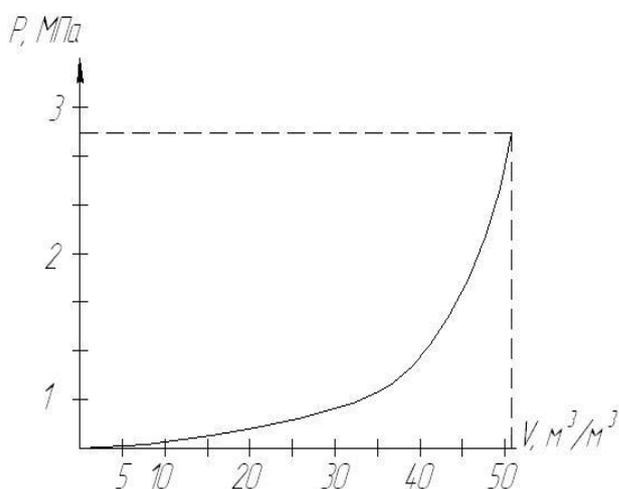


Рисунок 2 – Влияние давления на растворимость углекислого газа в абсорбере при температуре 70°C

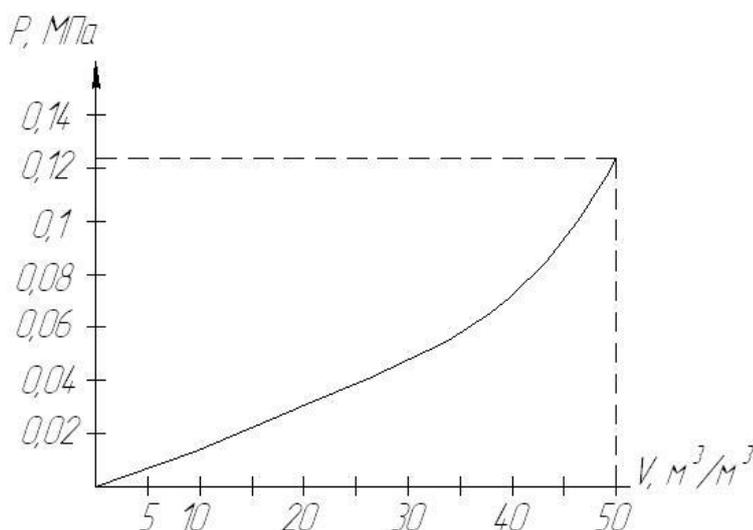


Рисунок 3 – Влияние давления на растворимость углекислого газа в регенераторе при температуре 70°C

«При анализе рисунков 2 и 3 видно, что степень абсорбции увеличивается с ростом давления. Оптимальными параметрами процесса абсорбции является давление 2,4 МПа, при таком давлении поглощающая способность раствора наилучшая. При рассмотрении зависимости давления на процесс десорбции можно сказать, что тот же объем углекислого газа из раствора карбоната калия будет выделяться при давлениях в десятки раз меньше чем процесс регенерации, оптимальное давление близко к атмосферному и составляет 0,17 МПа» [33].

1.3 Технологические проблемы аппаратов отделения очистки и пути их решения.

«На производстве аммиака стадии абсорбционно – десорбционного цикла по технологии фирмы «Chemico» действуют две насадочные башни. Принцип работы данных башен противоточный, высота башен порядка 70 м и 58 м и диаметр в максимальных частях 3,2-3,4 м у каждой колонны. Производительность по аммиаку составляет 1420 т/сутки.

Недостатки существующей технологии абсорбционно-десорбционного цикла диоксида углерода:

- высокий уровень гидравлического сопротивления;
- высокая материалоемкость и громоздкость оборудования;
- сложность ремонта и монтажа;
- отсутствие возможности замены оборудования;
- использование насадочных колонн может привести к забиванию и засолению насадки и дальнейшей аварии на производстве;
- большое количество вспомогательного оборудования и средств автоматизации» [30];
- высокая энергозатратность на получение высоко качественного поставляемого диоксида углерода, в связи с повторной перегонкой через сепарационные и фильтрующие ступени.

Существуют разные модернизации данного процесса, одним из них, например, использование другого абсорбента, патент №2430771 - Абсорбент для осушки и очистки газа от сероводорода и углекислого газа:

Так же модернизировать процесс можно заменив насадку, кольца «Палля», на насадки «Инжехим», что приведет к улучшению массообменных процессов, за счет формы насадки «Инжехим», которая способствует увеличению пропускной способности и уменьшению потери напора, сравнительные данные приведены в таблице 3.

Таблица 3 - Сравнительные данные насадок

Тип насадки	Потеря напора отн. %	Пропускная способность отн. %	Эффективность массообмена отн. %
Кольца Рашига	100	100	100
Кольца Палля	63	120	125
Седла Инталокс	32	144	132
Инжехим	40-50	210	150

Сравнив данные, можно сделать вывод, что, сменив насадку на «Инжехим» получим множество эффектов по улучшению процесса:

- уменьшение расходов по восстановленному раствору поташа и частично восстановленному раствору содержащий часть CO_2 потокам;
- уменьшение сопротивления в аппаратах очистки газа от CO_2 ;
- уменьшение содержания частиц железа в растворе «Бенфилд», уменьшение вспенивания;
- прекращение уноса раствора, экономия на химических реагентах;
- стабилизация процесса в целом.

Но из-за разницы в давлении насадки быстро выходят из строя. Поэтому необходима установка второй линии, чтобы увеличить производительность

В области предварительной и тонкой очистки возможна замена насадочного абсорбера на вихревой. При этом сама насадочная часть сохраняется.

Замена на вихревой аппарат прямоточного действия способствует турбулизации потока, что приводит к более эффективному режиму работы.

Вывод по первому разделу: таким образом, были разобраны и проанализированы принципиальная схема производства аммиака, физико-химические свойства процесса хемосорбции углекислого газа, а также технологические проблемы аппаратов отделения очистки и предложены пути их решения.

2. Технологическая часть

2.1 Описание технологической схемы

«Рассмотрим схему очистки конвертированного газа от CO_2 , проектировщик технологической и строительной части проекта – фирма «Кемико», США. Очистка конвертированного газа от CO_2 поташным раствором по методу «Бенфилд» необходима так как CO_2 приводит к образованию карбонила железа. Очистку ведут абсорбционным методом. Абсорбентом выступает раствор карбоната калия. При контакте конвертированного газа с поглотителем происходит селективная хемосорбция углекислого газа по следующей реакции (10):



В качестве поглотителя применяется нагретая смесь поташа, активизированная диэтанололамином и оксид ванадия» [27].

Состав:

- K_2CO_3 - 24-30 %;
- этаноламин - 2,0-3,5 %;
- V_2O_5 - не меньше 0,4 %.

«Абсорбция организована по двух - поточному принципу. То есть конвертированный газ орошается раствором разной концентрации. Ввод которых в колонну выполнен на разных высотах. Конвертированный газ под давлением до 2,75 МПа (27 кгс/см^2) с температурой до 99 °С подается в абсорбер, орошаемый раствором поташа. Температура раствора является важным параметром, влияющим на глубину очистки. Поэтому она контролируется автоматически. Конвертированная парогазовая смесь после газовых кипятыльников с температурой 130-145 °С поступает в холодильник газа» [9]. В верхней части регенератора осуществляется вывод CO_2 и

дальнейшее охлаждение в холодильнике. После этого газ проходит сепаратор и идет в выброс в атмосферу.

«В процессе регенерации раствора получаются две фракции углекислого газа. Их называют – «чистая» и «грязная». Основную массу составляет «чистая» фракция. Ее отличие от «грязной» заключается в низком содержании горючих компонентов. Горючие компоненты поглощаются абсорбентом совместно с углекислым газом. В «чистой» фракции их содержание не превышает 0,05%. В «грязной» горючих компонентов до 5%. «Чистая» фракция отводится ниже точки ввода насыщенного раствора» [9]. «Грязная уходит из верха регенератора. Температура «чистой» фракции выходящей из колонны 100°C. Она охлаждается в аппарате воздушного охлаждения до 60°C. Далее поступает в сепаратор для отделения конденсата и направляется потребителю. «Грязная фракция не может быть использована в смежных производствах. Поэтому она сбрасывается в атмосферу, предварительно охлаждаясь в теплообменной аппаратуре. Доля «грязной» фракции составляет 15% от общего количества углекислого газа» [9].

2.2 Разновидности абсорберов и насадок

Процесс абсорбция подразумевает извлечение нужных компонентов из примесей путем поглощения их из абсорбента. В ходе процесса абсорбция происходит выделение тепла, что делает её экзотермической реакцией. Механизм абсорбция происходит по принципу механизма на поверхности раздела фаз, что делает необходимым условие усиленного контакта поверхностей жидкой и газовой фазы.

«По способу образования межфазной поверхности абсорберы делятся на три типа:

а) Пленочные абсорберы, в которых газ и жидкость соприкасаются на поверхности стекающей пленки жидкости» [17].

«К ним относятся:

- поверхностные;
- трубчатые;
- пластинчатые;
- насадочные абсорберы.

б) Барботажные абсорберы, в которых поверхность контакта образована дроблением газа на струи и пузырьки, барботирующими через слой жидкости.

в) Распылительные абсорберы, в которых поверхность соприкосновения фаз развивается распыливанием жидкости в газовом потоке» [17].

Недостатком поверхностных абсорберов является их низкая поверхность массообмена, однако их простая конструкция позволяет использовать в маломасштабных производствах

Благодаря простоте конструкции и эксплуатации, возможности использования в агрессивных средах и достаточно длительному времени контакта жидкостей и газов, форсунки-поглотители стали наиболее часто используемыми в химической промышленности. Однако при использовании большого количества форсунок увеличивается гидравлическое сопротивление оборудования и чувствительность к загрязнению окружающей среды. Пузырьковый поглотитель отличается высокой трудоемкостью, большой площадью контакта и увеличением коэффициента массопереноса за счет конвекционного движения в балке и пузырьках.

Это устройство подходит для поглощения выпуска твердых отложений, потому что осадки взвешиваются из-за смешивания жидкостей, не забивая отверстие для прохождения газа, как в сопловом абсорбере. Работа пузырьковых поглотителей не зависит от плотности распыляемой воды, поэтому их можно использовать с небольшими количествами жидкости. Однако большинство этих устройств имеют довольно сложную конструкцию. Особенность абсорбера распылителя - невысокий КПД.

При их использовании происходит значительная потеря капель при увеличении скорости газа, достаточно высоки энергозатраты на распыление жидкости, сложно организовать обратный поток фазы. Но их отличие

заключается в простоте оборудования, невысокой стоимости, низком гидравлическом сопротивлении и способности работать с сильно загрязненными газами.

Основные типы абсорберов:

- абсорберы с диспергированием газовой фазы;
- распыливающие;
- распыливающие - полые;
- форсуночные;
- скоростные;
- плёночные;
- насадочные плёночные;
- тарельчатые со сплошной насадкой.

В промышленности метод абсорбции используют для выполнения ряда основных задач:

- для получения соляной кислоты могут использовать адсорбционный метод с помощью воды на хлороводород, или для изготовления серной кислоты внедряют абсорбцию серного ангидрида разбавленной серной кислотой;
- посредством выделения дорогостоящих компонентов из смесей газов;
- для очистки газов от примесей, например, во время синтеза аммиака совершается очистка от угарного и углекислого газа;
- избавление от влаги в смеси газа, например, нефтяного газа и природного газа при их переработке;

В трубчатом абсорбере в качестве поверхности контакта фаз используют жидкость. Самые используемые абсорберы, которые схожи с кожухо-трубчатыми теплообменниками.

Плёнчатый трубчатый абсорбер - представляет собой кожухо-трубчатый аппарат, расположенный вертикально. Жидкость через верхний левый патрубок поступает в трубки, стекает по стенкам, образуя пленку, а затем

удаляется через нижний патрубок. Данный абсорбер представлен на рисунке 4.

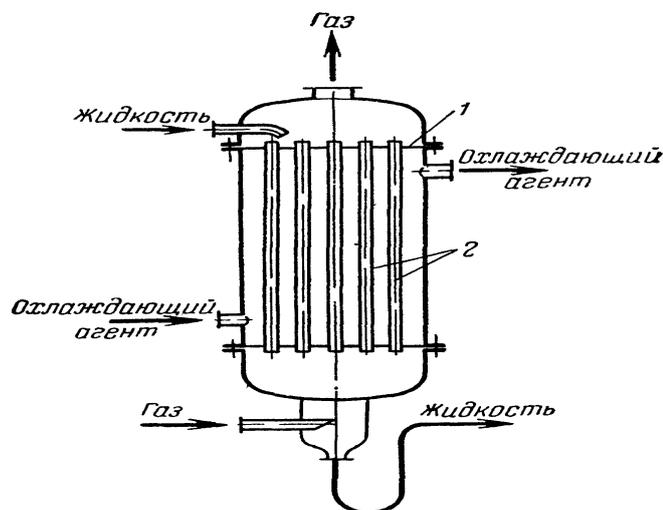


Рисунок 4 – Абсорбер трубчатый пленочный

Достоинства плёночного трубчатого абсорбера:

- относительно тарельчатых и насадочных достаточно низкое гидравлическое сопротивление;
- высокая движущая сила благодаря структуре потоков;
- возможность отвода теплоты.

Недостатки плёночного трубчатого абсорбера:

- трудности с осуществлением равномерного распределения жидкости по трубам в виде плёнки;
- низкая площадь поверхности раздела двух фаз.

Форсуночные абсорберы являются полыми колонным, в которых газ поступает противотоком жидкости из форсунок. На рисунке 5 изображен абсорбер распыляющего типа.

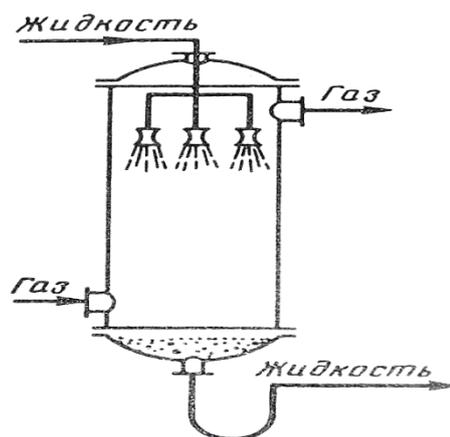


Рисунок 5 – Абсорбер распыляющего типа

Достоинства полых распыливающих абсорберов:

- прост в изучении и применении, а также имеет очень низкую стоимость;
- низкое гидравлическое сопротивление по газовой фазе, по сравнению с другими типами абсорберов.

Недостатки полых распыливающих абсорберов:

- невысокая площадь поверхности контакта фаз, отнесённая к объёму аппарата, и, как следствие, громоздкость;
- большой расход энергии для распыления жидкости;
- брызго - унос при высоких скоростях движения газа;
- снижение движущей силы из-за возникновения обратного перемешивания, и, как следствие, невысокая степень разделения.

Распыливающие абсорберы Вентури. - «Они отличаются тем, что в случае прямотока процесс можно проводить при высоких уровнях скорости движения частиц газа, причём вся жидкость уносится с газом и отделяется от него в сепараторе. Основной частью абсорбера является труба Вентури. Жидкость поступает в конфузор, течёт в виде плёнки и в горловине распыляется газовым потоком. Затем жидкость газовым потоком выносятся в диффузор, в виде мелких капель, создающих поверхность контакта фаз.

Отделение капель от газа происходит в сепараторе» [14]. Данный абсорбер представлен на рисунке 6.

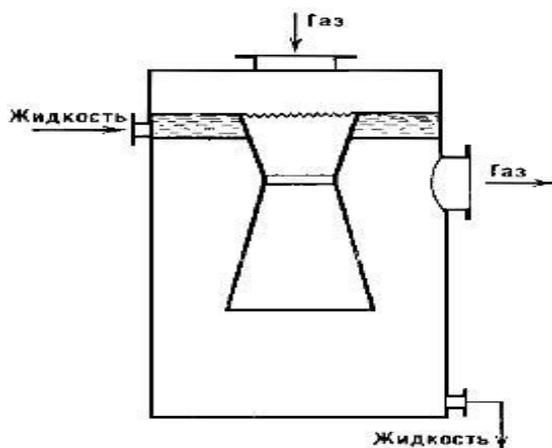


Рисунок 6 – Абсорбер Вентури

Достоинства абсорбера Вентури:

- простота конструкции;
- работа при высоких расходах газовой фазы.

Недостатки абсорбера Вентури:

- из-за прямотока фаз разделяющая сила меньше, возможность лишь однократно достигать равновесия между фазами;
- меньшая площадь поверхности контакта фаз на единицу объёма аппарата;
- высокое сопротивление давлению.

«Достоинства насадочного плёночного абсорбера, представленного на рисунке 7:

- относительно большая площадь поверхности контакта фаз, по сравнению с плёночными трубчатыми и полыми распыливающими абсорберами;
- низкое гидравлическое сопротивление, по сравнению с тарельчатыми абсорберами;
- высокая коррозионная стойкость контактных элементов;

- более простая и менее металлоёмкая конструкция по сравнению с тарельчатыми аппаратами;
- высокая движущая сила благодаря малому продольному перемешиванию.

Недостатки насадочного плёночного абсорбера:

- меньшая поверхность контакта фаз, по сравнению с тарельчатыми барботажными колоннами, и, как следствие, большие объёмы аппаратов;» [35].
- «плохое смачивание насадки при малых расходах жидкой фазы;
- сложность отвода теплоты при экзотермическом эффекте абсорбции.

Схемы промышленных абсорбционных установок можно разделить на две основные группы:

- с однократным использованием абсорбента (т.е. десорбция поглощённых компонентов не производится);
- с многократным использованием абсорбента (т.е. с регенерацией абсорбента десорбцией)» [35].

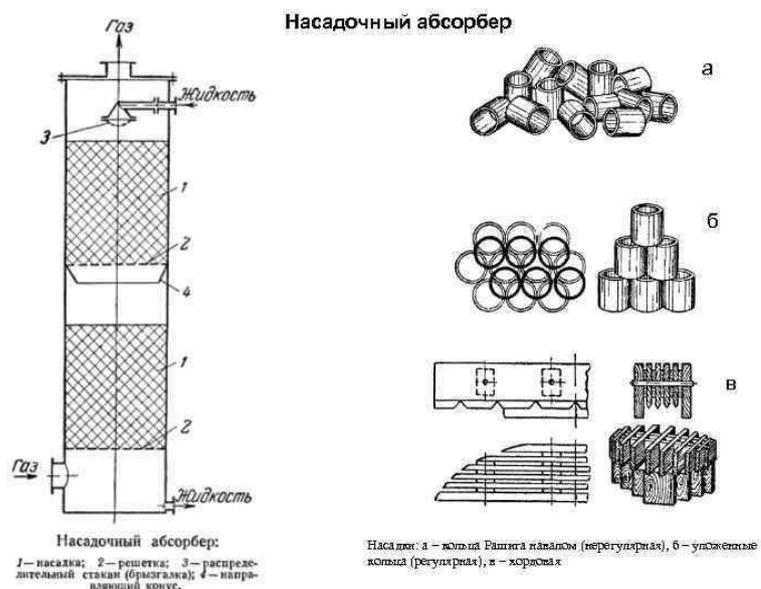


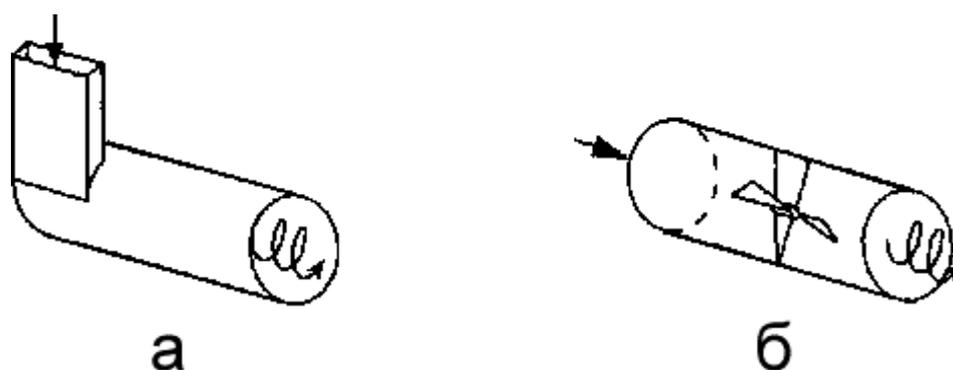
Рисунок 7 - Насадочный абсорбер

Тогда использованный поглотитель можно не десорбировать, а применять для каких-то вторичных процессов либо избавляться как от отходов (если это возможно по санитарным нормам). А вот случаи с многократным использованием абсорбента применяют в промышленности намного чаще.

Исходя из условий агрессивности сред могут изготавливать абсорберы из углеродистой стали и керамики, они представляют собой аппараты с насадкой «Паля». В нём происходит контакт противотоком газа и раствора, в результате чего, происходит поглощение CO_2 . Содержание такого газа составляет 0,06%. После этого необходимо нагреть газ для дальнейшего метанирования. Далее этот раствор, который насытили газом, подается в верхнюю часть регенератора.

Для проведения окислительно-восстановительных реакций часто используют вихревые сепараторы, которые используют для очистки газом и вывода газовых продуктов, а также конденсации паров жидкости.

Данные аппараты стали наиболее популярными в промышленности. Технологически они являются аппаратами цилиндрической формы, которые оснащены вихревыми двигателями. Примеры вихревых аппаратов показаны на рисунке 8.

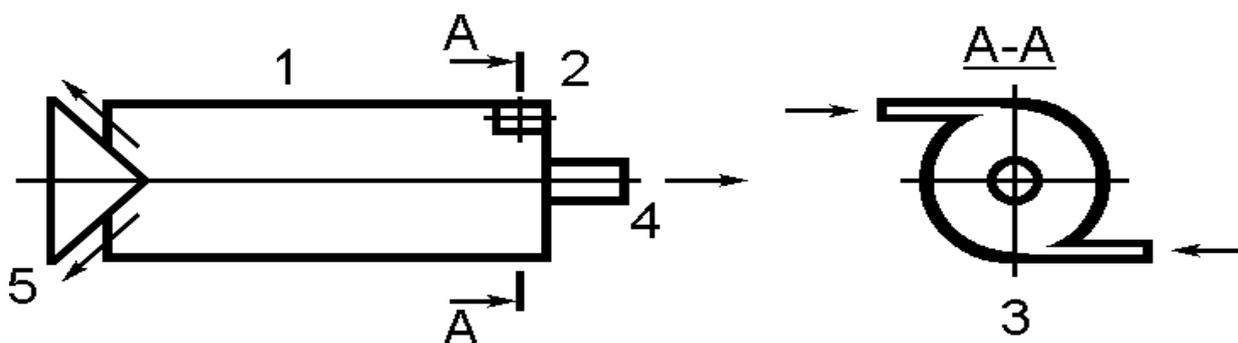


а – тангенциальный завихритель; б – осевой завихритель

Рис 8 - Типы завихрителей

В качестве вихревых абсорберов используют любые аппараты, которые имеют цилиндрические рабочие зоны и в которых осуществляется вихревые

движения. «Вихревой эффект разделения газов. Разделение газа происходит в вихревой трубе, вихревая труба (рисунок 8) представляет собой гладкую цилиндрическую трубу (1) с тангенциальным соплом (2), улиткой (3), диафрагмой (4) соседним отверстием и дросселем (5). Многие конструкции вихревых труб имеют раскручивающий на выходе диффузор и рассекающий поток» [14].



1 - цилиндрическая труба; 2 - тангенциальное сопло; 3 – улитка; 4 – диафрагма; 5 - соседнее отверстие и дроссель

Рисунок 8 - Схема вихревой трубы

Преимуществом данного абсорбера является повышенная эффективность массообменного эффекта из-за постоянного обновления поверхности межфазного контакта за счет дробления струй орошаемого раствора на капли. Недостатки данной конструкции:

- большие энергозатраты на прохождение потоком легкой фазы завихрителей и на придание этому потоку нисходящего движения;
- сложность конструкции.

Вывод по второму разделу: в результате изучения разновидностей абсорбционных устройств, можно сделать вывод о том, что вихревые контактные устройства имеют большую площадь контакта двух фаз, при схожих габаритах с насадочными и тарельчатыми аппаратами, что способствует увеличению интенсивности массообменных процессов. Этим и обусловлен выбор этого типа абсорбционных устройств, для замены существующих.

3 Технологический расчет

3.1 Расчет материального баланса

Уравнение химического процесса (11):



Для расчета материального баланса необходимо определить состав тех газа от CO_2 , количества регенерированного и насыщенного раствора “Бенфильд”.

Произведем расчет:

- 1) Производительность
- 2) Пересчитаем производительность 1420 т/сут в кг/ч по формуле (12):

$$m = 1420 \text{ т/сут} \cdot 1000 \text{ кг} / 24\text{ч} = 59166 \text{ кг/ч (NH}_3\text{)} \quad (12)$$

- 1.2. По реакции $\text{N}_2 + \text{H}_2 \leftrightarrow 2 \text{NH}_3$ определим количество азота по формуле (13):

$$m = \frac{G(\text{NH}_3) \cdot M(\text{N}_2)}{(2 \cdot M \cdot \text{NH}_3)} \quad (13)$$

где M – молярная масса, кг/кмоль.

$$m = 59166 \cdot 28 / (2 \cdot 17) = 48\,724 \text{ кг/ч (N}_2\text{)}.$$

- 1.3. Объем азота вычислим по формуле (14):

$$V_{N_2} = \frac{m(N_2)}{M(N_2)} \cdot V_{m(N_2)} \quad (14)$$

где $V_m=22,4$ кмоль/м³ – молярный объем.

$$V_{N_2} = \frac{48\,724}{28} \cdot 22,4 = 38\,979,2 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

1.4. Объем технологического газа определим по формуле (15):

$$V_c = \frac{V(N_2)}{c(N_2)} \cdot 100 \quad (15)$$

где $c(N_2)$ – содержание азота, %об.

$$V_c = \frac{38\,979,2}{20,13} \cdot 100 = 193\,638 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Зная объем всего сырья методом пропорции найдем количество остальных компонентов сырья:

$$\begin{aligned} \text{H}_2 V_{c_i} &= \frac{\text{H}_2 y'_i, \% \cdot \text{Всего } V_{c_i}, \text{ м}^3/\text{ч}}{\text{Всего } y'_i, \%} = \frac{61,44 \cdot 193\,637,35}{100} \\ &= 118\,970,7 \text{ м}^3/\text{ч}; \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 V_{c_i} &= \frac{\text{CO}_2 y'_i, \% \cdot \text{Всего } V_{c_i}, \text{ м}^3/\text{ч}}{\text{Всего } y'_i, \%} = \frac{17,43 \cdot 193\,637,35}{100} \\ &= 33\,751,8 \text{ м}^3/\text{ч}; \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Инерты } V_{c_i} &= \frac{\text{Инерты } y'_i, \% \cdot \text{Всего } V_{c_i}, \text{ м}^3/\text{ч}}{\text{Всего } y'_i, \%} = \frac{1 \cdot 193\,637,35}{100} \\ &= 1936,3 \text{ м}^3/\text{ч}. \end{aligned}$$

- 3) Состав газового сырья приведен в табл. 4.
- 4) Состав регенерированного раствора дан в табл. 5.

Таблица 4 - Состав газового сырья абсорбера

Компонент	Содержание в сырье $y'_i, \%$ (об.)	Количество $V_{c_i}, \text{ м}^3/\text{ч}$
H ₂	61,44	118 970,7
N ₂	20,13	38 979,2
CO ₂	17,43	33 751,8
Инерты	1	1936,3
Всего	100	193 638

Таблица 5 - Состав регенерированного водного раствора «Бенфильд»

Компонент	Молекулярная масса М, кмоль/кг	Содержание $c_i, \text{ масс. доли}$
H ₂ O	18	0,79
K ₂ CO ₃	138,2	0,2
CO ₂	44	0,01

Рассчитаем состав неочищенного газа.

Содержание компонентов, об. доли (16):

$$y_{c_i} = \frac{V_{c_i}}{\sum V_{c_i}} \quad (16)$$

где V_{c_i} – объем i -го компонента неочищенного газа, м³/ч.

$$y'_{H_2} = \frac{118\,970,7}{193\,638} = 0,614;$$

$$y'_{N_2} = \frac{38\,979,2}{193\,638} = 0,201;$$

$$y'_{CO_2} = \frac{33\,751,8}{193\,638} = 0,174;$$

$$y'_{ин} = \frac{1936,38}{193\,638} = 0,01.$$

Количество каждого компонента, кг/ч (17):

$$G_i = \frac{V_{c_i} \cdot M_{c_i}}{22,4} \quad (17)$$

$$G_{H_2} = \frac{118\,970,7 \cdot 2}{22,4} = 10\,622,38 \frac{\text{кг}}{\text{ч}};$$

$$G_{N_2} = \frac{38\,979,2 \cdot 28}{22,4} = 48\,724 \frac{\text{кг}}{\text{ч}};$$

$$G_{CO_2} = \frac{33\,751,8 \cdot 44}{22,4} = 66\,298,17 \frac{\text{кг}}{\text{ч}};$$

$$G_{\text{ин}} = \frac{1936,38 \cdot 40}{22,4} = 3\,457,82 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

Содержание компонентов, масс. доли (18):

$$y_{c_i} = \frac{G_{c_i}}{\Sigma G_{c_i}} \quad (18)$$

$$y_{H_2} = \frac{10\,622,38}{129\,102,37} = 0,082;$$

$$y_{N_2} = \frac{48\,724}{129\,102,37} = 0,377;$$

$$y_{CO_2} = \frac{66\,298,17}{129\,102,37} = 0,513;$$

$$y_{\text{ин}} = \frac{3\,457,82}{129\,102,37} = 0,026.$$

Полученные результаты заносим в таблицу 6.

Таблица 6 – Состав неочищенного газа

Компоненты	Мольная масса M_i	Количество V_{c_i} , м ³ /ч	Содержание y'_{c_i} , об. доли	Количество G_{c_i} , кг/ч	Содержание y_{c_i} , масс. доли
H ₂	2	118 970,7	0,614	10 622,38	0,082
N ₂	28	38 979,2	0,201	48 724	0,377
CO ₂	44	33 751,8	0,174	66 298,17	0,513
инерты	40	1936,38	0,01	3 457,82	0,026
Всего	–	193 638	1	129 102,37	1

Определим количество CO_2 , содержащееся в конвертированном газе после очистки, кг/ч:

$$m'_{\text{CO}_2} = \frac{66\,298,17}{100} = 662,98 \text{ кг/ч.}$$

Количество CO_2 , поглощаемое раствором K_2CO_3 :

$$n_{\text{CO}_2} = \frac{66\,298,17 - 662,98}{44} = 1\,491,70 \text{ кмоль/ч;}$$

Абсорбер орошается 20 %-ным водным раствором карбоната калия в количестве $1500 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Переведем тр-р в кг/ч (19):

$$m = V \left(\frac{\text{м}^3}{\text{ч}} \right) \cdot \text{K}_2\text{CO}_3 \left(\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right) = \text{кг/ч.} \quad (19)$$

где $c_{\text{K}_2\text{CO}_3} = 1174,25 \text{ кг/м}^3$ – плотность 20%-ного водного раствора K_2CO_3

$$m_{\text{р-р}} = 1500 \cdot 1174,25 = 1\,761\,375 \text{ кг/ч;}$$

$$m_{\text{K}_2\text{CO}_3} = \frac{1\,761\,375 \times 20}{100} = 352\,275 \text{ кг/ч;}$$

Количество K_2CO_3 и H_2O необходимое по реакции;

$$m_{\text{K}_2\text{CO}_3} = 2305,1 \cdot 138,2 = 318\,564,82 \text{ кг/ч;}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 2305,1 \cdot 18 = 41\,491,8 \text{ кг/ч;}$$

$$A_{\text{р}} = 318\,564 + 41\,491,8 + 1024,5 = 361\,080,3 \text{ кг/ч.}$$

Непрореагровавший раствор:

$$1\,761\,375 - 361\,080,3 = 1\,400\,294,7 \text{ кг/ч}$$

Рассчитаем состав регенерированного раствора K_2CO_3 по формуле (20):

$$g_{H_2O} = c_i \cdot A_p \quad (20)$$

$$g_{H_2O} = 0,79 \cdot 361\,080,3 = 285\,253,44 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{K_2CO_3} = 0,2 \cdot 361\,080,3 = 72\,216,1 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{CO_2} = 0,01 \cdot 361\,080,3 = 3610,8 \text{ кг/ч.}$$

Полученные данные вносим в таблицу 7.

Таблица 7 - Расчет состава регенерированного раствора K_2CO_3

Компонент	Молекулярная масса М, кмоль/кг	Содержание c_i , масс. доли	Количество g_i , кг/ч
H ₂ O	18	0,79	285 253,44
K ₂ CO ₃	138,2	0,2	72 216,1
CO ₂	44	0,01	3610,8
Всего	—	100	361 080,3

Водород и азот растворяются в водном растворе карбоната калия в больших количествах. Количество азота, водорода, растворившихся в единицу времени, м³/ч по формулам (21) и (22):

$$V_{N_2} = \delta_{N_2} \cdot V_{H_2O} \cdot \frac{273}{t + 273} \quad (21)$$

$$V_{H_2} = \delta_{H_2} \cdot V_{H_2O} \cdot \frac{273}{t + 273} \quad (22)$$

где δ_{N_2} , δ_{H_2} – растворимость азота, водорода, в воде при температуре t нормальном давлении, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

Объемный расход воды в водном растворе K_2CO_3 (учитывая, что $c_{H_2O}=1000\text{кг}/\text{м}^3$); $t = 50^\circ\text{C}$ – температура, при которой происходит растворение.

$$V_{H_2O} = \frac{1\,761\,375 - 352\,275}{1000} = 1409,1 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}};$$

$$V_{N_2} = 0,0113 \cdot 1409,1 \cdot \frac{273}{50 + 273} = 13,46 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$V_{H_2} = 0,0161 \cdot 1409,1 \cdot \frac{273}{50 + 273} = 19,17 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расходы азота, водорода, в очищенном газе равны, $\text{м}^3/\text{ч}$ (23) и (24):

$$V_{O_{N_2}} = V_{C_{N_2}} - V_{N_2} \quad (23)$$

$$V_{O_{H_2}} = V_{C_{H_2}} - V_{H_2} \quad (24)$$

где индекс «O» относится к очищенному газу, «C» - к сырому.

$$V_{O_{N_2}} = 38\,979,2 - 13,46 = 38\,965,74 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$V_{O_{H_2}} = 118\,970,7 - 19,17 = 118\,951,53 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Рассчитываем состав очищенного газа.

Содержание компонентов (об. доли) считаем по формуле 25:

$$y'_i = \frac{V_i}{\Sigma V_i} \quad (25)$$

где V_i объемы компонентов очищенного газа, $\text{м}^3/\text{ч}$.

$$\Sigma V_i = \frac{662,98 \cdot 22,4}{44} + 38\,965,74 + 118\,951,53 + 1936,38$$

$$= 160\,191,16 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$y'_{H_2} = \frac{118\,951,53}{160\,191,16} = 0,742;$$

$$y'_{N_2} = \frac{38\,965,74}{160\,191,16} = 0,243;$$

$$y'_{CO_2} = \frac{337,51}{160\,191,16} = 0,0021;$$

$$y'_{\text{инерты}} = \frac{1936,38}{160\,191,16} = 0,012.$$

Количество каждого компонента, кг/ч (26):

$$G_i = \frac{V_i \cdot M_i}{22,4} \quad (26)$$

$$G_{H_2} = \frac{118\,951,53 \cdot 2}{22,4} = 10\,620,67 \text{ кг/ч};$$

$$G_{N_2} = \frac{38\,965,74 \cdot 28}{22,4} = 48\,707,175 \text{ кг/ч};$$

$$G_{CO_2} = \frac{337,51 \cdot 44}{22,4} = 662,96 \text{ кг/ч};$$

$$G_{\text{инерты}} = \frac{1936,38 \cdot 40}{22,4} = 3\,457,82 \text{ кг/ч}.$$

Содержание компонентов, масс. доли (27) :

$$y_{c_i} = \frac{G_i}{\Sigma G_i} \quad (27)$$

$$y_{H_2} = \frac{10\,620,67}{63\,448,625} = 0,167;$$

$$y_{N_2} = \frac{48\,707,175}{63\,448,625} = 0,767;$$

$$y_{CO_2} = \frac{662,96}{63\,448,625} = 0,010;$$

$$y_{\text{инерты}} = \frac{3\,457,82}{63\,448,625} = 0,054;$$

Полученные результаты заносим в таблицу 8.

Таблица 8 - Состав очищенного газа

Компонент	Мольная масса M_i	Количество V_i , м ³ /ч	Содержание y'_i , об. доли	Количество G_i , кг/ч	Содержание y_i , масс. доли
H ₂	2	118 951,53	0,742	10620,67 48	0,167
N ₂	28	38965,74	0,243	707,175	0,767
CO ₂	44	337,51	0,0021	662,96	0,010
инерты	40	1936,18	0,012	3457,82	0,054
Всего	—	160 191,16	1	63 448,625	1

Расход газов, поглощенных раствором K₂CO₃, равен, кг/ч по формуле 28:

$$G_k = \Sigma G_{C_i} - \Sigma G_i \quad (28)$$

$$G_k = 129\,102,37 - 63\,448,625 = 65\,653,745 \text{ кг/ч.}$$

Расход насыщенного углекислым газом и другими компонентами водного раствора K₂CO₃ равен, кг/ч (29):

$$A_H = A_P + G_k \quad (29)$$

$$A_H = 361\,080,3 + 65\,653,745 = 426\,734,045 \text{ кг/ч.}$$

Составим таблицу материального баланса абсорбера 9.

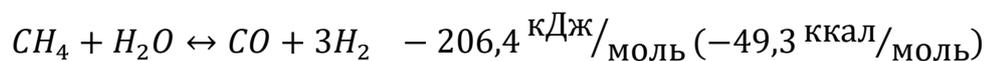
Таблица 9 - Материальный баланс абсорбера

Поток, поступающий в абсорбер	Количество, кг/ч	Поток, выводимый из абсорбера	Количество, кг/ч
Неочищенный газ	129 102,36	Очищенный газ	63 448,625
H ₂	10 622,38	H ₂	10 620,67
N ₂	48 725	N ₂	48 707,175
CO ₂	66 298,17	CO ₂	662,96
инерты	3457,82	инерты	3457,82
Регенерированный раствор K ₂ CO ₃	361 080,3	Насыщенный раствор K ₂ CO ₃	430 067,85
Непрореагировавший раствор	1 400 294,7	Непрореагировавший раствор	1 400 294,7
Всего	2 019 580,73	Всего	1 957 259,8

3.2 Энергетический баланс производства аммиака

«В газ, заранее прогретый до 510-525°C, теплом дымовых газов, прошедший этап очистки от серных соединений, дозируют пар в пропорции 3,7-1, после чего смесь переходит в трубчатую печь, при температуре реакционной ниши в 860°C проходит процесс паровой конверсии, на поверхности реакционных труб, заполненных никелевым катализатором.

Реакции имеют следующий вид:

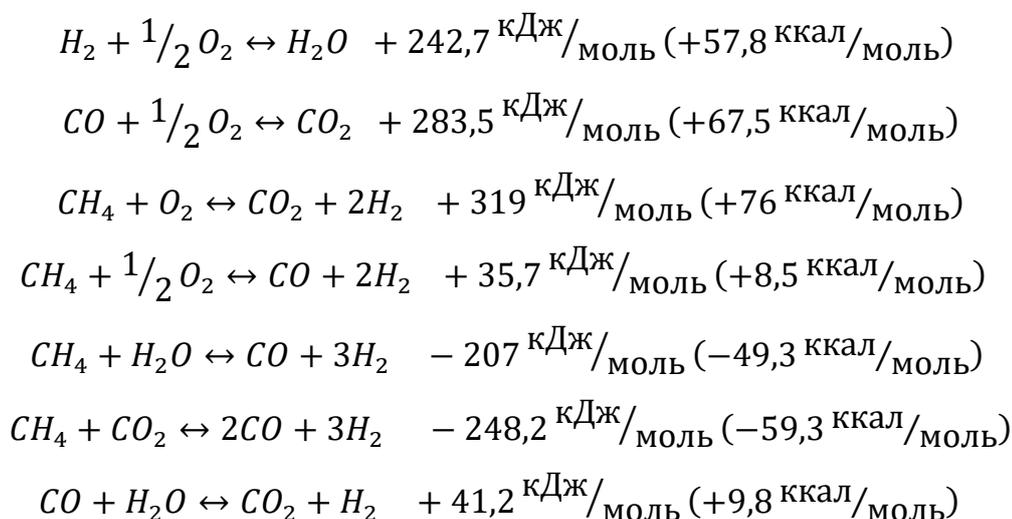


«Для осуществления конверсии метана требуется тепло, образуется при сгорании, на горелках, которые чередуются с реакционными трубами» [41].

В зоне конверсии печи располагаются нагреватели воздуха и природного газа, для образования пара с давлением 10,3 МПа, который используют для привода азото-водородного компрессора применяют пароперегреватель» [41].

«После трубчатой печи, конвертированный газ, содержащий 9-11% CH₄, направляется на конверсию метана, которая проводится в шахтном конверторе путём смешивания кислорода – выделенного из воздуха, пара с температурой до 1000°С и, с применением, никелевого катализатора.

Конверсия проводится по приведённым ниже формулам:

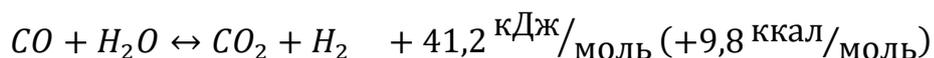


В осушенном кон. газе содержание метана составляет 0,35 – 0,55% что является остаточной фракцией. После второй ступени конвертора, из газа, выделяется тепло, которое, при помощи котла-утилизатора преобразовывают в энергетический пар. Температура газа после котла-утилизатора составляет 360-380°С. При захлаживании, в котле, конвертированная смесь выделяет тепло, которое преобразуют в насыщенный пар. С давлением в 10,3МПа, этот пар, поступает в аппарат по сбору пара» [41].

«Следующим этапом является конверсия окиси углерода, проходит она в две стадии: первая стадия – с применением среднетемпературного катализатора, вторая стадия - низкотемпературный. Перед конвертором газ проходит увлажнитель, в который при температуре после котлов выше 380°С впрыскивают конденсат.

Предложенный, для стадии первой ступени, конвертор окиси углерода выполнен в форме радиального направленного аппарата, используемого для уменьшения потери давления. В данном аппарате, на железо-хромовом катализаторе, проводят конверсию смеси окиси углерода и водяного пара. На выходе температура смеси не превышает 450°C» [41].

«Реакция этого процесса имеет следующий вид:



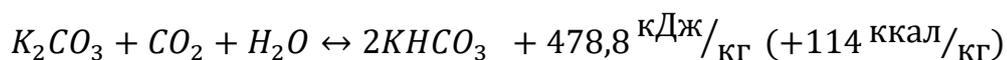
После первой ступени конвертора, в паро-газовой смеси содержится менее 4% окиси углерода. Тепло отходящего газа используют для образования насыщенного пара с давлением $P = 10,3$ МПа в котле-утилизаторе, при этом, происходит снижение до 330°C температуры паро-газовой смеси. После чего, в тепло-обменном аппарате продолжается снижение температуры смеси, до отметки, не ниже 205°C, подогревая тем самым, до метанатора, очищенный от диоксида углерода кон. газ» [41].

«На вторую ступень конвертора окиси углерода подаётся захлажденная ПГС, в верхней части которого размещён катализатор для проведения процесса очистки от серных соединений и, в случае отравления, существует возможность замены этого слоя. Данная процедура необходима по причине того, что катализатор НТК чувствителен к содержанию серы в смеси свыше 0,2 мг/м³. В пространстве, предназначенном для проведения, катализа второй ступени конвертора окиси углерода проводят конверсию смеси окиси углерода и водяного пара. На входе в аппарат объемная скорость смеси имеет значение 2000 ч⁻¹, а значения температуры колеблются от 200 до 260°C. На выходе насыщение конвертированной смеси окисью углерода, в пересчёте на сухой газ, составляет, примерно, 0,45%» [41].

«Парогазовая смесь покинувшая низкотемпературный конвертор поступает на отделение очистки газа от двуокиси углерода, где проходит через аппарат кипячения раствора карбоната калия. Далее в сепараторе происходит

разделение конвертированной смеси от конденсата. При последующем получении жидкого аммиака, после колонны синтеза, необходим холод, для этой цели конвертированный газ отправляется на адсорбционно-холодильную стадию.

Далее кон. газ, прошедший предварительное охлаждение, направляется на стадию поглощения двуокиси углерода раствором K_2CO_3 (раствор «Бенфильд») и проходит по следующей реакции:



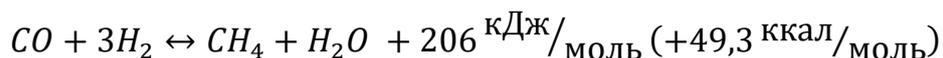
Температуру процесса абсорбции поддерживают в пределах 90-120°C. Конвертированный газ под давлением 2,5 МПа при 96°C подается в абсорбер, орошаемый 24-33% раствор поташа активированный АСТ-1 (0,3 - 1% вес) при температуре не выше 72°C. Регенерацию отработанного раствора карбоната калия проводят его нагреванием до 119°C в кипятильнике с последующим выделением CO_2 в регенераторе.

С целью достижения более глубокой очистки газа от CO_2 и улучшения технико-экономических показателей, регенерированный раствор поступает в абсорбер по двух потоковой системе» [1].

«Очистка конвертированной смеси проходит с применением горячей эссенции K_2CO_3 . В процессе «Бенфильд» абсорбентом является 28% раствор карбоната калия, активированный АСТ-1 (0,3 - 1% вес).

Очищенный кон. газ, содержащий до 0,58% CO и 0,05% CO_2 , подается в теплообменник парогазовой смеси после парового котла первой ступени конверсии CO , где нагревается до 280°C, а затем в метанатор. Гидратацию окиси и двуокиси углерода применяют для тонкой очистки газа и преобразования их в метан.

Реакции процесса:





Внутри метанатора газ пропускают через слой никель-алюминиевого катализатора (газ обладает объемной скоростью 4200 ч⁻¹). В газе после метанатора содержание окиси углерода не превышающие 20 ppm и двуокиси углерода 5 ppm. Так как при окислении оксида углерода происходит экзотермическая реакция, температура газа возрастает до 350°C, из метанатора ABC переходит в аппарат подогрева питательной воды в котором температура смеси понижается до значения не ниже 60°C. Следующей ступенью является воздушный холодильник и далее сепаратор. Сепарированный от конденсата газ поступает на первую ступень компрессора. На всасе давление, азотно-водородной смеси, составляет 2,4 МПа, температура – менее 43°C. На выходе из первой ступени давление газ составляет до 50 кгс/см², из второй – 100 кгс/см², после третьей ступени давление газа возрастает до 220 кгс/см², четвертой – 314 кгс/см². Так как в процессе сжатия, температура газа возрастает достигает отметки в 150°C, он, проходит процесс, охлаждения в аппарате воздушно-холодильного принципа действия. Образовавшуюся в результате влагу отгоняют с помощью сепаратора» [1].

«На входе в, кубовую часть, конденсационной колонны, в составе ABC присутствуют: Азот – 74%, водород – 24,5%, Метан – 1%, Аргон – 0,3% и окись и двуокись углерода, с концентрацией, 25 ppm. В колонне заполненной жидким аммиаком используется барботажный метод для тонкой очистки газа от остатков двуокиси углерода и влаги. Далее конденсационный газ смешивается с циркуляционным, пройдя выносное теплообменное оборудование, поступает в колонну синтеза. Образование аммиака из азотно-водородной смеси – это экзотермический процесс и записывается, следующей, формулой» [1], [8]:



«Смесь, в состав которой входит, примерно, 16% NH_3 , направляется в воздушный холодильник – первый конденсатор. В сепараторе происходит разделение на сжиженный аммиак и газовую смесь, в которой присутствует порядка 12% аммиака, эта смесь направляется в циркуляционную стадию азото-водородного компрессора.

Жидкий аммиак, попадает в ёмкости хранения пройдя стадии сепарирования и дросселизации» [11].

3.3 Технологический расчет абсорбера

Расчёт скорости газа и диаметра абсорбера

Для расчета коэффициентов массоотдачи необходимо выбрать тип насадки и рассчитать скорости потоков в абсорбере.

Выбираем неупорядоченные насадки:

Насадка - стальные кольца Палля – 35x35x0,8;

Свободный объем - $\varepsilon = 0,9 \text{ м}^3/\text{м}^3$;

Эквивалентный диаметр - $d_{\text{э}} = 0,026 \text{ м}$;

Динамическая вязкость поглотителя – $\mu_x = 1,1 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$

Удельная поверхность – $a = 170 \text{ м}^2/\text{м}^3$;

Рабочая температура – $t = 50^\circ\text{C}$

Коэффициенты:

для кольцеобразных насадок:

$A = 0,49$

$B = 1,04$

Массовый расход жидкости:

$$L = \frac{129\,102,36}{3600} = 35,86 \text{ кг/ч}$$

Массовый расход газа:

$$G = \frac{1\,761\,375}{3600} = 489,27 \text{ кг/ч}$$

$$P_y = P_{0y} \cdot \frac{T_0}{T_0 + t} \cdot \frac{P}{P_0} = 0,69 \frac{273}{273 + 50} \cdot \frac{2,5 \cdot 10^6}{1,013 \cdot 10^5} = 14,38$$

Плотность жидкой фазы: $\rho = 1174 \text{ кг/м}^3$

Предельная скорость газа в колонне:

$$\omega_{\text{пред}} = \sqrt{\frac{g \cdot \varepsilon^3 \cdot p_x \cdot 10^{A-B \cdot \left(\frac{L}{G}\right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{p_y}{p_x}\right)^{\frac{1}{3}}}{p_y \cdot a \cdot \mu x^{0,16}}}$$

$$\omega_{\text{пред}} = \sqrt{\frac{9,81 \cdot 0,9^3 \cdot 1174 \cdot 10^{(0,49) - 1,04 \cdot \left(\frac{35,86}{489,27}\right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{14,38}{1174}\right)^{\frac{1}{3}}}{14,38 \cdot 170 \cdot 0,0011^{0,16}}} = 4,45$$

Рабочая скорость газа:

$$\omega = 0,3 \cdot \omega_{\text{пред}}$$

$$\omega = 0,3 \cdot 4,45 = 1,335$$

Диаметр абсорбера:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V_0 \cdot \frac{273 + t}{273} \cdot \frac{P_0}{P}}{\omega \cdot \pi}}$$

где V_0 - объемный расход газа при условиях в абсорбере, $V_0 = 67,4 \text{ м}^3$

$$d = \frac{4 \cdot 67,4 \cdot \frac{323}{273} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{2,5 \cdot 10^6}}{1,335 \cdot 3,14} = 3,083 \text{ м}$$

где $d_{\text{реал}} = 3\text{м}$ – по справочнику.

Действительная рабочая скорость газа:

$$\omega_{\partial} = \omega \cdot \left(\frac{d}{d_{\text{реал}}}\right)^2,$$
$$\omega_{\partial} = 1,335 \cdot \left(\frac{3,083}{3}\right)^2 = 1,409 \text{ м/с}$$

Плотность орошения и активная поверхность насадки;

Плотность орошения:

$$U = \frac{L}{p_x \cdot 0,785 \cdot d_{\text{реал}}^2},$$
$$U = \frac{35,86}{1174 \cdot 0,785 \cdot 3^2} = 0,0043 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

Минимальная эффективная плотность орошения:

$$U_{\text{min}} = a \cdot a_{\text{эф}},$$

где $q_{\text{эф}}$ - эффективная линейная скорость орошения, $\text{м}^2/\text{с}$.

$$U_{\text{min}} = 170 \cdot 0,022 \cdot 10^{-3} = 0,00374 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

Для колец Палля $q_{\text{эф}} = 0,022 \cdot 10^{-3}$;

Активная поверхность насадки:

$$\psi_a = \frac{U \cdot 3600}{a \cdot (p + q \cdot U \cdot 3600)},$$

где p, q - справочные данные для данного типа насадок.

$$\psi_a = \frac{0,0043 \cdot 3600}{170 \cdot (0,0024 + 0,011 \cdot 0,0043 \cdot 3600)} = 0,527$$

«Расчёт коэффициентов массопередачи

Для газовой фазы:

$$Re_y = \frac{\omega_{\partial} \cdot d_{\text{эф}} \cdot p_y}{\varepsilon \cdot \mu_y},$$

$$Re_y = \frac{1,409 \cdot 0,026 \cdot 14,38}{0,9 \cdot 1,1 \cdot 10^{-3}} = 532,118$$

Коэффициент диффузии:

$$D_y = \frac{D_0}{1,01325} \cdot \left(\frac{273 + T}{273}\right)^{1,75},$$

$$D_y = \frac{13 \cdot 10^{-6}}{1,01325} \cdot \left(\frac{273 + 50}{273}\right)^2 = 1,722 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с},$$

$$Pr_y = \frac{\mu_y}{p_y \times D_y},$$

$$Pr_y = \frac{1,31 \cdot 10^{-5}}{14,38 \cdot 1,722 \cdot 10^{-5}} = 0,0529$$

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе:

$$\beta_y = \frac{D_y}{d_{\text{эф}}} \cdot 0,407 \cdot Re_y^{0,655} \cdot Pr_y^{0,33},$$

$$\beta_y = \frac{1,722 \cdot 10^{-5}}{0,026} \cdot 0,407 \cdot 532,118^{0,655} \cdot 0,0529^{0,33} = 0,0062 \text{ м/с}$$

$$y_{\text{ср}} = p_y \cdot \frac{\frac{Y_{\text{H}} + Y_{\text{K}}}{2}}{1 + \frac{Y_{\text{H}} + Y_{\text{K}}}{2}},$$

$$y_{\text{ср}} = 14,38 \cdot \frac{\frac{0,0775 + 0,035}{2}}{1 + \frac{0,0775 + 0,035}{2}} = 0,7528,$$

Перевод единиц :

$$\beta_y = \beta_y (p_y - y_{cp}),$$

$$\beta_y = 0,0062 \cdot (14,38 - 0,7528) = 0,084 \text{ кг/м}^2/\text{с}$$

Для жидкой фазы:

Приведенная толщина стекающей пленки:

$$\delta_{пр} = \left(\frac{\mu_x^2}{\rho_x \cdot g} \right)^{\frac{1}{3}},$$

$$\delta_{пр} = \left(\frac{(1,1 \cdot 10^{-3})^2}{1174 \cdot 9,81} \right)^{\frac{1}{3}} = 4,7 \cdot 10^{-4},$$

$$Re_x = \frac{4 \cdot U \cdot \rho_x}{a \cdot \mu_x},$$

$$Re_x = \frac{4 \cdot 0,0043 \cdot 1174}{170 \cdot 1,1 \cdot 10^{-3}} = 107,98$$

Коэффициент диффузии:

$$D_x = 1,6 \cdot 10^{-9} \cdot \left[1 + 0,2 \frac{(T - 20) \cdot \sqrt{\mu_x}}{p_x^{\frac{1}{3}}} \right],$$

$$D_x = 1,6 \cdot 10^{-9} \cdot \left[1 + 0,2 \cdot \frac{(50-20) \cdot \sqrt{1,1 \times 10^{-3}}}{1174^{\frac{1}{3}}} \right] = 1,60 \cdot 10^{-9},$$

$$Pr_x = \frac{\mu_x}{\rho_x \cdot D_x},$$

$$Pr_x = \frac{1,1 \cdot 10^{-3}}{1147 \cdot 1,60 \cdot 10^{-9}} = 599,389.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе:

$$\beta_x = 0,0021 \cdot \frac{D_x}{\delta_{\text{пр}}} \cdot Re_x^{0,75} \cdot Pr_x^{0,5},$$

$$\beta_x = 0,0021 \cdot \frac{1,60 \cdot 10^{-9}}{4,7 \cdot 10^{-4}} \cdot 107,98^{0,75} \cdot 599,389^{0,5} = 0,5862 \cdot 10^{-5} \text{ М/с},$$

$$x_{\text{ср}} = p_x \cdot \frac{\frac{X_H + X_k}{2}}{1 + \frac{X_H + X_k}{2}},$$

$$x_{\text{ср}} = 1174 \cdot \frac{\frac{0,0007 + 0,0042}{2}}{1 + \frac{0,0007 + 0,0042}{2}} = 2,67,$$

Перевод единиц:

$$\beta_x = \beta_x (p_x - x_{\text{ср}}),$$

$$\beta_x = 0,5862 \cdot 10^{-5} \cdot (1174 - 2,67) = 0,068 \text{ кг/м}^2/\text{с},$$

Коэффициент массоопердачи в газовой фазе:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m_{\text{кг}}}{\beta_x}},$$

где $m_{\text{кг}}$ - коэффициент распределения - тангенс угла наклона равновесной линии в относительных массовых концентрациях:

$$m_{\text{кг}} = \frac{Y_H - Y_k}{X_H - X_k},$$

$$m_{\text{кг}} = \frac{0,0775 - 0,035}{0,0042 - 0,0007} = 12,14,$$

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{0,084} + \frac{12,14}{0,068}} = 0,005 \text{ кг/м}^2/\text{с}$$

Поверхность массопередачи и высота абсорбера.

Поверхность массопередачи:

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta Y_{cp}},$$

$$M = G \cdot (X_k - X_n) = 489,27 \cdot (0,0042 - 0,0007) = 1,71 \text{ кг/с};$$

$$F = \frac{1,71}{0,005 \cdot 0,012} = 28\,500 \text{ м}^2,$$

Высота одного слоя насадки:

$$H = \frac{F}{0,785 \cdot a \cdot d_{реал} \cdot \psi_a}$$

$$H = \frac{28500}{0,785 \cdot 170 \cdot 3^2 \cdot 0,527} = 45,027 \text{ м}$$

Общая высота одного абсорбера: 45 м.

Расстояние от днища до насадки 1,4 м.

Расстояние от верха насадки до крышки 2,5 м.

$$H_a = H_n + 1,4 + 2,5,$$

$$H_a = 45,027 + 1,4 + 2,5 = 48,927 \text{ м}$$

Гидравлическое сопротивление.

Коэффициент сопротивления:

$$\lambda = \frac{16}{Re_y^{0,2}},$$

$$\lambda = \frac{16}{532,118^{0,2}} = 4,559$$

Гидравлическое сопротивление сухой насадки:

$$\Delta P_c = \lambda \cdot \frac{H}{d_3} \cdot \frac{(\frac{\omega d}{\varepsilon})^2}{2} \cdot \rho_y,$$

$$\Delta p_c = 4,559 \cdot \frac{45,027}{0,026} \cdot \frac{(\frac{1,409}{0,9})^2}{2} \cdot 14,38 = 154\,590 \text{ Па} = 154,590 \text{ кПа},$$

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки:

$$\Delta P = \Delta P_c \cdot 10^{bU},$$

$$\Delta P = \Delta P_c \cdot 10^{bU},$$

где b - коэффициент, зависящий от насадки, для колец Палля - 126 [11]

$$\Delta P = 154\,590 \cdot 10^{126 \cdot 0,0043} = 538\,246 \text{ Па} = 538,246 \text{ кПа}.$$

3.4 Технологический расчет вихревого абсорбера

Скорость газа в абсорбционной колонне $w = 1,335$ м/с.

Диаметр абсорбера принимаем также, как и для абсорбционной колонны
 $d = 3$ м.

Высота светлого слоя жидкости определится по формуле:

$$h_0 = 0,787q^{0,2}h_{\text{пер}}^{0,56}W_r^m[1 - 0,3a\exp(-0,11\mu_x)],$$

где $h_{\text{пер}} = 0,04$ м – высота жидкости на вихревой тарелке;

q – линейная плотность орошения, $q = 0,064$ м³/м²с;

$$m = 0,05 - 4,6h_{\text{пер}} = 0,05 - 4,6 \cdot 0,04 = -0,134,$$

$$h_0 = 0,787 \cdot 0,064^{0,2} \cdot 0,04^{0,56} \cdot 11^{-0,134} [1 - 0,31\exp(-0,11 \cdot 1,8)] = 0,015 \text{ м}.$$

Газосодержание реакционного слоя:

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

где Fr – критерий Фруда:

$$Fr = \frac{\omega_r^2}{gh_0} = \frac{0,3^2}{9,81 \cdot 0,015} = 2,04$$

$$\varepsilon = \frac{\sqrt{2,04}}{(1 + \sqrt{2,04})} = 0,59$$

Коэффициенты диффузии.

Коэффициент диффузии диоксида углерода в воздухе:

$$D_r = D_0 \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}}$$

где $D_0 = 13,0 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ – коэффициент диффузии при стандартных условиях;

$$D_r = 13 \cdot 10^{-6} \frac{0,1}{2,5} \left(\frac{323}{273} \right)^{\frac{3}{2}} = 0,66 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Коэффициент диффузии диоксида углерода в растворе карбоната калия.

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе:

$$\beta_{\text{жф}} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot D_{\text{ж}}^{0,5} \left[\frac{U}{(1 - \varepsilon)} \right]^{0,5} h_0 \left[\frac{\mu_r}{(\mu_r + \mu_{\text{ж}})} \right]^{0,5},$$

Коэффициент диффузии для водного раствора карбоната кальция:

$$D_{\text{ж}} = 1,87 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

$U = 0,0043$ – из расчета насадочной колонны

$$\begin{aligned}\beta_{\text{жф}} &= 6,24 \cdot 10^5 (1,87 \cdot 10^{-9})^{0,5} \left[\frac{0,0043}{(1-0,59)} \right]^{0,5} 0,015 \left[\frac{13,1}{(13,1 + 960)} \right]^{0,5} \\ &= 0,0035 \text{ М/с} \\ \beta_{\text{жф}} &= 0,0035 \cdot \rho_{\text{ж}} = 0,0023 \cdot 1174 = 2,7 \text{ кг/М}^2/\text{с}\end{aligned}$$

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе:

$$\begin{aligned}\beta_{\text{гф}} &= 6,24 \cdot 10^5 \cdot D_{\text{г}}^{0,5} \left(\frac{W}{\varepsilon} \right)^{0,5} h_0 \left[\frac{\mu_{\text{г}}}{(\mu_{\text{г}} + \mu_{\text{ж}})} \right]^{0,5}, \\ \beta_{\text{жф}} &= 6,24 \cdot 10^5 (0,66 \cdot 10^{-6})^{0,5} \left(\frac{10}{0,59} \right)^{0,5} 0,015 \left[\frac{13,1}{(13,1 + 960)} \right]^{0,5} = 3,62 \text{ М/с} \\ \beta_{\text{гф}} &= 3,62 \cdot p_{\text{г}} = 3,62 \cdot 1,29 = 4,66 \text{ кг/М}^2/\text{с}\end{aligned}$$

Коэффициент массопередачи в газовой фазе [16]:

$$\begin{aligned}K_{yf} &= \frac{1}{1/\beta_{\text{гф}} + m/\beta_{\text{жф}}}, \\ K_{yf} &= \frac{1}{1/4,66 + 0,64/2,7} = 2,21 \text{ кг/М}^2 \cdot \text{с}\end{aligned}$$

где m - это коэффициент распределения, определённый из эмпирического уравнения, значение которого равно 0,64

Суммарная поверхность тарелок:

$$F = \frac{M}{K_{yf} \Delta p_{\text{ср}}} = \frac{983,8}{2,21 \cdot 71,8} = 6,19 \text{ М}^2$$

Рабочая площадь тарелки:

$$f = \varphi \cdot 0,785 \cdot D^2,$$

$$f = 0,1 \cdot 0,785 \cdot 3^2 = 0,706.$$

где $\varphi = 45\%$ - доля рабочей площади тарелки.

Требуемое число тарелок:

$$n = F/f = 6,19/0,706 = 8,76 \text{ шт.}$$

(Принимаем с запасом 9 тарелок)

Таким образом высота колонны составляет:

$$H = H_T(n - 1) + Z_1 + Z_2 = 0,5 (9 - 1) + 1,6 + 2,8 = 8,4 \text{ м.}$$

где $H_T = 0,5$ м – расстояние между тарелками;

$Z_1 = 1,6$ м – высота сепарационного пространства;

$Z_2 = 2,8$ м – высота кубового пространства

Вывод по третьему разделу: в данной части был произведен расчет материального баланса действующей абсорбционной колонны, следовательно, из этого расчета, можно увидеть какое количество очищенного газа получается на выходе из аппарата, а также количество регенерированного и насыщенного раствора K_2CO_3 , проведен расчет насадочного абсорбера и вихревого абсорбера. Рассчитанные значения коэффициентов массоотдачи в газовой и жидкой фазах, коэффициентов массопередачи в жидкой и газовой фазах для действующего и предложенного аппарата, коэффициентов диффузии для одного и другого аппарата, рассчитанные показатели дают понимание о кратном увеличении скорости процесса массообмена в вихревых аппаратах. Расчетные высоты колонн также позволяют сделать выбор в пользу вихревых аппаратов.

Заключение

В работе при изучении технологии существующего производства были выявлены недостатки действующей системы очистки, основной из них была – не работоспособность абсорбера при больших перепадах давления и повышенной нагрузке по газу, что сказывается на процессе абсорбции и содержании концентрации CO_2 в газе на выходе, данная проблема была решена путем изменения конструкции в аппарате, участвующего в процессе, а именно модернизацией существующей абсорбционной установки (вводом вихревого контактного устройства в технологическую схему процесса очистки).

При данной модернизации снизятся габариты очистного аппарата, высота действующего абсорбера (расчетная $H = 45$), а вихревого абсорбера почти в 5 раз меньше (расчетная $H = 8,4$), за счет сохранения скорости газа и уменьшения объема реакционной зоны, процесс очистки усилится в 40 раз, что положительно скажется на производительности всего процесса очистки.

Так же данный вид модернизации положительно скажется на долговечности аппаратов, используемых на отделе очистки, так как для поглощения углекислого газа потребуется меньшее количество абсорбирующего раствора, который вызывает коррозию стенок аппарата, следовательно, стенки аппаратов будут за более долгий промежуток времени покрываться коррозией.

Следовательно, данный вид модернизации позволяет повысить объёмную производительность по газу на выходе имеющий в себе меньшую концентрацию CO_2 на 2,5%, а также дает возможность использования меньшего количества абсорбционного раствора, что повысит производительность по аммиаку, а также производительность по побочным продуктам в которых используется CO_2 и сделает работу предприятия более выгодной.

Список используемой литературы и используемых источников

1. Аппаратура процессов разделения гомогенных и гетерогенных систем [Электронный ресурс] URL: <https://studfile.net/preview/6658339/> (дата обращения 27.04.22)
2. Андреев Ф.А. Технология связанного азота / Ф.А. Андреев, С.И. Карган. – М.: Химия, 1966.
3. Ахметов Н. С. Общая и неорганическая химия. — М.: Высшая школа, 2001.
4. Акимова Л. Д. Изучающим основы холодильной техники. — М., 1996.
5. Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты/ И.А. Александров. - М.: Химия, 1978.
6. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учеб. пос. для вузов. Уфа, 2004. 672 с.
7. Воробьева, Г.Я. Коррозионная стойкость материалов в агрессивных средах химических производств/ Г.Я. Воробьева. – М.: Химия, 1975.
8. Данквертс П.В. Газо-жидкостные реакции / П.В. Данквертс; пер. с англ. под общ. ред. И.А. Гильденבלата. – М.: Химия, 1973.
9. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1991.
10. Каган А.М., Пушнов А.С., Рябушенко А.С. Насадочные контактные устройства // Химическая технология. 2007. Т.8. № 5. С. 232-240.
11. Крылов, О. В. Гетерогенный катализ / О. В. Крылов. - М.: Академкнига, 2004. - 679 с
12. Крекинг природного газа [Электронный ресурс] URL: <https://findpatent.ru/patent/223/2234458.html> (дата обращения 24.03.22).

13. Кононова Г.Н. Расчёт материального баланса химико-технологических систем интегральным методом / Г.Н. Кононова, В.В. Сафонов. – М.: МИТХТ, 1999.
14. Коган В.Б. Равновесие между жидкостью и паром: в 2-х т / В.Б. Коган. – М.: Наука, 1966. –1Т.
15. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1971. Производство и применение катализаторов синтеза аммиака [Электронный ресурс] URL: https://www.studmed.ru/view/diplom-proizvodstvo-i-primenenie-katalizatorov-sinteza-ammiaka_86fbdd1bbb8.html (дата обращения 27.03.22)
16. Криворот С. А. Конструкция и основы проектирования машин и аппаратов химической промышленности / С.А. Криворот. – М.: Машиностроение, 1976.
17. Карапетьянц М. Х., Дракин С. И. Общая и неорганическая химия. — М.: Химия, 1994.
18. Лаптев А.Г., Кудряшов В.Н., Фарахов М.И. и др. Высокоэффективные насадочные элементы для аппаратов разделения // Сб. трудов Юбилейной научнопрак. конф. посвященной 40-летию ОАО «Казаньоргсинтез». Казань. 2003. С. 272- 304.
19. Лашинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А.А. Лашинский, А.Р. Толчинский. – Л.: Машиностроение, 1976.
20. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической промышленности / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М.: Химия, 1968.
21. Мельникова Е.Я. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений / Е.Я. Мельникова, В.П. Салтанова. – М.: Химия, 1983.
22. Макаров Г. В. Охрана труда в химической промышленности. / Г. В. Макаров. – М.: Химия, 1989

23. Малина И.К. Синтез аммиака // Книга для чтения по неорганической химии. Пособие для учащихся. Ч. II. — М.: Просвещение, 1975.

24. Очистка газа от сероводорода [Электронный ресурс] URL: <https://helpiks.org/7-61112.html> (дата обращения 24.04.22) Криворот С. А. Конструкция и основы проектирования машин и аппаратов химической промышленности / С.А. Криворот. – М.: Машиностроение, 1976.

25. Обеспечение производственной и экологической безопасности: методические указания и рекомендации по дипломному проектированию / сост. Ф. М. Гимранов, Д. К. Шаяхметов, Н. К. Нугаева; Казан. гос. технол. ун-т. – Казань, 1988.

26. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: учебник для вузов. Кн.1,2 / под общ. ред. В.Г. Айнштейна. – М. : Химия, 1999.

27. Пушнов А.С., Каган А.М., Рябушенко А.С., Беренгартен М.Г., Елкеев Т.А., Шустиков А.И. Результаты аэродинамических и гидравлических испытаний полимерной блочной насадки для осуществления тепло- и массообменных процессов // Химическая техника. 2006. №4. С. 31-33.

28. Повтарев И.А., Блиничев В.Н., Чагин О.В. и др. Исследование зависимости гидравлического сопротивления насадочного слоя колонного оборудования // Изв. вузов «Химия и химическая технология». 2006. Т.49. №12. С. 109-110.

29. Пат. 2262482 Российская Федерация, МПК7 С 01 С 1/04. Способ каталитического получения аммиака [Текст] / Андреас Г. Э.; заявитель Хальдор топсэе А/С. - № 2001103540/15; заявл. 09.02.2001; опубл. 20.10.2005.

30. Пат. 2267353 Российская Федерация МПК7 В 01 J 23/46, В 01 J 23/58. Катализатор синтеза аммиака и способ его регенерации [текст]/Мулер М., Хинриксен О., Якобсен К.; Хальдкор топсэе А/С. - № 2001118445/04; заявл. 05.07.2001; опубл 10.01.2006.

31. Паспорт лаборатории (отраслевая лаборатория синтеза аммиака) - 2006

32. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической промышленности / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М.: Химия, 1968.
33. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу ПАХТ / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. – Л.: Химия, 1987.
34. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической промышленности / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М.: Химия, 1968.
35. Поникаров И. И. Расчеты машин и аппаратов химических производств и нефтепереработки / И.И. Поникаров. – М.: Альфа, 2008.
36. Плановский, А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Коган. - 5-е изд.– М. : Химия, 1968.
37. Рабинович, В.А. Краткий химический справочник - 3-е изд., перераб. и доп./ В.А., Рабинович, З.Я. Хавин. - Л.: Химия, 1991.
38. Рябушенко А.С., Пушнов А.С., Беренгартен М.Г. Регулярная металлическая насадка для осуществления процессов тепло- и массообмена при непосредственном контакте фаз // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2006. №6. С. 14-15.
39. ChemCAD Simulation of Benfield Process to Remove CO₂ from Natural Gas and Inspection of Temperature Profile of Key Units / Niaz Bahar Chowdhury, Nahin Bahar Chowdhury - Advances in Mechanical Engineering and its Application (AMEA) /Chemical Engineering Department, Bangladesh University of Engineering and Technology, Dhaka, Bangladesh; Mechanical Engineering Department, Chittagong University of Engineering and Technology, Chittagong, Bangladesh, 2013.
40. Chemical Technology: From Principles to Products, 2nd Edition / Andreas Jess, Peter Wasserscheid, 2020.
41. Chemical Technology / F. A. Henglein, 2016.

42. Effect of Different Organic Promoters on Carbon Dioxide Absorption by Potassium Carbonate / M. Hussein - Alexandria University, Faculty of Engineering, Chemical Engineering Department, Alexandria, Egypt; M.E. Kenawy - Abu Qir Fertilizer and Chemical Industry Co., Alexandria, Egypt; M.M. Mostafa - Abu Qir Fertilizer and Chemical Industry Co., Alexandria, Egypt; February, 2015.

43. Use of Vanadium(V) Oxide as a Catalyst for CO₂ Hydration in Potassium Carbonate Systems / Nathan Johann Nicholas, Gabriel da Silva, Sandra Kentish, and Geoffrey W. Stevens; The Cooperative Research Centre for Greenhouse Gas Technologies (CO₂CRC), Department of Chemical and Biomolecular Engineering, The University of Melbourne, Australia, 2014.