

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 Разработка способа осушки газообразного аммиака абсорбционной холодильной установки агрегата синтеза аммиака

Студент

Д.А. Шитовкин

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

(ученая степень, звание, И.О. Фамилия)

Тольятти 2021

Аннотация

Тема бакалаврской работы: «Разработка способа осушки газообразного аммиака абсорбционной холодильной установки агрегата синтеза аммиака».

Актуальность данной темы заключается в повышении стабильности работы испарителей жидкого аммиака при различных нагрузках.

Целью данной работы является разработка метода осушения газообразного аммиака в абсорбционной холодильной «Б».

Бакалаврская работа изложена на 71 листе, включает 10 таблиц, 17 рисунков, список из 30 используемых источников литературы, в том числе 9 на иностранном языке. Бакалаврская работа состоит из введения, трех разделов, заключения, списка используемой литературы и используемых источников и трех приложений.

В первом разделе излагается синтез аммиака и его выделение из газовой смеси. Описаны теоретические основы получения умеренного холода, уязвимое место и способ его модернизации путем ввода сепаратора.

Во втором разделе описана технологическая схема абсорбционная холодильная установка на агрегатах АМ-76. Разобрана особенность работы при повышенной нагрузке по аммиаку. Аналитически и технически обоснован путь модернизации.

В третьем разделе рассчитан цикл абсорбционной холодильной машины. Выбран и рассчитан вертикальный газожидкостной сетчатый сепаратор. Определены основные технологические эффекты модернизации.

Заключение содержит обобщающие выводы о проделанной работе, направленные на исключение попадания воды в испарители жидкого аммиака.

В приложении А приведен чертеж общего вида сепаратора.

В приложении Б приведен чертеж технологической схемы с сепаратором.

В приложении В приведен тренд температуры после дефлегматора 902Б.

Содержание

Введение.....	5
1 Теоретическая часть.....	7
1.1 Промышленный способ синтеза аммиака	7
1.2 Технология выделения аммиака из синтез-газа, танко-продувочных газов.....	8
1.3 Теоретические основы получения умеренного холода	9
1.3.1 Понятие и классификация холодильных машин	9
1.3.2 Химизм процесса абсорбции аммиака водой.....	10
1.4 Промышленные установки получения холода в аммиачной промышленности.....	12
1.4.1 Основные стадии получения холода.....	12
1.4.2 Принцип работы генератора-ректификатора и дефлегматора	14
1.4.3 Определение уязвимого места.....	17
1.5 Выбор сепаратора	18
1.5.1 Силы, действующие на капельную жидкость.....	18
1.5.2 Образование капельной жидкости	19
1.5.3 Основные механизмы улавливания капельной жидкости	19
1.5.4 Парожидкостное разделение.....	20
1.5.5 Выбор внутреннего устройства сепаратора	20
2 Технологическая часть	22
2.1 Технология синтеза аммиака на агрегатах АМ-76.....	22
2.2 Принципиальная технологическая схема и ее описание, оптимальные технологические параметры	25
2.3 Особенность работы абсорбционной холодильной установки АБХМ «Б» при повышенной нагрузке по аммиаку.....	29
2.4 Аналитическое и техническое обоснование способа модернизации установки.....	30
3 Расчетная часть.....	34

3.1 Расчет цикла АБХМ.....	34
3.1.1 Расчет удельных количеств тепла в АБХМ.....	42
3.1.2 Расчет материальных потоков и тепловых нагрузок на аппараты.	46
3.2 Расчет сепаратора.....	50
3.2.1 Конструктивный расчет.....	50
3.2.2 Гидравлический расчет.....	57
3.3 Описание принципа работы и взаимодействие сепаратора с другим оборудованием АБХМ	61
3.4 Ожидаемые технологические результаты модернизации	63
Заключение	64
Список используемой литературы и используемых источников.....	68
Приложение А Чертеж сепаратора.....	69
Приложение Б Технологическая схема.....	70
Приложение В Тренд температуры после дефлегматора 902Б.....	71

Введение

Предприятие ПАО «Тольяттиазот» внес значительный вклад в российский рынок минеральных удобрений. В настоящее время компания экспортирует свою продукцию в 120 стран. Заботясь о здоровье и безопасности работников, а также об охране окружающей среды, предприятие работает в соответствии со стандартами экологического права. Стратегия развития компании до 2022 года предусматривает проведение экологических мероприятий по снижению негативного воздействия на окружающую среду [24].

С каждым годом ужесточаются нормы выбросов отработанных газов. У предприятий появляется интерес не только сократить выбросы с экологической, но также и с экономической точки зрения. Уменьшение потери целевого продукта является одним из основных путей уменьшения расходного коэффициента.

Одним из таких источников потери целевого продукта в синтезе аммиака является сжигание танко-продувочных газов, которые содержат аммиак. Выделение аммиака производится путем охлаждения с дальнейшей сепарацией. Источником холода является абсорбционная холодильная машина. При нарушении норм технологического режима, а именно при повышении содержания воды в жидком аммиаке, происходит повышение температуры кипения в испарителе жидкого аммиака, что приводит к меньшей холодопроизводительности машины, как следствие, повышенному содержанию аммиака в танко-продувочных газах, которые идут на сжигание в печь или на факельную установку.

В данной бакалаврской работе дается решение данной проблемы путем внедрения вертикального газожидкостного сетчатого сепаратора, между дефлегматором и аппаратами воздушного охлаждения.

Актуальность данной работы заключается в повышении стабильности работы испарителей жидкого аммиака при различных нагрузках.

Цель данной работы заключается в разработке метода осушения газообразного аммиака в условиях работы абсорбционной холодильной установки при повышенных нагрузках.

Поставленная цель может быть решена с помощью следующих задач:

- произвести теоретический анализ работы узла осушки газообразного аммиака и на основании полученных данных выбрать сепаратор;
- описать принципиальную технологическую схему с оптимальными технологическими параметрами;
- рассмотреть особенность работы абсорбционной холодильной установки «Б» при повышенной нагрузке по аммиаку, технически и аналитически обосновать способ модернизации установки;
- произвести расчет цикла абсорбционной холодильной установки, сетчатого газосепаратора.

1 Теоретическая часть

1.1 Промышленный способ синтеза аммиака

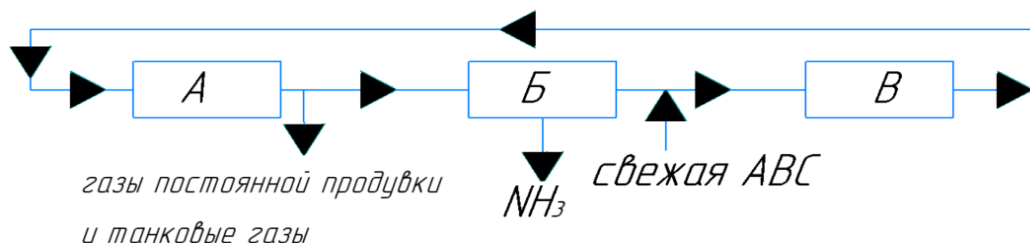
Агрегат аммиака 05А работает по технологической схеме агрегат аммиака 76 (АМ-76), выполненный по проекту Государственного института азотной промышленности и продуктов органического синтеза [21].



Стехиометрически реакция одного моля азот с тремя молями водорода производит два моля аммиака в экзотермическом процессе. Однако реакция не проходит сама по себе и становится возможной из-за воздействия физических факторов. Чтобы снизить энергию активации, необходимую для синтеза, реагенты (оба в газовой фазе) пропускаются через железный катализатор с добавленным промотором гидроксидом калия для повышения эффективности. Реакция является обратимой по своей природе, хотя образование аммиака можно добиться с помощью принципа Ле Шателье, который гласит, что увеличение давления способствует реакции на стороне с меньшим количеством молей, в данном случае аммиака.

Однако давления, необходимые для оптимизации синтеза аммиака, очень высоки и дороги для промышленного использования в больших масштабах, поэтому часто используется компромиссное давление, составляющее обычно 26 МПа. В то время как принцип Ле Шателье также предполагает, что низкие температуры будут вызывать реакцию, способствующую производству аммиака, низкие температуры замедляют реакцию до непрактичных скоростей, что вынуждает производителей применять компромиссную температуру от 400 °С до 450 °С. Каждый раз, когда реагенты подвергаются этому процессу, превращается только от 10 % до 18% потенциального аммиака, но за счет рециркуляции непрореагировавшего

газа никакие реагенты не теряются и не теряются, и после нескольких проходов можно полностью преобразовать 97% реагентов [26]. На рисунке 1 показана блок-схема синтеза аммиака.



А – синтез; Б – выделение NH_3 ; В – компрессия и рециркуляция

Рисунок 1 – Блок-схема синтеза аммиака [5]

1.2 Технология выделения аммиака из синтез-газа, танко-продувочных газов

«При прохождении через катализатор лишь часть азотоводородной смеси превращается в аммиак. Чтобы выделить аммиак, азотоводородную смесь вместе с аммиаком охлаждают до температуры сжижения аммиака. Достичь полной конденсации аммиака не удастся, небольшая часть его остается в азотоводородной смеси. Помимо водяного или воздушного охлаждения, азотоводородную смесь охлаждают кипящим аммиаком» [8].

Из-за того, что реакция синтеза аммиака проводится при многократной циркуляции, то в системе накапливаются инерты (непрореагировавшие газы) [3]. Инертами являются метан (который образовался на стадии метанирования) и аргон (является компонентом воздуха, который идет на технологию) [5]. Извлечение аммиака (11 % об.) из продувочных газов происходит в испарителе жидкого аммиака 612 при температуре минус 28 °С, совместно с конденсационной колонной 611.

При дросселировании продукционного жидкого аммиака, растворенные в нем газы (водород, азот, метан, аргон) выделяются в виде «танковых газов», которые содержат около 33 % аммиака [14]. Выделение аммиака происходит в испарителе жидкого аммиака б13, при температуре минус 28 °С.

Абсорбционные холодильные машины являются источником жидкого аммиака для питания испарителей.

1.3 Теоретические основы получения умеренного холода

1.3.1 Понятие и классификация холодильных машин

«В основе получения умеренного холода лежит испарительный метод, основанный на испарении сжиженного газа при низких давлениях. Система, осуществляющая замкнутый термодинамический цикл, называется холодильной машиной. Холодильная машина – категория тепловых машин, которые, поглощая энергию, имеют своей целью изъятие тепла от тел с низкой температурой и передачу его телам с более высокой температурой. С позиции термодинамики – это машина, осуществляющая перенос теплоты с низкого температурного уровня на более высокий с целью охлаждения и содержащая минимально необходимое число элементов для осуществления холодильного цикла.

Термодинамический цикл холодильной машины состоит из следующих последовательных процессов:

- испарение (кипение) или нагрев холодильного агента при низкой температуре и низком давлении;
- повышение давления (сжатие) парообразного или газообразного холодильного агента;
- конденсация или охлаждение холодильного агента при более высоких значениях температуры и давления;
- понижение давления (расширение) холодильного агента» [1].

Основными отраслями промышленности, которые требуют охлаждения или систем охлаждения являются:

- централизованное охлаждение;
- производство электроэнергии;
- химическая и нефтехимическая промышленность;
- фармацевтический;
- продукты питания и напитки;

другие отрасли промышленности [22].

«По принципу действия основные холодильные машины классифицируются на:

- парокompрессионные (компрессионные);
- абсорбционные;
- эжекторные» [1].

1.3.2 Химизм процесса абсорбции аммиака водой

Молекула NH_3 имеет большой дипольный момент, и это соответствует ее геометрии - треугольной пирамиде, показанной на рисунке 2.

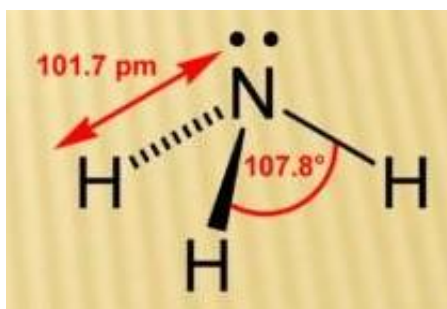
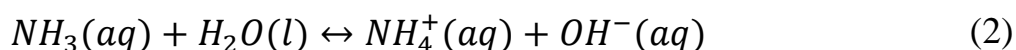


Рисунок 2 – Валентные углы молекула аммиака [8]

Электронное устройство в азоте подчиняется правилу октетов. Четыре пары электронов (три связывающие пары и одна неподеленная пара несвязывающих) отталкиваются друг от друга, придавая молекуле непланарную геометрию. Валентный угол $\text{H} - \text{N} - \text{H}$ 107 градусов близок к тетраэдрическому углу 109,5 градуса. Из-за этого электронное расположение

валентных электронов в азоте описывается как sp^3 -гибридизация атомных орбиталей.

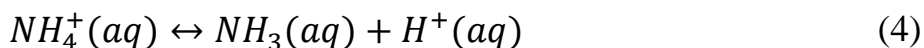
Полярность молекул NH_3 и их способность образовывать водородные связи в некоторой степени объясняют высокую растворимость аммиака в воде. Однако при растворении аммиака в воде также происходит химическая реакция. В водном растворе аммиак действует как основание, приобретая ионы водорода из H_2O с образованием ионов аммония и гидроксида.



Образование гидроксид-ионов при растворении аммиака в воде придает водным растворам аммиака их характерные щелочные (основные) свойства. Двойная стрелка в уравнении указывает на то, что установлено равновесие между растворенным газообразным аммиаком и ионами аммония. Не весь растворенный аммиак вступает в реакцию с водой с образованием ионов аммония. Значительная часть остается в растворе в молекулярной форме. Другими словами, аммиак - слабое основание. Количественным показателем служит ее базовая константа ионизации при 25 °C:

$$K_b = \frac{[NH_4^+][OH^-]}{[NH_3]} = 1,8 \times 10^{-5} \quad (3)$$

Напротив, ион аммония действует как слабая кислота в водном растворе, потому что он диссоциирует с образованием иона водорода и аммиака [28].



В единице объема воды растворяется до 1148 объемов парообразного аммиака с выделением теплоты 800 кДж/кг (жидкого аммиака) и 1260 кДж/кг (парообразного аммиака) [16].

1.4 Промышленные установки получения холода в аммиачной промышленности

1.4.1 Основные стадии получения холода

Для производства холода в аммиачной промышленности используют компрессионные или абсорбционные холодильные машины.

«В компрессионной холодильной машине холод получается за счет затрат механической энергии. В абсорбционной холодильной машине холод получается за счет использования теплоты невысокого потенциала» [10].

По сколько в действующей технологической схеме используется абсорбционная холодильная машина, то необходимо разобрать ее подробно.

Используются два основных хладагента: аммиак с поглотителем воды и вода с поглотителем бромида лития [26].

Принцип работы отдельных аппаратов абсорбционной холодильной машины:

- абсорбер: слабый раствор аммиака обогащается парами аммиака, поступающими из испарителя. Эта реакция поглощения является экзотермической, тепло реакции снимает водооборотная вода. Затем крепкий раствор перекачивается в десорбер;
- десорбер: крепкий водоаммиачный раствор вначале проходит кипятильник десорбера, затем выделившийся аммиак проходит сепарацию и поступает в дефлегматор, а слабый водоаммиачный раствор поступает в абсорбер;
- конденсатор: в конденсаторе сжижается пар аммиака высокого давления, он может быть водяным, воздушным или испарительным конденсатором;
- испаритель: это теплообменник, в котором вырабатывается холодопроизводительность, охлаждающая среду;
- насос: крепкий раствор аммиака и воды перекачивается насосом под высоким давлением в генератор [23].

На рисунке 3 показана схема абсорбционной холодильной установки.

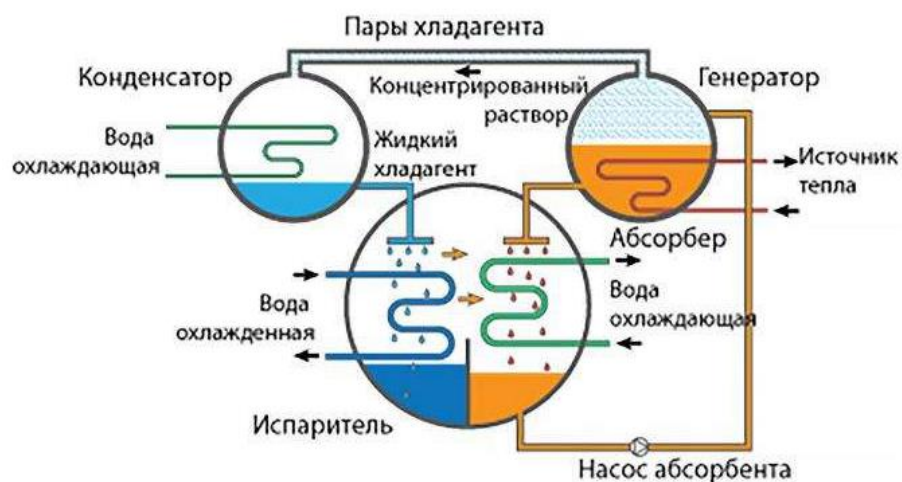


Рисунок 3 – Схема абсорбционной холодильной установки [20]

На рисунке 4 рассмотрен рабочий цикл абсорбционной холодильной машины (АБХМ).

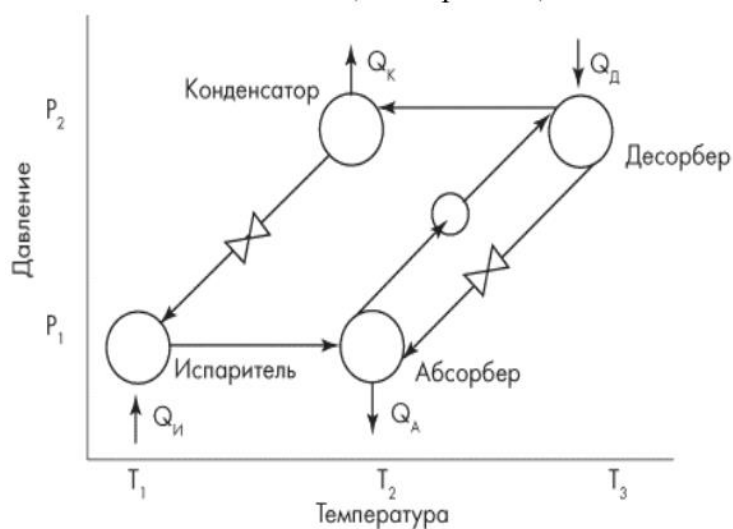


Рисунок 4 – Рабочий цикл абсорбционной холодильной машины [13]

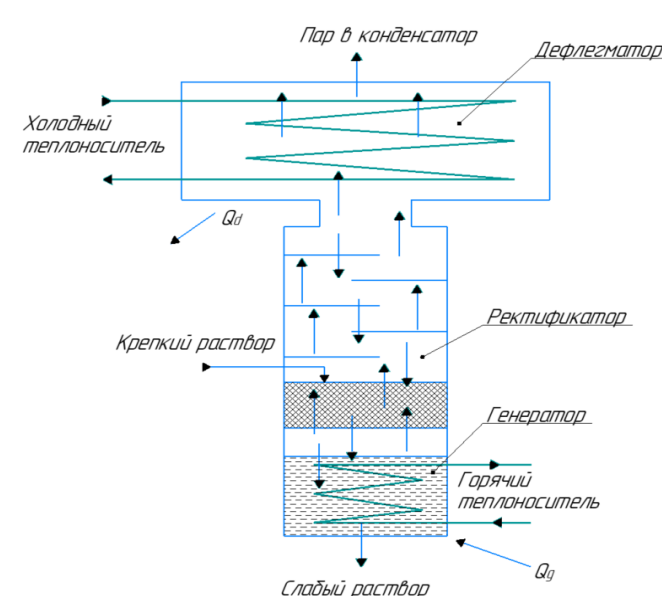
В таблице 1 разобраны основные отличия показателей АБХМ в сравнении с компрессионными холодильными машинами.

Таблица 1 - Основные эксплуатационные показатели АБХМ в сравнении с компрессионными холодильными машинами [19]

Преимущества и недостатки АБХМ в сравнении с компрессорными установками	
<p>Преимущества:</p> <ul style="list-style-type: none"> – минимальная энергоемкость; – низкий уровень шума; – высокая экологическая безопасность; – утилизация тепловой энергии; – длительный срок службы; – пожаро- и взрывобезопасность 	<p>Недостатки:</p> <ul style="list-style-type: none"> – высокая материалоемкость и стоимость; – необходимость наличия дешевого и высокотемпературного источника тепловой энергии; – низкая энергетическая эффективность – высокое водопотребление

1.4.2 Принцип работы генератора-ректификатора и дефлегматора

На рисунке 5 представлена схема системы десорбции, состоящей из генератора, ректификационной колонны и дефлегматора.



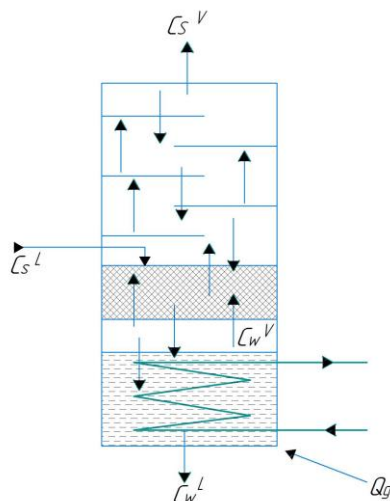
Q_d – количество теплоты дефлегматора; Q_g – количество теплоты генератора

Рисунок 5 – Схема системы десорбции [27]

Как показано на рисунке, крепкий раствор из абсорбера поступает в ректификационную колонну, насыщенный аммиаком пар выходит из верхней части дефлегматора, а слабый раствор выходит из нижней части генератора.

Теплоноситель подает необходимое количество тепла Q_g в генератор, а тепло Q_d отводится охлаждающей воде в дефлегматоре.

Рисунок 6 показывает схему генератора-ректификатора.



C_S^V – массовая концентрация пара аммиака обогащенного; C_S^L – массовая концентрация крепкого раствора; C_W^V – массовая концентрация пара аммиака из генератора; C_W^L – массовая концентрация слабого раствора

Рисунок 6 – Схема генератора-ректификатора [27]

На рисунке 7 изображен процесс, который происходит в этой колонке.

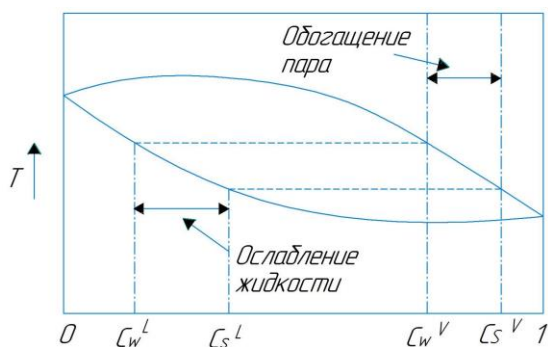
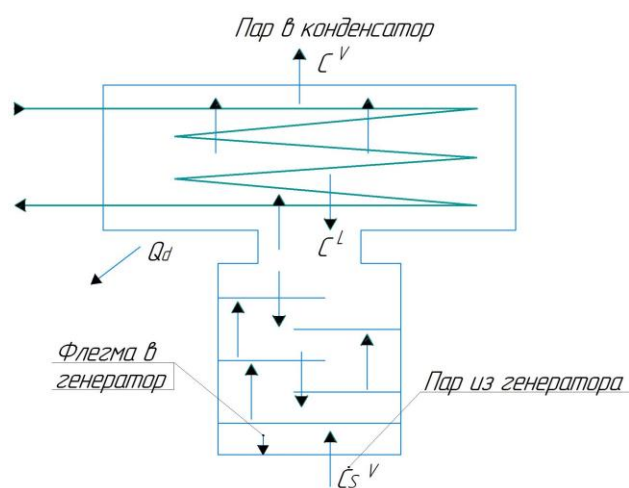


Рисунок 7 – Диаграмма температура – состав для генератора-ректификатора [27]

Восходящий пар, образующийся в генераторе, первоначально с массовой долей C_W^V обогащается аммиаком до C_S^V , поскольку он

обменивается теплом и массой с нисходящим крепким раствором, который имел начальную концентрацию C_S^L . Во время этого процесса раствор становится слабым, так как аммиак переходит из жидкости в пар, а вода из пара в жидкость. В пределе с бесконечным временем пребывания пар уходит с массовой долей C_S^V , которая находится в равновесии с крепким раствором. Также видно, что во время этого процесса из-за передачи тепла от горячего пара к жидкости раствор, поступающий в секцию генератора, предварительно нагревается. Это полезно, поскольку снижается необходимое количество тепла в генератор.

На рисунке 8 показан принцип дефлегматора (или обратного конденсатора), в котором восходящий пар дополнительно обогащается.



C^V – массовая концентрация очищенного от воды паров аммиака; C_S^V – массовая концентрация флегмы

Рисунок 8 – Схема дефлегматора [27]

На рисунке 9 процесс, который происходит в дефлегматоре, на диаграмме температура - состав.

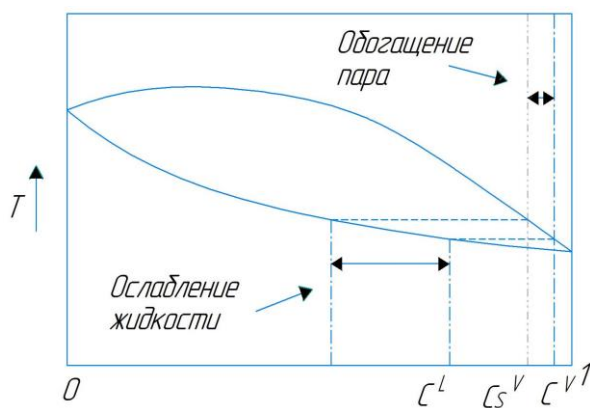


Рисунок 9 - Диаграмма температура – состав для дефлегматора [27]

В верхней части дефлегматора тепло отводится от пара, так что часть пара конденсируется в виде флегмы. Холодная флегма обменивается теплом с более горячим паром, поднимающимся в колонне. Во время этого процесса водяной пар переходит от пара к жидкости, а аммиак переходит от жидкости к пару. В результате пар выходит из ректификационной колонны в почти чистом виде аммиака с концентрацией C^V [27].

1.4.3 Определение уязвимого места

Анализируя условия очистки газообразного аммиака в абсорбционной холодильной установке можно заметить, что при повышении концентрации крепкого раствора (КВАР) на входе в генератор-ректификатор изменяется тепловая, массовая нагрузка на дефлегматор, а также состав газовой смеси. Увеличивается содержание газообразной воды, которая пропорционально отведенной тепловой нагрузке Q_d конденсирует большее количество воды, которое уносится с потоком газообразного аммиака в аппараты воздушного охлаждения.

По сколько, по условию равновесия при давлении 0,11 МПа и температуре от 25,3 °С до 70 °С в газообразном аммиаке не может содержаться газообразная вода [4]. Разделение необходимо проводить путем физической сепарации.

1.5 Выбор сепаратора

«В современных конструкциях газовых сепараторов используются инерционные и гравитационные силы. Сепаратор состоит из двух секций: осадительной и концевой. В осадительной секции происходит осаждение капель за счет силы тяжести. Концевая секция оборудуется различными насадками: центробежными патрубками, сетчатыми и струнными насадками и т.д. В этих насадках улавливание капель происходит за счет силы инерции» [6].

На основании данного принципа выбирается комбинированный вертикальный сепаратор, который использует два описанных выше принципа разделения.

1.5.1 Силы, действующие на капельную жидкость

Если рассматривать сферическую каплю жидкости диаметром D_p в газовой фазе, то на нее действуют две силы. Сила сопротивления F_D зависит от потока газа, а сила тяжести F_G - от веса капли. Сила сопротивления действует, чтобы увлечь каплю жидкости, в то время как сила тяжести действует, чтобы потянуть ее вниз и отделить от газовой фазы, как показано на рисунке 10.



Рисунок 10 – Силы, действующие на каплю жидкости [29]

Большинство капельных сепараторов имеют ограничения на количество захваченных капель жидкости, которые могут быть эффективно удалены из газа, поэтому важно, чтобы гравитационная секция газа удаляла жидкости до приемлемого уровня перед сетчатым сепаратором (где она попадает в поле центробежной силы). Это особенно важно для сепараторов, работающих с более высокими жидкостными нагрузками [29].

1.5.2 Образование капельной жидкости в газе

Унос жидкости в технологический газовый поток может быть образован либо динамическими процессами, такими как контакт между газовой и жидкой фазами в операции массообмена, либо тепловыми процессами, такими как конденсация.

Например, капли могут возникать в результате лопания или струйного выброса пузырьков на границе раздела газ/жидкость - обычно в ректификационных колоннах, испарителях, барботажных колоннах и скрубберах с затопленным насадочным слоем. Там, где существует высокая относительная скорость между газом и жидкостью, капли могут отрываться от влажных поверхностей. Проблемы такого типа могут возникать в скрубберах Вентури, двухфазном потоке в трубах и насадках.

Капли также могут образовываться в результате термодинамических изменений в системе [25].

1.5.3 Основные механизмы улавливания капельной жидкости

Процессы газожидкостного разделения, наиболее часто используемые в промышленности, основаны либо на одном, либо на комбинации механизмов «гравитационного осаждения», «столкновения» и «центрифугирования». Принципы механического разделения в целом можно разделить на импульс, гравитацию и фильтрацию. Обратите внимание, что, как правило, механическое разделение происходит только тогда, когда фазы не смешиваются и имеют разную плотность.

Механическое разделение по импульсу: жидкие фазы с разной плотностью будут иметь разный импульс. Если двухфазный поток резко

меняет направление, большой импульс не позволит частицам более тяжелой фазы вращаться так же быстро, как более легкая жидкость, поэтому происходит разделение. Момент обычно используется для объемного разделения двух фаз в потоке.

Механическое разделение под действием силы тяжести: жидкие капли или твердые частицы будут оседать из газовой фазы, если гравитационная сила, действующая на каплю или частицу, превышает силу сопротивления газа, обтекающего каплю или частицу.

Механическое разделение фильтрацией: фильтрация - это разделение смеси жидкость-твердое вещество или жидкость-газ, включающее прохождение большей части жидкости через пористый барьер, который задерживает большую часть твердых или жидких частиц, содержащихся в смеси [30].

1.5.4 Парожидкостное разделение

Парожидкостное разделение происходит в три этапа:

- первая стадия (первичная сепарация) использует входной коагулятор, так что импульс жидкости, захваченной паром, заставляет самые большие капельки сталкиваться с коагулятором, а затем падать под действием силы тяжести;
- следующая стадия (вторичная сепарация): это гравитационное разделение более мелких капель по мере прохождения пара через зону разъединения;
- заключительная стадия: удаление тумана, где образуются мельчайшие капельки, которые будут отделяться под действием сил инерции [26].

1.5.5 Выбор внутреннего устройства сепаратора

Тип сепаратора и его внутреннее устройство выбирают в зависимости физико-химических свойств сырья, необходимой мощности по очищаемому газу и между другими параметрами согласно таблицы 2.

Таблица 2 – Типы сепараторов [2]

Показатели	Сепарационные элементы			
	Волокно, нить	Проволока, сетка, струны	Пластины, жалюзи	Циклоны
Стоимость	Максимальная	Минимальная	Немного выше, чем проволоки, стеки, струн.	Немного выше, чем пластин, жалюзи
Удельная производительность по газу	Минимальная	Средняя	От средней до высокой	Высокая
Нагрузка по жидкости	Минимальная	Средняя	Высокая	Высокая
Размер улавливаемых капель жидкости, мкм	<0,1	>10	10-40	7-10
Обслуживание	Требуется периодическая замена	Требуется периодическая замена или техническое обслуживание	Требуется периодическое обслуживание	Требуется периодическое техническое обслуживание
Гидравлическое сопротивление, 10^{-4} МПа	5-10	<2,5	<1-9	20-24
Загрязнение твердыми частицами	Максимальное	Высокое	Среднее	Незначительное
Общая характеристика	Высокая стоимость. Максимальная степень очистки газа от влаги. Рекомендуется применять для малых объемов газа	Простота установки, средняя эффективность с незначительным снижением давления	Выдерживают большие нагрузки. Эффективно применяются при выносе твердых частиц в газе	Уменьшают внутреннее пространство сосуда. Высокая эффективность для больших производительностей по газу

Вывод: в синтезе аммиака выделение аммиака из танко-продувочных газов осуществляется с помощью абсорбционной холодильной установки, уязвимым местом которой является дефлегматор из-за повышения концентрации КВАР. Сепарацию уносимой потоком газа влаги предлагается осуществлять газожидкостным сепаратором с сетчатой насадкой.

2 Технологическая часть

2.1 Технология синтеза аммиака АМ-76

Агрегат аммиака является сложной технологической единицей производства, в этом можно убедиться при анализе составных стадий производства, которые представлены в таблице 3.

Таблица 3 – Основные и вспомогательные стадии производства [11]

Стадия процесса	Краткое описание
Очистка природного газа от сернистых соединений	Гидрирование серосодержащих соединений при температуре 400 °С в реакторе 105 на кобальтмолибденовом катализаторе до сероводорода. Очистка природного газа от сероводорода проходит двух реакторах 103А, Б на оксиде цинка, содержание сероводорода на выходе – не более 0,5 мг/м ³ .
Паровая каталитическая конверсия метана в трубчатой печи	Конверсия метана в присутствии водяного пара в стехиометрическом соотношении 1:(3,6-4) в трубчатой печи 107 на никелевом катализаторе при температуре 830 °С.
Паровоздушная конверсия остаточного метана в шахтном конверторе	Окончательная конверсия непрореагировавшего метана кислородом воздуха и паром при соотношении 1:0,7 в шахтном конверторе 110 на никелевом катализаторе при температуре не более 1010 °С.
Двухступенчатая конверсия окиси углерода на среднетемпературном и низкотемпературном катализаторах	Конверсия окиси углерода в среднетемпературном конверторе 114 на железохромовом катализаторе при температуре не более 450 °С, остаточное содержание окиси углерода не более 4 % об. На цинк-хром-медном катализаторе 117 при температуре не более 260 °С проходит окончательная конверсия окиси углерода, до содержания на выходе не более 0,65 % об.

Продолжение таблицы 3

Стадия процесса	Краткое описание
Двух поточная очистка газа от углекислоты раствором метилдиэтанолamina	Абсорбция двуокиси углерода раствором метилдиэтанолamina в тарельчатом абсорбере 301 при температуре не выше 60 °С и давлении не более 2,6 МПа. Десорбция осуществляется в тарельчатых колоннах 303А, 303Б за счет снижения давления до не более 0,045 МПа и повышении температуры не более 150 °С. Содержание двуокиси углерода после абсорбера не более 0,03 % об.
Метанирование	Тонкая очистка азотоводородной смеси от окиси и двуокиси углерода путем их гидрирования в метанаторе 501 при температуре 420 °С до остаточного содержания СО и СО ₂ не более 0,0015 % об.
Компримирование очищенной азотоводородной смеси	Сжатие азотоводородной смеси до давления не более 26 МПа в компрессоре 401.
Синтез аммиака	Синтез аммиака проходит в реакторе 601 при температуре не более 560 °С и давлении не более 26 МПа. Содержание аммиака на выходе из колонны – 16 % об.
Абсорбционные холодильные установки А, Б, В, Г	АБХМ А, Г – служат для снабжения холодом испаритель жидкого аммиака 606, температура кипения минус 10 °С. АБХМ Б – служит для снабжения холодом испарители жидкого аммиака 612, 613, температура кипения минус 33 °С. АБХМ В – предназначена для снабжения холодом испарителя жидкого аммиака 129С температура кипения 1 °С.
Водообортный цикл №1	Система охлаждения маслохолодильников компрессоров К401, К402, конденсатора, межступенчатых воздухоохлаждателей К402. Нагретая вода охлаждается в градирне с 35 °С до 22 °С.
Водообортный цикл №2	Система охлаждения (снятия тепла абсорбции) абсорберов 906А, 906Б, 906В, 906Г. Охлаждение маслоохлаждателей 314А, 128А, 121А.
Пусковой котельный агрегат	Восполнение потребностей агрегата в паре 4 МПа в период пуска и при неполадках.
Станция осушки воздуха контрольно-измерительных приборов	Забор воздуха на станцию осушки осуществляется с нагнетания компрессора К402, осушка производится путем адсорбции на силикагеле, с последующей десорбцией воды, с помощью повышения температуры. Предназначена для питания воздухом приборы агрегата.

Продолжение таблицы 3

Стадия процесса	Краткое описание
Разгонка газового конденсата	Очистка газового конденсата, образованного в сепараторах 105F, 123F, 124F, 309, 123, 915Г, 915В, 505 от растворенного аммиака и метанола, путем ректификации на насадочной колонне 150.
Подготовка питательной воды	Умягчение воды на технологию на ионообменных смолах.
Парообразование	Образование пара 10 МПа и 4 МПа путем утилизации тепла экзотермических реакции, с последующей аккумуляцией в паросборнике 109 и распределением пара на технологию и в турбины с противодавлением, конденсационные и смешанного действия.
Факельная установка	Сжигание технологического газа при остановке, пуске, аварийной ситуации.
Маслохозяйство	Хранение отработанного масла.

На рисунке 11 показана блок-схема производства аммиака.

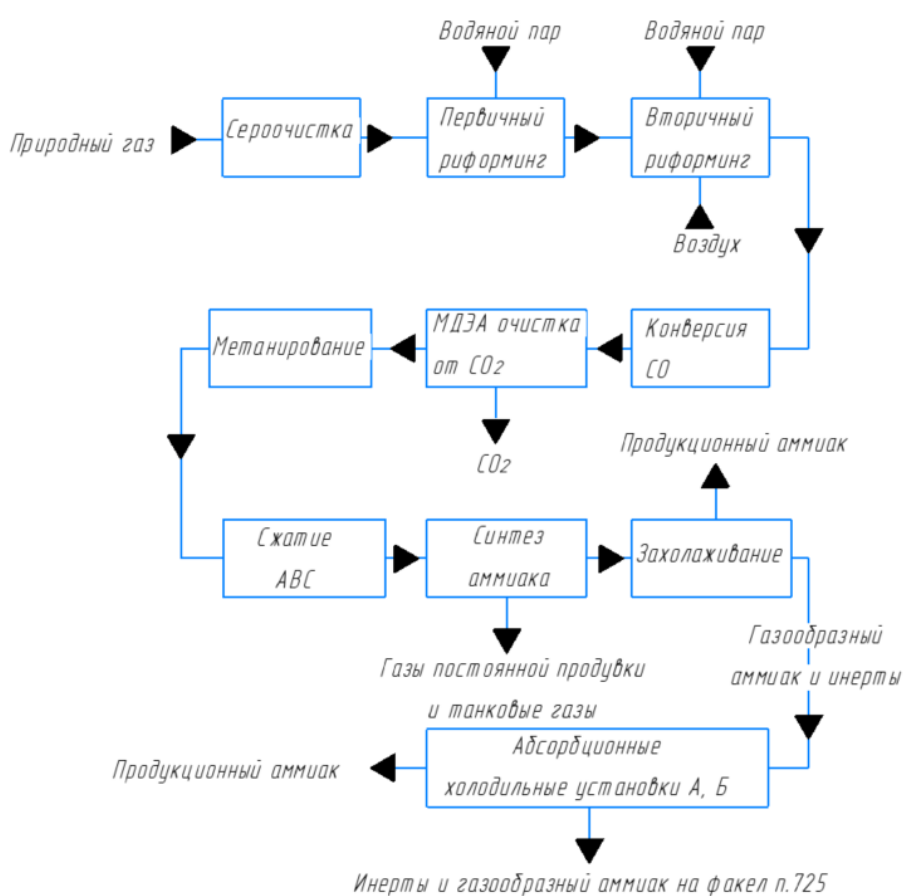


Рисунок 11 – Блок-схема производства аммиака [11]

2.2 Принципиальная технологическая схема и ее описание, оптимальные технологические параметры

Установка АБХМ «Б» на температуру испарения минус 34 °С предназначена для обеспечения холодом испарителей жидкого аммиака на продувочных газах позиция 612 и танковых газах позиция 613, а также для конденсации газообразного аммиака, испаряющегося при переохлаждении производственного аммиака в сепараторе-расширителе позиция 917Б.

Газообразный аммиак с температурой не более 5 °С параллельно подается в каждую секцию абсорбера 906Б, где он поглощается слабым водоаммиачным раствором с концентрацией не более 20,5 % (масс.), который подается через корыта с ситами, для равномерного распределения. Так как абсорбция происходит с выделением тепла, происходит постоянный съем тепла поглощения за счет циркуляции водооборотной воды в трубном пространстве абсорбера.

Образовавшийся крепкий водоаммиачный раствор, самотеком стекает в ресивер 907Б с температурой не более 34 °С. Из аппарата 907Б крепкий водоаммиачный раствор с концентрацией не более 26,5 % (масс.) проходит фильтр и подается на всас центробежного насоса 921Б, откуда он перекачивается с давлением не более 2 МПа, (на линии нагнетания имеется линия откачки на склад аммиачной воды в период останова), пройдя регулирующий клапан QCV-913Б, который поддерживает постоянный расход 100-110 м³/ч, поступает в трубное пространство 902Б, где охлаждает поток газообразного аммиака, идущего из 901Б, далее проходит межтрубное пространство 908Б, где охлаждает слабый водоаммиачный раствор, идущий в абсорбер. После аппарата 908Б, крепкий водоаммиачный раствор подается на десорбцию в генератор-ректификатор 901Б. В 901Б, пройдя распределительное устройство, раствор попадает на насадку из колец Рашига, где происходит раздробление потока и многократное взаимодействие газообразного аммиака, идущего из нижнего и верхнего кипятильников, и

стекающего на регенерацию крепкого водоаммиачного раствора. Далее крепкий водоаммиачный раствор подается через винтовые направляющие завихрители в трубное пространство встроенного кипятильника 901Б, где происходит выпаривание аммиака при температуре от 170 °С до 180 °С, пары аммиака проходят насадку из колец Рашига, колпачковые тарелки, орошаемые флегмой, стекающей из дефлегматора 902Б, поступают в межтрубное пространство дефлегматора 902Б, где происходит частичная конденсация унесенной влаги, которая стекает на колпачковые тарелки 901Б. После аппарата 902Б, имеется врезка подвода азота высокого давления в период пуска, перемычка с другими абсорбционно холодильными установками, для уравнивания давления.

Для конденсации аммиака, газ с температурой не более 52 °С поступает в аппараты воздушного охлаждения 903Б, где воздух нагнетается осевыми вентиляторами на оребренную поверхность теплообменных труб, в которых происходит конденсация аммиака, в период летнего времени предусмотрено орошение вентиляторов через форсунки газовым конденсатом или деминерализованной водой. Жидкий аммиак стекает в ресивер 904Б откуда подается через клапан LCV-608, LCV-609 в межтрубное пространство в испарителей жидкого аммиака 612 и 613, где при кипении происходит отбор тепла у газа, идущего через трубное пространство, при давлении не более 0,03 МПа. Газообразный аммиак подается в абсорбер 906Б и цикл продолжается.

В качестве теплоносителя используется водяной пар с давлением не более 0,7 МПа и температурой от 170 °С до 180 °С, подаваемый во встроенный кипятильник.

Имеется эжектор, работающий на водяном паре с давлением не более 0,7 МПа и температурой от 170 °С до 180 °С, который эжектирует выделившиеся инерты из позиции 906Б со сбросом на факел [11].

На рисунке 12 представлена технологическая схема процесса.

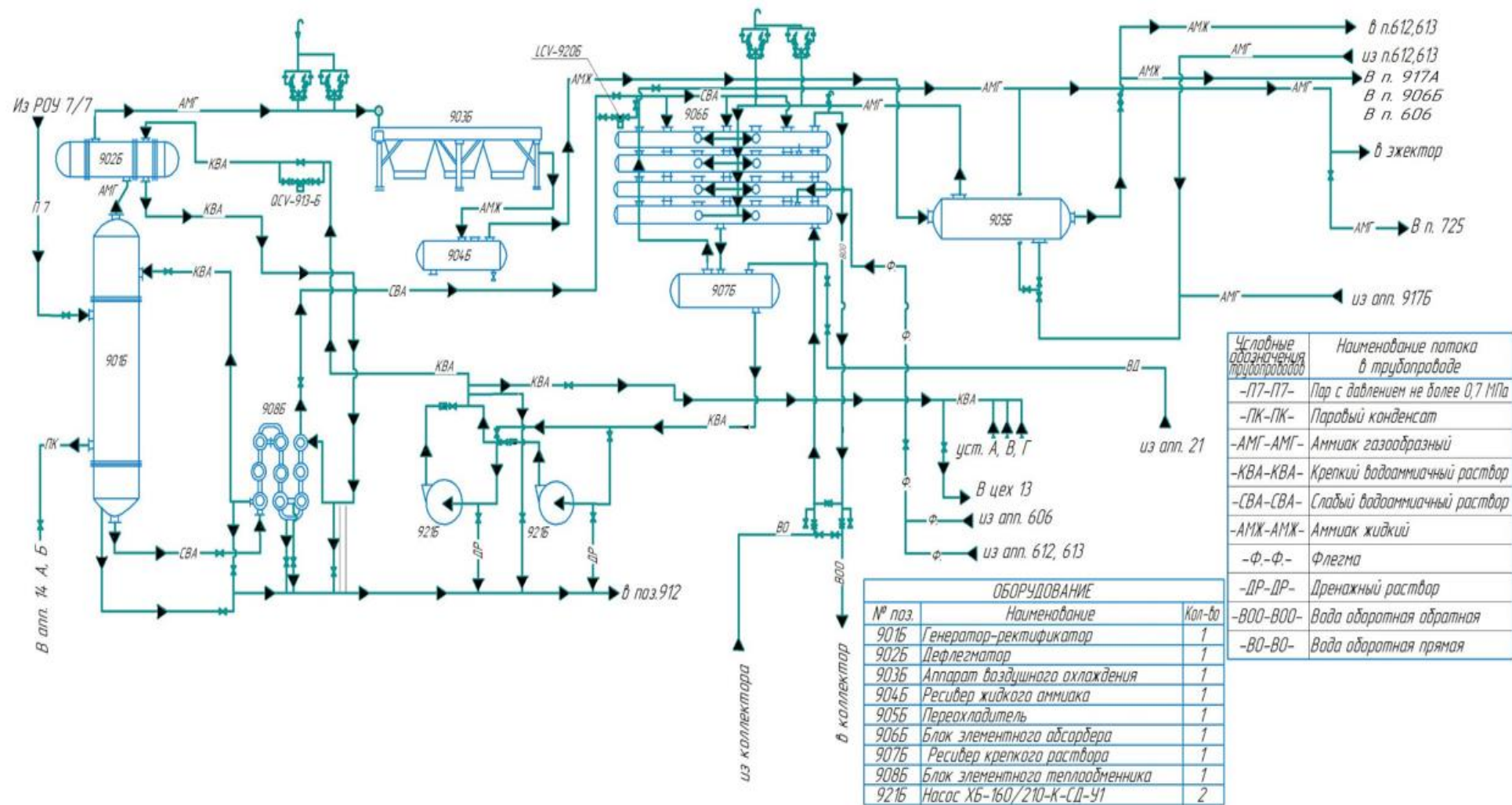


Рисунок 12 – Технологическая схема абсорбционной холодильной установки «Б» [11]

В таблице 4 представлены нормы технологического режима абсорбционной холодильной установки Б.

Таблица 4 – Нормы технологического контроля [11]

Технологический параметр	Тип контроля	Норма	Исполнитель
ТИ-904В1 Крепкий водоаммиачный раствор перед генератором-ректификатором 901Б	Индикация, постоянный контроль в ЦПУ	130 °С – 137 °С	Оператор
ТИ-904В2 Крепкий водоаммиачный раствор перед теплообменником 908Б	Индикация, постоянный контроль в ЦПУ	42 °С – 48 °С	Оператор
ТИ-904В4 Жидкий аммиак после переохладителя 905Б	Индикация, постоянный контроль в ЦПУ	Не более 39 °С	Оператор
ТИ-904В3 Жидкий аммиак после ресивера 904Б	Индикация, постоянный контроль в ЦПУ	25 °С – 45 °С	Оператор
ТИ-905В1 Вода обратная после абсорбера 906Б	Индикация, постоянный контроль в ЦПУ	Не более 40 °С	Оператор
ТИ-905В3 Газообразный аммиак после переохладителя 905Б	Индикация, постоянный контроль в ЦПУ	Не более – 5 °С	Оператор
LIRCA-921В Ресивер жидкого аммиака 904Б	Индикация, регистрация, регулирование, постоянный контроль в ЦПУ	30 %-80 %	Оператор
TIRA-901В1 Газообразный аммиак после дефлегматора 902 Б	Индикация, постоянный контроль в ЦПУ	Не более 52 °С	Оператор
PI-933В Крепкий водоаммиачный раствор на нагнетании насоса 921Б	Периодический контроль по месту	Не более 0,2 МПа	Оператор

Продолжение таблицы 4

Технологический параметр	Тип контроля	Норма	Исполнитель
PIR-938В Давление газообразного аммиака в абсорбере 906Б	Индикация, регистрация, контроль в ЦПУ	Не более 0,03 МПа	Оператор
PI-944В Давление пара перед генератором-ректификатором 901Б	Периодический контроль по месту	0,7 МПа	Оператор
Концентрация крепкого водоаммиачного раствора	Периодический контроль по месту	Не более 26,5 % масс.	Оператор
Концентрация жидкого аммиака после ресивера 904Б	Периодический контроль по месту	Не менее 99,8 % масс.	Оператор

2.3 Особенность работы абсорбционной холодильной установки А «Б» при повышенной нагрузке по аммиаку

Источниками повышения концентрации являются:

- увеличение подачи газообразного аммиака с испарителей 612, 613;
- увеличение подачи газообразного аммиака с сепаратора-расширителя 917Б;
- увеличение подачи флегмы с испарителей жидкого аммиака 612, 613.

Увеличение подачи газообразного аммиака с испарителей 612, 613 наблюдается в при работе установки в теплые периоды года, когда повышается температура танковых и продувочных газов (температура продувочных повышается из-за того, что повышается температура после аппаратов воздушного охлаждения 604), что диктует пропорциональное увеличение подачи жидкого аммиака для соблюдения норм технологического режима.

Увеличение подачи газообразного аммиака с сепаратора-расширителя 917Б связано с двумя факторами, которые в зависимости от сезона могут накладываться друг на друга. Первый фактор, который приводит к

повышению давления и количества газообразного аммиака в 917Б является работа агрегата по «холодной» линии выдачи производного аммиака. При работе по данной линии выдачи производного аммиака не происходит рекуперации тепла в теплообменниках 918А, 918Б, что обуславливает повышение температуры и, как следствие, давления аммиака после сборника 610, с которого происходит подача в сепараторы-расширители 917А и 917Б.

Увеличение подачи флегмы с испарителей 612, 613 наблюдается в том случае, когда повышается содержание воды в жидком аммиаке на входе. Это компенсируется пропорциональным удалением влаги из испарителей.

2.4 Аналитическое и техническое обоснование способа модернизации установки

Причина повышения содержания воды в испарителе жидкого аммиака связана с уносом влаги из дефлегматора. Анализируя техническую литературу, можно выявить роль дефлегматора и ректификационной части генератора-ректификатора в очистке паров аммиака от влаги:

«Пары аммиака поступают в дефлегматор, где окончательно очищаются от водяных паров и поступают далее в конденсатор» [11].

«Первичная ректификация пара происходит в исчерпывающей колонне, окончательная в дефлегматоре за счет конденсации водяных паров из состава бинарного раствора» [18].

«В кубе из раствора отгоняются водно-аммиачные пары и поступают для дальнейшего укрепления в дефлегматор. В результате частичной конденсации (дефлегмации) охлажденные пары обогащаются аммиаком и поступают в конденсатор» [15].

Анализируя фактические замеры таких параметров как: среднесуточную температуру, расход холодного аммиака по QIRCA-970X, содержание аммиака в танко-продувочных газах, расход танковых газов по QIRA-606, расход продувочных газов по QIRA-602, температуры после испарителя 612

по TIRA-629 (минус 28 °С) и испарителя 613 по TIRA-628 (минус 28 °С) можно убедиться в том, что проброс воды действительно происходит, так как увеличивается содержание аммиака в танко-продувочных газах, увеличивается температура после испарителей.

С повышением нагрузки на абсорбционную холодильную газообразным аммиаком увеличивается проброс воды (работа в теплый период и по холодной линии коррелируют с концентрацией крепкого раствора и содержанием аммиака в танко-продувочных газах).

Для исключения версии о пробросе аммиака из конденсационной колонны 611 и сепаратора 614 были отобраны газовые анализы. Данные показали, что концентрация до колонны 611 составляет 10,6 % (об.), после 7,9 % об. Концентрация после сборника жидкого аммиака составляла 47 % (об.), после сепаратора 614 – 35 % об. Можно сделать вывод, что проброса аммиака нет, так происходит уменьшение концентрации после испарителей 612, 613. 26.07.2021 был отобран анализ на содержание воды в 904Б – 42,4 % масс.

Для подтверждения выбора сепаратора в качестве устройства осушения газообразного аммиака, а не модернизации генератора-ректификатора 901Б и дефлегматора 902Б, предоставляются данные за год температуры после дефлегматора 902Б в приложении В. В течение года температура по TIRA-901B1 не повышалась более 60 °С, это означает, что по условию равновесия в газообразном аммиаке не содержалась газообразная вода [4]. При недостаточной площади теплообмена дефлегматора повышалась бы температура по TIRA-901B1. Проблема очистки газообразного аммиака в генераторе-ректификаторе 901Б связана с недостаточным заполнением колпачковых тарелок, так как флегма из дефлегматора не возвращается, а уносится газовым потоком.

Эмпирически выявлена оптимальная концентрацией КВАР (без сепаратора) – 18 % масс.

В таблице 5 приведены описанные данные.

Таблица 5 – Сравнительная таблица

Дата	Среднесуточная температура окружающей среды, °С	QIRCA-970X, т/ч	QIRA-602, тнм ³ /ч	QIRA-606, тнм ³ /ч	TIRA-629, °С	TIRA-628, °С	Концентрация крепкого раствора, % масс.	Содержание аммиака в танко-продувочных газах, % об.
28.06.21	33,00	0,00	6,12	2,28	– 17,00	– 23,00	18,80	18,50
05.07.21	27,00	0,00	6,30	2,15	– 17,40	– 26,00	19,00	5,10
19.07.21	30,50	0,00	6,20	2,31	– 12,50	– 23,00	20,60	71,00
02.08.21	29,50	38,2	6,60	2,35	– 14,57	– 17,00	27,50	11,50
09.08.21	28,00	19,47	6,40	2,36	– 9,04	– 17,60	27,40	57,70
16.08.21	28,00	0,00	6,40	2,10	– 16,70	– 23,00	18,70	45,70
23.08.21	25,00	31,43	6,04	2,24	– 6,50	– 15,00	20,00	24,00
30.08.21	19,50	31,40	5,50	2,05	– 12,60	– 18,00	34,30	15,30
13.09.21	21,50	74,00	6,00	2,27	– 4,20	– 15,70	29,00	40,00
20.09.21	11,50	39,80	5,92	2,10	– 15,80	– 18,50	23,00	21,00
27.09.21	9,50	20,3	5,94	2,10	– 12,10	– 15,60	24,80	38,00
04.10.21	12	39	5,8	2,1	–14,30	– 20,36	28,60	56,70
Среднее значение	22,92	–	6,1	2,2	– 12,73	– 19,40	24,31	33,71

Вывод: причинами повышения концентрации водоаммиачного раствора является: работа в теплый период года и работа по «холодной» линии выдачи аммиака. Сопоставляя нормы технологического режима для таких параметров как, температура после испарителей жидкого аммиака, концентрации аммиака в танко-продувочных газах и в ресивере 904Б с фактическими установлено, что проброс флегмы из дефлегматора 902Б действительно происходит, а анализ тренда температуры после дефлегматора показывает, что температура не превышает 60 °С, а это указывает на то, что влага находится в виде капель, а не в газовой фазе (согласно условию равновесия). Исключена версия постоянного уноса аммиака из конденсационной колонны 611 и сепаратора танковых газов 614 отбором анализов. Подтвержден выбор модернизации установки внедрением сепаратора, исключая возможные варианты, а именно модернизацию генератора-ректификатора 901Б и дефлегматора 902Б. В соответствии с обоснованием, дефлегматор справляется с нагрузкой, а в генераторе-ректификаторе из-за уноса флегмы выключаются из работы колпачковые тарелки (что решается подачей флегмы из сепаратора).

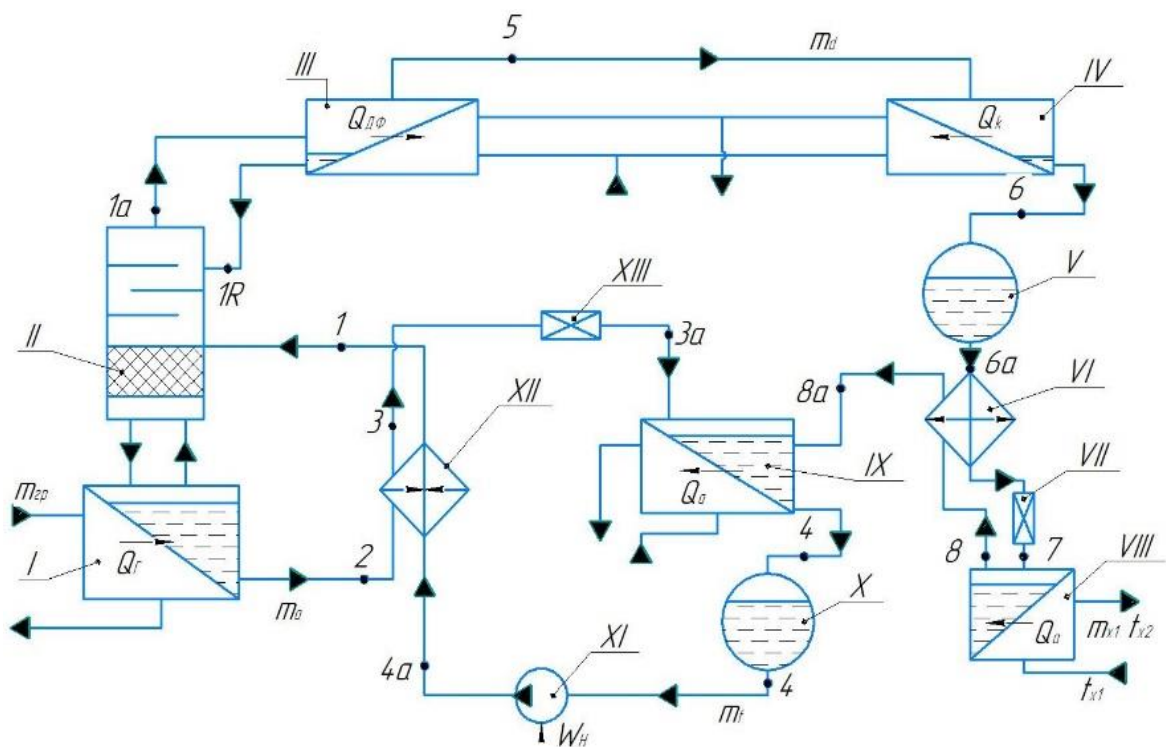
3 Расчетная часть

3.1 Расчет цикла АБХМ

Расчет цикла абсорбционной холодильной машины (АБХМ) производится на основании регламентной холодопроизводительности.

Основой расчета является методика расчета цикла абсорбционной холодильной машины, взятая из учебного пособия «Расчет энергосберегающих технологических установок», Шадрин Е. М. [18]

Представлен рисунок 13, на котором указаны точки процесса и направления потоков:



1-8 – состояния рабочего тела в узловых точках совместного цикла; I – генератор; II – ректификатор; III – дефлегматор; IV – конденсатор; V, X – ресиверы; VI – теплообменник пар – жидкость; VII, XIII – дроссельные устройства; VIII – испаритель; IX – абсорбер; XI – водоаммиачный насос; XII – теплообменник растворов

Рисунок 13 – Схема абсорбционной холодильной машины [18]

Средняя температура воздуха аппарата воздушного охлаждения:

$$t_{2cp} = \frac{t_2' + t_2''}{2}, \quad (5)$$

где t_2' – начальная температура воздуха, °С;

t_2'' – конечная температура воздуха, °С.

$$t_{2cp} = \frac{34+24}{2} = 29 \text{ °С}$$

Низшая температура конденсации:

$$t_k = t_{2cp} + t_{min}^{кд}, \quad (6)$$

где $\Delta t_{min}^{кд}$ – минимальная разность температур в конденсаторе, °С.

$$t_k = 29 + 5 = 34 \text{ °С}$$

Задавая концентрацию пара после дефлегматора $y_d=0,998$, при $t_k=34 \text{ °С}$ находим $P_k=1,4 \text{ МПа}$.

Давление в генераторе различается от P_k на величину потерь в коммуникациях. Пренебрегая потерями, примем:

$$P_{r2} = P_k = 1,4 \text{ МПа} \quad (7)$$

Низшая температура кипения раствора в испарителе:

$$t_0 = t_{x2} - \Delta t_{min}^и, \quad (8)$$

где $\Delta t_{min}^и$ – минимальная разность температур в испарителе, °С.

$$t_0 = -30 - 4 = -34 \text{ °С}$$

При концентрации раствора $x_d=0,998$ находим $P_0=0,08$ МПа.

Давление в абсорбере:

$$P_a = P_0 - \Delta P_a, \quad (9)$$

где ΔP_a – гидравлические потери в абсорбере, МПа.

$$P_a = 0,08 - 0,015 = 0,065 \text{ МПа}$$

Наносим линии $P_0=\text{const}$, $P_k=\text{const}$ и $P_a=\text{const}$ в диаграмме $i-x$.» [18].

Представлен рисунок 14 – процессы абсорбционной холодильной машины в диаграмме $i-\bar{X}$.

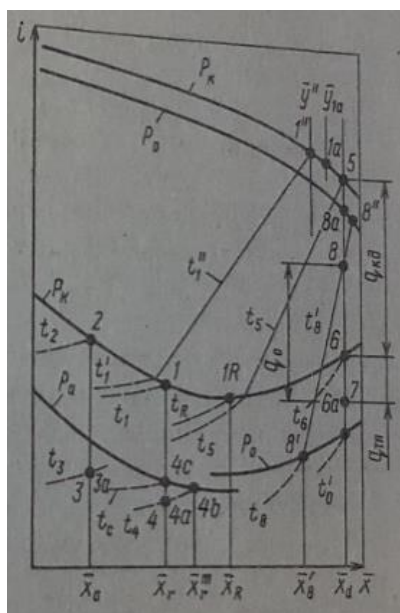


Рисунок 14 – Процессы абсорбционной холодильной машины в диаграмме $i-\bar{X}$ [18]

Температура слабого раствора на выходе из генератора:

$$t_2 = t_{gp} - \Delta t_{min}^F, \quad (10)$$

где Δt_{min}^F – минимальная разность температур в испарителе, °С.

$$t_2 = 157 - 7 = 150 \text{ }^\circ\text{C}$$

При $t_2=150 \text{ }^\circ\text{C}$ и $P_k=1,4 \text{ МПа}$ концентрация слабого раствора, $\bar{X}_a=0,15$, энтальпия $i_2=523,75 \text{ кДж/кг}$.

Температура крепкого раствора после абсорбера:

$$t_4 = t_{B1} - \Delta t_{min}^a, \quad (11)$$

где Δt_{min}^a – минимальная разность температур в абсорбере, $^\circ\text{C}$.

$$t_4 = 27 + 4 = 31 \text{ }^\circ\text{C}$$

С учетом переохлаждения раствора в абсорбере относительно насыщенного состояния (точка 4с):

$$t_c = t_4 + \Delta t_{\Pi}^a, \quad (12)$$

где Δt_{Π}^a – переохлаждение раствора относительно насыщенного состояния, $^\circ\text{C}$.

$$t_c = 31 + 3 = 34 \text{ }^\circ\text{C}$$

«Действительную концентрацию раствора после абсорбера находим графически по температуре t_c и давлению P_a (точка 4с): $\bar{X}_r=0,23$ $i_4= - 40,19 \text{ кДж/кг}$ » [18].

Действительная зона дегазации составит:

$$De = \bar{X}_r - \bar{X}_a, \quad (13)$$

$$De = 0,23 - 0,15 = 0,08$$

Минимально допустимая зона дегазации для одноступенчатых водоаммиачных АБХМ составляет 0,06 – данную схему можно использовать [18].

Кратность циркуляции раствора:

$$f = m_f/m_d, \quad (14)$$

Находим из уравнения материального баланса аммиака в генераторе:

$$m_f \cdot \bar{X}_r = (m_f - m_d) \cdot \bar{X}_a + \bar{X}_d \cdot m_d, \quad (15)$$

Тогда

$$f = (\bar{X}_d - \bar{X}_a)/(\bar{X}_r - \bar{X}_a), \quad (16)$$

$$f = (0,998 - 0,15)/(0,23 - 0,15),$$

«Состояние крепкого раствора после теплообменника на входе в ректификатор (точка 1) примем насыщенным при давлении P_k и при $\bar{X}_r=0,23$; тогда $i_1=377,1$ кДж/кг и $t_1=125$ °С.

Энтальпию слабого раствора после теплообменника (точка 3) находим по уравнению теплового баланса аппарата с учетом тепловых потерь в окружающую среду:» [18].

$$\eta_{т.р.} \cdot (f - 1) \cdot (i_2 - i_3) = f \cdot (i_1 - i_4), \quad (17)$$

где $\eta_{т.р.}$ – коэффициент тепловых потерь теплообменника растворов.

Тогда:

$$i_3 = i_2 - \left(\frac{f}{[(f-1) \cdot \eta_{т.р.}] } \right) \cdot (i_1 - i_4),$$

$$i_3 = 523,75 - \left(\frac{10,6}{[(10,6-1) \cdot 0,95]} \right) \cdot (377,1 - (-40,19)) = 38,74 \text{ кДж/кг}$$

«На диаграмме $i-\bar{X}$ находим по i_3 и \bar{X}_a точку 3. Температура $t_3 = 35 \text{ }^\circ\text{C}$. Состояние раствора после дросселирования жидкости (точка 3а) на диаграмме совпадает с точкой 3 (по условию процесса $i=\text{const}$).

Энтальпию жидкости после насоса ввиду малой сжимаемости жидкости можно принять:» [18].

$$i_{4a} = i_4, \quad (18)$$

«Состояние пара на выходе из дефлегматора (точка 5) принимаем насыщенным при $P_k = 1,4 \text{ МПа}$ и $\bar{Y}_d = 0,998$, тогда $i_5 = 1424,6 \text{ кДж/кг}$ и $t_5 = 65 \text{ }^\circ\text{C}$.

Процесс в испарителе АБХМ, где кипит водоаммиачный раствор, идет при переменной температуре кипения t_0 . Низшая температура t'_0 была определена ранее и использована для определения P_0 .» [18].

Высшая температура кипения в испарителе (точка 8):

$$t_8 = t'_0 + 3, \quad (19)$$

$$t_8 = -34 + 3 = -31 \text{ }^\circ\text{C}$$

«По изотерме t'_8 и изобаре P_0 определяем состояние кипящей жидкости (точка 8), далее по изотерме t'_8 в области влажного пара находим равновесное состояние пара (точка 8"). Тогда состояние влажного пара (точка 8) находим по условию аддитивности:» [18].

$$i_8 = i''_8 - \left(\frac{(i''_8 - i'_8)}{(\dot{y}''_8 - \bar{X}''_8)} \right) \cdot (\dot{y}''_8 - \dot{y}''_d), \quad (20)$$

$$i_8 = 1215,1 - \left(\frac{(1215,1 - (-335,2))}{(1 - 0,65)} \right) \cdot (1 - 0,998) = 1206,04 \text{ кДж/кг}$$

Состояние пара после парового теплообменника можно принять сухим насыщенным при $P_0 = 0,08$ МПа и $\dot{y}_d = 0,998$. Тогда $i_{8a} = 1319,85$ кДж/кг и $t_{8a} = 12$ °С.

Разность температур на теплом конце парового теплообменника:

$$\Delta t_1 = t_6 - t_{8a}, \quad (21)$$

$$\Delta t_1 = 35 - 12 = 23 \text{ °С}$$

Энтальпию потока жидкости перед дроссельным устройством (точка 6а) находим из уравнения теплового баланса теплообменника:

$$i_{6a} = i_6 - (i_{8a} - i_8), \quad (22)$$

$$i_{6a} = 165 - (1319,85 - 1206,04) = 51,19 \text{ кДж/кг}$$

При $i_{6a} = 51,19$ кДж/кг и $\bar{X}_d = 0,998$ находим $t_{6a} = 10$ °С.

Разность температур на холодном конце парового теплообменника:

$$\Delta t_2 = t_{6a} - t_8, \quad (23)$$

$$\Delta t_2 = 10 - (-31) = 41 \text{ °С}$$

«Состояние жидкости после дросселя (точка 7) на диаграмме $i-\bar{X}$ совпадает с точкой ба, хотя давление и температура потока после дросселирования иные.

При принятом значении концентрации пара в точке 5 и определенном ранее состоянии жидкости на входе в ректификатор (точка 1) флегмовое число R можно найти по уравнению материального баланса укрепляющей части колонны, включая дефлегматор:» [18].

$$(1 + R) \cdot \ddot{y}'' - \bar{X}'_1 = \ddot{y}_5, \quad (24)$$

где \bar{X}'_1 – концентрация стекающей жидкости в сечении ректификатора (точка 1), равная концентрации крепкого раствора;
 \ddot{y}'' – концентрация пара в сечении ректификатора при давлении P_k и температуре t''_1 .

Неравновесность пара и жидкости в этом сечении колонны:

$$t''_1 = t_1 + \Delta t, \quad (25)$$

где величина переохлаждения жидкости, °С.

$$t''_1 = 125 + 4 = 129 \text{ °С}$$

Тогда $P_k=1,4$ МПа; $\ddot{y}''_1=0,82$.

Флегмовое число равно:

$$R = \frac{(\ddot{y}_5 - \ddot{y}''_1)}{(\ddot{y}''_1 - \bar{X}'_1)}, \quad (26)$$

$$R = \frac{(0,998 - 0,82)}{(0,82 - 0,23)} = 0,302 \text{ кг/кг}$$

«Температура флегмы при использовании дефлегматора не совмещённого типа найдена по температуре пара в точке 5 с учетом неравновесности состояний флегмы и пара в виде разности температур Δt ; при этом температура флегмы выше, а концентрация ниже, чем пара» [18]. Принимая $\Delta t = 4 \text{ }^\circ\text{C}$, находим температуру и концентрацию флегмы при $P_k = 1,4 \text{ МПа}$:

$$t_R = t_5 + \Delta t, \quad (27)$$

$$t_R = 65 + 4 = 69 \text{ }^\circ\text{C}$$

То $\bar{X}_R = 0,51$, $i_R = 83,8 \text{ кДж/кг}$.

Тогда концентрацию пара на выходе из колонны находим по уравнению материального баланса дефлегматора:

$$(1 + R) \cdot \ddot{y}_{1a} = \ddot{y}_5 + R \cdot \bar{X}_R, \quad (28)$$

Откуда:

$$\ddot{y}_{1a} = \frac{(\ddot{y}_5 + R \cdot \bar{X}_R)}{(1 + R)} = \frac{(0,998 + 0,302 \cdot 0,51)}{(1 + 0,302)} = 0,88$$

Энтальпию и температуру пара в точке 1а при $P_k = 1,4 \text{ МПа}$ и $\ddot{y}_{1a} = 0,88$ находим по диаграмме i - x : $i_{1a} = 1215,1 \text{ кДж/кг}$, $t_{1a} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$.

3.1.1 Расчет удельных количеств тепла в АБХМ

Удельное количество тепла дефлегматора находят из уравнения:

$$(1 + R) \cdot i_{1a} = i_5 + R \cdot i_R + q_{дф}, \quad (29)$$

Отсюда:

$$q_{дф} = (1 + R) \cdot i_{1a} - i_5 - R \cdot i_R =$$
$$= (1 + 0,302) \cdot 1215,1 - 1424,6 - 0,302 \cdot 83,8 = 132,15 \text{ кДж/кг}$$

Удельное количество тепла генератора находят из уравнения:

$$q_{г} + f \cdot i_1 = i_5 + (f - 1) \cdot i_2 + q_{дф}, \quad (30)$$

Отсюда:

$$q_{г} = i_5 - i_2 + f \cdot (i_2 - i_1) + q_{дф} = 1424,6 - 523,75 + 10,6 \cdot$$
$$\cdot (523,75 - 377,1) + 132,15 = 2587,49 \text{ кДж/кг}$$

Удельное количество тепла абсорбера находят из уравнения:

$$i_{8a} + (f - 1) \cdot i_3 = f \cdot i_4 + q_a, \quad (31)$$

Отсюда:

$$q_a = i_{8a} - i_3 + f \cdot (i_3 - i_4) = 1319,85 - 38,74 + 10,6 \cdot$$
$$\cdot (38,74 - (-40,19)) = 2117,77 \text{ кДж/кг}$$

Удельные количества тепла в конденсаторе, испарителе и паровом теплообменнике, где циркулирует \dot{m}_d кг/с рабочего тела:

$$q_0 = i_8 - i_7, \quad (32)$$

$$q_0 = 1206,04 - 51,19 = 1154,85 \text{ кДж/кг}$$

$$q_k = i_5 - i_6, \quad (33)$$

$$q_k = 1424,6 - 165 = 1259,6 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{\text{т.п.}} = i_6 - i_{6a}, \quad (34)$$

$$q_{\text{т.п.}} = 165 - 51,19 = 113,81 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{\text{т.р.раствора}} = f \cdot (i_1 - i_4), \quad (35)$$

$$q_{\text{т.р.раствора}} = 10,6 \cdot (377,1 - (-40,19)) = 4423,27 \text{ кДж/кг},$$

Сумма удельных количеств тепла, подводимых к рабочему телу АБХМ:

$$\sum q_{\text{п}} = q_{\text{г}} + q_0, \quad (36)$$

$$\sum q_{\text{п}} = 2587,49 + 1154,85 = 3742,34 \text{ кДж/кг}$$

Отведенное тепло (с учетом тепловых потерь в теплообменнике):

$$\sum q_{\text{от}} = q_a + q_k + q_{\text{дф}} + (\eta_{\text{т.р.}}) \cdot q_{\text{т.р.раствора}}, \quad (37)$$

$$\begin{aligned} \sum q_{\text{от}} &= 2117,77 + 1259,6 + 132,15 + (1 - 0,95) \cdot 4423,27 = \\ &= 3730,68 \text{ кДж/кг} \end{aligned}$$

Расхождение баланса:

$$\frac{3742,34 - 3730,68}{3742,34} \cdot 100\% = 0,31\%$$

Несовпадение баланса соответствует точности расчета по тепловой диаграмме. В таблице 6 представлен тепловой баланс установки.

Таблица 6 – Тепловой баланс установки

Приход тепла			Расход тепла		
Статьи прихода	кДж/кг	%	Статьи расхода	кДж/кг	%
Генератор	2587,49	69,14	Абсорбер	2117,77	56,59
Испаритель	1154,85	30,86	Конденсатор	1259,60	33,66
–	–	–	Дефлегматор	132,15	3,53
–	–	–	Т. Р. Раствора с учетом потерь	221,16	5,91
–	–	–	Расчет по тепловой диаграмме	11,66	0,31
Итого	3742,34	100	–	3742,34	100

Удельная техническая работа адиабатного процесса в насосе равна:

$$l_n = f \cdot (i_{4a} - i_4), \quad (38)$$

Считая жидкость несжимаемой при повышении давления от P_a до P_k :

$$l_n = f \cdot v \cdot (P_k - P_a), \quad (39)$$

$$l_n = 10,6 \cdot 1,126 \cdot 10^{-3} \cdot (1,4 - 0,065) \cdot 10^3 = 15,93 \text{ кДж/кг}$$

Определим тепловой коэффициент:

$$\xi = \frac{q_0}{q_\Gamma}, \quad (40)$$

$$\xi = \frac{1154,85}{2587,49} = 0,45$$

3.1.2 Расчет материальных потоков и тепловых нагрузок на аппараты

Внешняя тепловая нагрузка на абсорбционную холодильную установку согласно проекту составляет: $\dot{Q}_o = 2326$ кВт.

Массовый расход пара в испаритель жидкого аммиака, равен:

$$\dot{m}_d = \frac{\dot{Q}_o}{q_0}, \quad (41)$$

$$\dot{m}_d = \frac{2326}{1154,85} = 2,01 \text{ кг/с}$$

Массовый расход флегмы:

$$\dot{m}_{\text{фл}} = R \cdot \dot{m}_d, \quad (42)$$

$$\dot{m}_{\text{фл}} = 0,302 \cdot 2,01 = 0,607 \text{ кг/с}$$

Массовый расход крепкого раствора:

$$\dot{m}_f = f \cdot \dot{m}_d, \quad (43)$$

$$\dot{m}_f = 10,6 \cdot 2,01 = 21,3 \text{ кг/с}$$

Массовый расход слабого раствора:

$$\dot{m}_a = \dot{m}_f - \dot{m}_d, \quad (44)$$

$$\dot{m}_a = 21,3 - 2,01 = 19,29 \text{ кг/с}$$

Тепловые нагрузки аппаратом АБХМ. Генератора:

$$\dot{Q}_g = \dot{m}_d \cdot q_g, \quad (45)$$

$$\dot{Q}_g = 2,01 \cdot 2587,49 = 5200,85 \text{ кВт}$$

Дефлегматора:

$$\dot{Q}_{дф} = \dot{m}_d \cdot q_{дф}, \quad (46)$$

$$\dot{Q}_{дф} = 2,01 \cdot 132,15 = 265,62 \text{ кВт}$$

Испарителя:

(47)

$$\dot{Q}_o^и = \dot{Q}_o = 2326 \text{ кВт}$$

Конденсатора:

$$\dot{Q}_k = \dot{m}_d \cdot q_k, \quad (48)$$

$$\dot{Q}_k = 2,01 \cdot 1259,6 = 2531,8 \text{ кВт}$$

Абсорбера:

$$\dot{Q}_a = \dot{m}_d \cdot q_a, \quad (49)$$

$$\dot{Q}_a = 2,01 \cdot 2117,77 = 4256,72 \text{ кВт}$$

Теплообменника растворов:

$$\dot{Q}_{\text{т.р.раствора}} = \dot{m}_d \cdot q_{\text{т.р.раствора}}, \quad (50)$$

$$\dot{Q}_{\text{т.р.раствора}} = 2,01 \cdot 4423,27 = 8890,77 \text{ кВт}$$

Теплообменника пара:

$$\dot{Q}_{\text{т.п.}} = \dot{m}_d \cdot q_{\text{т.п.}}, \quad (51)$$

$$\dot{Q}_{\text{т.п.}} = 2,01 \cdot 113,81 = 228,76 \text{ кВт}$$

С учетом тепловых потерь генератора составит:

$$\dot{Q}_Г^Д = \frac{\dot{Q}_Г}{\eta_Г}, \quad (52)$$

где $\eta_Г$ – коэффициент тепловых потерь в генераторе.

$$\dot{Q}_Г^Д = \frac{5200,85}{0,95} = 5474,58 \text{ кВт}$$

Тогда расход греющего пара равен:

$$\dot{m}_{\text{гр}} = \dot{Q}_Г^Д / (i''_{\text{гр}} - i'_{\text{гр}}) \quad (53)$$

где $i''_{\text{гр}}$ – энтальпия воды в состоянии насыщения при $P_{\text{гр}} = 0,7$ МПа;

$i'_{\text{гр}}$ – энтальпия пара в состоянии насыщения при $P_{\text{гр}} = 0,7$ МПа [12].

$$\dot{m}_{\text{гр}} = \frac{5474,58}{2754 - 638} = 2,59 \text{ кг/с}$$

Тепловая нагрузка на градирню составит:

$$\dot{Q} = \dot{Q}_a, \quad (54)$$

$$\dot{Q} = 4256,72 \text{ кВт}$$

Электрическая мощность, потребляемая водоаммиачным насосом, составляет:

$$\dot{W} = \frac{(\dot{m}_f \cdot l_H)}{\eta_n \cdot \eta_{дв}}, \quad (55)$$

где η_n – КПД насоса;

$\eta_{дв}$ – КПД двигателя.

$$\dot{W} = \frac{(21,3 \cdot 15,93)}{0,7 \cdot 0,83} = 584,01 \text{ кВт}$$

В таблице 7 представлен материальный баланс установки.

Таблица 7 – Материальный баланс

Приход		Расход	
Статья прихода	кг/с	Статья расхода	кг/с
Крепкий раствор	21,3	Слабый раствор	19,29
–	–	Пар (газообразный аммиак)	2,01
Итого:	21,3	Итого:	21,3

3.2 Расчет сепаратора

Расчет сепаратора произведен на основании методики технологического расчета газосепараторов сетчатых, в учебном пособии [17], выбран сепаратор по ОСТ 26-02-2059-79 [9].

3.2.1 Конструктивный расчет

«Найдем плотность газа при давлении 1,4 МПа:

$$\rho_{\Gamma} = \rho_0 \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{1}{z}, \quad (56)$$

где $\rho_0 = 0,771$ – плотность газа при нормальных условиях, кг/м³;

P – рабочее давление в сепараторе, МПа;

P_0 – нормальное давление в сепараторе, МПа;

T_0 – абсолютная нормальная температура в сепараторе, К;

T – абсолютная рабочая температура в сепараторе, К;

$z = 1,425$ – коэффициент, учитывающий отклонение реальных газов от идеального » [7].

$$\rho_{\Gamma} = 0,771 \cdot \frac{1,4 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 273}{0,1033 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 342 \cdot 1,425} = 7,41 \text{ кг/м}^3$$

Расчет сепарационного элемента. Площадь сетчатой насадки:

$$F = \frac{q_{\Gamma}}{W_{\text{кр}}}, \quad (57)$$

Объемный расход газа:

$$q_{\Gamma} = \frac{Q_{\text{max}} \cdot P_0 \cdot T \cdot z}{86400 \cdot (P + P_0) \cdot T_0 \cdot z_0}, \quad (58)$$

где Q_{max} – максимальный объемный расход газа при нормальных условиях, м³/сут;

z_0 – коэффициент сжимаемости идеального газа.

Критическая скорость:

$$W_{кр} = C_t \cdot C_e \cdot K \cdot \sqrt[4]{\sigma \cdot g^2 \cdot (p_{ж} - p_{г}) / p_{г}^2}, \quad (59)$$

«где C_t – коэффициент, учитывающий влияние температуры газа на критическую скорость газа,

C_e – коэффициент, учитывающий влияние начального содержания жидкости на критическую скорость газа;

K – коэффициент устойчивости режимов течения газожидкостной смеси;

σ – поверхностное натяжение на границе раздела между газом и жидкостью, 0,023882 Н/м;

$p_{ж} = 872$ – плотность жидкости, кг/м³;

$p_{г}$ – плотность газа, кг/м³;

e_0 – начальное содержание капельной влаги в газе, см³/нм³» [17].

Переведем Q_{max} из кг/с в м³/сут:

$$Q_{max} = \dot{m}_d \cdot \rho \cdot 3600 \cdot 24 \quad (60)$$

$$Q_{max} = 2,01 \cdot 7,41 \cdot 3600 \cdot 24 = 1286850,24 \text{ м}^3/\text{сут}$$

$$q_{г} = \frac{1286850,24 \cdot 0,1 \cdot 342 \cdot 1,425}{86400 \cdot (1,4 + 0,1) \cdot 273 \cdot 1} = 1,95 \text{ м}^3/\text{с},$$

$$W_{кр} = 1 \cdot 0,99 \cdot 0,65 \cdot \sqrt[4]{\frac{0,024 \cdot 9,81^2 \cdot (872 - 6,14)}{6,14^2}} = 1,58 \text{ м/с}$$

$$F = \frac{1,95}{1,58} = 1,13 \text{ м}^2,$$

На рисунке 15 представлен эскиз газосепаратора сетчатого.

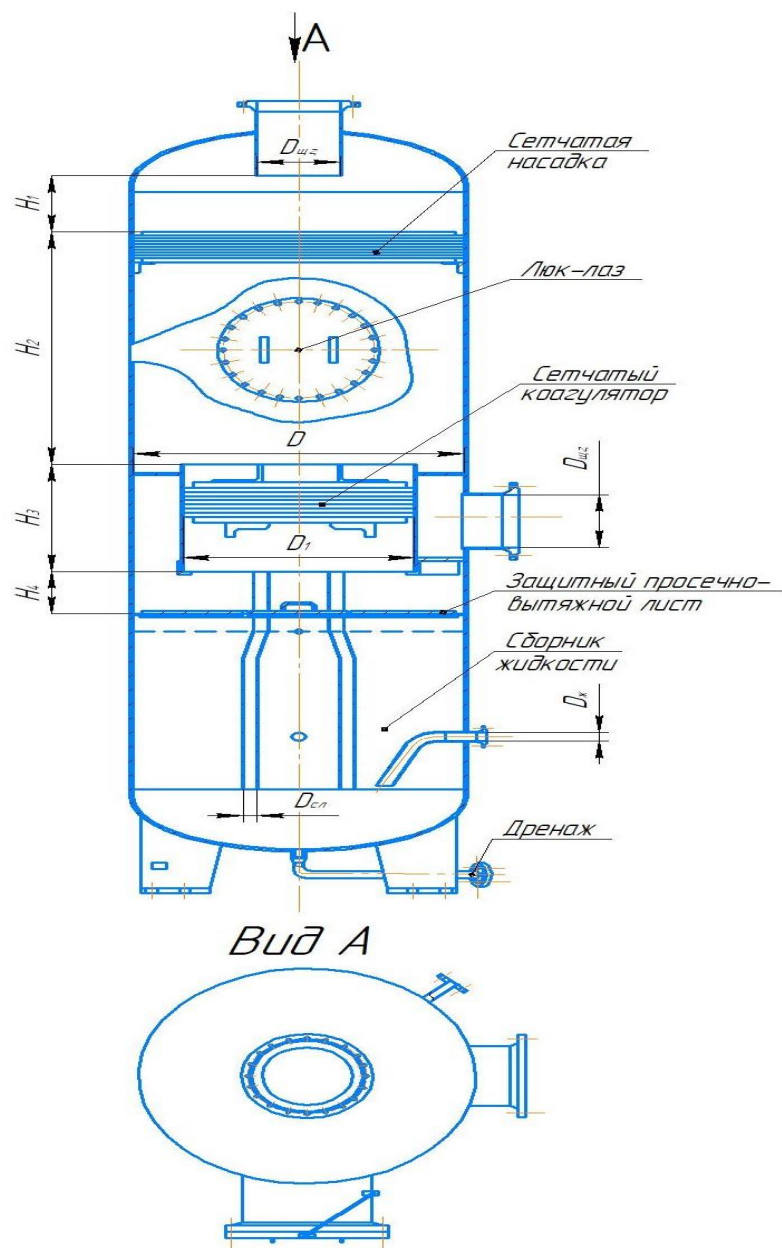


Рисунок 15 – Эскиз конструкции газосепаратора сетчатого [9]

Конструктивные размеры сетчатой насадки.

Диаметр сетчатой насадки:

$$D = 1,13 \cdot \sqrt{F} \quad (61)$$

$$D = 1,13 \cdot \sqrt{1,13} = 1,25 \text{ м}$$

Принимаю 1,2 м.

Расчет сборника жидкости.

Расчетный объем:

$$V_{\text{ж}} = 60 \cdot q_{\text{ж}} \cdot t, \quad (62)$$

где – t время пребывания жидкости в сборнике сепаратора, мин.

$$q_{\text{ж}} = \frac{e_0 \cdot Q_{\text{max}} \cdot 10^{-6}}{86400}, \quad (63)$$

$$q_{\text{ж}} = \frac{200 \cdot 1286850,24 \cdot 10^{-6}}{86400} = 0,00327 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$V_{\text{ж}} = 60 \cdot 0,00327 \cdot 3 = 0,59 \text{ м}^3,$$

Длина сборника:

$$L_{\text{сб}} = \frac{V_{\text{ж}}}{F}, \quad (64)$$

Площадь смоченного периметра сборника:

$$F = 0,785 \cdot D_{\text{в}}^2, \quad (65)$$

$$F = 0,785 \cdot 1,2^2 = 1,13 \text{ м}^2$$

$$L_{\text{сб}} = \frac{0,59}{1,13} = 0,52 \text{ м}$$

Принимаю с запасом 0,9 м.

Расчет штуцеров входа и выхода газа выхода жидкости.

Внутренний диаметр штуцера входа и выхода газа:

$$d_{\Gamma} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{q_{\Gamma}}{W_{\Gamma}}}, \quad (66)$$

где W_{Γ} – скорость газа в штуцере, м/с.

$$d_{\Gamma} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{1,95}{25}} = 0,32 \text{ м}$$

Принимаю 350 мм.

Внутренний диаметр штуцера выхода жидкости:

$$d_{\text{ж}} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{q_{\text{ж}}}{W_{\text{ж}}}}, \quad (67)$$

где $W_{\text{ж}}$ – скорость жидкости в штуцере, м/с.

$$d_{\text{ж}} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{0,00327}{1,5}} = 0,05 \text{ м}$$

Принимаю $d_{\text{ж}}=50$ мм.

Расчет сливных труб.

Количество жидкости:

$$q_{\text{сл}} = 0,3 \cdot q_{\text{ж}}, \quad (68)$$

$$q_{\text{сл}} = 0,3 \cdot 0,00327 = 0,00098 \text{ м}^3/\text{с}$$

Внутренний диаметр сливной трубы:

$$d_{\text{сл}} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{q_{\text{сл}}}{n \times W_{\text{сл}}}}, \quad (69)$$

где $W_{\text{сл}}$ – скорость слива;

n – число труб слива.

$$d_{\text{сл}} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{0,00098}{2 \times 0,25}} = 0,05 \text{ м}$$

Принимаю $d_{\text{сл}} = 50$ мм.

Диаметр коагулятора:

$$D_1 = (0,6 \div 0,7) \cdot D_{\text{в}}, \quad (70)$$

$$D_1 = 0,7 \cdot 1,2 = 0,84 \text{ м}$$

Расстояние от штуцера выхода газа до насадки:

$$H_1 \geq 0,38 \cdot (D_{\text{в}} - d_{\text{г}}), \quad (71)$$

$$H_1 \geq 0,38 \cdot (1,2 - 0,3) = 0,34 \text{ м}$$

Расстояние от сетчатой насадки до верхней кромки обечайки коагулятора:

$$H_2 \geq 2,84 \cdot (D_{\text{в}} - D_1), \quad (72)$$

$$H_2 \geq 2,84 \cdot (1,2 - 0,84) = 1,02 \text{ м}$$

Высота обечайки коагулятора:

$$H_3 \geq (2 \div 3) \cdot d_r, \quad (73)$$

$$H_3 \geq 2 \cdot 0,3 = 0,6 \text{ м}$$

Расстояние от нижней кромки обечайки коагулятора до защитного листа сборника жидкости:

$$H_4 \geq 0,25 \cdot D_B, \quad (74)$$

$$H_4 \geq 0,25 \cdot 1,2 = 0,3 \text{ м}$$

Строится график $Q = f(P)$, который определяет технологические возможности сепаратора:

$$Q = \frac{W_{кр} \cdot F \cdot 86400 \cdot (P + P_0) \cdot T_0 \cdot z_0}{P_0 \cdot T \cdot z}, \quad (75)$$

Действительная площадь сетчатой насадки:

$$F = 0,785 \cdot D_B^2, \quad (76)$$

$$F = 0,785 \cdot 1,2^2 = 1,1 \text{ м}^2$$

Согласно рассчитанным данным в таблице 8 построим график зависимости нагрузки от давления, показанный в рисунке 16.

Таблица 8 – Результаты расчетов для различных величин давлений

Р, МПа	Q, м ³ /сут
1,8	1790438,4
1,4	1413504,1
1	980349,9
0,8	848102,4

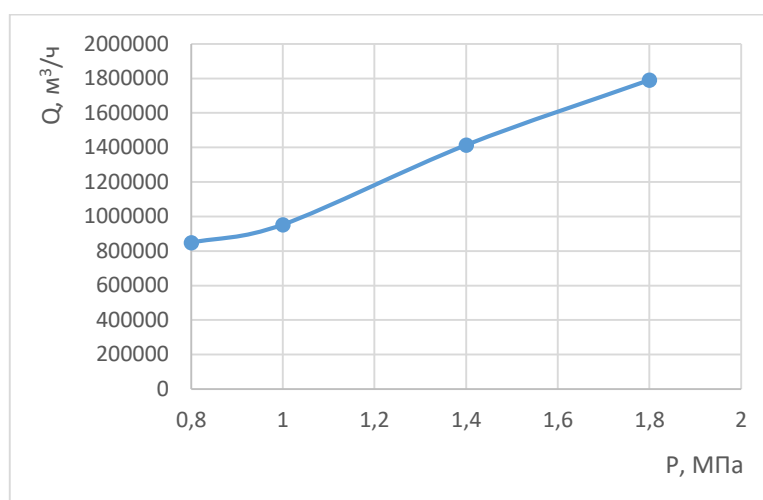


Рисунок 16 – График зависимости производительности аппарата от давления

3.2.2 Гидравлический расчет

Гидравлические потери должны удовлетворять условию:

$$\Delta P < [\Delta P], \quad (77)$$

где $[\Delta P] = 0,7$ МПа – допустимое гидравлическое сопротивление, МПа.

Гидравлическое сопротивление сетчатых газосепаратора:

$$\Delta P = a \cdot \sum_{i=1}^n \Delta P_i, \quad (78)$$

где $a = 1,1$ – коэффициент неучтенных потерь.

Сопротивление рассчитываемого элемента:

$$\Delta P_i = \varepsilon_i \cdot \frac{\rho_{\Gamma} \cdot W_i^2}{2 \cdot g \cdot 10^4}, \quad (79)$$

где W_i – скорость в рассчитываемом элементе, м/с.

Величины коэффициентов гидравлического сопротивления ξ_i приведены в таблице 9.

Таблица 9 – Коэффициент гидравлического сопротивления [17]

Входа газа	Горизонтального коагулятора	Сетчатой насадки	Выхода газа
1,0	46	50	0,5

Сопротивление штуцера входа и выхода газа:

$$\Delta P_{ш.г} = (1 + 0,5) \cdot \frac{7,41 \cdot 25^2}{2 \cdot 9,8 \cdot 10^4} = 0,035 \text{ МПа}$$

Скорость газа в сечении насадки:

$$W_{\text{H}} = q_{\Gamma} / F_{\text{H}}, \quad (80)$$

$$W_{\text{H}} = 1,95 / 1,13 = 1,72 \text{ м/с}$$

Сопротивление сетчатой насадки:

$$\Delta P_{\text{H}} = 50 \cdot \frac{7,41 \cdot 1,72^2}{2 \cdot 9,8 \cdot 10^4} = 0,0056 \text{ МПа}$$

Скорость газа в сечении коагулятора:

$$W_k = q_{\Gamma} / F_k, \quad (81)$$

$$W_k = 1,95 / 0,6 = 3,25 \text{ м/с}$$

Сопротивление коагулятора:

$$\Delta P_k = 46 \cdot \frac{7,41 \cdot 3,25^2}{2 \cdot 9,8 \cdot 10^4} = 0,018 \text{ МПа}$$

Общее сопротивление:

$$\Delta P = 1,1 \cdot (0,035 + 0,0056 + 0,018) = 0,065 \text{ МПа}$$

Условия соответствия по производительности:

$$Q_{\text{max.д.}} \geq Q_{\text{max.зад.}}, \quad (82)$$

где $Q_{\text{max.д.}}$ – действительная максимальная производительность сепаратора по газу, м³/сут

$Q_{\text{max.д.}}$ – заданная максимальная производительность сепаратора по газу, м³/сут.

$$1790438,4 \geq 1286850,24$$

Условие соответствия штуцеров входа и выхода газа:

$$W_{\text{шт.г}} = \frac{q_{\Gamma}}{0,785 \cdot d_{\text{шт.г}}^2}, \quad (83)$$

$$W_{ш.г} = \frac{1,95}{0,785 \cdot 0,35^2} = 20,27 \text{ м/с}$$

Соответствие действительного диапазона работы сепаратора по жидкости:

$$V_{сб} \geq V_{ж}, \quad (84)$$

Рабочий объем сборника жидкости:

$$V_{сб} = F \times L_{сб}, \quad (85)$$

$$V_{сб} = 1,13 \cdot 1,21 = 0,59 \text{ м}^3$$

Имеем:

$$0,59 \geq 0,59$$

Скорость жидкости в сливных трубах:

$$W_{сл} < 0,25, \quad (86)$$

Реальная скорость слива:

$$W_{сл} = 0,38 \cdot \frac{q_{ж}}{\sum d_{сл}^2}, \quad (87)$$

$$W_{сл} = 0,38 \cdot \frac{0,00327}{(0,05^2 + 0,05^2)} = 0,249 \text{ м/с}$$

$$0,249 < 0,25$$

Эффективность сепарации:

$$\varepsilon = 100 - \frac{q_2^1}{q_1^1} \cdot 100. \quad (88)$$

где q_2^1 – содержание капельной жидкости на выходе, г/м³;

q_1^1 – содержание жидкости на входе в сепаратор, г/м³.

$$\varepsilon = 100 - \frac{0,1}{200} \cdot 100 = 99,95 \%$$

3.3 Описание принципа работы и взаимодействие сепаратора с другим оборудованием АБХМ

Газообразная водоаммиачная смесь подается из сепарирующей части генератора-ректификатора 901Б в межтрубное пространство дефлегматора 902Б, где происходит конденсация влаги за счет теплообмена с КВАР, далее, часть капельной жидкости стекает вниз и орошает колпачковые тарелки, а другая, уносимая часть капельной жидкости, вместе газовым потоком поступает тангенциально в сетчатый сепаратор. В сетчатом сепараторе газ вместе с жидкостью попадает в коагулятор, в котором происходит укрупнение капельных частиц, далее, часть капель за счет сил тяжести падает вниз, а другая часть капель, уносимая потоком газа попадает на сетчатую насадку, где за счет изменения направления потока в мелких ячейках происходит окончательная сепарация.

Очищенный газ через выходной штуцер поступает в аппараты воздушного охлаждения 903Б и далее по схеме.

Отбившаяся влага за счет сил тяжести поступает непосредственно в куб, отбившаяся влага сетчатой насадки поступает через сливные трубы в кубовую часть сепаратора, откуда, пройдя регулирующий клапан (который

поддерживает уровень в кубе), поступает в виде флегмы на орошение колпачковых тарелок.

Сепаратор также оснащён дифференциальным манометром, для контроля загрязненности коагулятора и сетчатой насадки. Термометр сопротивления предназначен для индикации температуры на центральном пункте управления, а ртутный термометр во взрывозащищённом исполнении для индикации температуры по месту. Давление также можно просмотреть по месту, с помощью манометра.

На рисунке 17 представлена схема с сепаратором.

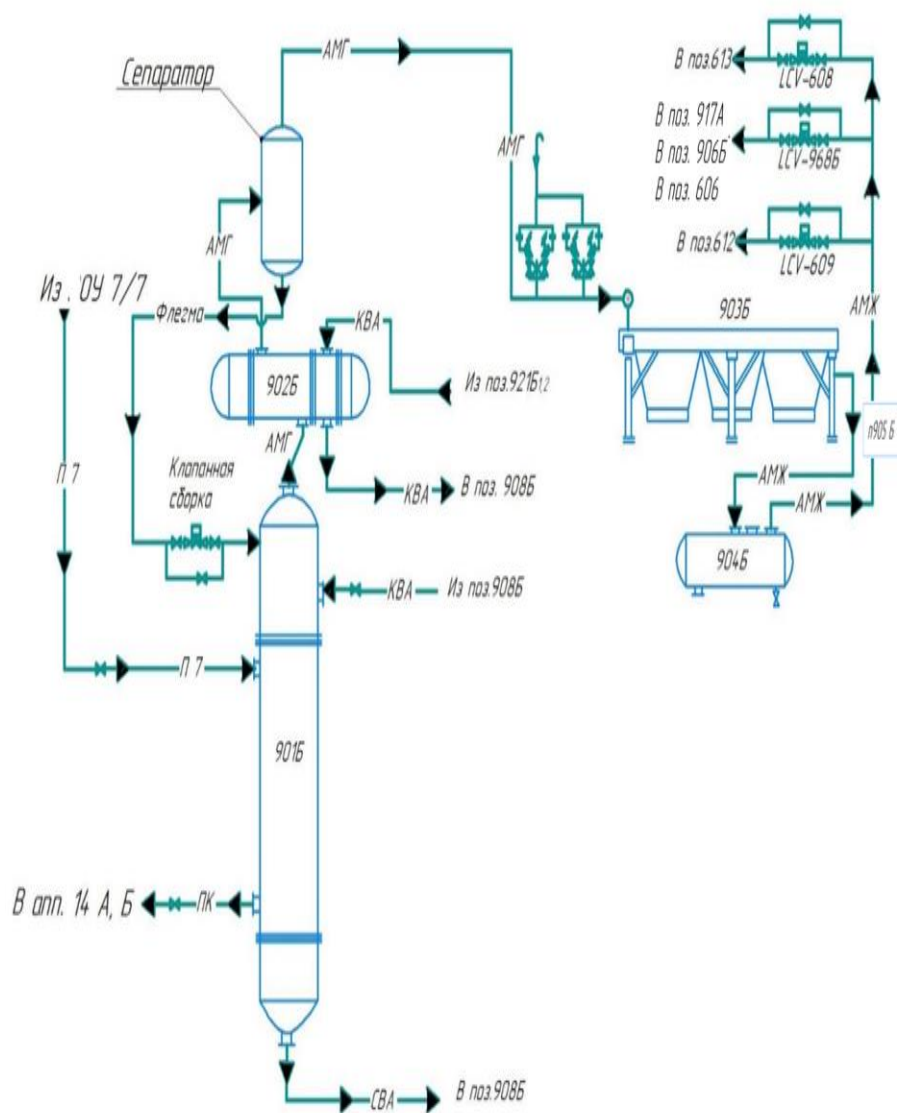


Рисунок 17 – Схема с сепаратором

3.4 Ожидаемые технологические результаты модернизации

Появится возможность интенсификации работы десорбера путем подачи водяного пара с давлением 0,7 МПа пропорционально нагрузке газообразного аммиака и флегмы на абсорбер 906Б (согласно рассчитанным данным, оптимальным расходом пара является 9,3 т/ч).

Поглощённый газообразный аммиак из сепаратора-расширителя 917Б можно будет выдавать через LCV-968Б в виде продукционного аммиака с концентрацией 99,5 % (об.) в сепаратор-расширитель 917А.

Подача флегмы из сепаратора на орошение колпачковых тарелок генератора-ректификатора 901Б позволит поддерживать на них уровень, необходимый для осуществления тепло- и массообменных процессов, направленных на осушение аммиака.

В таблице 10 даны ожидаемые эффекты от внедрения сепаратора.

Таблица 10 – Ожидаемые результаты модернизации

Параметр	До внедрения	После внедрения
TIRA-629	– 12,73 °С	– 28 °С
TIRA-628	– 19,40 °С	– 28 °С
Содержание аммиака в танко-продувочных газах	33,71 % об.	Не более 2,6 % об.
Содержание воды в ресивере 904Б	42,4 % масс.	Не более 0,5 % масс.

Вывод: рассчитан цикл АБХМ из которого получены материальный, тепловой балансы и следующие данные для расчета сепаратора: давление 1,4 МПа, температура 65 °С, расход 2,01 кг/с, концентрация флегмы 0,51 кг/кг. Рассчитан сепаратор со следующими размерами: внутренний диаметр 1,2 м, высота 4,69 м, диаметр коагулятора 0,84м, высота сетки 0,15 м. Выбран сепаратор согласно ОСТ 26-02-2059-79 – газосепаратор сетчатый. Описана обвязка сепаратора и ожидаемые результаты модернизации, а именно приведение регламентируемых параметров в норму.

Заключение

В бакалаврской работе предложен способ осушения газообразного аммиака внедрением газожидкостного сепаратора.

В ходе теоретического обзора выявлено уязвимое место установки – дефлегматор. Выбран газожидкостной сепаратор с внутренним устройством в виде сетки для отделения уносимой влаги из дефлегматора.

Предоставлены фактические данные, результаты анализов, цитаты из технической литературы, которые доказывают проброс капельной влаги в испарители жидкого аммиака через дефлегматор и обосновывают внедрение сепаратора.

Рассчитан цикл АБХМ из которого получены материальный, тепловой балансы из которых взяты данные для расчета сепаратора. Рассчитан сепаратор со следующими размерами: внутренний диаметр 1,2 м, высота 4,69 м, диаметр коагулятора 0,84 м, высота сетки 0,15 м. Сепаратор выбран согласно ОСТ 26-02-2059-79 – газосепаратор сетчатый.

К нормам технологического режима придут следующие технологические параметры в результате модернизации:

- концентрация жидкого аммиака в ресивере 904Б снизится с 42,4 % (масс.) до не более 0,5 % (масс.);
- температура после испарителя 612 по TIRA-629 снизится с минус 12,73 °С до минус 28 °С;
- температура после испарителя 612 по TIRA-629 снизится с минус 19,40 °С до минус 28 °С;
- концентрация аммиака в танко-продувочных газов на сжигание снизится с 33,71 % (об.) до не более 2,6 % об.

Список используемой литературы и используемых источников

1. Ануров С.А. Криогенные технологии разделения газов. М. : «АР-Консалт», 2017. 12 с.
2. Власов А. И. Конденсационный сепаратор. [Электронный ресурс] URL: <https://ntc.gazprom-neft.ru/research-and-development/papers/56221/> (дата обращения 24.05.2021).
3. Карпов К. А. Технологическое прогнозирование развития производств нефтегазохимического комплекса: учебник / К. А. Карпов; под редакцией И. А. Садчикова. Санкт-Петербург: Лань, 2017. 492 с. ISBN 978-5-8114-2729-1. Лань: электронно-библиотечная система. [Электронный ресурс] URL: <https://e.lanbook.com/book/97672> (дата обращения: 14.07.2021).
4. Коган В. Б., Фридман В. М., Кафаров В. В. Равновесие между жидкостью и паром. Москва, Ленинград : Наука, 1966. т. 1, 240 с.
5. Козадерова О. А. Материальные и тепловые балансы в технологии аммиака и азотной кислоты: учебное пособие / О. А. Козадерова. — Воронеж: ВГУИТ, 2020. 71 с. ISBN 978-5-00032-493-6. Лань: электронно-библиотечная система. [Электронный ресурс] URL: <https://e.lanbook.com/book/171032> (дата обращения: 14.07.2021).
6. Кравцова М. В. Моделирование технических и природных систем : учебно-методическое пособие / М. В. Кравцова. Тольятти : ТГУ, 2019. 271 с. — ISBN 978-5-8259-1410-8. Лань : электронно-библиотечная система. [Электронный ресурс] URL: <https://e.lanbook.com/book/139925> (дата обращения: 03.10.2021).
7. Лутошкин Г. С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды. М. : «Недра», 1974. 273 с.
8. Мельников Е.Я, Салтанова В.П., Наумова, А.М., Блинова Ж.С. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений. Учебник для техникумов. М. : Химия, 1983. 432 с.

9. ОСТ 26-02-2059-79. [Электронный ресурс] URL: <https://www.booktech.ru/normativy/ost/ost-26-02-2059-79-gazoseparatory-setchatye-tehnicheskie-usloviya.html> (дата обращения 24.05.2021).

10. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс: учебник: в 2 книгах / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов [и др.]; под редакцией В. Г. Айнштейна. — 8-е изд., стер. Санкт-Петербург : Лань, [б. г.]. — Книга 2: Книга 2, 2019. 876 с. ISBN 978-5-8114-2975-2. [Электронный ресурс] URL: <https://e.lanbook.com/book/111194> (дата обращения: 14.07.2021).

11. Семенов В. П. Производство аммиака. М. : Химия, 1985. 273 с.

12. Смирнов В. Г. Теплофизика: учебное пособие / В. Г. Смирнов В. В. Дырдин, Т. Л. Ким. Кемерово : КузГТУ имени Т.Ф. Горбачева, 2018. 171 с. ISBN 978-5-00137-007-9. Лань: электронно-библиотечная система. [Электронный ресурс] URL: <https://e.lanbook.com/book/115162> (дата обращения: 19.07.2021).

13. Тепломассообменное оборудование предприятий: учебное пособие / составитель Л. П. Артамонова. — 3-е изд., доп. Ижевск : Ижевская ГСХА, 2019. 156 с. Лань: электронно-библиотечная система. [Электронный ресурс] URL: <https://e.lanbook.com/book/158594> (дата обращения: 14.07.2021).

14. Тихомирова А. В. Основы получения неорганических веществ и материалов в промышленности: курс лекций: учебное пособие / А. В. Тихомирова, Т. М. Шевченко. Кемерово : КузГТУ имени Т.Ф. Горбачева, 2017. 152 с. ISBN 978-5-906969-19-4. Лань: электронно-библиотечная система. [Электронный ресурс] URL: <https://e.lanbook.com/book/172552> (дата обращения: 14.07.2021).

15. Толстой А. Д. Технологические процессы и оборудование предприятий строительных материалов: учебное пособие / А. Д. Толстой, В. С. Лесовик. Санкт-Петербург : Лань, 2021. 336 с. ISBN 978-5-8114-1847-3. Лань: электронно-библиотечная система. [Электронный ресурс] URL: <https://e.lanbook.com/book/168822> (дата обращения: 16.07.2021).

16. Туркова Н. С. Процессы и аппараты: учебное пособие / Н. С. Туркова. Брянск : Брянский ГАУ, 2018. 130 с. Лань: электронно-библиотечная система. [Электронный ресурс] URL: <https://e.lanbook.com/book/133089> (дата обращения: 14.07.2021).

17. Чеботырев В. В. Расчеты основных показателей технологических процессов при сборе и подготовке скважинной продукции: учебное пособие / Чеботырев В. В. Уфа : ИГНТУ, 2007. С. 51-100.

18. Шадрина Е. М. Расчет энергосберегающих технологических установок учебное пособие: учебное пособие / Е. М. Шадрина, Н. А. Маркичев. Иваново : ИГХТУ, 2016. 98 с. Лань: электронно-библиотечная система. [Электронный ресурс] URL: <https://e.lanbook.com/book/96115> (дата обращения: 16.07.2021).

19. Эксплуатация и обслуживание холодильного оборудования на предприятиях АПК: учебное пособие / В. И. Трухачев, И. В. Атанов, И. В. Капустин, Д. И. Грицай. Санкт-Петербург : Лань, 2018. 192 с. ISBN 978-5-8114-2794-9. Лань: электронно-библиотечная система. [Электронный ресурс] URL: <https://e.lanbook.com/book/103079> (дата обращения: 14.07.2021).

20. Энерговектор. Холод из тепла. [Электронный ресурс] URL: <https://zen.yandex.ru/media/energovector/holod-iz-tepla-5c501e0d5770a000afcc7ea3> (Дата обращения 26.06.2021).

21. Янковский Н.А. Аммиак. Вопросы технологии. Донецк : ГИК «Новая печать», ООО «Лебедь», 2001. 5 с.

22. Araner. Applications of Refrigeration in 7 Different Industries. [Электронный ресурс] URL: <https://www.fortunebusinessinsights.com/industry-reports/ammonia-market-101716> (дата обращения 26.06.2021).

23. Bassols and Lebrequer GmbH. The absorption refrigeration cycle. [Электронный ресурс] URL: https://bl-thermo.com/technical-information/#ankerlink_abs_ref (Дата обращения 26.06.2021).

24. Bently M. Togliattiazot Company: socially oriented chemical enterprise. [Электронный ресурс] URL: <https://ritzherald.com/togliattiazot-company-socially-oriented-chemical-enterprise/> (Дата обращения 26.06.2021).
25. CheGuide. Vapor Liquid Separator. [Электронный ресурс] URL: https://cheguide.com/vapor_liquid_separator.html (Дата обращения 26.06.2021).
26. Herold K.E.; Radermacher R.; Klein S.A. Absorption Chillers and Heat Pumps, 2nd ed. Boca Raton, FL, USA : CRC Press Inc. 2016. P. 55.
27. Kharagpur. Vapour Absorption Refrigeration Systems Based On Ammonia-Water Pair [Электронный ресурс] URL:<https://nptel.ac.in/content/storage2/courses/112105129/pdf/RAC%20Lecture%2017.pdf> (Дата обращения 26.06.2021).
28. Lee J. D. Concise Inorganic Chemistry. London : CHAPMAN and HALL, 1991. P. 38.
29. PetroSkills. The Sounders-Brown Approach. [Электронный ресурс] URL: http://www.jmcampbell.com/tip-of-the-month/wp-content/uploads/2015/09/Sep_2015_Gas-Liquid-Separators-Sizing-Parameter-MM083015.pdf (Дата обращения 26.06.2021).
30. Sulzer. Gas/Liquid Separation Technology. [Электронный ресурс] URL: https://www.sulzer.com/-/media/files/products/separation-technology/feed-inlet-devices/gas_liquid_separation_technology.ashx?la=en (Дата обращения 26.06.2021).

Приложение А

Чертеж сепаратора

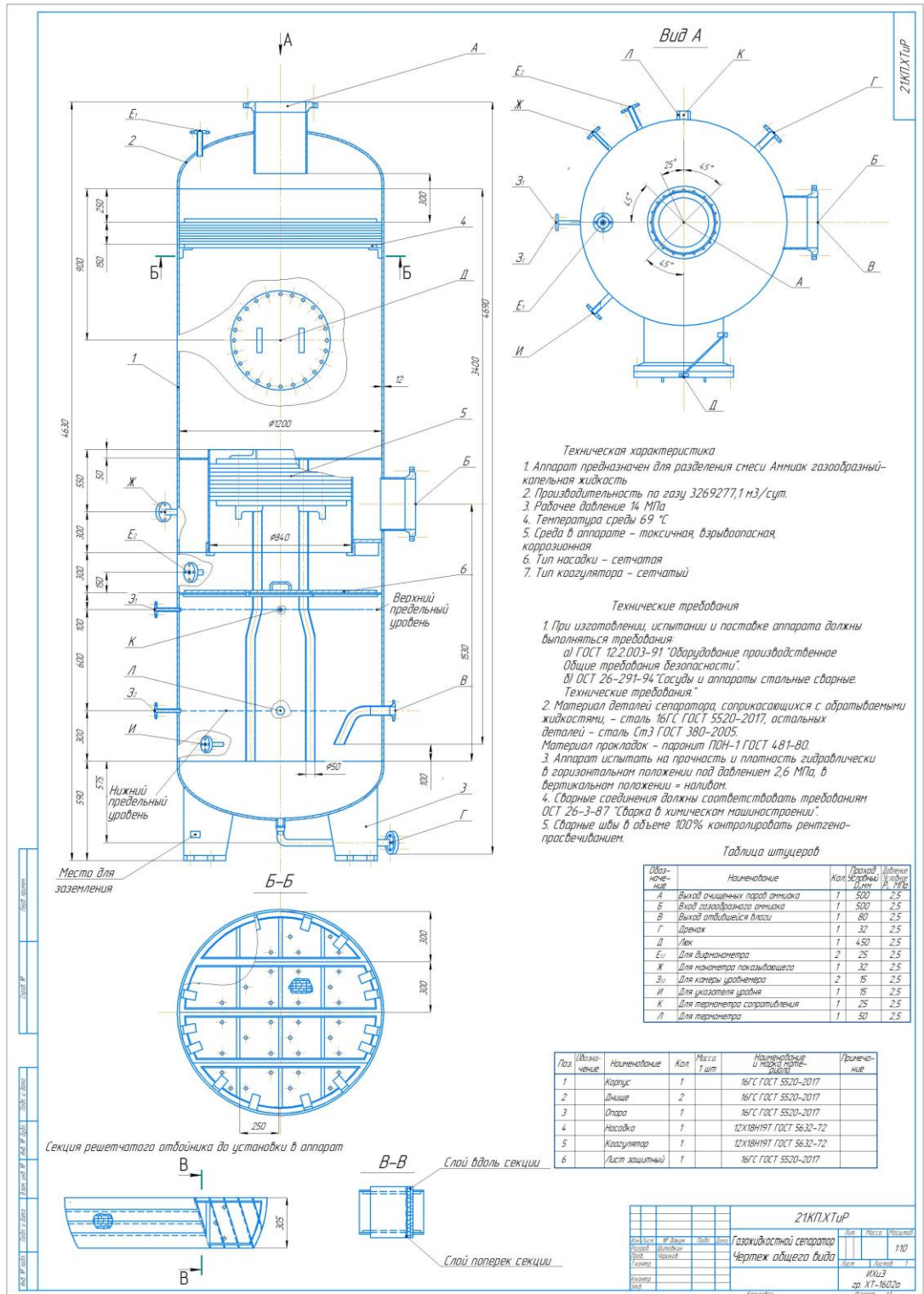


Рисунок А.1 - Чертеж общего вида сепаратора

Приложение Б

Технологическая схема

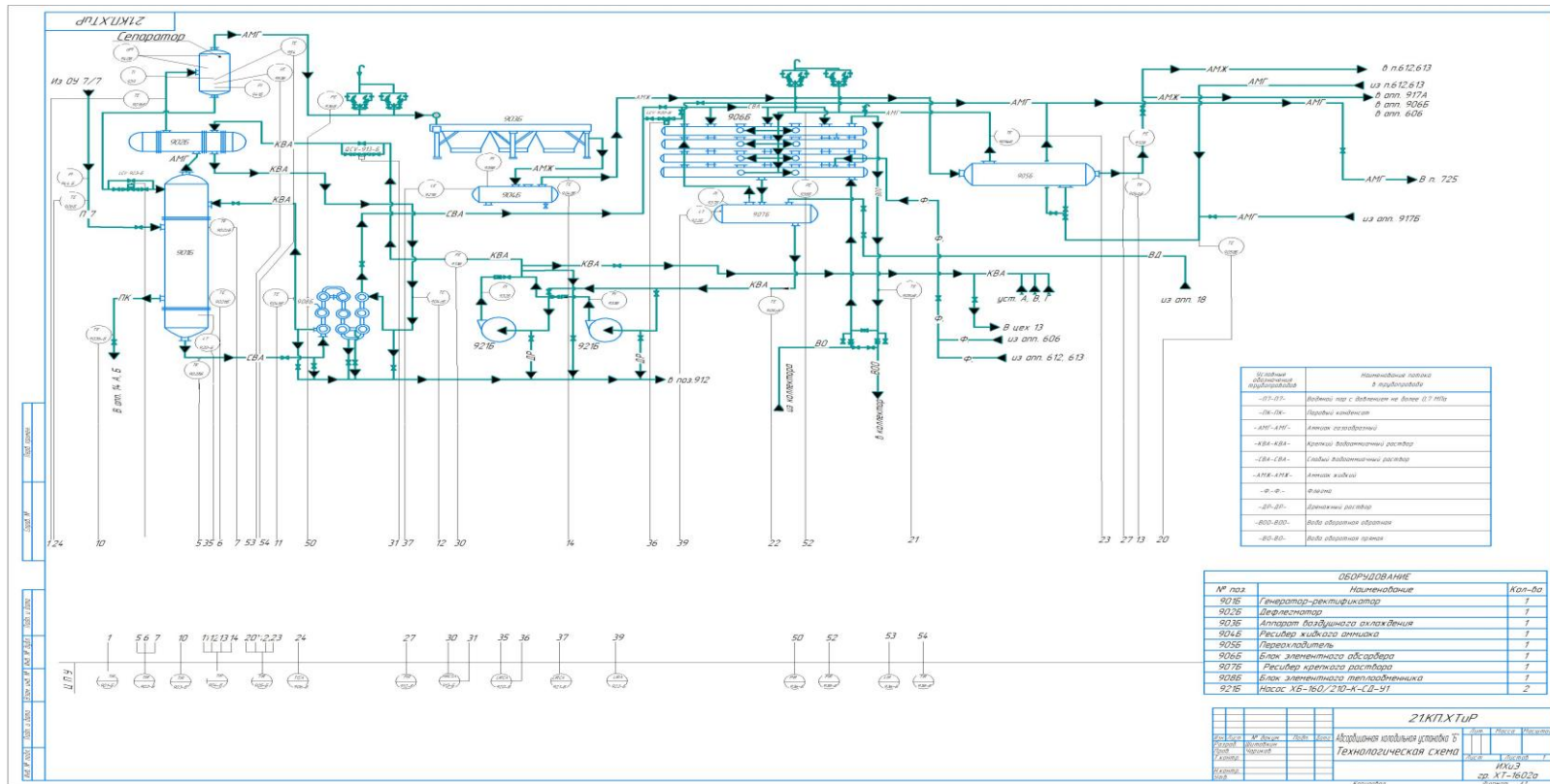


Рисунок Б.1 - Чертеж технологической схемы с сепаратором

Приложение В

Тренд температуры после дефлегматора 902Б

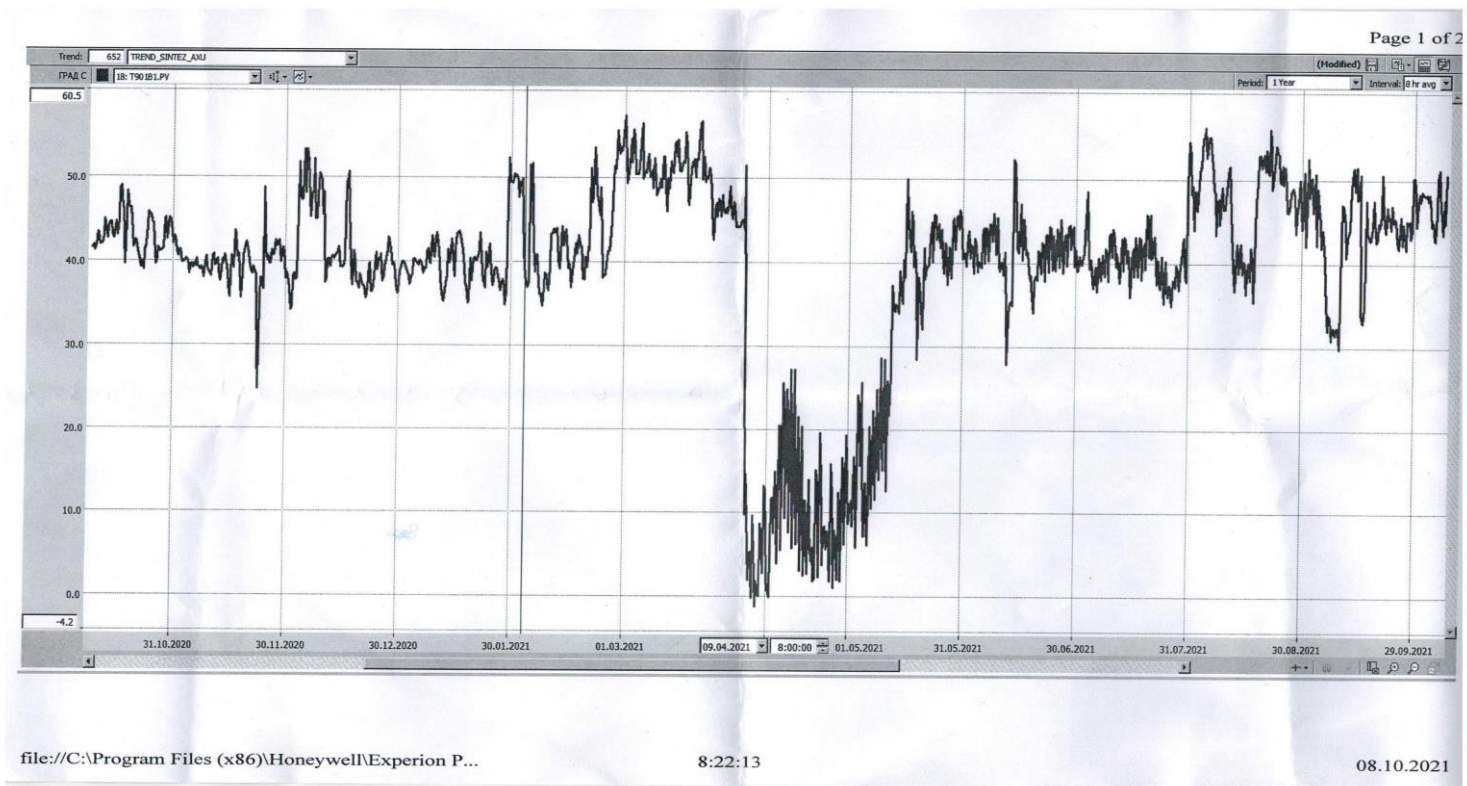


Рисунок В.1 - График после дефлегматора 902Б