

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 стадии синтеза в производстве карбамида

Обучающийся

А.М. Землянушина

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

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

## **Аннотация**

Бакалаврскую работу выполнила студентка группы ХТбз-1802а: Землянушина Анастасия Михайловна.

Тема бакалаврской работы: «Оптимизация стадии синтеза в производстве карбамида».

Научный руководитель бакалаврской работы: Чариков Юрий Викторович.

Цель бакалаврской работы – разработка схемы по получению дополнительного порошкообразного азотного удобрения – гидрокарбоната аммония, путем переработки раствора углеаммонийных солей.

Объектом исследования является технологическая схема синтеза карбамида цеха 08К предприятия ПАО «ТольяттиАзот».

Бакалаврская работа состоит из 74 страниц, 12 таблиц, 9 иллюстраций. Составлен материальный и тепловой баланс колонны карбонизации, а также конструктивный расчет аппарата. Рассчитан насос для перекачки влажного гидрокарбоната аммония в мешалку-кристаллизатор.

## Содержание

|  |    |
|--|----|
| Введение.....  | 4  |
| 1 Теоретическая часть.....   | 5  |
| 1.1 Физико-химические свойства карбамида и его применение. Анализ рынка карбамида .....                            | 5  |
| 1.2 Способы получения карбамида .....  | 8  |
| 1.3 Патентный поиск.....   | 11 |
| 1.4 Основные свойства гидрокарбоната аммония его получение и применение. Анализ рынка гидрокарбоната аммония ..... | 14 |
| 1.5 Способы получения гидрокарбоната аммония .....   | 17 |
| 2 Технологическая часть.....   | 18 |
| 2.1 Общая характеристика производства .....  | 18 |
| 2.2 Описание технологической схемы стадии синтеза .....  | 19 |
| 2.2.1 Отделение подачи диоксида углерода.....  | 19 |
| 2.2.2 Отделение подачи жидкого аммиака.....  | 21 |
| 2.2.3 Отделение синтеза карбамида .....  | 22 |
| 2.3 Оптимизация стадии синтеза по получению карбамида .....  | 27 |
| 3 Расчетная часть.....   | 32 |
| 3.1 Расчет карбонизационной колонны .....  | 32 |
| 3.1.1 Материальный баланс .....  | 32 |
| 3.1.2 Тепловой баланс.....   | 35 |
| 3.1.3 Конструктивный расчет аппарата.....  | 39 |
| 3.2 Расчет центробежного насоса.....   | 60 |
| 3.3 Расчет используемой установки.....   | 62 |
| 3.3.1 Материальный баланс колонны синтеза карбамида поз. Р-1 .....   | 62 |
| 3.3.2 Тепловой баланс колонны синтеза карбамида поз. Р-1 .....   | 71 |
| Заключение .....   | 81 |
| Список используемой литературы и источников .....  | 82 |

## Введение

Наибольшим спросом на мировом рынке среди азотных удобрений считается карбамид. Только за последние пять лет производительность данного продукта увеличилась на 5 млн. т. Согласно распоряжению ИФА и некоторым экспертным данным производственная мощность карбамида будет с каждым годом только увеличиваться. Динамика роста производительности характеризуется тем, что карбамид применяется в разных сферах промышленности.

Актуальность исследования заключается в том, что современные установки стадии синтеза по получению карбамида с технологической точки зрения не имеют каких либо резервов по увеличению производительности готовой продукции. Единственными решениями являются увеличение масштабы применяемых установок и постройка новых линий производств [17].

Объектом исследования является технологическая схема синтеза карбамида цеха 08К предприятия ПАО «ТольяттиАзот».

Предмет исследования: стадия синтеза карбамида.

Цель выпускной квалификационной работы – разработка схемы по получению дополнительного порошкообразного азотного удобрения гидрокарбоната аммония, путем переработки раствора углеаммонийных солей.

Для достижения поставленной цели будут решаться следующие задачи:

- анализ используемой технологической схемы стадии синтеза цеха 08К на предприятии ПАО «ТольяттиАзот»;
- оптимизировать стадию синтеза карбамида, путем выведения углеаммонийных солей из рецикла для получения дополнительного товарного продукта, в виде гидрокарбоната аммония;
- привести расчеты материального и теплового баланса. Выполнить конструктивный расчет применяемых аппаратов.

## 1 Теоретическая часть

### 1.1 Физико-химические свойства карбамида и его применение.

#### Анализ рынка карбамида

«Мочевина (карбамид) – бесцветные кристаллы, которые достаточно легко растворяются в воде, спирте, жидком аммиаке, оксиде серы, имеет температуру плавления около 133°C, плотность 1,33 г/см<sup>3</sup>. Химическая формула карбамида CO(NH<sub>2</sub>)<sub>2</sub>» [15]. Карбамид имеет следующую структурную формулу:

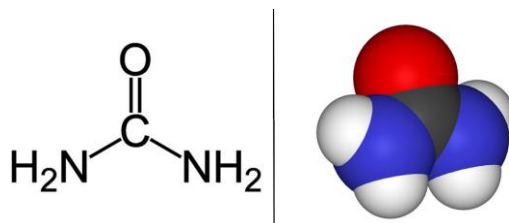


Рисунок 1 – Структурная формула карбамида

Рассмотрим физико-химические свойства карбамида марки А и Б, указанные в таблице 1 и 2 соответственно, согласно ГОСТ 2081-2010.

Таблица 1 – Физико-химические показатели карбамида марки А [9]

| Наименование показателя   | Норма для сорта |      |
|---|-----------------|------|
|   | Высший          | 1-й  |
| 1   | 2               | 3    |
| 1 Массовая доля азота в пересчете на сухое вещество, % не менее | 46,3            | 46,2 |
| 2 Массовая доля биурета, %, не более                            | 0,6             | 1,4  |
| 3 Массовая доля свободного аммиака, %, не более, для карбамида: |                 |      |
| - кристаллического  | 0,01            | 0,01 |
| - гранулированного  | 0,02            | 0,03 |
| 4 Массовая доля воды, %, не более:                              |                 |      |
| - гигроскопической  | 0,3             | 0,3  |
| - общей   | 0,6             | 0,6  |

Таблица 2 – Физико-химические показатели карбамида марки Б [9]

| Наименование показателя   | Норма для марки Б  |             |             |                       |
|---|--|-------------|-------------|-----------------------|
|   | для растениеводства                                      |             |             | для розничной продажи |
|   | Высший сорт  | 1-й сорт    | 2-ой сорт   |                       |
| 1   | 2  | 3           | 4           | 5                     |
| 1 Внешний вид   | Гранулы или кристаллы белого цвета или слегка окрашенные |             |             |                       |
| 2 Массовая доля азота в пересчете на сухое вещество, % не менее     | 46,2   | 46,2        | 46,2        | 46,2                  |
| 3 Массовая доля биурета, %, не более                                | 1,4  | 1,4         | 1,4         | 1,5                   |
| 4 Массовая доля воды, %, не более:                                  |  |             |             |                       |
| - гигроскопическая  | 0,3  | 0,3         | 0,3         | 0,3                   |
| - общая   | 0,5  | 0,5         | 0,6         | -                     |
| 5 Рассыпчатость, %  | 100  | 100         | 100         | -                     |
| 6 Гранулометрический состав, %:                                     |  |             |             |                       |
| Массовая доля гранул размером, мм                                   |  |             |             |                       |
| - от 1 до 4, не менее   | 94   | 94          | 94          | -                     |
| - от 2 до 4, не менее   | 70   | 50          | -           | -                     |
| - менее 1, не более   | 3  | 5           | 5           | -                     |
| - остаток на сите 6 мм  | Отсутствует  | Отсутствует | Отсутствует | -                     |
| 7 Статическая прочность гранул, МПа (кг/см <sup>2</sup> ), не менее | 1,4 (14)   | 1,2 (12)    | 1,2 (12)    |                       |
| в пересчете на 1 гранулу, Н, (кгс), не менее                        | 7 (0,7)  | 1,4 (0,5)   | 3 (0,3)     |                       |

По физико-химическим показателям среди всех применяемых азотосодержащих удобрений, карбамид является более безопасным в использовании, а также имеет положительные характеристики при транспортировке.

Чаще всего карбамид применяется в сельском хозяйстве в качестве удобрения растений, а также может быть использован в качестве прикормки крупнорогатого скота.

«Карбамид чаще всего выпускается в виде гранул, имеющий в своем составе более 46% азота» [2]. Следует отметить, что карбамид является

наиболее концентрированным азотным удобрением по сравнению с аммиачными, нитратными или аммиачно-нитратными удобрениями. Карбамид относят к амидным видам азотных удобрений.

«Применение внекорневой подкормки деревьев и растений раствором карбамида даёт высокие результаты, при этом у листьев и растений не вызываются ожоги в отличие от аммиачной селитры» [6]. Применяемые удобрения в агрономии хорошо усваиваются в следующих формах:

- аммиачная,
- нитратная,
- аммиачно-нитратная,
- амидная.

«Во многих странах научились использовать и добавлять карбамид в водные растворы вместе с другими азотосодержащими органическими соединениями, в составе которых имеется азотные соединения» [12].

«В некоторых странах карбамид применяют в виде водных растворов, часто с нитратом аммония, аммиака и прочими азотосодержащими соединениями» [32].

Применяется карбамид в небольшом количестве для приготовления КФК (карбамидоформальдегидный концентрат), который в свою очередь применяется для пропитки различной древесины, а также МДФ, ДВП, ДСП и ЛДСП. Также полученный концентрат КФК используется для создания синтетического клея и пластика. Также следует отметить, что большинство предприятий, выпускающие карбамид имеют также установки по производству карбамидоформальдегидных полимеров.

«В нефтяной промышленности применяют карбамид для перегонки нефтепродуктов методом экстрактивной кристаллизации» [33].

Карбамид также нашел свое применение и в фармацевтике. Он используется в качестве ингредиента для создания медицинских препаратов, а также применяется в создании различных кремов и лосьонов.

Применяется карбамид и в производстве моющих средств, синтетических красителей, а также в качестве взрывчатого вещества.

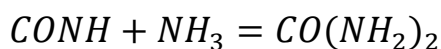
«Начиная с конца 90-х годов 20 века, в мире наметилась тенденция по увеличению объемов строительства установок гранулирования в кипящем слое. Приллированный карбамид перед гранулированным имеет ряд недостатков: ограничения по размерам частиц, низкая твердость, более высокое слеживание продукта, экологические ограничения. Требования рынка к качеству химических удобрений постоянно растут, и соответственно растет спрос на гранулированный карбамид. Строительство новых и модернизация действующих производств карбамида с введением новых мощностей по гранулированию карбамида позволит удовлетворить спрос на данный вид удобрений. На протяжении последних трех лет в России наблюдается подъем производства мочевины (карбамида). В 2018 году в России было произведено 7 985 тыс. тонн мочевины (карбамида), что на 10,3% выше объема производства предыдущего года. Производство мочевины (карбамида) в ноябре 2018 года уменьшилось на -1,6% к уровню ноября прошлого года и составило 682,1 тыс тонн. Лидером производства мочевины (карбамида) в (тыс. тонн) от общего произведенного объема за 2018 год стал Приволжский федеральный округ с долей около 45,3%. В период 2015-2018 гг. средние цены производителей на мочевины (карбамид) упали на -13,4%, с 14 545,3 руб./тонн. до 12 591 руб./тонн. Наибольшее падение средних цен производителей произошло в 2016 году, тогда темп роста составил -21,8%. Средняя цена производителей на мочевины (карбамид) в 2018 году выросла на 17,0% к уровню прошлого года и составила 12 591 руб./тонн» [1].

## **1.2 Способы получения карбамида**

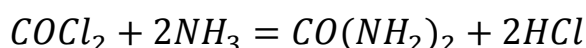
На сегодняшний день получить карбамид в производственных условиях возможно следующими способами:



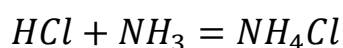
1. Способ – получение карбамида из  $\text{NH}_3$  путем добавления циановой кислоты и протекает по реакции:



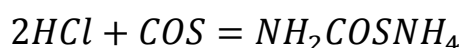
2. Способ – получение карбамида из  $\text{COCl}_2$ , путем взаимодействия с  $\text{NH}_3$  и протекает по реакции:



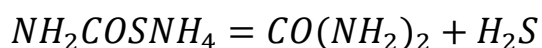
При получении карбамида путем взаимодействия исходных веществ образуется хлорид аммония по следующей реакции:



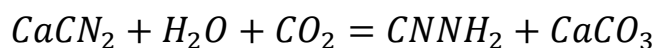
3. Способ – получение карбамида из аммиака, при взаимодействии с сульфидоксидом углерода. Данный процесс протекает по следующей реакции:



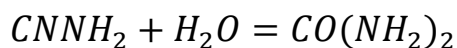
Полученный тиокарбамат аммония путем взаимодействия исходных веществ при температуре  $100^\circ\text{C}$  разлагается и образует карбамид и сероводород по следующей реакции:



4. Способ – получения карбамида путем разложения цианамида кальция с помощью добавления двуокиси углерода, при этом образуется цианамид. Данный процесс протекает по следующей реакции:



Полученный цианамид при небольшом нагревании способен присоединять воду, вследствие чего образуется карбамид по следующей реакции:



5. Способ – получение карбамида с помощью аммиака и диоксида углерода, который протекает в две стадии. На первой стадии при использовании исходных веществ идет образование карбамата аммония, протекающее по следующей реакции:



На второй стадии, полученный карбамат аммония при определенном давлении и температуре проведения процесса отщепляется вода, вследствие чего получается карбамид. Протекает данная реакция следующим образом:



Изучив все способы получения карбамида можно сделать вывод о том, что пятый способ является более востребованным в промышленности. Остальные способы являются нерентабельными из-за применения в процессе дорогого оборудования. Поэтому использование таких веществ в качестве исходных компонентов будет нецелесообразным с точки зрения ресурсосбережения. Получение карбамида с помощью аммиака и диоксида углерода протекает в две стадии.

Для дальнейшей работы проведем патентный поиск по изобретениям, которые применяются при получении карбамида на стадии синтеза.

### 1.3 Патентный поиск

Чтобы понять, какая оптимизация окажется эффективней при использовании ее в стадии синтеза карбамида, будут рассмотрены патентные изобретения, которые были найдены в базе данных «Федерального института промышленной собственности» (ФИПС). Результаты поиска патентов показаны в таблице 3.

Таблица 3 – Результаты патентного поиска

| Номер патентного документа, международная патентная классификация   | Наименование патентного документа          | Владелец патентного документа  | Ф.И.О. изобретателя   |
|---|--|--|---|
| Патент РФ<br>RU 2 429 228 C1<br>МПК<br>C07C 273/04 (2006.1)<br>B01J 12/00 (2006.1)<br>B01J 8/00 (2006.1)  | Установка и способ для получения карбамида | ОАО «Научно-исследовательский и проектный институт карбамида и продуктов органического синтеза» (ОАО НИИК) | Сергеев Ю. А.<br>Андержанов Р. В.<br>Воробьев А. А.<br>Солдатов А. В.<br>Головоин Ю. А.<br>Шнепп Ю. Б.<br>Прокопьев А. А.<br>Костин О. Н.<br>Кузнецов Н. М.<br>Есин И. В. |
| Патент РФ<br>RU 2 256 495 C1<br>МПК<br>B01J 10/00 (2006.1)<br>B01F 19/26 (2006.1)                         | Газожидкостный реактор (варианты)          | ОАО «Научно-исследовательский и проектный институт карбамида и продуктов органического синтеза» (ОАО НИИК) | Иванов А. А.<br>Сергеев Ю. А.<br>Андержанов Р. В.<br>Кузнецов Н. М.<br>Прокопьев А. А.<br>Солдатов А. В.<br>Потапов В. В.   |
| Патент РФ<br>RU 2 173 212 C1<br>МПК<br>B01J 10/00 (2006.1)<br>B01J 19/00 (2006.1)<br>C07C 273/04 (2006.1) | Колонна синтеза карбамида                  | Открытое акционерное общество Новомосковская акционерная компания «Азот»                                   | Зуев А. А.<br>Воробьев В. С.<br>Воробьев Ф. П.<br>Андросов Д. И.<br>Глашкин А. И.<br>Ершов А. К.  |

Продолжение таблицы 3

|  |   |                               |   |
|--|---|-------------------------------|---|
| Патент РФ<br>RU 2 474 561 C1<br>МПК<br>C05C 1/00 (2006.1)  | Способ получения<br>дополнительного<br>азотного удобрения<br>при производстве<br>карбамида по<br>способу<br>«Стамикарбон»<br>(варианты) | Макаров О. В.                 | Чугунов А. А.<br>Макаров О. В.              |
| Патент РФ<br>RU 2 720 083 C2<br>МПК<br>C07C 273/04 (2006.1)<br>B01J 19/00 (2006.1)<br>B01J 19/18 (2006.1)<br>B01J 19/20 (2006.1) | Реактор-<br>конденсатор для<br>синтеза мочевины   | Уриа Казале С. А.<br>(СН)     | Руньоне Лука                                |
| Патент РФ<br>RU 2 696 384 C2<br>МПК<br>B01J 10/00 (2006.1)<br>B01J 19/24 (2006.1)<br>B01J 4/20 (2006.1)                          | Реактор и способ<br>синтеза мочевины  | САИПЕМ С.П.А.                 | Авальяно У.<br>Чиккинетти С.<br>Карлесси Л. |
| Патент РФ<br>RU 2 300 416 C2<br>МПК<br>B01J 10/00 (2006.1)<br>B01J 19/00 (2006.1)<br>C07C 273/04 (2006.1)                        | Способ синтеза<br>карбамида и<br>колонна для его<br>осуществления   | ООО<br>«АГРОХИМПРАЗВИ<br>ТИЕ» | Иванов Ю. А.<br>Кожевников А. О.            |

В патенте № 1 [21] рассматривается способ производства карбамида, основанный на подаче жидкого и газообразного диоксида углерода с помощью насоса и компрессора соответственно. Благодаря такому решению, имеется возможность уменьшить количество применяемого оборудования для некоторых технологических схем. Для проведения синтеза первоначально подается аммиак в жидком виде. Также имеется устройство для контактирования потоков диоксида углерода, в который с помощью насоса подается жидкий поток и с помощью компрессора подается поток газообразного диоксида углерода. Подачу потока жидкого диоксида углерода и потока газообразного диоксида углерода, поступающего во внутреннее пространство вставки, должно находиться в пределах от  $1 \div 1,5$  до  $1 \div 2,5$ . При уменьшении указанных пропорций может возникнуть эрозия стенок

трубопровода из-за образовавшихся капель жидкой фазы. При увеличении пропорций может затрудниться контакт между каплями жидкости и газа, образуя капли на стенке трубопровода, что тоже приведет к эрозии.

В патенте № 2 [22] рассматривается способ производства карбамида, который основывается на тщательном перемешивании поданных исходных веществ с помощью лопастного завихрителя. К положительным качествам данного патента относится высокая интенсивность смешения реагентов, и достаточная степень диспергирования газа в нижней части реактора.

Патент № 3 [23] применяется на производстве карбамида, с целью повышения производительности колонны синтеза карбамида, а также увеличения конверсии диоксида углерода. Смысл данного изобретения заключается в конструктивных особенностях колонны, внутри которой последовательно смонтированы сопла, приемная и смешивающая камеры исходных реагентов и диффузора. Все перечисленные элементы устанавливаются на штуцере при входе веществ в колонну синтеза, заключенные в перфорированный кожух, который имеет форму опрокинутого стакана, закрепленный с помощью фиксаторов к колонне.

Интересным для рассмотрения является патент № 4 [24], в котором описывается способ получения дополнительного азотного удобрения при проведении стадии синтеза карбамида по способу фирмы «Стамикарбон». То есть полученные углеаммонийные соли в ходе проведения стадии синтеза, выводят из рециркуляции второй ступени дистилляции и вместо этого отправляют в сборник. После этого насосом производят откачку в цистерны из сборника. В конечном итоге получают жидкое удобрение, которое тоже можно использовать в качестве подкормки растений. По другому способу можно получить кристаллический порошок из углеаммонийных солей с помощью мешалки кристаллизатора. Таким образом, будет получен второй товарный продукт при проведении синтеза карбамида.

В патенте № 5, [25] рассматривается способ производства карбамида, заключающийся в совмещенном реакторе-конденсаторе, предназначенный

для синтеза карбамида. Изобретение относится к оборудованию синтеза карбамида. Данное изобретение позволит обеспечить эффективную и экономически целесообразную компоновку двух аппаратов в один, выполняя тот же процесс под высоким давлением. Совмещенный реактор согласно данному изобретению может быть введен в контур синтеза карбамида, а для лучшего проведения процесса его следует соединить с десорбером. Именно такая оптимизация может быть полезной в любых установках, будь то старое оборудование или новое.

В патенте № 6 [26] описывается реактор, с помощью которого производят процесс синтеза карбамида. Согласно традиционным конфигурациям выбранный вариант изобретения позволит получить лучшее и более быстрое смешивание поданных веществ в реактор. Также изобретение обеспечит лучшее распределение диоксида углерода по поперечному сечению реактора, в результате чего повысится эффективность проведения стадии синтеза карбамида.

В патенте № 7 [27] описывается реактор, внутри которого встроена перфорированная труба, в которую подают исходные реагенты, а также раствор углеаммонийных солей. Благодаря использованию такого изобретения можно достичь конверсии диоксида углерода до 75%, вместо 65 – 67%.

Так как самым интересным для оптимизации является патент RU 2474561C1, рассмотрим основные свойства гидрокарбоната аммония, его получение и применение. Проведем анализ рынка гидрокарбоната аммония.

#### **1.4 Основные свойства гидрокарбоната аммония его получение и применение. Анализ рынка гидрокарбоната аммония**

Гидрокарбонат аммония (другое название бикарбонат аммония) это неорганическое соединение, в составе которого содержится кислая соль аммония и угольная кислота. Как и карбамид, гидрокарбонат аммония

выпускается в виде бесцветных кристаллов, которые хорошо растворимы в воде [40]. Химическая формула гидрокарбоната аммония  $\text{NH}_4\text{CO}_3$ . Температура плавления  $106^\circ\text{C}$ . Молекулярная масса вещества составляет 79 г/моль. Плотность составляет  $1,586 \text{ г/см}^3$ . Структурная формула показана на рисунке 2.

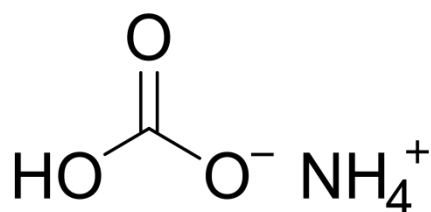


Рисунок 2 – Структурная формула гидрокарбоната аммония

При температуре  $0^\circ\text{C}$  растворимость составляет 12 г на 100 г воды, а при температуре  $40^\circ\text{C}$  растворимость повышается до 37 г на 100 г воды. Разлагается гидрокарбонат аммония при  $20^\circ\text{C}$  с выделением диоксида углерода [35].

«В пищевой промышленности гидрокарбонат аммония применяется в качестве химического разрыхлителя теста, который используется в кондитерских и мучных изделиях. Также применяется и бикарбонат натрия, но его применение считается менее эффективным, так как при выпекании происходит быстрое удаление образовавшегося в результате реакции с кислотой углекислого газа, то есть тесто получается менее пышное и не таким легким. На сегодняшний день гидрокарбонат аммония зарегистрирован как пищевая добавка с индексом E503» [18].

«В сельскохозяйственной промышленности гидрокарбонат аммония применяется в качестве консерванта кормов, то есть при его добавлении в почву замедляются процессы гниения, повышая тем самым сохранность растений. Используется в роли удобрения для овощных и кормовых культур» [16].

В кожевенной промышленности гидрокарбонат аммония применяется для выделки кож и при нанесении красителей и пигментов на текстильные ткани. Незакрепленный краситель на ткани выводится при помощи того же гидрокарбоната аммония. Используется в составе красок для волос.

В медицине гидрокарбонат аммония получил широкое применение при производстве различных витаминов, антидотов для разных ядов, а также входит в состав сиропов от кашля.

«В химической промышленности гидрокарбонат аммония используется в качестве исходного сырья для получения кристаллической соды» [10].

На мировом рынке гидрокарбонат аммония считается очень востребованным продуктом из-за широкого спектра применения. Цена гидрокарбоната аммония на рынке зависит от количества примесей в его составе. Например, производитель Sisco Research Laboratories выпускает сверхчистый гидрокарбонат аммония 99%, который имеет стоимость 870 руб. за 500 гр [34]. На рисунке 3 показан кристаллический порошок гидрокарбоната аммония, который ценится на рынках азотосодержащих удобрений.

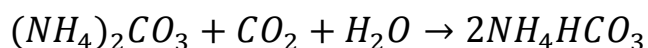


Рисунок 3 – Кристаллический порошок гидрокарбоната аммония

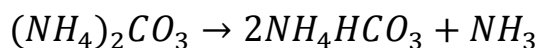


## 1.5 Способы получения гидрокарбоната аммония

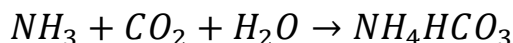
Гидрокарбонат аммония получают путем пропускания через раствор углеаммонийных солей диоксида углерода. Процесс протекает по следующей реакции [8]:



При слабом нагревании до 30°C происходит процесс разложения солей на гидрокарбонат аммония и аммиак. Процесс протекает по следующей реакции [11]:



Также известен способ растворения углекислого газа и аммиака, вследствие чего получается гидрокарбонат аммония:



Вывод по теоретической части: проведя анализ рынка азотосодержащих удобрений, предложен вариант оптимизации, заключающийся в получении дополнительного азотного удобрения – гидрокарбоната аммония при производстве карбамида, согласно патенту RU2474561C1. Рассмотрим технологическую схему цеха 08К предприятия ПАО «ТольяттиАзот».

## 2 Технологическая часть

### 2.1 Общая характеристика производства

«Полное название: производство карбамида мощностью 960 тыс. т./г., поставки фирмы «Снампрожетти», Италия. Данное производство состоит из двух однотипных агрегатов, которые способны вырабатывать 480 тыс. т./г. по проекту. Первый агрегат был введен в эксплуатацию в декабре 1979 года. После получения первой партии готового продукта началось строительство второго агрегата, который введен в эксплуатацию в сентябре 1980 года. Количество рабочих дней в году составляет 335 суток, остальные предназначаются на капитальный ремонт установок.

В цехе 08К карбамид получают путем синтеза из газообразной двуокиси углерода и жидкого аммиака при температуре 180-189°C и давлении 140-160 кгс/см<sup>2</sup> с последующей трехступенчатой дистилляцией плава (с полным рециклом непрореагировавших NH<sub>3</sub> и CO<sub>2</sub>).

Полученный карбамид отвечает всем требованиям настоящего технологического регламента и по своим физико-химическим показателям соответствует требованиям и нормам ГОСТ 2081-2010.

Основными стадиями процесса являются:

- компримирование газообразной двуокиси углерода с подачей в колонну синтеза;
- подача жидкого аммиака в колонну синтеза;
- синтез карбамида;
- дистилляция при высоком давлении; дистилляция при среднем давлении;
- дистилляция при низком давлении; двухступенчатая выпарка;
- очистка сточных вод; гранулирование карбамида;
- охлаждение гранул;
- складирование карбамида насыпью и отгрузка;

– фасовка карбамида в мягкие контейнеры» [28].

Генеральным проектировщиком двух агрегатов является ГИАП, г. Москва. Проектирование технологической и строительной части занималась итальянская фирма «Снампрожетти».

В таблице 4 указана характеристика сырья, продуктов и полупродуктов на стадии синтеза, согласно технологическому регламенту.

Таблица 4 – Характеристика сырья, продуктов и полупродуктов

| Наименование сырья, материалов, полупродуктов | Национальный стандарт, технические условия, регламент или методика на подготовку сырья, стандарт организации | Показатели для проверки (обязательные)                                   | Показатели по регламенту |
|---|--|--|--------------------------|
| 1   | 2  | 3  | 4                        |
| Аммиак безводный сжиженный                    | ГОСТ 6221-90   | Массовая доля аммиака, %, не менее                                       | 99,6                     |
|   |  | Массовая доля воды (остаток после испарения), %                          | 0,2-0,4                  |
|   |  | Массовая концентрация масла, мг/дм <sup>3</sup> , не более               | 8,0                      |
|   |  | Массовая концентрация железа, мг/дм <sup>3</sup> , не более              | 2,0                      |
| Двуокись углерода (газообразная)              | Технологические регламенты производств аммиака   | Содержание CO <sub>2</sub> , % об., не менее                             | 98,00                    |
|   |  | Массовая концентрация сернистых соединений, мг/м <sup>3</sup> , не более | 1,00                     |
|   |  | Содержание горючих, % об., не более                                      | 0,05                     |
|   |  | Температура, °С, не более  | 45,0                     |
|   |  | Давление, мм вод.ст.(кПа), не менее                                      | 200(2,0)                 |

## 2.2 Описание технологической схемы стадии синтеза

### 2.2.1 Отделение подачи диоксида углерода

«Двуокись углерода поступает с межцеховой эстакады по коллектору от агрегатов аммиака №1, 2 цеха №01А, агрегатов аммиака №3,4 цеха №03А и по коллектору от цехов №05А, 06А, 07А в общий цеховой коллектор CO<sub>2</sub> и

подается в нижнюю часть скруббера-охладителя поз. 11/14-1. Также перед скруббером в трубопровод диоксида углерода подается циркуляционная вода, которая служит охладителем для газа. После подачи в трубопровод циркуляционной воды, где находится диоксид углерода, происходит конденсация влаги. После прохождения скруббера отсепарированная влага и вода перекачивается с помощью насоса поз. 11/14-2 в холодильник поз. 11/14-3, где с помощью речной воды происходит охлаждение. Охлажденная влага и вода, пройдя холодильник, возвращается обратно в скруббер на последующее орошение.

Полученный диоксид углерода из скруббера направляется на стадию влагоотделения поз.11/14-MV-11. Для обеспечения безопасности введения технологического процесса в аппарат влагоотделения добавляют технический азот, с помощью которого лишняя влага испаряется. Полученный диоксид углерода из влагоотделителя проходит по трубопроводу, где добавляется технический воздух, который предотвращает коррозию металла стенок трубы.

Газообразный диоксид углерода направляется в компрессор поз. 11/14-К-1. Данный аппарат состоит из двух корпусов и 4 степеней компрессии, оборудованный редуктором и приводом от паровой машины поз. 11/14-ТК-1.

Перегретый пар с давлением 3,7-4,2 МПа (37-42 кгс/см<sup>2</sup>) и температурой 370-405 °С к турбине поз. 11/14-ТК-1 поступает от котла поз. 21/24-В-1. Сжатый газ с давлением 0,3-0,4 МПа (3-4 кгс/см<sup>2</sup>) после первой ступени, 1,8-2,1 МПа (18-21 кгс/см<sup>2</sup>) после второй ступени, 7,5-8,1 МПа (75-81 кгс/см<sup>2</sup>) после третьей ступени, поступает в межступенчатые воздушные холодильники поз. 11/14-ЕА-5, 11/14-ЕА-6, 11/14-ЕА-7 и сепараторы поз.11/14-MV-14, 11/14-MV-15, 11/14-MV-16 соответственно для каждой ступени. С нагнетания четвертой ступени СО<sub>2</sub> с давлением 14-17 МПа (140-170 кгс/см<sup>2</sup>) и температурой до 135 °С через буфер поз.11/14-MV-10 подается в реактор поз. 11/14-Р-1.

## 2.2.2 Отделение подачи жидкого аммиака

«Жидкий аммиак из изотермического хранилища аммиака цеха №13 по межцеховой эстакаде с температурой  $(-20) \div (-33)$  °С через расходомер поз. 11/14-FT-29 поступает на всас центробежного насоса поз. 11/14-Р-6А/В, которым через теплообменник поз. 11/14-Е-10 подается в сборник поз. 11/14-В-1. На входе аммиака в цех перед поз. 11/14-FT-29 установлена электрозадвижка поз. 11/14-MOV-1 с дистанционным управлением для быстрого отключения подачи аммиака.

Проходя по трубам теплообменника, аммиак нагревается до температуры  $(-15) \div (+15)$  °С за счет тепла конденсации возвратного аммиака. Регулирование температуры производится автоматически, изменением угла атаки вентиляторов конденсаторов возвратного аммиака поз. 11/14-Е-1А-Ф. Уровень в сборнике поз. 11/14-В-1 регулируется автоматически, клапаном поз. 11/14-LRC-10v, изменяющим подачу свежего аммиака. При повышении уровня до 70 % срабатывает блокировка поз. 11/14-hls-11: клапан закрывается, а насос поз. 11/14-Р-6А/В останавливается.

В сборнике свежий аммиак смешивается с возвратным и центробежным насосом поз. 11/14-Р-5А/В подается на всас насосов поз. 11/14-Р-1А-С. Часть аммиака с нагнетания насоса поз. 11/14-Р-5А/В подается на орошение промывной колонны поз. 11/14-С-1.

При необходимости быстрого опорожнения сборника поз. 11/14-В-1 аммиак может быть перекачен насосом поз. 11/14-Р-5А/В по перемычке из всаса насоса поз. 11/14-Р-1А на всас насосов поз. 11/14-Р-6А/В и далее либо в сборник поз. 11/14-В-1 соседнего агрегата, либо в цех №13.

Трехплунжерными насосами поз. 11/14-Р-1А/В/С (поз. 11/14-Р-1С рабочий, поз. 11/14-Р-1А/В резервные) аммиак с давлением 16-24 МПа ( $160-240$  кгс/см<sup>2</sup>) подается в эжектор карбамата поз. 11/14-EJ-1, где служит рабочим потоком для подачи карбамата из сепаратора поз. 11/14-MV-1 в реактор поз. 11/14-Р-1. Регулирование производительности каждого насоса

осуществляется с помощью гидромуфты, изменяющей скорость вращения коленвала насоса» [28].

### 2.2.3 Отделение синтеза карбамида

«Двуокись углерода от компрессора поз. 11/14-К-1 и смесь аммиака с карбаматом аммония от эжектора поз. 11/14-ЕJ-1 вводятся в нижнюю часть реактора поз. 11/14-Р-1. Реактор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат, футерованный изнутри молибденистой нержавеющей сталью. Реактор поз. 11-Р-1 снабжен двенадцатью ситчатыми тарелками для перемешивания реакционной смеси. Реактор поз. 14-Р-1 оснащен высокоэффективными тарелками компании «Casale» в количестве 12-и штук с достаточным временем пребывания для медленной эндотермической реакции конверсии карбамата в карбамид. В реакторе при давлении 14-16,7 МПа (140-167 кгс/см<sup>2</sup>), температуре 170-189°С и времени пребывания реакционной смеси в зависимости от нагрузки по СО<sub>2</sub> на агрегат (от 45 минут до 1 часа), происходит образование карбамата аммония с последующей его дегидратацией и образованием карбамида по реакциям» [28]:



Согласно технологическому регламенту для получения карбамида тепло, которое образуется по первой реакции, частично подается на вторую реакцию, при этом предпочтительно использовать следующее мольное отношение исходных реагентов: Н<sub>3</sub> : СО<sub>2</sub> : Н<sub>2</sub>О = 3,4: 1:0,6. При соблюдении проведения технологического процесса степень превращения СО<sub>2</sub> в карбамид составляет 60%.

«Для пассивации внутренней поверхности отпарной колонны поз. 11/14-E-1, в реакторе поз. 11/14-P-1 на верхней тарелке производится отделение газовой фазы (содержащей азот, водород кислород) от продуктов реакции. Газы из верхней части реактора поз. 11/14-P-1 через клапан поз. 11/14-PV-21032 направляются в нижнюю часть отпарной колонны поз. 11/14-E-1 где, двигаясь снизу вверх, покрывают оксидной пленкой внутреннюю поверхность аппарата, тем самым, предохраняя ее от коррозии. Продукты реакции с верхней тарелки реактора, содержащие карбамид, карбамат аммония, избыточный аммиак и воду с температурой 180-189 °С поступают в верхнюю часть отпарной колонны поз. 11/14-E-1 на распределитель плава. Уровень на верхней тарелке реактора поз. 11/14-P-1 измеряется радарным уровнемером поз. 11/14-LIC-21031 и регулируется клапаном поз. 11/14-LRC-1v. Отпарная колонна представляет собой вертикальный кожухотрубный теплообменник пленочного типа. Аппарат поз. 11/14-E-1 по трубному пространству выполнен из нержавеющей стали и имеет трубки покрытые цирконием. Отпарная колонна имеет распределитель плава и патрубки с тангенциально расположенными боковыми отверстиями, служащими для создания равномерной пленки плава на стенке трубы. При стекании плава по трубкам за счет теплообмена и массообмена с восходящими газами происходит разложение карбамата аммония и отгонка CO<sub>2</sub>, аммиака и воды. Процесс проводится при температуре 200-204°С (в нижней части аппарата) за счет подачи пара среднего давления в межтрубное пространство. Давление пара регулируется автоматически, клапаном поз. 11/14-PRC-29v. Раствор карбамида из нижней части отпарной колонны отводится в колонну дистилляции среднего давления поз. 11/14-E-2. Уровень раствора регулируется автоматически клапаном поз. 11/14-LRC-2v. Конденсат из кожуха отпарной колонны сливается в сепаратор пара среднего давления поз. 11/14-MV-4, выделяющийся из конденсата пар, возвращается в отпарную колонну. Конденсат из аппарата поз. 11/14-MV-4 используется в качестве теплоносителя в подогревателе колонны дистилляции среднего давления поз.

11/14-E-2, оставшаяся часть, регулируемая клапаном поз.11/14-LIC-3v по уровню в конденсатоотводчике, отводится в межтрубное пространство конденсатора карбамата поз. 11/14-E-5B. Газы дистилляции из верхней части отпарной колонны с температурой 185-200 °С направляются в смеситель поз. 11/14-ME-1, где смешиваются с раствором углеаммонийных солей (далее УАС), подаваемым насосом поз. 11/14-P-2A/B из промывной колонны поз. 11/14-C-1, после чего газожидкостная смесь поступает в трубное пространство конденсатора карбамата поз. 11/14-E-5A, а затем в трубное пространство конденсатора карбамата поз. 11/14-E-5B.

Конденсаторы представляют собой горизонтальные двухходовые кожухотрубные теплообменники, кожух которых заполнен конденсатом. В трубках конденсаторов при температуре 155-168°С происходит абсорбция газов в растворе УАС и их конденсация с образованием карбамата аммония. Тепло абсорбции и конденсации используется для получения насыщенного пара давлением 0,33-0,45 МПа (3,3-4,5 кгс/см<sup>2</sup>).

Конденсат подается в конденсатор поз.11/14-E-5B, где происходит парообразование. Неиспарившаяся часть конденсата переливается через перегородку, обеспечивающую постоянный уровень в зоне труб и самотеком поступает в конденсатор поз.11/14-E-5A. Образовавшийся в конденсаторах пар поступает в сеть пара низкого давления. Предусмотрена сигнализация наличия аммиака в паре. Неиспарившийся конденсат через перегородку и сливной штуцер конденсатора поз. 11/14-E-5A отводится в сеть конденсата низкого давления.

Карбамат аммония из конденсатора поз. 11/14-E-5B направляется в сепаратор поз. 11/14-MV-1, отделяется от газов и с температурой 150-160 °С эжектором поз. 11/14-EJ-1 подается в реактор поз.11/14-P-1.» [28].

Технологическая схема стадии синтеза показана на рисунке 4.



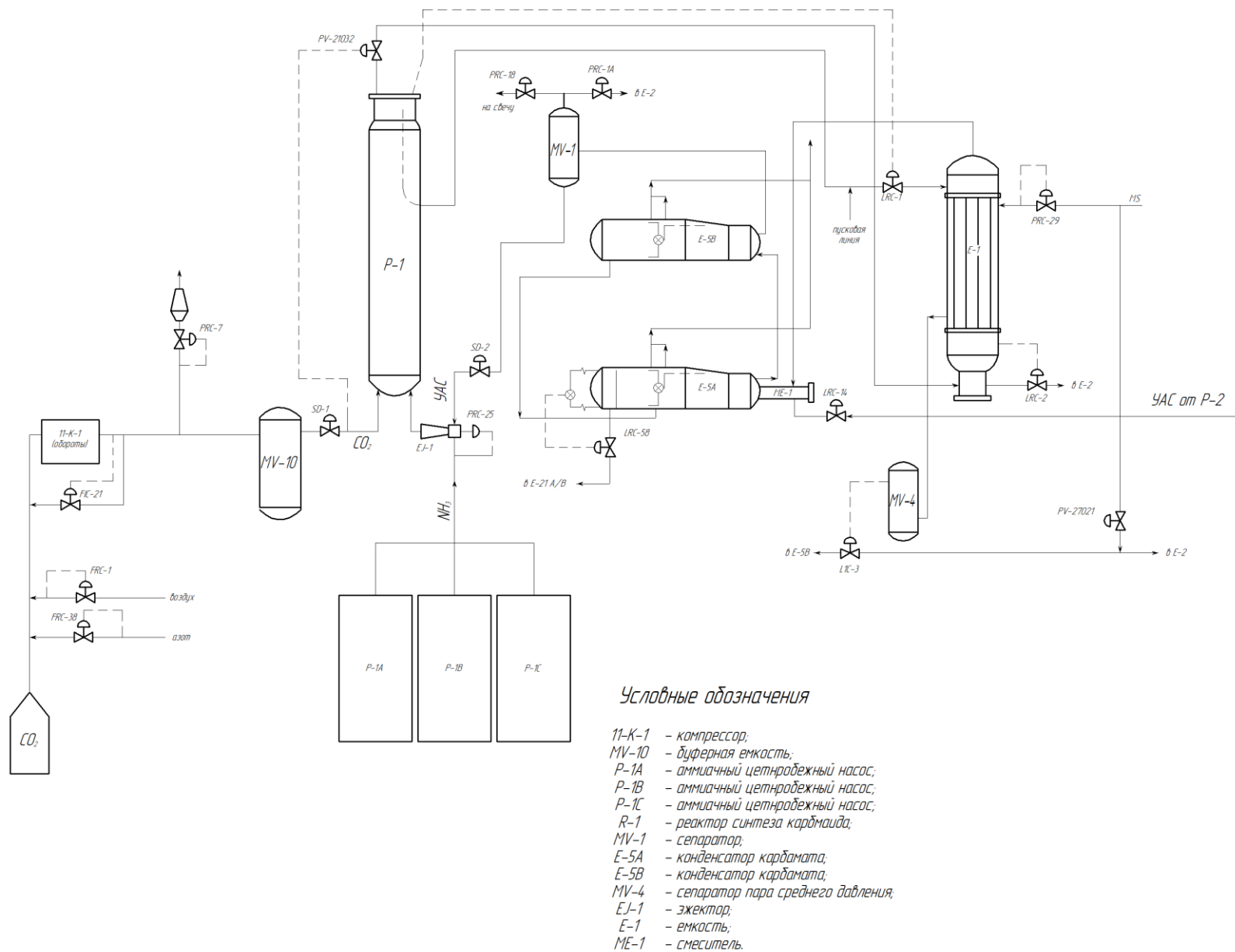


Рисунок 4 – Технологическая схема стадии синтеза цеха 08К предприятия ПАО «ГольянтиАзот»

В таблице 5 указан материальный баланс стадии синтеза карбамида.

Таблица 5 – Материальный баланс стадии синтеза карбамида

| Описание                       | CO <sub>2</sub> в Р-1 |       | NH <sub>3</sub> +карб. В Р-1 |       | Плав карбам. Из Р-1 |       | Карбамат Из MV-1 |       |
|--------------------------------|-----------------------|-------|------------------------------|-------|---------------------|-------|------------------|-------|
|                                | Кг/ч                  | %вес  | Кг/ч                         | %вес  | Кг/ч                | %вес  | Кг/ч             | %вес  |
| Р (кг/см <sup>2</sup> )        | 1,053                 |       | 155                          |       | 152                 |       | 151              |       |
| Т (°С)                         | 40                    |       | 117                          |       | 190                 |       | 157              |       |
|                                | Кг/ч                  | %вес  | Кг/ч                         | %вес  | Кг/ч                | %вес  | Кг/ч             | %вес  |
| NH <sub>3</sub>                |                       |       | 107510                       | 62,44 | 71940               | 34,84 | 59465            | 47,95 |
| CO <sub>2</sub>                | 45833                 | 95,53 | 43042                        | 25,00 | 31311               | 15,16 | 43042            | 34,71 |
| H <sub>2</sub> O               | 2101                  | 4,38  | 21635                        | 12,56 | 40466               | 19,60 | 21512            | 17,34 |
| Карбамид                       |                       |       |                              |       | 62770               | 30,40 |                  |       |
| Биурет                         |                       |       |                              |       |                     |       |                  |       |
| Инерты                         | 43                    | 0,09  |                              |       | (301)               |       |                  |       |
| Всего                          | 47977                 | 100   | 172187                       | 100   | 206487              | 100   | 124019           | 100   |
| Мол.м (кг/моль)                | 37,9                  |       | 202                          |       | 25,1                |       | 21,9             |       |
| Плотность (кг/м <sup>3</sup> ) | 1,3                   |       | 783                          |       | 950                 |       | 1050             |       |
| Расход (м <sup>3</sup> /ч)     | 32431                 |       | 220                          |       | 217                 |       | 118              |       |
| Описание                       | Е-1 газ               |       | Е-1 плав                     |       | УАС От Р-2          |       | Аммиак К Р-1/ЕJ1 |       |
| Р (кг/см <sup>2</sup> )        | 152                   |       | 152                          |       | 152                 |       | 240              |       |
| Т (°С)                         | 195                   |       | 204                          |       | 65                  |       | 27               |       |
|                                | Кг/ч                  | %вес  | Кг/ч                         | %вес  | Кг/ч                | %вес  | Кг/ч             | %вес  |
| NH <sub>3</sub>                | 43376                 | 56,79 | 28564                        | 21,95 | 16865               | 45,62 | 48045            | 99,74 |
| CO <sub>2</sub>                | 24912                 | 32,49 | 6499                         | 5,00  | 6783                | 18,35 |                  |       |
| H <sub>2</sub> O               | 8190                  | 10,72 | 32276                        | 24,21 | 13322               | 36,03 | 123              | 0,26  |
| Карбамид                       |                       |       | 62770                        | 48,24 |                     |       |                  |       |
| Биурет                         |                       |       |                              |       |                     |       |                  |       |
| Инерты                         | (241)                 |       | (60)                         |       |                     |       |                  |       |
| Всего                          | 76378                 | 100   | 130109                       | 100   | 36970               | 100   | 48168            | 100   |
| Мол.м (кг/моль)                | 21,3                  |       | 27,9                         |       | 19,6                |       | 17,00            |       |
| Плотность (кг/м <sup>3</sup> ) | 131                   |       | 900                          |       | 965                 |       | 600              |       |
| Расход (м <sup>3</sup> /ч)     | 586                   |       | 145                          |       | 38                  |       | 80               |       |

Проведя анализ существующей технологической схемы на стадии синтеза, были выявлены следующие недостатки:

– степень конверсии диоксида углерода в карбамид составляет 60%, следовательно, 40% используемых веществ, при синтезе возвращается обратно

в рецикл в виде раствора углеаммонийных солей. Полученный раствор углеаммонийных солей считается побочным продуктом после проведения процесса синтеза.

- большое количество затрачиваемой электроэнергии на рециркуляцию раствора углеаммонийных солей;

- большая рабочая нагрузка на конденсаторы карбамата поз. Е – 5А/В, из-за рецикла раствора УАС от второго реактора поз. Р – 2.

Для устранения данных недостатков предложен вариант выведения из рецикла раствора углеаммонийных солей, с целью получения дополнительного азотного удобрения – гидрокарбоната аммония, согласно патенту RU2474561C1.

### **2.3 Оптимизация стадии синтеза по получению карбамида**

Согласно патенту RU 2474561C1, за счет уменьшения рециркуляции углеаммонийных солей, которые выводятся из рецикла второго реактора поз. Р – 2, позволит увеличить конверсию диоксида углерода в первом реакторе поз. Р – 1 на 10%.

Основной задачей исследования является способ переработки раствора углеаммонийных солей в продукт гидрокарбонат аммония, который имеет широкий спектр применения в пищевой, медицинской и химической промышленности.

Данная схема предусматривает наличие следующих аппаратов:

- колонна карбонизационная КК-1;
- сборник углеаммонийных солей С-1;
- центробежный насос ЦН-1;
- реактор мешалка (кристаллизатор) РМ-1.

Использование карбонизационной колонны заключается в получении из раствора углеаммонийных солей готовый продукт гидрокарбонат аммония. «Карбонизационная колонна представляет собой аппарат

непрерывного действия, в котором используется принцип противотока между жидкостью и газом. Колонна состоит из установленных одна на другую цилиндрических чугунных бочек, разделенных барботажными тарелками, которые удлиняют путь газа в колонне. В барботажных тарелках создается хороший контакт и перемешивание жидкости и газа» [41]. Нижняя часть колонны снабжена холодильными трубками. В верхнюю часть колонны подается раствор углеаммонийных солей, а в нижнюю часть углекислый газ. На рисунке 6 показана типовая карбонизационная колонна, которая применяется в химической промышленности.

После сборника С-1 влажный гидрокарбонат аммония с кислотностью  $\text{pH}=7$  перекачивается насосом ЦН-1 в мешалку кристаллизатор РМ-1. При непрерывном перемешивании влажный гидрокарбонат аммония подвергают осушке, с помощью подачи воздуха с температурой не выше  $55^{\circ}\text{C}$ . Мешалка кристаллизатор должна оборудоваться перемешивающим устройством, а ее лопасти снабжаются дополнительным скребком. На рисунке 7 показана мешалка кристаллизатор, которая будет использоваться в разработанной схеме.

После проведения процесса перемешивания и осушки получают кристаллический порошок гидрокарбоната аммония, который в дальнейшем транспортируется на склад в виде готового продукта.

На рисунке 5 показана технологическая схема разработанной установки, которая включает переработку углеаммонийных солей в товарный продукт гидрокарбонат аммония. На технологической схеме красным цветом указано новое применяемое оборудование, согласно оптимизации стадии синтеза.

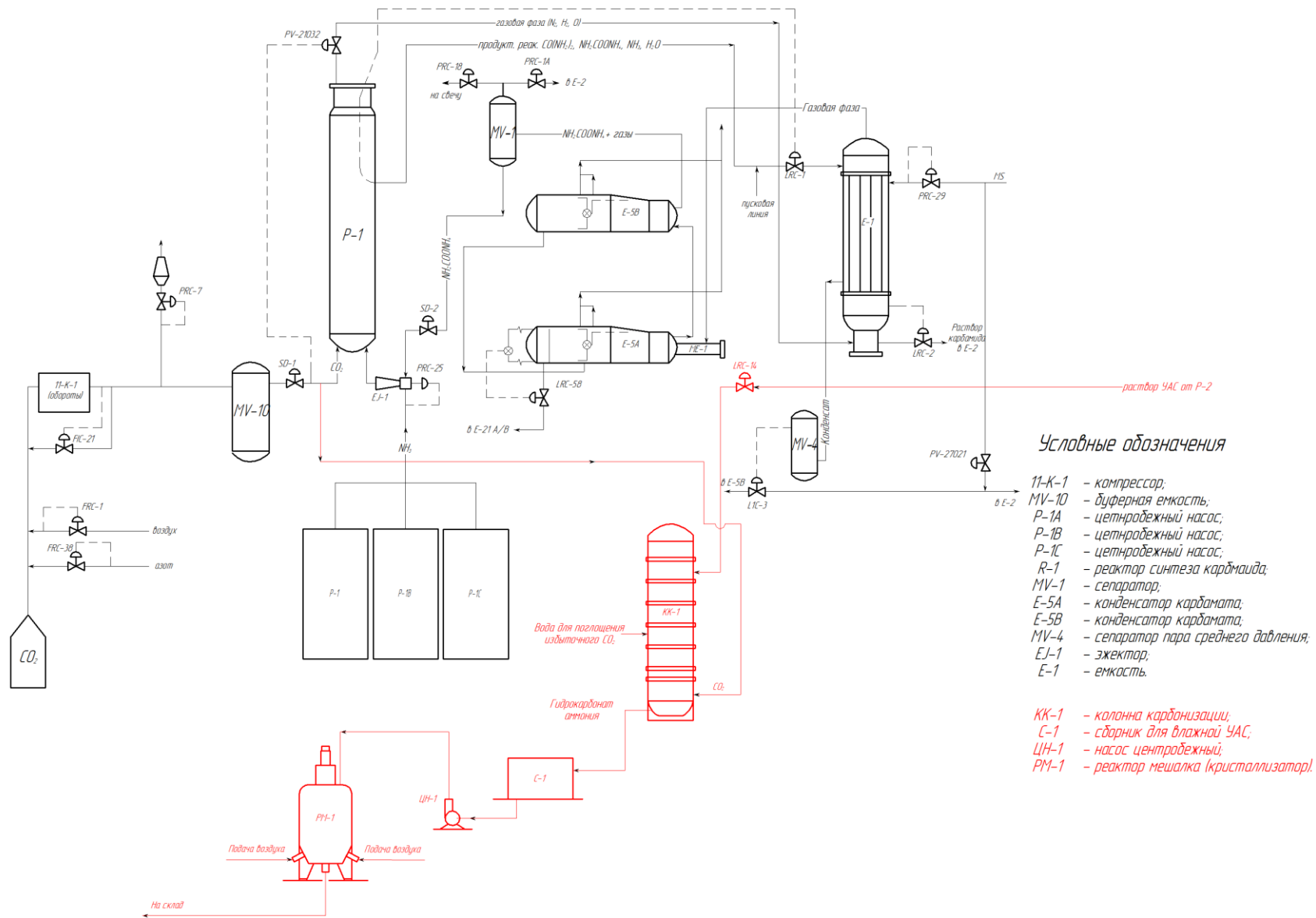
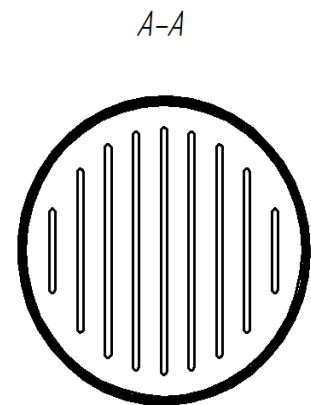
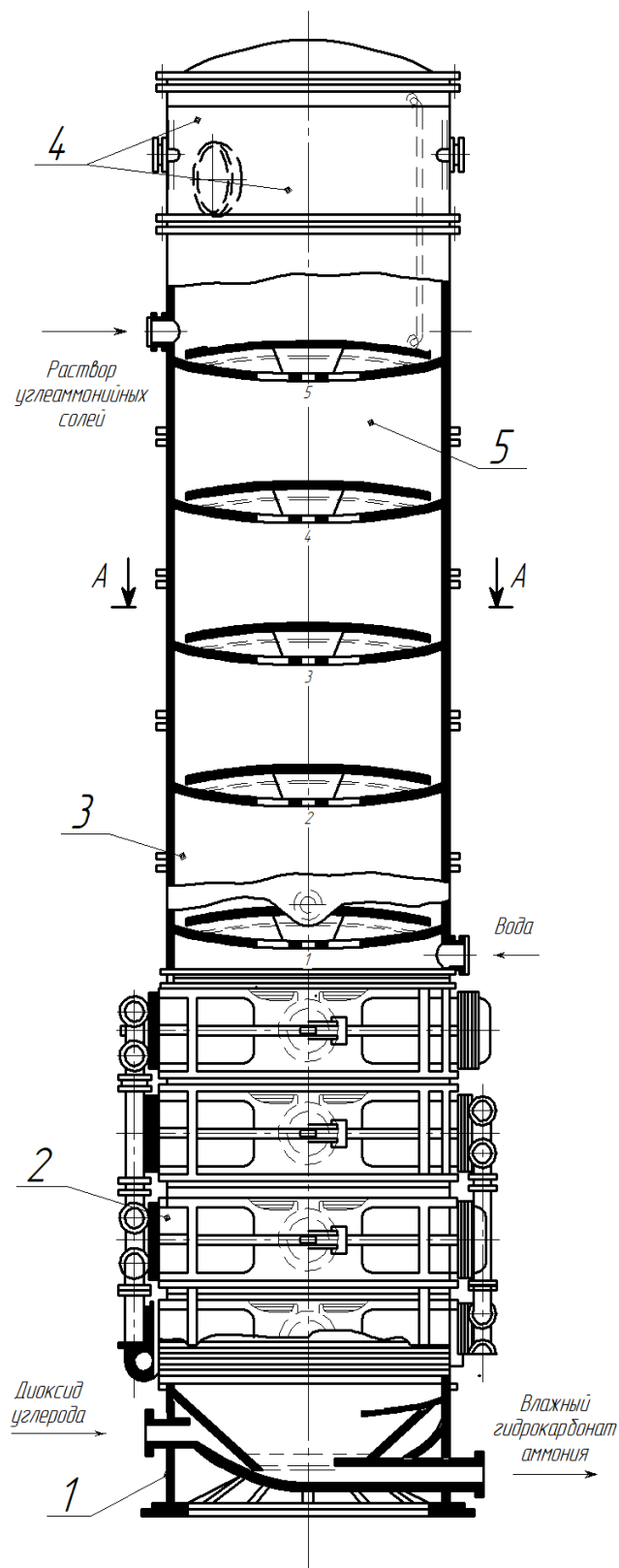


Рисунок 5 – Технологическая схема оптимизационной установки



*Условные обозначения*

- 1 - опоры колонны;
- 2 - холодильная часть;
- 3 - абсорбционная часть
- 4 - сепарационная часть
- 5 - барботажные тарелки

Рисунок 6 – Типовая колонна карбонизации: 1 – опоры; 2 – холодильная часть колонны; 3 – абсорбционная часть колонны; 4 – сепарационная часть колонны; 5 – барботажные тарелки

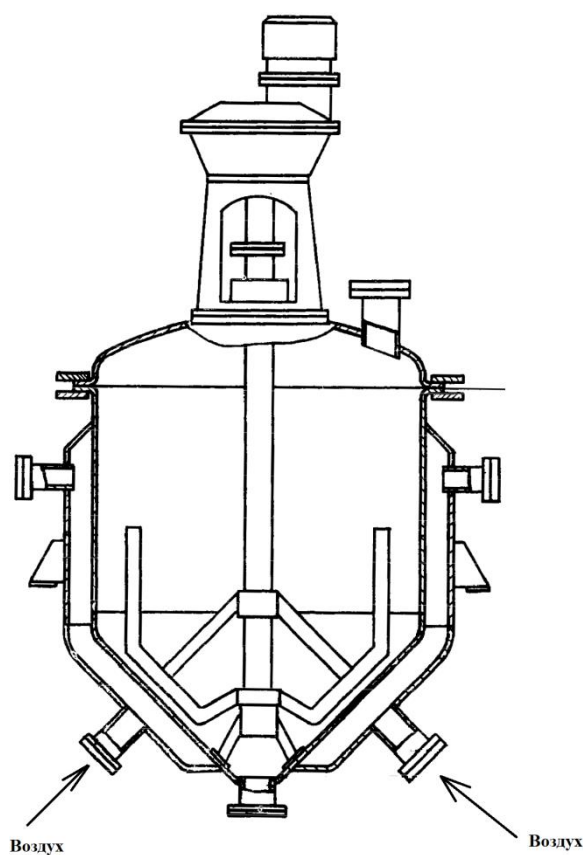


Рисунок 7 – Мешалка кристаллизатор

Вывод по технологической части: на основании выявленных недостатков в существующей технологической схеме стадии синтеза по получению карбамида в цехе 08К, предложена схема по оптимизации, направленная на получение второго продукта гидрокарбоната аммония, который высоко ценится на рынках азотосодержащих удобрений, Данный продукт будет получен путем переработки раствора углеаммонийных солей.

Для дальнейшей работы выполним расчет материального и теплового баланса колонны карбонизации, согласно новой технологической схеме.

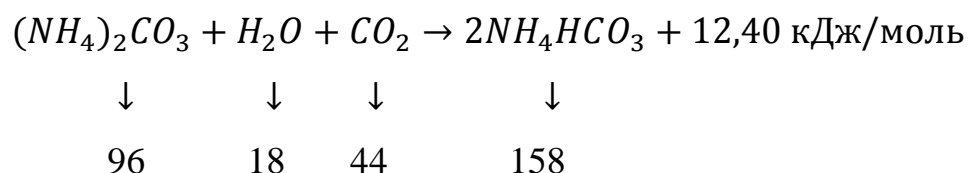
### 3 Расчетная часть

#### 3.1 Расчет карбонизационной колонны

##### 3.1.1 Материальный баланс

Дополнительное количество диоксида углерода, потребляемое для проведения процесса карбонизации, подается в колонну после буферной емкости MV-10. Производительность установки будет рассчитана на 320 тыс. т./г., вырабатываемого раствора УАС со второго реактора согласно регламенту цеха 08К.

Рассмотрим основную реакцию растворения диоксида углерода в насыщенном растворе карбоната аммония (УАС):



Материальные потоки указаны на рисунке 3.

Согласно технологическому регламенту диоксид углерода имеет следующий состав:

- диоксид углерода 97%;
- азот 1%;
- водород 1%;
- кислород 1%.

Конверсия диоксида углерода составляет 60%.

Производительность установки, кг/ч:

$$G = \frac{320000 * 1000}{24 * 335} = 39801 \text{ кг/ч}$$

где: 335 – количество дней работы установки, согласно регламенту цеха 08К.



Количество карбоната аммония, кг/ч:

$$G_{(NH_4)_2CO_3} = \frac{39801 * 96}{158} = 24182,89 \text{ кг/ч}$$

По составу карбонат аммония состоит из аммиака, диоксида углерода и ВОДЫ:

- количество аммиака на образование карбоната аммония:

$$G_{NH_3} = \frac{24182,89 * 2 * 17}{96} = 8564,77 \text{ кг/ч}$$

- количество диоксида углерода на образование карбоната аммония:

$$G_{CO_2} = \frac{24182,89 * 44}{96} = 11083,82 \text{ кг/ч}$$

- количество воды на образование карбоната аммония:

$$G_{H_2O} = \frac{24182,89 * 18}{96} = 4534,29 \text{ кг/ч}$$

Количество воды на проведение реакции:

$$G'_{H_2O} = \frac{39801 * 18}{158} = 4534,29 \text{ кг/ч}$$

Количество диоксида углерода на проведение реакции:

$$G'_{CO_2} = \frac{39801 * 44}{158} = 11083,82 \text{ кг/ч}$$

С учетом степени конверсии следует подать следующее количество диоксида углерода:

$$G_{CO_2} = \frac{39801 * 44 * (1 - 0,6)}{158} + 11083,82 = 15517,35 \text{ кг/ч}$$

По составу диоксид углерода состоит из самого диоксида углерода, азота, водорода и кислорода. Тогда количество прочих газов поступающих с диоксидом углерода составляет:

$$15517,35 * \frac{22,4}{44} * \frac{3}{100 - 3} = 244,32 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

- для азота:

$$G_{\text{азот}} = 244,32 * 1,096 = 267,77 \text{ кг/ч}$$

где: плотность азота -1,096 кг/м<sup>3</sup> при 35°С [4].

- для водорода:

$$G_{\text{вод.}} = 244,32 * 0,079 = 19,30 \text{ кг/ч}$$

где: плотность водорода – 0,079 кг/м<sup>3</sup> при 35°С [4].

- для кислорода:

$$G_{\text{кисл.}} = 244,32 * 1,25 = 305,40 \text{ кг/ч}$$

где: плотность кислорода – 1,25 кг/м<sup>3</sup> при 35°С [4].

Следовательно, диоксид углерода без учета прочих газов:

$$15517,35 - 267,77 - 19,30 - 305,40 = 14924,88 \text{ кг/ч}$$

Количество диоксида углерода не вступившее в реакцию:

$$G_{CO_2}^{//} = 15517,35 - 11083,82 = 4433,53 \text{ кг/ч}$$

Полученные данные сведем в сводную таблицу материального баланса колонны карбонизации.

Таблица 6 – Сводный материальный баланс колонны карбонизации

| Приход                                  |          |       | Расход                                   |          |       |
|---|----------|-------|--|----------|-------|
| Статья прихода                          | кг/ч     | %     | Статья расхода                           | кг/ч     | %     |
| Состав карбоната аммония:               |          |       | Гидрокарбонат аммония                    | 39801    | 89,98 |
| - NH <sub>3</sub>                       | 8564,77  | 19,36 | Диоксид углерода не вступивший в реакцию | 4433,53  | 10,02 |
| - CO <sub>2</sub>                       | 11083,82 | 25,06 |  |          |       |
| - H <sub>2</sub> O                      | 4534,29  | 10,25 |  |          |       |
| Количество воды для проведения реакции: |          |       |  |          |       |
| - H <sub>2</sub> O                      | 4534,29  | 10,25 |  |          |       |
| Состав диоксида углерода:               |          |       |  |          |       |
| - CO <sub>2</sub>                       | 14924,88 | 33,74 |  |          |       |
| - азот                                  | 267,77   | 0,61  |  |          |       |
| - водород                               | 19,30    | 0,04  |  |          |       |
| - кислород                              | 305,40   | 0,69  |  |          |       |
| Итого:                                  | 44234,53 | 100   | Итого:                                   | 44234,53 | 100   |

### 3.1.2 Тепловой баланс

Исходные данные для расчета теплового баланса:

- температура подачи диоксида углерода от буферной емкости поз. MV-10 составляет 40°C;
- температура УАС от реактора поз. P-2 составляет 70°C;
- тепло поступающее с водой 70°C;
- температура выхода диоксида углерода из карбонизационной колонны 55°C.
- выход конечного продукта 25°C

Приход тепла:

– тепло поступающее с карбонатом аммония:

$$Q_1 = (m_{NH_3} * C_{NH_3} + m_{CO_2} * C_{CO_2} + m_{H_2O} * C_{H_2O}) * t, \quad (1)$$
$$Q_1 = (8564,77 * 2,16 + 11083,82 * 0,893 + 4534,29 * 4,187) * 70 =$$
$$= 3316797,87 \text{ кДж/ч}$$

где:  $C_{NH_3} = 2,16 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C}$ ;  $C_{CO_2} = 0,893 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C}$ ;  $C_{H_2O} = 4,187 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C}$ ,  
при  $t = 70^\circ\text{C}$ .

– тепло поступающее с водой:

$$Q_2 = (m_{H_2O} * C_{H_2O}) * t, \quad (2)$$
$$Q_2 = (4534,29 * 4,187) * 70 = 1328955,06 \text{ кДж/ч}$$

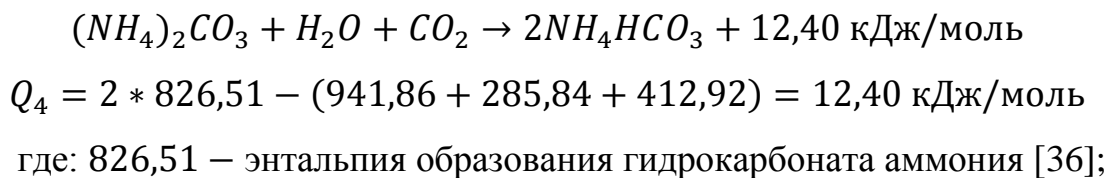
где:  $C_{H_2O} = 4,187 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C}$ , при  $t = 70^\circ\text{C}$ .

– тепло поступающее с диоксидом углерода:

$$Q_3 = (m_{CO_2} * C_{CO_2} + m_{N_2} * C_{N_2} + m_{H_2} * C_{H_2} + m_O * C_O) * t, \quad (3)$$
$$Q_3 = (14924,88 * 0,864 + 267,77 * 1,053 + 19,30 * 0,078 + 305,40 * 0,922) *$$
$$* 40 = 538405,69 \text{ кДж/ч}$$

где:  $C_{CO_2} = 0,864 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C}$ ;  $C_{N_2} = 1,053 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C}$ ;  $C_{H_2} = 0,078 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C}$ ;  
 $C_O = 0,922 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C}$ , при  $t = 40^\circ\text{C}$ .

– тепло выделяемое от химической реакции:



941,86 – энтальпия образования карбоната аммония [30];

285,84 – энтальпия образования воды [19];

412,92 – энтальпия образования диоксида углерода [19];

$$Q_4 = \frac{12,40 * 44234,53}{158} = 3471,57 \text{ кДж/ч}$$

– теплота растворения диоксида углерода:

$$Q_5 = \frac{19,41 * 14924,88}{44} = 6583,91 \text{ кДж/ч}$$

где: 19,41 – теплота растворения  $CO_2$ , кДж/моль [37].

Общий приход компонентов:

$$Q_{\text{прих}} = 3316797,87 + 1328955,06 + 538405,69 + 3471,57 + 6583,91 = \\ = 5194214,10 \text{ кДж/ч}$$

Расход тепла:

– тепло диоксида углерода, вступившего в реакцию на образование гидрокарбоната аммония:

$$Q'_1 = m_{CO_2} * C_{CO_2} * t = 11083,82 * 0,878 * 55 = 535237,67 \text{ кДж/ч}$$

где:  $C_{CO_2} = 0,878 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C}$ , при  $t = 55^\circ\text{C}$ .

– тепло диоксида углерода, не вступившего в реакцию:

$$Q'_2 = m_{CO_2} * C_{CO_2} * t = 4433,53 * 0,878 * 55 = 214095,16 \text{ кДж/ч}$$

– тепло карбоната аммония вступившего в реакцию на образование гидрокарбоната аммония:

$$Q'_3 = (m_{NH_3} * C_{NH_3} + m_{CO_2} * C_{CO_2} + m_{H_2O} * C_{H_2O}) * t, \quad (4)$$

$$Q'_3 = (8564,77 * 2,18 + 11083,82 * 0,878 + (4534,29 + 4534,29) * 4,181) * \\ * 55 = 3647518,90 \text{ кДж/ч}$$

$$\text{где: } C_{NH_3} = 2,18 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C}; C_{CO_2} = 0,878 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C}; C_{H_2O} = 4,181 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} * ^\circ\text{C},$$

при  $t = 55^\circ\text{C}$ .

– потери тепла в окружающую среду:

$$Q'_4 = \alpha * F * \Delta t * \tau * 10^{-3}, \quad (5)$$

Принимаем температуру стенки колонны  $t_{ст} = 45^\circ\text{C}$ , температуру окружающей среды  $t_{ок.ср.} = 20^\circ\text{C}$ . Тогда:

$$\alpha = 9,3 + 0,058 * t_{ст}, \quad (6)$$

$$\alpha = 9,3 + 0,058 * 45 = 11,91 \text{ Вт/м}^2 * \text{град}$$

$$\Delta t = 45 - 20 = 25^\circ\text{C}$$

Выбираем типовую карбонизационную колонну с площадью наружной поверхности  $F_{к.к.} = 226 \text{ м}^2$  с диаметром  $d = 2,68 \text{ м}$  и высотой  $H = 26,8 \text{ м}$ . Отсюда следует, что потери тепла в окружающую среду составит:

$$Q'_4 = \frac{11,91 * 3600 * 10^{-3} * 226 * 25 * 39801}{44234,53} = 217969,27 \text{ кДж/ч}$$

– тепло  $Q_5$ , отводимое в холодильник колонны:

$$Q_{\text{расх}} = Q_{\text{прих}}, \quad (7)$$

$$Q_{\text{расх}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4, \quad (8)$$

$$Q_{\text{расх}} = 535237,67 + 214095,16 + 3647518,90 + 217969,27 + Q'_5$$

$$= 4614821 + Q_5$$

$$5194214,10 = 4614821 + Q'_5$$

$$Q'_5 = 579393,10 \text{ кДж/ч}$$

Полученные данные занесем в сводную таблицу теплового баланса

Таблица 7 – Тепловой баланс

| Приход         |            |        | Расход         |            |        |
|----------------|------------|--------|----------------|------------|--------|
| Статья         | кДж/ч      | %      | Статья         | кДж/ч      | %      |
| Q <sub>1</sub> | 3316797,87 | 63,856 | Q <sub>1</sub> | 535237,67  | 10,304 |
| Q <sub>2</sub> | 1328955,06 | 25,585 | Q <sub>2</sub> | 214095,16  | 4,122  |
| Q <sub>3</sub> | 538405,69  | 10,365 | Q <sub>3</sub> | 3647518,90 | 70,223 |
| Q <sub>4</sub> | 3471,57    | 0,067  | Q <sub>4</sub> | 217969,27  | 3,439  |
| Q <sub>5</sub> | 6583,91    | 0,127  | Q <sub>5</sub> | 579393,10  | 11,912 |
| Всего:         | 5194214,10 | 100    | Всего:         | 5194214,10 | 100    |

### 3.1.3 Конструктивный расчет аппарата

Конструктивный расчет колонны карбонизации будет выполнен по методическому пособию [29, 14].

Количество поступающего диоксида углерода 0,0942 кмоль/с при 0°C и 0,1 МПа. Содержание диоксида углерода в поступающем газе  $y_1 = 0,02$  ( $Y_1 = 0,0282$ ). На орошение подается вода. Выходящий продукт – угольная кислота и гидрокарбонат аммония с содержанием 17% свободного диоксид углерода, согласно материальному балансу. «Температура диоксида углерода на входе 40°C. Температура поступающей воды 20°C. Температура охлаждающей воды: 20°C. Требуемая степень извлечения диоксида углерода 99,9%» [29].

1. «Определение расхода жидкости.

Расход инертного газа» [29].

$$G_0 = 0,0942 * (1 - 0,02) = 0,0923 \text{ кмоль/с}$$

«Содержание диоксида углерода в уходящем газе» [29]:

$$Y_2 = 0,0282 * (1 - 0,999) = 0,0000282$$

«Концентрация жидкости в относительных мольных величинах (кмольСО<sub>2</sub>/кмольН<sub>2</sub>О) составляют  $x_1 = 1,35$  (для 17%-ной угольной кислоты и гидрокарбоната аммония);  $x_2 = 1,0$  (для Н<sub>2</sub>О).

Удельный расход поглотителя (считая на Н<sub>2</sub>О)» [29]:

$$l_0 = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0,0282 - 0,0000282}{1,35 - 1,0} = 0,0805$$

«Расход поглотителя (считая на Н<sub>2</sub>О)» [29]:

$$L_0 = l_0 * G_0 = 0,0805 * 0,0923 = 0,0074 \text{ кмоль/с}$$

2. «Определение диаметра абсорбера.

Количество газов на выходе из абсорбера 0,0923 кмоль/с. Среднее количество газов» [29]:

$$\frac{0,0942 + 0,0923}{2} = 0,0933 \text{ кмоль/с}$$

«Объем газов при средней температуре 26°C» [29]:

$$V_T = 0,0933 * 22,7 * \frac{273 + 26}{276} = 2,29 \text{ м}^3/\text{с}$$



«Принимаем внутренний диаметр абсорбера 2250 мм, чему соответствует сечение абсорбера  $S = 3,98 \text{ м}^2$ . Тогда приведенная скорость газа» [29]:

$$\omega = \frac{V_{\Gamma}}{S} = \frac{2,29}{3,98} = 0,58 \text{ м/с}$$

3. «Выбор типа тарелок.

Принимаем решетчатые провальные тарелки с шириной прорезей  $b = 2$  мм и живым сечением  $w = 15\%$ . На каждой тарелке располагаем охлаждающие элементы с поверхностью охлаждения на одну тарелку  $F = 10 \text{ м}^2$ . Отношение поверхности охлаждения к площади тарелки» [29]:

$$\psi = \frac{10}{3,98} = 2,51$$

«Скорость газа в отверстиях» [29]:

$$\omega_0 = \frac{\omega}{w} = \frac{0,58}{0,15} = 3,87 \text{ м/с}$$

4. «Определение верхнего предела работы.

Средний массовый расход газа (при  $M_{\Gamma} = 29$ ) » [29]:

$$\bar{G} = 0,0933 * 29 = 2,71 \text{ кг/с}$$

«Средний массовый расход диоксида углерода» [29]:

$$\bar{L} = \left( 1,18 + \frac{1 + 1,35}{2} * 83 \right) * 0,0074 = 0,73 \text{ кг/с}$$

«При плотности диоксида углерода  $\rho_{\Gamma} = 1,65 \text{ кг/м}^3$  и плотности жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 1670 \text{ кг/м}^3$  по уравнению имеем» [29]:

$$\omega_0 * \frac{1000}{1670} * \sqrt{\frac{1,65}{1,2}} = 11,6 * \left(\frac{0,73}{2,71}\right)^{-0,228}$$

где:  $\omega_0 = 22,27 \text{ м/с}$  скорость диоксида углерода в отверстиях, соответствующая верхнему пределу работы. Фактическая скорость в отверстиях составляет около 17,3% от предельной.

#### 5. «Расчет сопротивления тарелки.

Сопротивление сухой тарелки (при  $\xi = 1,5$ )» [29]:

$$\Delta P = \xi * \frac{\rho_{\Gamma} * \omega_0^2}{2} = 1,5 * \frac{1,65 * 3,87^2}{2} = 18,53 \text{ Па}$$

«Средний объемный расход жидкости» [29]:

$$V_{\text{ж}} = \frac{\bar{L}}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{0,73}{1670} = 0,00044 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \text{ или } 1,57 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

«Откуда плотность орошения» [29]:

$$U = \frac{V_{\text{ж}}}{S} = \frac{1,57}{3,98} = 0,394 \text{ м/ч}$$

«Сопротивление барботажного слоя (в Па) определяем по эмпирическому уравнению, для систем  $\text{CO}_2 - \text{H}_2\text{CO}_3$  и воздух -  $\text{H}_2\text{O}$  на провальных тарелках» [29]:

$$\Delta P_{\text{ж}} = \Delta P_2 + \Delta P_3 = \frac{(1,235 * w^{1,47} + 4,5 * \omega * U) * 10^7}{w^{2,72} * \rho_{\text{ж}}}$$

$$\Delta P_{\text{ж}} = \frac{(1,235 * 15^{1,47} + 4,5 * 0,58 * 0,394) * 10^7}{15^{2,72} * 1670} = 254,41 \text{ Па}$$

«Полное сопротивление тарелки» [29]:

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_{\text{ж}} = 18,53 + 254,41 = 272,94 \text{ Па}$$

«Определяем сопротивление, обусловленное поверхностным натяжением (при  $\sigma = 0,051 \text{ Н/м}$   $d_{\text{экв}} = 2 * b = 2 * 0,002 = 0,004 \text{ м}$ )» [29]:

$$\Delta P_2 = \frac{4\sigma}{d_{\text{экв}}} = \frac{4 * 0,051}{0,004} = 51 \text{ Па}$$

«Гидравлическое сопротивление слоя пены» [29]:

$$\Delta P_3 = \Delta P_{\text{ж}} - \Delta P_2 = 272,94 - 51 = 221,94 \text{ Па}$$

б. «Определение высоты пены. Находим высоту светлой жидкости» [29]:

$$h_0 = \frac{\Delta P_3}{g * \rho_{\text{ж}}} = \frac{221,94}{9,81 * 1670} = 0,0135 \text{ м}$$

«Относительную плотность пены  $k$  рассчитываем по эмпирической формуле» [29]:

$$k = 2,52 * w^{-1,1} * \left(\frac{U}{\omega}\right)^{0,316} = 2,52 * 15^{-1,1} * \left(\frac{0,394}{0,58}\right)^{0,316} = 0,113$$

«Высота пены на тарелке» [29]:

$$h_{\text{п}} = \frac{h_0}{k} = \frac{0,0135}{0,113} = 0,119 \text{ м}$$

7. «Расчет абсорбера по тарелкам.

Определяем коэффициент массопередачи моногидрата по формуле» [29]:

$$K_0 = 1,23 * \Delta P_{\text{ж}} = 1,23 * 272,94 = 335,72 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{ч} * \text{бар})$$

или (при  $P = 1$  бар)

$$K_0 = 335,72 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{ч})$$

«Далее приводим расчет 1-ой (нижней) тарелки, причем для упрощения пренебрегаем различием между относительными составами газа и мольными долями.

а) Коэффициент массопередачи при концентрации воды  $C = 101,53\%$  (17% свободного  $\text{CO}_2$ ) рассчитываем по формуле» [29]:

$$K = K_0 * [1 - 0,106 * (C - 100)] = 335,72 * [1 - 0,106 * (101,53 - 100)] = \\ = 281,27 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{ч})$$

где:  $C$  – концентрация воды в гидрокарбонате аммония, %.

б) «Число единиц переноса на тарелку» [29]:

$$N_{\text{ог}} = \frac{K * S}{G_0} = \frac{281,27 * 3,98}{3600 * 0,0923} = 3,37$$

в) «Эффективность тарелки (принимая полное перемешивание жидкости)» [29]:

$$E_A = 1 - e^{-N_{ог}} = 1 - e^{-3,37} = 0,966$$

г) «Относительный состав газа на выходе из тарелки» [29]:

$$Y'' = Y' - E_A(Y' - Y'^*) = 0,0282 - 0,966 * (0,0282 - 0,0155) = 0,0159$$

где: «равновесная концентрация воды над 17%-ным карбонатом аммония (температура жидкости принята 30°C) составляет  $Y'^* = 0,0155$ .

д) «Состав жидкости, поступающей на тарелку» [29]:

$$X'' = X' - \frac{E_A(Y' - Y'^*)}{l_0} = 1,35 - \frac{0,762 * (0,0282 - 0,0155)}{0,0805} = 1,23$$

е) «Принимая  $E_T = E_A = 0,966$ , находим температуру газов на выходе с тарелки по формуле» [29]:

$$t'' = t' + E_T * (\vartheta' - t') = 40 + 0,966 * (30 - 40) = 30,3^\circ\text{C}$$

ж) «Определяем максимальное количество тепла, которое может быть отведено охлаждающей водой [коэффициент теплопередачи от барботажного слоя к охлаждающей воде принимаем 0,95 кВт/(м<sup>2</sup>\*К)] по формуле» [29]:

$$Q_{0,max} = \Psi k S (\vartheta' - \theta') = 2,51 * 0,95 * 3,98 * (30 - 20) = 94,90 \text{ кВт}$$

з) «Задаваясь температурой диоксида углерода при входе на тарелку  $\vartheta'' = 29^\circ\text{C}$  (т.е.  $\Delta\vartheta = 29 - 30 = -1^\circ\text{C}$ ), из уравнения теплового баланса вычисляем количество тепла, отводимого с охлаждающей водой» [29]:

$$Q_0 = W_{\omega} * c_{\omega} * \Delta\theta = G_0 * (l_0 c \Delta\vartheta - \Phi \Delta Y - c' \Delta t)$$

$$Q_0 = 0,092 * [0,0805 * 174 * (-1) - 1880 * (0,0159 - 0,0282) - 29 * (-9,7)] = 26,81 \text{ кВт} < Q_{0,max}$$

где: «теплоемкость жидкости (на 1 кмоль воды)  $c = 174 \text{ кДж}/(\text{кмоль} * \text{К})$ ; теплоемкость газа (на 1 кмоль)  $c' = 29 \text{ кДж}/(\text{кмоль} * \text{К})$ ; дифференциальная теплота растворения диоксида углерода  $\Phi = 1880 \text{ кДж}/\text{кмоль}$ » [29].

и) «Вычисляем» [29]:

$$P = \frac{Q_0}{Q_{0,max}} = \frac{26,81}{94,90} = 0,283$$

«Из соотношения» [29]:

$$0,283 = \frac{E_{\theta}}{-\ln(1 - E_{\theta})}$$

Находим  $E_{\theta} = 0,9672$ .

к) «Определяем температуру охлаждающей воды на выходе с тарелки из формулы» [29]:

$$\theta'' = E_{\theta}(\vartheta' - \theta') + \theta' = 0,9672 * (30 - 20) + 20 = 29,7^{\circ}\text{C}$$

л) «Рассчитываем расход охлаждающей воды [при  $c_{\omega} = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} * \text{К})$ » [29]:

$$W_{\omega} = \frac{Q_0}{c_{\omega} * (\theta'' - \theta')} = \frac{26,81}{4,19 * (29,7 - 20)} = 0,66 \text{ кг/с}$$

«Далее приводим расчет 2-ой тарелки.

а) Коэффициент массопередачи при концентрации воды  $C = 101,15\%$  (12,75% свободного  $\text{CO}_2$ ) рассчитываем по формуле» [29]:

$$K = K_0 * [1 - 0,106 * (C - 100)] = 335,72 * [1 - 0,106 * (101,15 - 100)] = \\ = 294,80 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{ч})$$

где:  $C$  – концентрация воды в гидрокарбонате аммония, %.

б) «Число единиц переноса на тарелку» [29]:

$$N_{\text{ог}} = \frac{K * S}{G_0} = \frac{294,80 * 3,98}{3600 * 0,0923} = 3,53$$

в) «Эффективность тарелки (принимая полное перемешивание жидкости)» [29]:

$$E_A = 1 - e^{-N_{\text{ог}}} = 1 - e^{-3,53} = 0,970$$

г) «Относительный состав газа на выходе из тарелки» [29]:

$$Y'' = Y' - E_A(Y' - Y'^*) = 0,0282 - 0,969 * (0,0282 - 0,0118) = 0,0123$$

где: «равновесная концентрация воды над 17%-ным карбонатом аммония (температура жидкости принята  $28^\circ\text{C}$ ) составляет  $Y'^* = 0,0118$ .

д) Состав жидкости, поступающей на тарелку» [29]:

$$X'' = X' - \frac{E_A(Y' - Y'^*)}{l_0} = 1,35 - \frac{0,970 * (0,0282 - 0,0118)}{0,0805} = 1,15$$

е) «Принимая  $E_T = E_A = 0,970$ , находим температуру газов на выходе с тарелки по формуле» [29]:

$$t'' = t' + E_T * (\vartheta' - t') = 40 + 0,970 * (28 - 40) = 28,4^\circ\text{C}$$

ж) «Определяем максимальное количество тепла, которое может быть отведено охлаждающей водой [коэффициент теплопередачи от барботажного слоя к охлаждающей воде принимаем  $0,95 \text{ кВт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ] по формуле» [29]:

$$Q_{0,max} = \Psi k S (\vartheta' - \theta') = 2,51 * 0,95 * 3,98 * (28 - 20) = 75,92 \text{ кВт}$$

з) «Задавая температуру диоксида углерода при входе на тарелку  $\vartheta'' = 27^\circ\text{C}$  (т.е.  $\Delta\vartheta = 27 - 28 = -1^\circ\text{C}$ ), из уравнения теплового баланса вычисляем количество тепла, отводимого с охлаждающей водой» [29]:

$$Q_0 = W_\omega * c_\omega * \Delta\theta = G_0 * (l_0 c \Delta\vartheta - \Phi \Delta Y - c' \Delta t)$$
$$Q_0 = 0,092 * [0,0805 * 174 * (-1) - 1880 * (0,0123 - 0,0282) - 29 * (-11,6)] = 32,52 \text{ кВт} < Q_{0,max}$$

где: «теплоемкость жидкости (на 1 кмоль воды)  $c = 174 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К})$ ;  
теплоемкость газа (на 1 кмоль)  $c' = 29 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К})$ ;  
дифференциальная теплота растворения диоксида углерода  $\Phi = 1880 \text{ кДж}/\text{кмоль}$ » [29].

и) «Вычисляем» [29]:

$$P = \frac{Q_0}{Q_{0,max}} = \frac{32,52}{75,92} = 0,428$$



«Из соотношения» [29]:

$$0,428 = \frac{E_{\theta}}{-\ln(1 - E_{\theta})}$$

«Находим  $E_{\theta} = 0,8685$ .

к) Определяем температуру охлаждающей воды на выходе с тарелки из формулы» [29]:

$$\theta'' = E_{\theta}(\vartheta' - \theta') + \theta' = 0,8685 * (28 - 20) + 20 = 26,9^{\circ}\text{C}$$

л) «Рассчитываем расход охлаждающей воды [при  $c_{\omega} = 4,19$  кДж/(кг \* К)]» [29]:

$$W_{\omega} = \frac{Q_0}{c_{\omega} * (\theta'' - \theta')} = \frac{32,52}{4,19 * (26,9 - 20)} = 1,12 \text{ кг/с}$$

«Далее приводим расчет 3-ой тарелки.

а) Коэффициент массопередачи при концентрации воды  $C = 100,85\%$  (5,10% свободного  $\text{CO}_2$ ) рассчитываем по формуле» [29]:

$$K = K_0 * [1 - 0,106 * (C - 100)] = 335,72 * [1 - 0,106 * (100,85 - 100)] = 305,47 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{ч})$$

где:  $C$  – концентрация воды в гидрокарбонате аммония, %.

б) «Число единиц переноса на тарелку» [29]:

$$N_{\text{ог}} = \frac{K * S}{G_0} = \frac{305,47 * 3,98}{3600 * 0,0923} = 3,66$$

в) «Эффективность тарелки (принимая полное перемешивание жидкости)» [29]:

$$E_A = 1 - e^{-N_{ог}} = 1 - e^{-3,66} = 0,974$$

г) «Относительный состав газа на выходе из тарелки» » [29]:

$$Y'' = Y' - E_A(Y' - Y'^*) = 0,0282 - 0,974 * (0,0282 - 0,0059) = 0,0065$$

где: «равновесная концентрация воды над 17%-ным карбонатом аммония (температура жидкости принята 26°C) составляет  $Y'^* = 0,0059$ » [29].

д) «Состав жидкости, поступающей на тарелку» [29]:

$$X'' = X' - \frac{E_A(Y' - Y'^*)}{l_0} = 1,35 - \frac{0,974 * (0,0282 - 0,0059)}{0,0805} = 1,08$$

е) «Принимая  $E_T = E_A = 0,974$ , находим температуру газов на выходе с тарелки по формуле» [29]:

$$t'' = t' + E_T * (\vartheta' - t') = 40 + 0,974 * (26 - 40) = 26,4^\circ\text{C}$$

ж) «Определяем максимальное количество тепла, которое может быть отведено охлаждающей водой [коэффициент теплопередачи от барботажного слоя к охлаждающей воде принимаем 0,95 кВт/(м<sup>2</sup>\*К)] по формуле» [29]:

$$Q_{0,max} = \Psi k S (\vartheta' - \theta') = 2,51 * 0,95 * 3,98 * (26 - 20) = 56,94 \text{ кВт}$$

з) «Задаваясь температурой диоксида углерода при входе на тарелку  $\vartheta'' = 25^\circ\text{C}$  (т.е.  $\Delta\vartheta = 25 - 26 = -1^\circ\text{C}$ ), из уравнения теплового баланса вычисляем количество тепла, отводимого с охлаждающей водой» [29]:

$$Q_0 = W_\omega * c_\omega * \Delta\theta = G_0 * (l_0 c \Delta\vartheta - \Phi \Delta Y - c' \Delta t)$$

$$Q_0 = 0,092 * [0,0805 * 174 * (-1) - 1880 * (0,0065 - 0,0282) - 29 * (-13,6)] = 38,88 \text{ кВт} < Q_{0,max}$$

где: «теплоемкость жидкости (на 1 кмоль воды)  $c = 174 \text{ кДж}/(\text{кмоль} * \text{K})$ ; теплоемкость газа (на 1 кмоль)  $c' = 29 \text{ кДж}/(\text{кмоль} * \text{K})$ ; дифференциальная теплота растворения диоксида углерода  $\Phi = 1880 \text{ кДж}/\text{кмоль}$ » [29].

и) «Вычисляем» » [29]:

$$P = \frac{Q_0}{Q_{0,max}} = \frac{38,88}{56,94} = 0,683$$

«Из соотношения»» [29]:

$$0,683 = \frac{E_\theta}{-\ln(1 - E_\theta)}$$

«Находим  $E_\theta = 0,5588$ .

к) Определяем температуру охлаждающей воды на выходе с тарелки из формулы» [29]:

$$\theta'' = E_\theta(\vartheta' - \theta') + \theta' = 0,5588 * (26 - 20) + 20 = 23,4^\circ\text{C}$$

л) «Рассчитываем расход охлаждающей воды [при  $c_{\omega} = 4,19$  кДж/(кг \* К): » [29]

$$W_{\omega} = \frac{Q_0}{c_{\omega} * (\theta^{//} - \theta^{/})} = \frac{38,88}{4,19 * (23,4 - 20)} = 2,73 \text{ кг/с}$$

«Далее приводим расчет 4-ой тарелки.

а) Коэффициент массопередачи при концентрации воды  $C = 100,64\%$  (1,50% свободного  $\text{CO}_2$ ) рассчитываем по формуле» [29]:

$$K = K_0 * [1 - 0,106 * (C - 100)] = 335,72 * [1 - 0,106 * (100,64 - 100)] = \\ = 312,94 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{ч})$$

где:  $C$  – концентрация воды в гидрокарбонате аммония, %.

б) «Число единиц переноса на тарелку» [29]:

$$N_{\text{ог}} = \frac{K * S}{G_0} = \frac{312,94 * 3,98}{3600 * 0,0923} = 3,75$$

в) «Эффективность тарелки (принимая полное перемешивание жидкости)» [29]:

$$E_A = 1 - e^{-N_{\text{ог}}} = 1 - e^{-3,75} = 0,976$$

г) «Относительный состав газа на выходе из тарелки»:

$$Y^{//} = Y^{/} - E_A(Y^{/} - Y^{/*}) = 0,0282 - 0,976 * (0,0282 - 0,0002) = 0,00087$$

где: равновесная концентрация воды над 17%-ным карбонатом аммония (температура жидкости принята  $25^{\circ}\text{C}$ ) составляет  $Y^{/*} = 0,0002$ .

д) «Состав жидкости, поступающей на тарелку» [29]:

$$X'' = X' - \frac{E_A(Y' - Y'^*)}{l_0} = 1,35 - \frac{0,976 * (0,0282 - 0,0002)}{0,0805} = 1,01$$

е) «Принимая  $E_T = E_A = 0,976$ , находим температуру газов на выходе с тарелки по формуле» [29]:

$$t'' = t' + E_T * (\vartheta' - t') = 40 + 0,976 * (25 - 40) = 24,4^\circ\text{C}$$

ж) «Определяем максимальное количество тепла, которое может быть отведено охлаждающей водой [коэффициент теплопередачи от барботажного слоя к охлаждающей воде принимаем  $0,95 \text{ кВт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ] по формуле» [29]:

$$Q_{0,max} = \Psi k S (\vartheta' - \theta') = 2,51 * 0,95 * 3,98 * (25 - 20) = 47,45 \text{ кВт}$$

з) «задаваясь температурой диоксида углерода при входе на тарелку  $\vartheta'' = 23^\circ\text{C}$  (т.е.  $\Delta\vartheta = 23 - 25 = -2^\circ\text{C}$ ), из уравнения теплового баланса вычисляем количество тепла, отводимого с охлаждающей водой» [29]:

$$Q_0 = W_\omega * c_\omega * \Delta\theta = G_0 * (l_0 c \Delta\vartheta - \Phi \Delta Y - c' \Delta t)$$
$$Q_0 = 0,092 * [0,0805 * 174 * (-2) - 1880 * (0,00087 - 0,0282) - 29 * (-15,6)] = 43,91 \text{ кВт} < Q_{0,max}$$

где: «теплоемкость жидкости (на 1 кмоль воды)  $c = 174 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К})$ ; теплоемкость газа (на 1 кмоль)  $c' = 29 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К})$ ; дифференциальная теплота растворения диоксида углерода  $\Phi = 1880 \text{ кДж}/\text{кмоль}$ » [29].

и) «вычисляем» [29]:

$$P = \frac{Q_0}{Q_{0,max}} = \frac{43,91}{47,45} = 0,925$$

«Из соотношения» [29]:

$$0,925 = \frac{E_\theta}{-\ln(1 - E_\theta)}$$

«Находим  $E_\theta = 0,146$ .

к) определяем температуру охлаждающей воды на выходе с тарелки из формулы» [29]:

$$\theta'' = E_\theta(\vartheta' - \theta') + \theta' = 0,146 * (25 - 20) + 20 = 20,7^\circ\text{C}$$

л) «рассчитываем расход охлаждающей воды [при  $c_\omega = 4,19$  кДж/(кг \* К)]» [29]:

$$W_\omega = \frac{Q_0}{c_\omega * (\theta'' - \theta')} = \frac{43,91}{4,19 * (20,7 - 20)} = 14,97 \text{ кг/с}$$

«Далее приводим расчет 5-ой тарелки.

а) коэффициент массопередачи при концентрации воды  $C = 100,4\%$  (0,05% свободного  $\text{CO}_2$ ) рассчитываем по формуле» [29]:

$$\begin{aligned} K &= K_0 * [1 - 0,106 * (C - 100)] = 335,72 * [1 - 0,106 * (100,4 - 100)] = \\ &= 321,48 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{ч}) \end{aligned}$$

где: « $C$  – концентрация воды в гидрокарбонате аммония, %» [29].

б) «число единиц переноса на тарелку» [29]:

$$N_{ог} = \frac{K * S}{G_0} = \frac{321,48 * 3,98}{3600 * 0,0923} = 3,85$$

в) «эффективность тарелки (принимая полное перемешивание жидкости)» [29]:

$$E_A = 1 - e^{-N_{ог}} = 1 - e^{-3,85} = 0,979$$

г) «относительный состав газа на выходе из тарелки» [29]:

$$Y^{//} = Y' - E_A(Y' - Y'^*) = 0,0282 - 0,979 * (0,0282 - 0,0) = 0,00059$$

где: «равновесная концентрация воды над 17%-ным карбонатом аммония (температура жидкости принята 23°C) составляет  $Y'^* = 0,0$ .

д) состав жидкости, поступающей на тарелку» [29]:

$$X^{//} = X' - \frac{E_A(Y' - Y'^*)}{l_0} = 1,35 - \frac{0,979 * (0,0282 - 0,0)}{0,0805} = 1,007$$

е) «принимая  $E_T = E_A = 0,979$ , находим температуру газов на выходе с тарелки по формуле» [29]:

$$t^{//} = t' + E_T * (\vartheta' - t') = 40 + 0,979 * (23 - 40) = 23,4^\circ\text{C}$$

ж) «определяем максимальное количество тепла, которое может быть отведено охлаждающей водой [коэффициент теплопередачи от барботажного слоя к охлаждающей воде принимаем 0,95 кВт/(м<sup>2</sup>\*К)] по формуле» [29]:

$$Q_{0,max} = \Psi k S (\vartheta' - \theta') = 2,51 * 0,95 * 3,98 * (23 - 20) = 28,47 \text{ кВт}$$

з) «задаваясь температурой диоксида углерода при входе на тарелку  $\vartheta'' = 22^\circ\text{C}$  (т.е.  $\Delta\vartheta = 22 - 23 = -1^\circ\text{C}$ ), из уравнения теплового баланса вычисляем количество тепла, отводимого с охлаждающей водой» [29]:

$$Q_0 = W_\omega * c_\omega * \Delta\theta = G_0 * (l_0 c \Delta\vartheta - \Phi \Delta Y - c' \Delta t)$$

$$Q_0 = 0,092 * [0,0805 * 174 * (-1) - 1880 * (0,00059 - 0,0282) - 29 * (-17,6)] = 15,60 \text{ кВт} < Q_{0,max}$$

где: «теплоемкость жидкости (на 1 кмоль воды)  $c = 174 \text{ кДж}/(\text{кмоль} * \text{K})$ ; теплоемкость газа (на 1 кмоль)  $c' = 29 \text{ кДж}/(\text{кмоль} * \text{K})$ ; дифференциальная теплота растворения диоксида углерода  $\Phi = 1880 \text{ кДж}/\text{кмоль}$ .

и) вычисляем» [29]:

$$P = \frac{Q_0}{Q_{0,max}} = \frac{15,60}{28,47} = 0,548$$

«Из соотношения» [29]:

$$0,548 = \frac{E_\theta}{-\ln(1 - E_\theta)}$$

«Находим  $E_\theta = 0,7415$ » [29].

к) «определяем температуру охлаждающей воды на выходе с тарелки из формулы» [29]:

$$\theta'' = E_\theta(\vartheta' - \theta') + \theta' = 0,7415 * (22 - 20) + 20 = 21,5^\circ\text{C}$$



л) «Рассчитываем расход охлаждающей воды [при  $c_{\omega} = 4,19$  кДж/(кг \* К)]» [29]:

$$W_{\omega} = \frac{Q_0}{c_{\omega} * (\theta'' - \theta')} = \frac{43,91}{4,19 * (21,5 - 20)} = 7,0 \text{ кг/с}$$

Полученные данные занесем в таблицу 8.

Таблица 8 – Расчет концентраций и температур по тарелкам

| Показатели                                  | Тарелки |         |         |          |         | Над пятой тарелкой |
|---|---------|---------|---------|----------|---------|--------------------|
|   | 1       | 2       | 3       | 4        | 5       |                    |
| $X'$  | 1,35    | 1,23    | 1,15    | 1,08     | 1,01    | 1,0                |
| Концентрация свободного $\text{CO}_2$ , %   | 17,00   | 12,75   | 5,10    | 1,50     | 0,05    | -                  |
| Концентрация воды, %                        | 101,53  | 101,15  | 100,85  | 100,64   | 100,4   | 100                |
| $Y'$  | 0,0282  | 0,0159  | 0,0123  | 0,0065   | 0,00087 | 0,00022            |
| $Y'^*$                                      | 0,0155  | 0,0118  | 0,0059  | 0,0002   | 0       | 0                  |
| $t'$  | 40      | 30,3    | 28,4    | 26,4     | 24,4    | 23,4               |
| $\vartheta'$                                | 30      | 29      | 27      | 25       | 22      | 20                 |
| $K$ , кмоль/( $\text{м}^2 \cdot \text{с}$ ) | 335,72  | 281,27  | 294,80  | 305,47   | 312,94  | 321,48             |
| $N_{\text{ог}}$                             | 3,37    | 3,53    | 3,66    | 3,75     | 3,85    | -                  |
| $E_A = E_T$                                 | 0,966   | 0,970   | 0,974   | 0,976    | 0,979   | -                  |
| $\Delta Y$                                  | -0,0123 | -0,0036 | -0,0058 | -0,00563 | 0,00059 | -                  |
| $\Delta X$                                  | -0,12   | -0,08   | -0,07   | -0,07    | 0,1     | -                  |
| $\Delta t$                                  | -9,7    | -1,9    | -2      | -2       | -1      | -                  |
| $\Delta \vartheta$                          | -1      | -2      | -2      | -2       | -3      | -                  |
| $Q_{0, \text{max}}$ , кВт                   | 94,90   | 75,92   | 56,94   | 47,45    | 28,47   | -                  |
| $Q_0$ , кВт                                 | 26,81   | 32,52   | 38,88   | 43,91    | 15,60   | -                  |
| $P = Q_0 / Q_{0, \text{max}}$               | 0,283   | 0,428   | 0,683   | 0,925    | 0,548   | -                  |
| $E_{\theta}$                                | 0,9672  | 0,8685  | 0,5588  | 0,1460   | 0,7415  | -                  |
| $\theta''$                                  | 29,7    | 26,9    | 23,4    | 20,7     | 21,5    | -                  |
| $W_{\omega}$                                | 0,66    | 1,12    | 2,73    | 14,97    | 7,0     | -                  |

«Из таблицы 8 видно, что для достижения заданной степени извлечения диоксида углерода, необходимо 5 тарелок.

Общее сопротивление абсорбера составит  $5 * 272,94 = 1364,7$  Па. Общий расход охлаждающей воды равен  $26,48$  кг/с ( $95,33$  м<sup>3</sup>/ч).

8. Определение расстояния между тарелками.

Принимая допустимый унос жидкости  $u = 0,02$  кг/кг газа, находим минимальную высоту сепарационного пространства» [29]:

$$H_0 = \left( \frac{0,00014 * f}{u} \right)^{0,39} * \omega = \left( \frac{0,00014 * 2,62}{0,02} \right)^{0,39} * 0,58 = 0,12 \text{ м}$$

где:  $f$  поправочный коэффициент:

$$f = 0,0565 * \left( \frac{\rho_{ж}}{\sigma} \right)^{1,1} = 0,0565 * \left( \frac{1670}{51} \right)^{1,1} = 2,62$$

«Принимаем высоту сепарационного пространства 0,25 м.

При высоте пены  $h_{п} = 0,119$  м необходимое расстояние между тарелками» [29]:

$$H = H_0 + h_{п} = 0,12 + 0,119 \approx 0,25 \text{ м}$$

По полученным данным вычерчиваем колонну карбонизации, которая указана на рисунке 8.

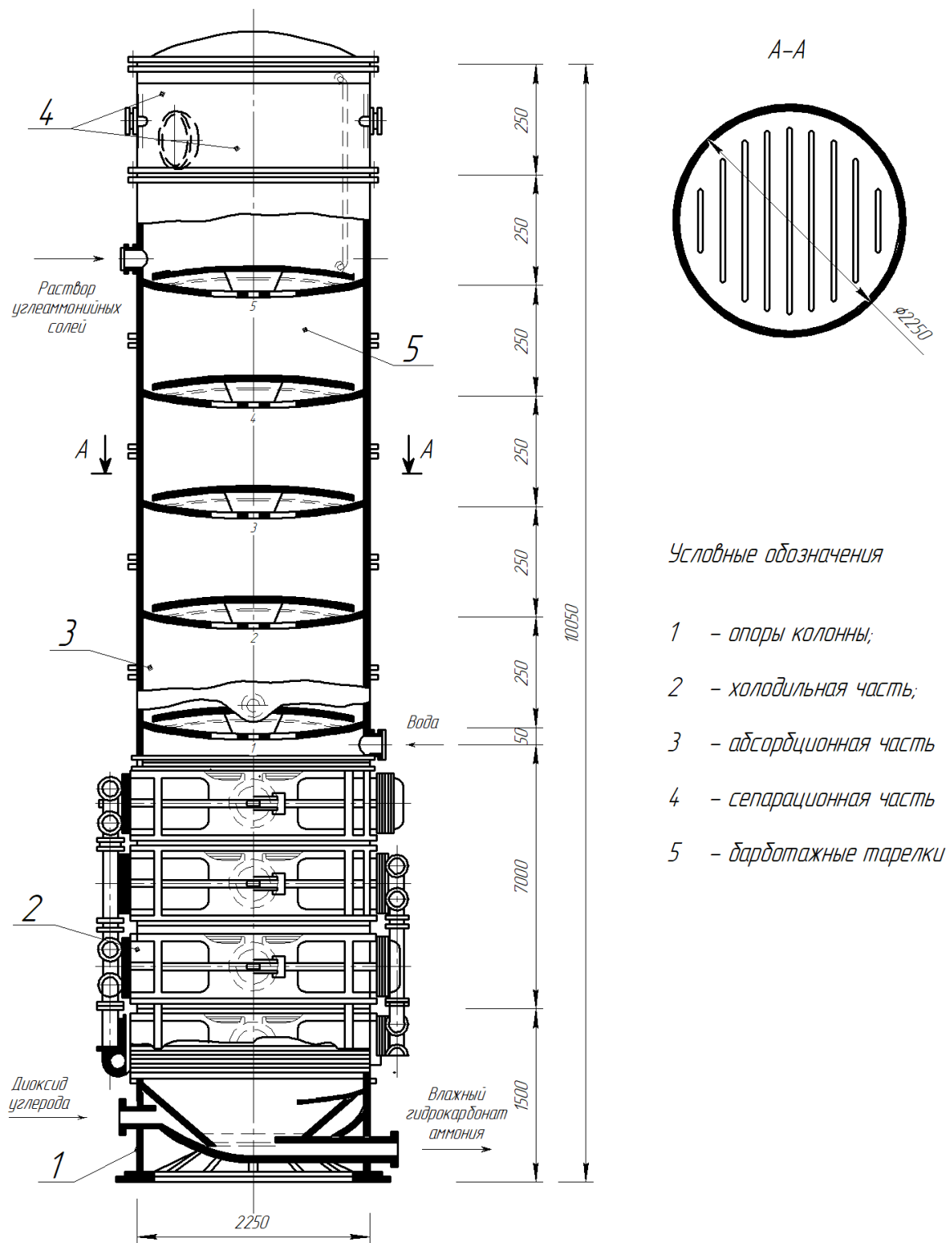


Рисунок 8 – Колонна карбонизации: 1 – опоры колонны; 2 – холодильная часть; 3 – абсорбционная часть; 4 – сепарационная часть; 5 – барботажные тарелки

### 3.2 Расчет центробежного насоса

Расчет будет выполнен по методическому пособию [20]. Трубопровод выполнен из стальных труб диаметром 108х6 мм.

Массовый расход гидрокарбоната аммония:

$$M = \frac{39801}{3600} = 11,06 \text{ кг/с}$$

Объемный расход:

$$V = \frac{M}{\rho} = \frac{11,06}{1586} = 0,00697 \text{ м}^3/\text{с}$$

где:  $\rho$  – плотность гидрокарбоната аммония  $\rho = 1586$  [38].

Скорость гидрокарбоната аммония:

$$\omega = \frac{V}{f} = \frac{0,00697}{0,785 * 0,096^2} = 0,963 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega * d * \rho}{\mu}$$

где:  $\mu$  – коэффициент динамической вязкости гидрокарбоната аммония,  $\mu = 2,1 * 10^{-3}$  Па \* с.

Следовательно, критерий Рейнольдса составит:

$$Re = \frac{0,963 * 0,096 * 1586}{2,1 * 10^{-3}} = 69820,25$$

Определяем коэффициент трения.

По таблице XII пособия среднее значение шероховатости стенок труб для стальных цельнотянутых и сварных при незначительной коррозии составляет  $e = 0,2$  мм. Для  $d/e = 0,096/0,0002 = 480$  и  $Re = 69820,25$  находим  $\lambda = 0,0254$ .

Коэффициенты местных сопротивлений, взятые из таблицы XIII пособия, запишем их в табличную форму.

Таблица 7 – Коэффициенты местных сопротивлений

| Вид сопротивления   | $\sum \xi$    |
|---|---------------|
| Вход жидкости из колонны карбонизации в трубопровод (труба с острыми краями)        | 0,5           |
| Диафрагма [ $m = (51,3/96)^2 = 0,286$ ]   | 21,69         |
| Задвижка ( $\zeta = 0,5$ )  | $2*0,5=1,0$   |
| Отвод (при $\varphi=90^\circ$ и $R_0/d=160/96=1,67$ ):<br>$\zeta = A*B=1*0,15=0,15$ | $4*0,17=0,68$ |
| Всего:  | 23,87         |

Общее гидравлическое сопротивление трубопровода:

$$\Delta p = \frac{\rho \omega^2}{2} * \left( 1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \xi \right) + \rho g h_{\text{под}} + \Delta p_{\text{доп}}$$

$$\Delta p = \frac{1586 * 0,963^2}{2} * \left( 1 + \frac{0,0254 * 20}{0,096} + 23,87 \right) + 1586 * 9,81 * 1,0 + 0,1 * 9,81 * 5^4 = 178380,72 \text{ Па}$$

где:  $\lambda = 0,0254$  – коэффициент трения, определенный по таблице XII пособия с шероховатостью с незначительной коррозией  $e = 0,2$  мм;

$L$  – длина трубопровода;

$\sum \xi = 23,87$  – сумма коэффициентов местных сопротивлений.

Потребляемая насосом мощность:

$$N = \frac{V\Delta p}{1000 * \eta} = \frac{0,00697 * 178380,72}{1000 * 0,65} = 1,91 \text{ кВт}$$

Подбираем аммиачный насос марки ХМ-50/50 с номинальной подачей 50 м<sup>3</sup>/ч, с максимальным напором 50 м, с мощностью двигателя 22 кВт [39].

Согласно патенту RU 2474561C1, за счет уменьшения рециркуляции углеаммонийных солей со второй колонны, которые по схеме оптимизации выводятся из рецикла, позволит увеличить конверсию диоксида углерода в первом реакторе на 10% следовательно, степень превращения карбамата аммония в мочевины при времени пребывания реакционной смеси в колонне 45 мин (в %) составит 70%. Также мольное соотношение компонентов подаваемых в колонну синтеза составит, NH<sub>3</sub>:CO<sub>2</sub>:H<sub>2</sub>O = 3,4:1,0:0,3. Для дальнейшей работы рассчитаем материальный и тепловой баланс первого реактора с новыми данными.

### **3.3 Расчет используемой установки**

#### **3.3.1 Материальный баланс колонны синтеза карбамида поз. Р-1**

Расчет материального баланса будет выполнен по методическому пособию [13]. Перед составлением материального баланса рассмотрим материальные потоки, указанные на рисунке 9.

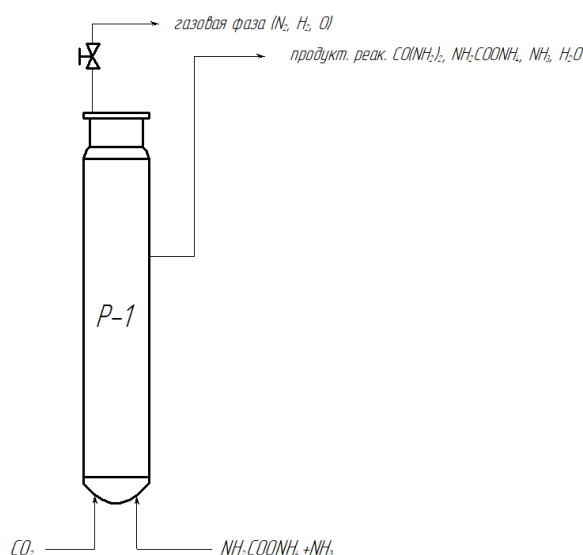


Рисунок 9 – Материальные потоки колонны поз. P-1

Для составления материального баланса рассмотрим исходные данные, указанные в таблице 8, согласно технологическому регламенту цеха 08К.

Таблица 8 – Исходные данные для расчета [13, 28]

| Данные процесса  | Показатели          |
|--|---------------------|
| Производительность колонны поз. P-1 на 100%-ный карбамид (т/г)   | 480 000             |
| Состав жидкого аммиака (свежего и находящегося в циркуляции в %)   |                     |
| - аммиак   | 99,8                |
| - вода   | 0,2                 |
| Состав диоксида углерода (в объемн. %)   |                     |
| - диоксид углерода   | 97                  |
| - прочие газы в том числе:   |                     |
| а) азот  | 1                   |
| б) водород   | 1                   |
| б) кислород  | 1                   |
| Содержание аммиака в карбамате аммония, возвращаемом в цикл (в %)  | 30                  |
| Давление в колонне синтеза (в н/м <sup>2</sup> )   | 154*10 <sup>5</sup> |
| Температура (в °С)   | 185                 |
| Мольное соотношение компонентов, подаваемых в колонну синтеза – NH <sub>3</sub> :CO <sub>2</sub> :H <sub>2</sub> O | 3,4:1,0:0,3         |
| Степень превращения карбамата аммония в мочевины при времени пребывания реакционной смеси в колонне 45 мин (в %)   | 70                  |
| Потери карбамида (в %)   |                     |
| - при дистилляции  | 5                   |
| - при упаривании   | 1                   |
| - при кристаллизации (безвозвратные)   | 1                   |
| Число рабочих дней в году  | 335                 |

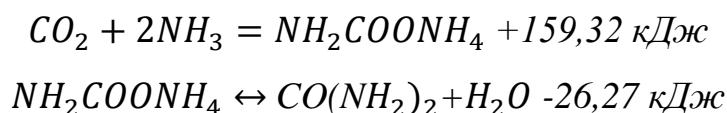
Переведем производительность установки т./г. в кг/ч в расчете на 100%-ную мочевины по формуле:

$$G = \frac{480\,000 * 1000}{24 * 335} = 59701,49 \text{ кг/ч}$$

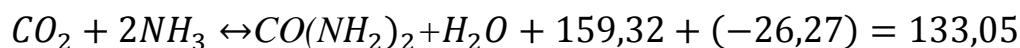
«С учетом 7% потерь (5+1+1) для получения 59701,49 кг/ч готового продукта в колонне синтеза должно образоваться мочевины» [13]:

$$59701,49 * 1,07 = 63880,59 \text{ кг/ч}$$

«Основные реакции синтеза карбамида» [13]:



«Стехиометрический расход аммиака и двуокиси углерода на 1000 кг мочевины определяется по суммарной реакции» [13]:



$$NH_3 = \frac{2 * 17 * 1000}{60} = 566,7 \text{ кг}$$

$$CO_2 = \frac{44 * 1000}{60} = 733,3 \text{ кг}$$

где: «17 – молекулярная масса аммиака;

60 – молекулярная масса карбамида;

44 – молекулярная масса диоксида углерода» [13].

«Количество реагентов, которое необходимо ввести в цикл для выработки 63880,59 кг/ч мочевины, равно» [13]:



$$NH_3 = 63880,59 * 0,5667 = 36201,13 \text{ кг/ч}$$

$$CO_2 = 63880,59 * 0,7333 = 46843,64 \text{ кг/ч}$$

«Практический расход реагентов с учетом степени превращения образующегося карбамата аммония в мочевины и заданного мольного отношения реагентов составит» [13]:

$$m_{NH_3} = 63880,59 * \frac{17 * 3,4 * 100}{60 * 70} = 87911,85 \text{ кг/ч}$$

$$m_{CO_2} = 63880,59 * \frac{44 * 1,0 * 100}{60 * 70} = 66922,52 \text{ кг/ч}$$

$$m_{H_2O} = 63880,59 * \frac{18 * 0,3 * 100}{60 * 70} = 8213,22 \text{ кг/ч}$$

где: «3,4 – коэффициент, учитывающий мольное соотношение аммиака, двуокиси углерода и воды;

1,0 – коэффициент, учитывающий мольное соотношение двуокиси углерода

0,3 – коэффициент, учитывающий мольное соотношение воды;

70 – степень превращения карбамата аммония в мочевины, %» [24, 28].

Определим количество аммиака, диоксида углерода и воды, возвращаемого в цикл с карбаматом аммония [2]. «Обозначим процентное содержание  $NH_3$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$  в карбамате аммония соответственно  $\alpha, \beta, \gamma$ . Согласно исходным данным  $\alpha = 30\%$ . Тогда состав карбамата аммония определяется как» [13]:

$$m'_{CO_2} = 63880,59 * \frac{44 * (1 - \eta)}{60 * \eta} + 59701,49 * \frac{44 * \Pi}{60}$$

где: « $\eta$  – степень превращения карбамата аммония в мочевины равная 0,70;

П – потери мочевины при дистилляции и упарке, за исключением безвозвратных  $0,05 + 0,01 + 0,005 = 0,055$ » [13, 28].

$$m'_{NH_3} = m'_{CO_2} * \frac{\alpha}{\beta}$$

$$m'_{H_2O} = m'_{CO_2} * \frac{\gamma}{\beta}$$

Подставляя численные значения, имеем:

$$m'_{CO_2} = 63880,59 * \frac{44 * (1 - 0,70)}{60 * 0,70} + 59701,49 * \frac{44 * 0,055}{60} = 22484,72 \text{ кг/ч}$$

«Определение процентного содержания двуокиси углерода и воды в карбамате аммония производится из уравнений» [9]:

$$\beta + \gamma = 1 - x = 1 - 0,3 = 0,7$$

$$\gamma = 0,7 - \beta$$

«Количество свежего и возвратного аммиака без учета, возвращаемого с карбаматом аммония» [13]:

$$A_1 = m_{NH_3} - m'_{NH_3}$$

«Количество воды, вводимой со свежим и возвратным аммиаком, определится из уравнения» [13]:

$$B_1^* = (m_{NH_3} - m'_{NH_3}) * \frac{0,002}{1 - 0,002} = \left( m_{NH_3} - m'_{CO_2} * \frac{\alpha}{\beta} \right) * \frac{0,002}{1 - 0,002}$$

$$B_1 = \left( 87911,85 - 22484,72 * \frac{0,3}{\beta} \right) * \frac{0,002}{1 - 0,002} = 175,82 - 13,49 * \frac{1}{\beta}$$

где: «0,002 – содержание воды в аммиаке» [28].

«Кроме того, количество воды, вводимой со свежим и возвратным аммиаком, можно определить и уравнения» [13]:

$$B_1 = m_{H_2O} - m'_{H_2O}$$

«На основании равенства обоих уравнений относительно  $B_1$  следует, что» [13]:

$$m_{H_2O} - m'_{CO_2} * \frac{\gamma}{\beta} = 175,82 - 13,49 * \frac{1}{\beta}$$

«Решая это уравнение относительно  $\beta$ , находим» [13]:

$$8213,22 - 22484,72 * \frac{0,6 - \beta}{\beta} = 175,82 - 13,49 * \frac{1}{\beta} = 0,44155982$$

Следовательно:

$$\gamma = 0,6 - 0,44155982 = 0,15844018$$

«Подставляя значение  $\beta$  и  $\gamma$  в уравнения, определим количества аммиака и воды, поступающие с карбаматом аммония» [13]:

$$m'_{NH_3} = 22484,72 * \frac{0,3}{0,44155982} = 15276,34 \text{ кг/ч}$$

$$m'_{H_2O} = 22484,72 * \frac{0,15844018}{0,44155982} = 8067,95 \text{ кг/ч}$$

«Всего поступает карбамата аммония» [13]:

$$22484,72 + 15276,34 + 8067,95 = 45829,01 \text{ кг/ч}$$

«Количество свежего и возвратного аммиака без учета  $NH_3$ , возвращаемого с карбаматом аммония» [13]:

$$A_1 = 87911,85 - 15276,34 = 72635,51 \text{ кг/ч}$$

«Количество воды, вводимой со свежим и возвратным аммиаком» [13]:

$$B_1 = 175,82 - 13,49 * \frac{1}{0,44155982} = 145,30 \text{ кг/ч}$$

«Колонна синтеза. Общее количество поступающих компонентов (кг/ч)» [13]:

$$m_{NH_3} = 87911,85 \text{ кг/ч}; \quad m_{CO_2} = 66922,52 \text{ кг/ч} \quad m_{H_2O} = 8213,22 \text{ кг/ч}.$$

«Количество свежего диоксида углерода» [13]:

$$m_{CO_2} - m'_{CO_2} = 66922,52 - 22484,72 = 44437,80 \text{ кг/ч}$$

«Количество прочих газов, вводимых с диоксидом углерода (в объемн. %)» [13]:

$$v_{пр} = 44437,80 * \frac{22,4}{44} * \frac{3}{100 - 3} = 699,68 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

- для азота:

$$m_{азот} = 699,68 * 1,096 = 766,85 \text{ кг/ч}$$

где: плотность азота -1,096 кг/м<sup>3</sup> при 35°C [4].

- для водорода:

$$m_{\text{вод.}} = 699,68 * 0,079 = 55,27 \text{ кг/ч}$$

где: плотность водорода – 0,079 кг/м<sup>3</sup> при 35°C [4].

- для кислорода:

$$m_{\text{кисл.}} = 699,68 * 1,25 = 874,60 \text{ кг/ч}$$

где: плотность кислорода – 1,25 кг/м<sup>3</sup> при 35°C [4].

«Образуется карбамата аммония по первой реакции [13]:

$$m_{\text{CO}_2} * \frac{78}{44} = 66922,52 * \frac{78}{44} = 118635,38 \text{ кг/ч}$$

где: «78 – молекулярная масса карбамата аммония;

44 – молекулярная масса диоксида углерода».

На образование карбамата аммония расходуется аммиака» [13]:

$$118635,38 * \frac{2 * 17}{78} = 51712,86 \text{ кг/ч}$$

где: «17 – молекулярная масса аммиака.

Остается непрореагировавшего аммиака» [13]:

$$87911,85 - 51712,86 = 36199 \text{ кг/ч}$$

«Образуется мочевины из карбамата аммония» [13]:

$$118635,38 * \frac{70}{78} * \frac{70}{100} = 74527,35 \text{ кг/ч}$$

«Количество непрореагировавшего карбамата аммония» [13]:

$$118635,38 * \frac{100 - 70}{100} = 35590,61 \text{ кг/ч}$$

«При превращении карбамата аммония в мочевины по реакции 2 выделяется вода в количестве» [13]:

$$118635,38 * \frac{18}{78} * \frac{70}{100} = 19164,18 \text{ кг/ч}$$

«Всего получается воды в колонне синтеза» [13]:

$$8213,22 + 19164,18 = 27377,4 \text{ кг/ч}$$

«Вода взаимодействует с избыточным аммиаком, образуя гидроксид аммония, количество которого составит» [13]:

$$\frac{27377,4 * 35}{18} = 53233,83 \text{ кг/ч}$$

где: «35 – молекулярная масса гидроксида аммония;

18 – молекулярная масса воды.

На образование 53233,83 кг/ч гидроксида аммония затрачивается аммиака» [13]:

$$53233,83 - 27377,4 = 25856,43 \text{ кг/ч}$$

«Остается свободного аммиака в газовой фазе» [13]:

$$36199 - 25856,43 = 10342,57 \text{ кг/ч}$$

Полученные данные занесем в таблицу материального баланса 9.

Таблица 9 – Материальный баланс колонны синтеза карбамида

| Приход  |           |       | Расход                                      |           |       |
|---|-----------|-------|---|-----------|-------|
| Статья  | кг/ч      | %     | Статья                                      | кг/ч      | %     |
| Аммиак (свежий и возврат):                            |           |       | Карбамид                                    | 63880,59  | 38,78 |
| - NH <sub>3</sub>                                     | 72635,51  | 44,09 | Карбамат аммония                            | 35590,61  | 21,60 |
| - H <sub>2</sub> O                                    | 145,30    | 0,09  | Избыточный свободный аммиак                 | 10342,57  | 6,28  |
| Двуокись углерода:                                    |           |       | Вода + NH <sub>3</sub> (NH <sub>4</sub> OH) | 53233,83  | 32,31 |
| - CO <sub>2</sub>                                     | 44437,80  | 26,97 | Прочие газы в том числе:                    |           |       |
| Прочие газы в том числе:                              |           |       | - азот                                      | 766,85    | 0,47  |
| - азот  | 766,85    | 0,47  | - водород                                   | 55,27     | 0,03  |
| - водород   | 55,27     | 0,03  | - кислород                                  | 874,60    | 0,53  |
| - кислород  | 874,60    | 0,53  |   |           |       |
| Карбамат аммония, возвращаемый в рецикл, в том числе: |           |       |   |           |       |
| - NH <sub>3</sub>                                     | 15276,34  | 9,27  |   |           |       |
| - CO <sub>2</sub>                                     | 22484,72  | 13,65 |   |           |       |
| - H <sub>2</sub> O                                    | 8067,95   | 4,90  |   |           |       |
| Итого:  | 164744,32 | 100   | Итого:                                      | 164744,32 | 100   |

Сравнивая материальный баланс таблицы 4 и полученный в ходе расчетов можно сделать вывод о том, что:

- подача аммиака в реактор не изменилась, следовательно, из-за выведения раствора УАС, синтез в колонне проводится под избытком NH<sub>3</sub>;
- сокращение подачи исходного аммиака в реактор и возвратного, который содержится в карбамате аммония на 19598,15 кг/ч.
- за счет выведения раствора углеаммонийных солей из рецикла выход плава карбамида увеличилась на 8,4%.

Для дальнейшей работы рассчитаем тепловой баланс колонны.

### 3.3.2 Тепловой баланс колонны синтеза карбамида поз. Р-1

Синтез мочевины протекает автотермично. Для создания автотермичности процесса недостающее количество тепла вводится с

аммиаком, для чего его подогревают. Необходимая температура подогрева аммиака определяется в процессе составления теплового баланса.

Таблица 10 – Исходные данные для расчета [9]

| Данные процесса   | Показатели          |
|---|---------------------|
| Температура реагентов, поступающих в колонну (в °С):  |                     |
| - жидкий аммиак   | 27                  |
| - диоксид углерода  | 40                  |
| - карбонат аммония  | 157                 |
| Температура в колонне (в °С)  | 185                 |
| Критическая температура аммиака (в °С)  | 132,4               |
| Тепло реакции образования мочевины из карбамата при 185°С и избытке аммиака 125% (в кДж/моль) | 20430               |
| Давление в колонне синтеза (в н/м <sup>2</sup> )  | 154*10 <sup>5</sup> |

Таблица 11 – Зависимость теплового эффекта реакции конверсии карбамата аммония от избытка аммиака и диоксида углерода при 155-210°С [13]

| Избыток NH <sub>3</sub> , % от уравнения реакции | 0     | 100   | 200   | 300   |
|--|-------|-------|-------|-------|
| Тепловой эффект, (в кДж)                         | 14246 | 18436 | 20782 | 22626 |

Приход тепла:

«С газообразным диоксидом углерода» [13]:

$$Q_1 = (44437,80 * 58,76) = 2611165,13 \text{ кДж}$$

где : 58,76 – энтальпия диоксида углерода при 40°С и 154\*10<sup>5</sup> н/м<sup>2</sup>, кДж/кг [5].

«С прочими газами, поступающими с диоксидом углерода (принимая теплоемкость по азоту)» [13]:

– азот:

$$Q_{\text{азот}} = (766,85 * 1,096 * 40) = 33618,70 \text{ кДж}$$



– водород:

$$Q_{\text{вод.}} = (55,27 * 0,079 * 40) = 174,65 \text{ кДж}$$

– кислород:

$$Q_{\text{кисл.}} = (874,60 * 1,25 * 40) = 43730 \text{ кДж}$$

Всего с прочими газами поступает количество тепла:

$$Q_2 = 33618,70 + 174,65 + 43730 = 77523,35 \text{ Дж}$$

«С жидким аммиаком:

$$Q_3 = (72635,51 * 23,1989) = 1685063,93 \text{ кДж}$$

где: 23,1989 – энтальпия жидкого аммиака при 27°C, кДж/кг [13, 31].

«Теплота реакции образования карбамата аммония» [13]:

$$Q_4 = \frac{118635,38 * (159320 - 25140)}{78} = 204083272,93 \text{ кДж}$$

где: «159320 – теплота образования твердого карбамата аммония из газообразных аммиака и двуокиси углерода (условно принято, что образование карбамата происходит при критической температуре аммиак 132,4°C);

25140 – теплота плавления карбамата аммония, кДж/кмоль» [13].

«Теплота реакции образования NH<sub>4</sub>OH» [13]:

$$Q_5 = \frac{(15276,34 - 10342,57) * (29540 - 23680)}{17} = 1700699,54 \text{ кДж}$$

где: «10342,57 – количество аммиака, выводимое из колонны в виде гидроокиси, кг/ч;

15276,34 – количество аммиака, поступающее в колонну в виде карбамата аммония солей, кг/ч;

29540 – интегральное тепло растворения 1 кмоль газообразного аммиака в 1 кмоль жидкой воды, кДж/кмоль;

23680 – разность стандартных энтальпий жидкого и газообразного аммиака, кДж/кмоль.

Физическое тепло карбоната аммония при 157°C и  $154 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2$ » [13]:  
– с аммиаком:

$$(15276,34 * 739,0) = 11289215,26 \text{ кДж}$$

– с диоксидом углерода:

$$(22484,72 * 682,53) = 15346495,94 \text{ кДж}$$

– с водой:

$$(8067,95 * 292,27) = 2358019,75 \text{ кДж}$$

где: 739,0; 682,53; 292,27; – энтальпия аммиака, диоксида углерода и воды, кДж/кг.

«Общее количество физического тепла карбамата аммония» [13]:

$$Q_6 = 11289215,26 + 15346495,94 + 2358019,75 = 28993730,95 \text{ кДж}$$

«Расход тепла

На образование мочевины» [9]:

$$Q_1 = \frac{63880,59 * 20430}{60} = 21751340,90 \text{ кДж}$$

«На подогрев реагирующей части жидкого аммиака от 27°C до критической температуры 132,4°C при  $154 * 10^5 \text{ н/м}^2$  с одновременным переходом аммиака в газообразное состояние» [13]:

$$Q_2 = (51712,86 * (1110 - 23,1989)) = 57401274,60 \text{ кДж}$$

где: «1110 – энтальпия аммиака при 132,4°C и  $154 * 10^5 \text{ н/м}^2$ , кДж/кг.

23,1989 – энтальпия жидкого аммиака при 27°C, кДж/кг.

На подогрев газообразной двуокиси углерода от 40 до 132,4°C» [13, 19]:

$$Q_3 = (44437,80 * (821,5 - 58,76)) = 33894487,57 \text{ кДж}$$

где: «821,5 – энтальпия диоксида углерода при 132,4°C и  $154 * 10^5 \text{ н/м}^2$ , кДж/кг;

58,76 – энтальпия диоксида углерода при 40°C и  $154 * 10^5 \text{ н/м}^2$ , кДж/кг [13].

«На выделение диоксида углерода из карбамата аммония» [13]:

$$Q_4 = \frac{22484,72 * 24700}{44} = 12622104,18 \text{ кДж}$$

где: 24700 – теплота растворения диоксида углерода, кДж/ч.

«На подогрев двуокиси углерода и карбамата аммония от 40 до 157°C» [13]:

$$Q_5 = (22484,72 * (821,5 - 682,53)) = 3124701,54 \text{ кДж}$$

«На подогрев превращающейся в мочевины части карбамата аммония от 157 до 185°C» [13]:

$$Q_6 = (83044,77 * 1,954 * (185 - 157)) = 4543545,46 \text{ кДж}$$

где: 83044,77 – общее количество реагентов, которое необходимо ввести в цикл (36201,13+46843,64= 83044,77).

1,954 – теплоемкость карбамата аммония при 185°C.

«Тепло, уносимое плавом мочевины» [13]:

$$Q_7 = m_m c_m t + m_k c_k t + m_a i_a + m_b i_b + m_{аз} c_{аз} t$$

$$Q_7 = (63880,59 * 2,243 * 185) + (35590,61 * 1,954 * 185) + \\ + (36199 * 2104,74) + (27377,4 * 785,55) + (766,85 * 1,11 * 185) + \\ + (55,27 * 14,667 * 185) + (874,60 * 0,958 * 185) = 137531467,01 \text{ кДж}$$

где:  $m_m = 63880,59 \text{ кг/ч}$ ;  $m_k = 35590,61 \text{ кг/ч}$ ;  $m_a = 36199 \text{ кг/ч}$ ;  $m_b = 27377,4 \text{ кг/ч}$ ;  $m_{азот} = 766,85 \text{ кг/ч}$ ;  $m_{вод.} = 55,27 \text{ кг/ч}$ ;  $m_{кисл.} = 874,60 \text{ кг/ч}$  – массы мочевины, карбамата аммония, непрореагированного аммиака, воды, азота, водорода, кислорода;

$c_m = 2,243 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ;  $c_k = 1,954 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ;  $c_{азот} = 1,11 \text{ кДж/кг}$ ;  $c_{вод.} = 14,667 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ;  $c_{кисл.} = 0,958 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  – теплоемкости мочевины, карбамата аммония, азота, водорода, кислорода [4];

$i_a = 2104,74 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ;  $i_b = 785,55 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  – энтальпии аммиака и воды, кДж/кг [4, 32];  $t$  – температура, °C.

«Потери тепла колонной синтеза в окружающую среду. Потери тепла поверхностью аппарата в окружающую среду определяются по формуле:

$$Q_{\text{пот}} = \frac{\lambda}{\delta} * (t_{ct1} - t_{ct2}) * F * t * 10^{-3}$$

где:  $\lambda$  — коэффициент теплопроводности изоляции, Вт/м\*град;  
 $\delta$  — толщина изоляции, м;  
 $t_{ct1}$  — температура наружной поверхности стенки аппарата или внутренней поверхности изоляции, °С;  
 $t_{ct2}$  — температура наружной поверхности изоляции, °С;  
 $F$  — поверхность аппарата, м<sup>2</sup>;  
 $t$  — время, равное 3600 сек.

«В качестве изоляции для колонны синтеза применяется изоляционный (диатомитовый) кирпич» [13]. Коэффициент теплопроводности диатомитового кирпича составляет 0,128 — 0,186 Вт/м\*град. Для расчета принимаем 0,15 Вт/м\*град» [5].

«Толщина изоляции. Необходимая толщина изоляции рассчитывается по формуле» [13]:

$$\delta = \frac{\lambda * (t_{ct1} - t_{ct2})}{q}$$

где:  $q$  — удельная тепловая нагрузка, Вт/м<sup>2</sup>.

«Удельная тепловая нагрузка определяется по тепловому уравнению:

$$q = \beta_2 * (t_{ct1} - t_{в}) = \beta_2 * \Delta t$$

где: « $\beta_2$  — суммарный коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности

изоляция к внешнему воздуху, Вт/м<sup>2</sup>\*град;

$t_{в}$  — температура окружающего воздуха, °С;

$\Delta t$  — разность температур между наружной поверхностью изоляции и воздухом, °С» [13].

$$\beta_2 = 9,3 + 0,058 * t_{ct2}$$

Принимаем  $t_{ct2} = 40^\circ\text{C}$ ,  $t_B = -20^\circ\text{C}$ , имеем

$$\begin{aligned}\beta_2 &= 9,3 + 0,058 * 40 = 11,62 \text{ Вт/м}^2 * \text{град} \\ q &= 11,62 * (40 - (-20)) = 697,2 \text{ Вт/м}^2 * \text{град}\end{aligned}$$

«Учитывая, что температура в колонне  $185^\circ\text{C}$ , а основное тепловое сопротивление создает изоляция, можем считать, что  $t_{ct1} = 180^\circ\text{C}$ » [13]. Тогда:

$$\delta = \frac{0,15 * (180 - 140)}{697,2} = 0,0086 \text{ м}$$

«Размеры обычного диатомитового кирпича  $65 \times 123 \times 250$  мм. Укладывая его по размеру 65 мм и учитывая 15 мм толщины затирки, получим общую толщину изоляции 80 мм» [13]. На производстве производительностью 480 тыс. т./г применяются колонны диаметром 2,6 м и высотой 28 м, поэтому площадь наружной поверхности одной колонны составит:

$$\begin{aligned}F_{\text{н.к.}} &= \pi dH + 2 * \frac{\pi}{4} * d^2 \\ F_{\text{н.к.}} &= \pi(2,6 + 2 * 0,08) * H + 2 * \frac{\pi}{4} * (2,0 + 2 * 0,08)^2 \\ F_{\text{н.к.}} &= 3,14 * (2,6 + 2 * 0,08) * 28 + 2 * \frac{3,14}{4} * (2,6 + 2 * 0,08)^2 = 254,62 \text{ м}^2\end{aligned}$$

«Потери тепла составляют» [13]:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{пот}} &= \beta_2 * F_{\text{н.к.}} * (t_{\text{ct2}} - t_{\text{в}}) * t * 10^{-3} = \\
 &= (11,62 * 254,62 * (40 - (-20)) * 3600 * 10^{-3}) = \\
 &= 639075,83 \text{ кДж/ч}
 \end{aligned}$$

Полученные результаты расчетов занесем в таблицу теплового баланса.

Таблица 12 – Тепловой баланс колонны синтеза карбамида

| Приход тепла   |              |       | Расход тепла     |              |       |
|----------------|--------------|-------|------------------|--------------|-------|
| Статьи прихода | Дж           | %     | Статьи расхода   | Дж           | %     |
| $Q_1$          | 2611165,13   | 1,09  | $Q_1$            | 21751340,90  | 8,01  |
| $Q_2$          | 77523,35     | 0,03  | $Q_2$            | 57401274,60  | 21,14 |
| $Q_3$          | 1685063,93   | 0,70  | $Q_3$            | 33894487,57  | 12,48 |
| $Q_4$          | 204083272,93 | 85,34 | $Q_4$            | 12622104,18  | 4,65  |
| $Q_5$          | 1700699,54   | 0,71  | $Q_5$            | 3124701,54   | 1,15  |
| $Q_6$          | 28993730,95  | 12,13 | $Q_6$            | 4543545,46   | 1,67  |
|                |              |       | $Q_7$            | 137531467,01 | 50,65 |
|                |              |       | $Q_{\text{пот}}$ | 639075,83    | 0,25  |
| Итого:         | 239151455,83 | 100   | Итого:           | 271507997,09 | 100   |

«Невязка в балансе при подаче аммиака с температурой 27°C составляет» [13]:

$$271507997,09 - 239151455,83 = 32356541,26 \text{ кДж}$$

«Для ликвидации этой невязки применяется предварительный подогрев жидкого аммиака. При этом увеличивается приход и уменьшается расход тепла. Если энтальпия поступающего аммиака увеличивается на 1 кДж/кг, то с 72635,51 кг аммиака будет внесено 72635,51 кДж/ч тепла больше. Таким образом, невязка в балансе уменьшится на» [13]:

$$(72635,51 + 51712,86) = 124348,37 \text{ кДж/ч}$$

«Чтобы избежать невязки, энтальпия аммиака должна быть увеличена на  $32356541,26/124348,37 = 260,21$  кДж/кг, т.е. должна составлять

$23,1989 + 260,20 = 283,40$  кДж/кг. Такую энтальпию имеет аммиак с температурой  $22^{\circ}\text{C}$ . Следовательно, жидкий аммиак должен подаваться в реактор синтеза с температурой  $27 + 22^{\circ}\text{C} = 49^{\circ}\text{C}$  [13].

Подогрев аммиака осуществляется паром  $15 * 10^5$  н/м<sup>2</sup>. Расход пара с учетом 7% потерь составит:

$$\frac{71100,43 * 260,21 * 1,07}{1953} = 10136,26 \text{ кг/ч}$$

где: 1953 – теплота парообразования при  $15 * 10^5$  н/м<sup>2</sup>.

Вывод по расчетной части: по разработанной схеме по оптимизации стадии синтеза карбамида был рассчитан материальный и тепловой баланс, а также конструктивный расчет колонны карбонизации, где было установлено, что для поглощения избыточного диоксида углерода следует установить в аппарат 5 тарелок провального типа. Рассчитан аммиачный насос для перекачки влажного гидрокарбоната аммония.



## Заключение

В работе была рассмотрена стадия синтеза карбамида цеха №08К предприятия ПАО «ТольяттиАзот». Рассмотрена общая характеристика цеха, а также изучена технологическая схема. Проведя анализ технологической схемы на основании исследований, были выявлены недостатки, связанные с рециркуляцией образовавшегося раствора УАС на стадии синтеза.

Предложена разработка схемы по оптимизации стадии синтеза, путем выведения раствора УАС из рецикла с целью получения второго дополнительного продукта – гидрокарбоната аммония, тем самым повышая технико-экономические показатели колонны поз. Р-1. Изучив рынок азотосодержащих удобрений, было выявлено, что гидрокарбонат аммония считается очень востребованным продуктом из-за широкого спектра применения в медицине, а также в химической, сельскохозяйственной и пищевой промышленности. По предложенной схеме рассчитаны аппараты:

1. Колонна карбонизации. Составление материального и теплового баланса колонны карбонизации. На основании расчетов было выявлено, что часть диоксида углерода не вступает в реакцию образования угольной кислоты для получения влажного гидрокарбоната аммония. Поэтому для выведения избыточного  $\text{CO}_2$ , следует установить в колонну 5 тарелок провального типа. Для поглощения диоксида углерода используется поглотитель-вода. Также в колонне предусмотрена система охлаждения.

2. Аммиачный насос для перекачки влажного гидрокарбоната аммония в мешалку-кристаллизатор. По полученным расчетам был подобран насос марки ХМ-50/50 с номинальной подачей  $50 \text{ м}^3/\text{ч}$ , с максимальным напором 50 м, с мощностью двигателя 22 кВт.

3. Рассчитан материальный и тепловой баланс колонны синтеза поз. Р-1 без участия раствора углеаммонийных солей. Благодаря такому решению, согласно расчетным данным, плав карбамида увеличился на 8,4% от существующей установки.

## Список используемой литературы и используемых источников

1. Анализ рынка карбамида в России, 2023 г. с. – 120.
2. Атрощенко В. И. и др. Курс технологии связанного азота. Под ред. чл.-корр. АН УССР Атрощенко В. И. Изд. 2-е, пер. и доп. Инд. 3-14-3.
3. Васильев А. М. Использование избыточной энергии электростанций для выработки химических продуктов в интересах АПК //Мелиорация и гидротехника. – 2012. – №. 4. – С. 219-229.
4. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей/2-е изд., доп. и перераб. - М.: Наука, 1972. - 721 с.
5. Вукалович М. П., Алтунин В. В., Тимошенко Н. И. Термодинамические свойства двуокси углерода при температуре 0-1000° С и давления до 100 бар. – 1963.
6. Гаврилюк А. Н., Дормешкин О. Б. Технология связанного азота и азотных удобрений. Минск: Белорусский государственный технологический университет (БГТУ), 2018. — 162 с. — ISBN: 978-985-530-704-5.
7. Ганичкина О., Ганичкин А. Litres, 2022.
8. Горохова Н. С. Синтез карбоната аммония в учебной лаборатории //Вестник современных исследований. – 2018. – №. 12.1. – С. 329-331.
9. ГОСТ 2081-2010 Карбамид. Технические условия.
10. Гофман М. С. и др. Способ получения кальцинированной соды. – 1997.
11. Гроссе Э В. Х. Химия для любознательных. – 1985.
12. Диверсификация базовых предприятий энергетики в целях устойчивого развития АПК региона (на примере Ростовской области): монография / А. М. Васильев [и др.]; под ред. В. В. Гутенева. – Новочеркасск: УПЦ «Набла» ЮРГТУ (НПИ), 2010.– 291 с.
13. Дыбина П. В., Соловьева А. С. Вишняк Ю. И. Расчеты по технологии неорганических веществ. Под редакцией докт. техн. наук проф. П. В. Дыбиной. Изд. «Высшая школа» М.: - 1967 г., с. 115 – 149.

14. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты. М.: Химия, 1995.-368 с.: ил. ISBN 5 – 7245 – 1007 – 3.

15. Зотов А. Т. Мочевина [Электронный ресурс]. Режим доступа: <http://bookre.org/reader?file=486226>.

16. Казаровец Н. В. и др. Производственные технологии заготовки и использования кормов. – 2009.

17. Каримова Д. В., Кирсанов Ю. Г. Производство карбамида как объект бережливой технологии //Весенние дни науки ВШЭМ. – 2019. – С. 133-135.

18. Матыгулина А. М. К вопросу о химическом способе разрыхления в мучных кондитерских изделиях //инновации в пищевой биотехнологии. – 2019. – С. 52-53.

19. Медведев В. А. и др. Термические константы веществ/Под ред. ВП Глушко //М.: ВИНТИ. – 1970. – №. 4 ч 1. – С. 509.

20. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов/Под ред. чл.-корр. АН СССР П. Г. Романкова. – 10-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1987. – 576 с., ил.

21. Патент № 2429228С1 Российская Федерация, МПК С07С 273/04 (2006.1), В01J 12/00 (2006.1), В01J 8/00 (2006.1). Установка и способ получения карбамида : № 2009148403/04 : заявл. 24.12.2009 : опубл. 20.09.2011/ Сергеев Ю. А., Андержанов Р. В., Воробьев А. А., Солдатов А. В., Головоин Ю. А., Шнепп Ю. Б., Прокопьев А. А., Костин О. Н., Кузнецов Н. М., Есин И. В.

22. Патент № 2256495С1 Российская Федерация, МПК В01J 10/00 (2006.1), В01F 19/26 (2006.1). Колонна синтеза карбамида : № 2004120638/15 : заявл. 06.07.2004 : опубл. 20.07.2005/ Иванов А. А., Сергеев Ю. А., Андержанов Р. В., Кузнецов Н. М., Прокопьев А. А., Солдатов А. В., Потапов В. В.

23. Патент № 2173212С1 Российская Федерация, МПК, В01J 10/00 (2006.1), В01J 19/00 (2006.1), С07С 273/04 (2006.1). Колонна синтеза карбамида : № 200104133/12 : заявл. 15.02.2001 : опубл. 10.09.2001/ Зуев А. А., Воробьев В. С., Воробьев Ф. П., Андросов Д. И., Глашкин А. И., Ершов А. К.

24. Патент № 2474561С1 Российская Федерация, МПК С05С 1/00 (2006.1). Способ получения дополнительного азотного удобрения при производстве карбамида по способу «Стамикарбон» (варианты) : № 2011135558/13 : заявл. 25.08.20011 : опубл. 10.02.2013/ Чугунов А. А., Макаров О. В.

25. Патент № 2720083С2 Российская Федерация, МПК С07С 273/04 (2006.1), В01J 19/00 (2006.1), В01J 19/18 (2006.1), В01J 19/20 (2006.1). Реактор-конденсатор для синтеза мочевины : № 2018110412 : заявл. 20.07.2016 : опубл. 24.04.2020/ Руньоне Лука.

26. Патент № 2696384С2 Российская Федерация МПК В01J 10/00 (2006.1), В01J 19/24 (2006.1), В01J 4/20 (2006.1). Реактор и способ синтеза мочевины : № 20171346693 : заявл. 01.04.2016 : опубл. 01.08.2019/ Авальяно У., Чиккинелли С., Карлесси Л.

27. Патент № 2300416С2 Российская Федерация, МПК, В01J 10/00 (2006.1), В01J 19/00 (2006.1), С07С 273/04 (2006.1). Способ синтеза карбамида и колонна для его осуществления : № 2004136385/15 : заявл. 15.12.2004 : опубл. 10.06.2007/ Иванов Ю. А., Кожевников А. О.

28. Постоянный технологический регламент производства карбамида мощностью 960 тыс. тонн в год поставки фирмы «Снампрожжети» Италия № ПК – 5Р. Введен в действие приказом от 2020 г.

29. Рамм В. М. Абсорбция газов. Издание второе, переработанное и дополненное //М.: Химия. – 1976.

30. Рабинович В.А., Хавин З.Я. Краткий химический справочник. - Л.: Химия, 1977. - С. 53.

31. Теплофизические свойства аммиака. Голубев И. Ф., Кияшова В. П., Перельштейн И. И., Парушин Е. Б. М. Издательство стандартов, 1978, 264 с.

32. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений: Курс лекций. - Великий Новгород: НовГУ им. Ярослава Мудрого, 2007. - 237 с.

33. Фалюшина И. П. Промежуточные и остаточные продукты масляного производства ОАО «Нафтан» как компоненты защитных смазочных материалов // ББК 39.77 Н58. – 2018. – С. 24.

34. Chakraborty R. et al. Antitussive, expectorant activity of *Marsilea minuta* L., an Indian vegetable // Journal of advanced pharmaceutical technology & research. – 2013. – Т. 4. – №. 1. – С. 61.

35. Chi R. et al. Solution-chemistry analysis of ammonium bicarbonate consumption in rare-earth-element precipitation // Metallurgical and Materials Transactions B. – 2003. – Т. 34. – С. 611-617.

36. CRC Handbook of Chemistry and Physics. - 90ed. - CRC Press, 2010. - С. 5-20.

37. Lange's Handbook of Chemistry, 10th ed., p. 1100.

38. Milne G.W.A. Gardner's Commercially Important Chemicals. - Wiley-Interscience, 2005. - С. 32.

39. URL: <https://www.russkayaferma.ru/catalog/khimicheskie-tsentrobezhnnye-nasosy/tsentrobezhnnyy-khimicheskiy-nasos-khm-50-50/> (дата обращения 12.11.2023).

40. URL: [https://ru.wikipedia.org/wiki/Гидрокарбонат\\_аммония](https://ru.wikipedia.org/wiki/Гидрокарбонат_аммония) (дата обращения 10.11.2023).

41. URL: <http://ai08.org> Карбонизационная колонна - Технический словарь Том IV (дата обращения 7.09.2023).