

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)

18.03.02 Энерго– и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии
и биотехнологии

(код и наименование направления подготовки / специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов
(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Совершенствование технологии переработки жидкого плава производства
карбамида в ПАО «ТольяттиАзот»

Обучающийся

Теслов Н.А

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

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



Тольятти 2023



Росдистант
ВЫСШЕЕ ОБРАЗОВАНИЕ ДИСТАНЦИОННО

Аннотация

Название выпускной квалификационной работы: «Совершенствование технологии переработки жидкого плава производства карбамида в ПАО «ТольяттиАзот»».

Выпускная работа состоит из введения, трех разделов, заключения, 2 таблиц, 14 рисунков, список используемых источников.

В выпускной квалификационной работе рассматривается вопрос сокращения выбросов в атмосферу агрегата синтеза карбамида

Целью работы снижение выбросов аммиака в окружающую среду за счет оптимизации технологии переработки жидкого плава в производстве карбамида на ПАО «ТольяттиАзот».

Объектом исследования стадия дистилляции агрегата синтеза карбамида.

Во введении ставится цель и формулируются задачи работы.

В первом разделе проанализированы различные варианты технологического оформления производств карбамида выявлены их достоинства и недостатки, проведен патентный поиск и выбрано техническое решение для оптимизации процесса

Во втором разделе рассмотрена устройство узла дистилляции и обосновано предлагаемое техническое решение

В третьем разделе приводятся данные по расчетам основного оборудования

В заключении делаются выводы о техническом эффекте оптимизации.

Работа состоит из введения, 3 разделов, заключения, включает 6 рисунков, 17 таблицы и список используемой литературы и источников, включая 5 источников на английском языке. Основной текст работы изложен на 86 страницах.

Содержание

Содержание.....	3
Введение.....	4
1 Аналитическая часть.....	5
1.1 Обзор существующих схем производства карбамида	5
1.2 Патентный обзор в сфере производства карбамида.....	11
2 Технологическая часть	18
2.1 Характеристика узла дистилляции производства карбамида	18
2.2 Обоснование цели проекта и основных технических решений ...	24
3 Расчетная часть	27
3.1 Описание технологической схемы.....	27
3.2 Материальный баланс.....	32
3.3 Тепловой расчет узла синтеза.....	50
3.4 Материальный и тепловой баланс отделения дистилляции после реконструкции.....	65
Заключение	79
Список используемой литературы и используемых источников	80

Введение

Тема представленной выпускной квалификационной работы – «Совершенствование технологии переработки жидкого плава производства карбамида в ПАО «ТольяттиАзот»».

Производство азотных удобрений осуществляется на крупных предприятиях, что обосновано сложностью технологического цикла и необходимостью выпуска продукции в значительных количествах.

Повышение спроса на карбамид и стоимости чистой воды для использования ее в технологическом процессе требует от предприятия разработки мероприятий, позволяющих повысить рентабельность производства, снизить расходы на непроизводственные нужды. Одним из способов решения этих проблем является внедрение схем водопользования, позволяющих снизить объёмы потребления чистой воды из систем водоснабжения. Реализовать такую схему возможно за счет внедрения водооборотной охлаждающей системы, в состав которой входит градирня в качестве охлаждающего оборудования. Применение данного оборудования позволит улучшить не только экономические показатели предприятия, но и снизить антропогенную нагрузку на окружающую среду.

Цель работы: снижение выбросов аммиака в окружающую среду за счет оптимизации технологии переработки жидкого плава в производстве карбамида на ПАО «ТольяттиАзот».

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

- Провести анализ возможных способов снижения выбросов аммиака в окружающую среду в процессе переработки жидкого плава.
- Предложить техническое решение по оптимизации технологии переработки жидкого плава.
- Расчет материального теплового балансов предложенной технологии переработки жидкого плава в производстве карбамида.

1 Аналитическая часть

1.1 Обзор существующих схем производства карбамида

Промышленные способы производства карбамида отличаются друг от друга не столько условиями синтеза, сколько методами улавливания и переработки газов дистилляции, содержащих аммиак и CO_2 . Все известные способы можно разделить на [1]:

«Процессы с частичным рециклом:

- схема с частичным рециклом жидкого аммиака;
- схемы с частичным рециклом жидкого аммиака и раствора углеаммонийных солей фирмы «Тое-коацу» [16].

«Процессы с полным рециклом:

- схемы с рециркуляцией растворенных NH_3 и CO_2 ;
- схемы с рециркуляцией суспензии карбамата аммония;
- схемы с разделением непрореагировавших NH_3 и CO_2 и возвратом их в цикл;
- схемы с рециркуляцией горячих газов;
- стриппинг-процесс синтеза и дистилляции;
- стриппинг-процесс CO_2 ;
- стриппинг-процесс NH_3 . [6]

Рассмотрим подробно технологические особенности схемы с частичным рециклом жидкого аммиака.

«Сущность такой схемы рецикла заключается в том, что часть аммиака, не прореагировавшего в карбамид, отделяется от раствора карбамида и в жидком виде возвращается в цикл синтеза. Схема проста в обслуживании и надежна в эксплуатации. Например, схема с частичной рециркуляцией аммиака японской фирмы «Тое-коацу», по которой степень превращения аммиака в карбамид повышена с 32 до 50 – 56 %» [15].

«Впервые процесс производства карбамида с частичной рециркуляцией водного раствора углеаммонийных солей по способу Миллера был осуществлён в 1932 г. концерном «Дюпон» (США) на установке мощностью 135 тыс. т в год (в 1962 г. она была доведена до 185 тыс. т в год.)» [17]

Описанный способ имеет ряд существенных недостатков – низкий объем продукции с единицы реакционного объема, интенсивная коррозия вследствие высоких температур и давлений, большие расходы на эксплуатацию.

Существует способ производства «основанный на работах Фаузера и отличается от процесса, предложенного Миллером, меньшим содержанием воды в рециркулируемом растворе аммонийных солей» [13].

«При определенном сочетании давлений в первой и второй ступенях дистилляции возможно использование тепла, выделяющегося в конденсаторе - абсорбере первой ступени, для разложения карбамата аммония во второй ступени» [8].

Основным преимуществом способа с частичным рециклом Фаузера по сравнению со способом Миллера состоят в следующем.

-«Избыточный аммиак конденсируется вместе с образовавшимся карбаматом аммония, что позволяет уменьшать количество аппаратов и создаёт условия для более полной рекуперации тепла на стадии дистилляции» [5].

-«Возвратный раствор углеаммонийных солей образуется под давлением 20 - 45 атм., что способствует уменьшению количества воды, поступающей в колонну синтез. Это позволяет получить высокую степень превращения при более низких давлениях и температурах, что практически устраняет трудности, связанные с коррозией» [12].

Проанализируем основные особенности процессов с полным рециклом.

«Эти процессы можно классифицировать примерно следующим образом: с рециркуляцией растворенных NH_3 и CO_2 ; рециркуляцией суспензии карбамата аммония; процессы, основанные на разделении

непрореагировавших NH_3 и CO_2 с возвратом их в цикл; с рециркуляцией горячих газов; стриппинг-процесс синтеза и дистилляции» [3].

Выделяют схемы с рециркуляцией растворенных NH_3 и CO_2 . «Сущность этого метода заключается в том, что непревращенные в карбамид аммиак и диоксид углерода возвращаются в цикл синтеза в виде углеаммонийных солей и жидкого аммиака или в виде только раствора углеаммонийных солей» [4].

«Также существуют схемы с разделением непрореагировавших NH_3 и CO_2 и возвратом их в цикл. «Сущность процесса заключается в следующем: не прореагировавшие в карбамид аммиак и оксид углерода (IV) (после выделения из плава) подвергаются селективному разделению с последующим возвратом газов в цикл. Например, схема фирмы «Хемико», основанная на селективном извлечении CO_2 . Существует также схема фирмы «Инвента» заключающаяся в селективном извлечении NH_3 путем избирательной абсорбции его из газов дистилляции. Характерной особенностью этой схемы является футеровка внутренних поверхностей колонны синтеза сплавом, не содержащим серебра и свинца, что позволяет получать очень чистый продукт, высокий выход карбамида и сравнительно небольшие эксплуатационные расходы» [7].

Рассмотрим особенности схемы производства с рециркуляцией горячих газов. «Они основаны на том, для дросселирования плава, получаемого в колонне синтеза, могут быть подобраны такие оптимальные условия, при которых в газовую фазу переходит основная часть не превращенных в карбамид аммиака и оксида углерода (IV) с минимальным содержанием водяных паров. Выделившиеся газы компрессируются и возвращаются в цикл синтеза. По схеме BASF компрессия газов дистилляции производится поршневым компрессором, по схеме «Хемико» применяется центробежный турбокомпрессор» [8]. «Принципиальная схема фирмы BASF (Badische Anilinische Soda – Fabrik) заключается в следующем: аммиак и диоксид углерода в смеси с циркуляционными газами при незначительном избытке аммиака нагнетается под давлением 120 – 135 атм в смеситель и холодильник, где вследствие выделения тепла при образовании карбамата аммония

получается около 0,8 т пара на 1 т карбамида (избыточное давление пара 0,6 атм.). Пар используется для обогрева аппаратов, в которых проводятся последующие стадии процесса» [9]. Такой процесс отличается большими капитальными и эксплуатационными расходами.

Наиболее часто применяют технологии производства, включающие стриппинг-процесс синтеза и дистилляции [19].

«Сущность этого технологического процесса заключается в том, что разложение карбамата аммония и отгонка NH_3 и CO_2 проводится в токе углекислого газа или аммиака. Применение стриппинг процесса позволяет значительно снизить энергетические расходы. Для краткой характеристики процесса рассмотрим схему фирм Stamicarbon и Snamprogetti (Италия)» [8].

«Принципиальное различие этих процессов заключается в том, что по способу фирмы Snamprogetti предусматривается отгонка газов и разложение карбамата в токе аммиака под давлением 130 – 150 атм., а по способу фирмы Stamicarbon разложение карбамата производится в токе углекислого газа. В обоих случаях процессы синтеза и дистилляции осуществляются при одинаковом давлении» [20].

Стриппинг-процесс CO_2 «Urea 2000plus™» компании Stamicarbon.

«Стриппинг-процесс CO_2 уникален по своей эффективности, так как стриппинг-агентом служит диоксид углерода.

Как показано на рисунке 1 в очень простом процессе не преобразовавшийся избыточный аммиак из стадии синтеза рекуперирован как карбамат в одной ступени. На стадии рециркуляции, не преобразовавшиеся NH_3 и CO_2 удаляются из потока основного продукта, снова конденсируются до карбамата и направляются обратно на стадию синтеза с помощью насоса карбамата высокого давления. Расходные нормы сырья почти соответствуют стехиометрическому соотношению аммиак – диоксид углерода, что оставляет возможности для дальнейшего восстановления» [3]. При этом образуется очень малое количество стоков и выбросов, которое выполняет требования по защите окружающей среды большинства стран.

«Простота технологии, требующей меньше оборудования и технологических стадий, обеспечивает высокую готовность установки, простую эксплуатацию и низкие затраты на техобслуживание. Кроме того, с помощью этой технологии высокие производительности могут быть достигнуты и на однолинейных установках» [2].

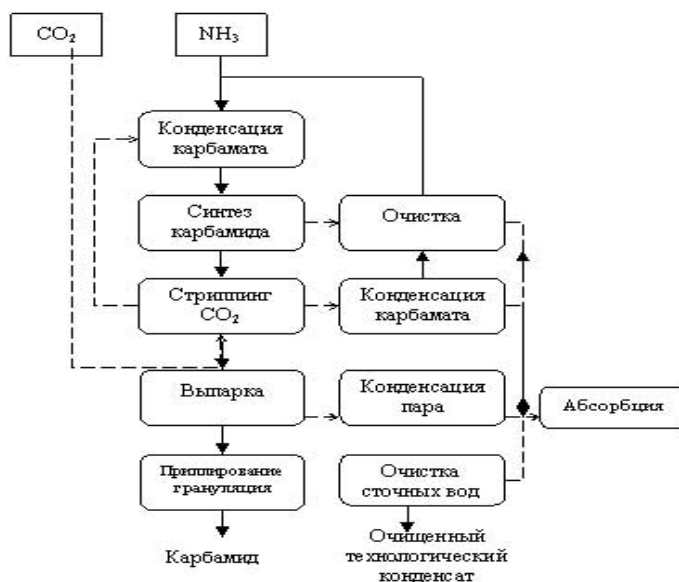


Рисунок 1– Блок-схема стриппинга CO₂

«Процесс Snamprogetti производства карбамида разделяется на шесть стадий:

- синтез и восстановление при высоком давлении (ВД);
- очистка и восстановление при среднем давлении (СД);
- очистка и восстановление при низком давлении (НД);
- вакуумная концентрация;
- процесс очистки конденсата;
- завершающий этап: приллирование» [3].

Стриппинг-процессом предполагается применение аммиака в качестве стриппинг-агента. NH₃ и CO₂ реагируют с образованием карбамида при давлении 15 МПа и температуре 180 °С. Непрореагировавший карбамат

разлагается в стриппере под действием аммиака. Схема процесса представлена на рисунке 2.

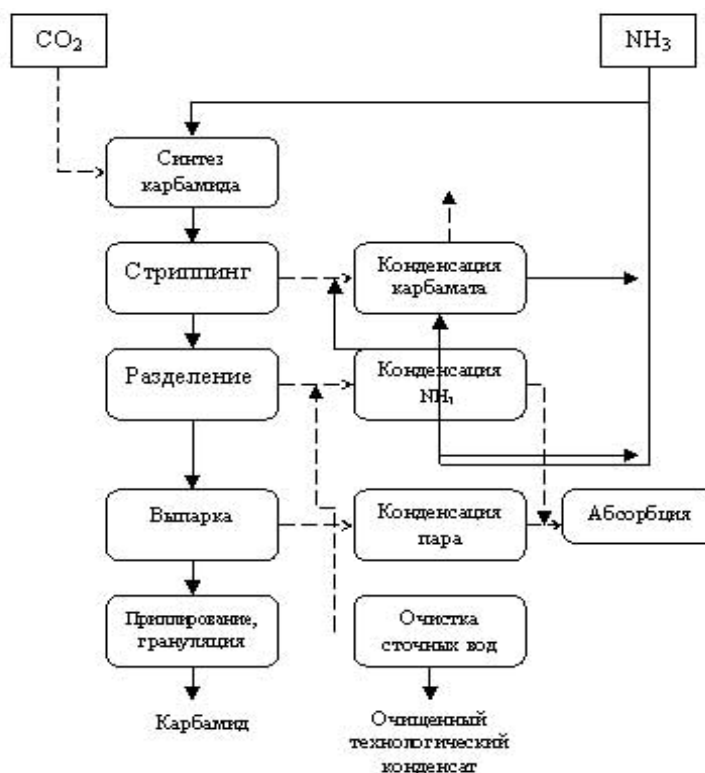


Рисунок 2 – Блок-схема стриппинг-процесса в токе аммиака

Основными преимуществами данной технологии являются:

«- высокая эффективность процесса (низкое потребление сырья, малая потребность в энергии);

- экологически безопасное воздействие на окружающую среду;
- высокое качество продукции;
- утилизация технического конденсата в качестве питательной котловой воды;
- работа отпарной колонны;
- высокая надежность (простое и безопасное управление, низкая коррозия, высокая пропускная способность);
- простота обслуживания» [11].

1.2 Патентный обзор в сфере производства карбамида

Авторы [10] провели теоретическое и эмпирическое исследование в результате которого предложили новый способ получения карбамида. Рассматриваемый способ включает взаимодействие аммиака и диоксида углерода в зоне синтеза при повышенных температурах и давлениях с образованием потока плава карбамида, содержащего карбамид, воду, карбамат аммония, аммиак и диоксид углерода. «Дистилляцию потока плава карбамида ведут при подводе тепла на двух ступенях давления, предпочтительно при 15-25 и 2-5 кгс/см². Дистилляцию плава карбамида на первой ступени давления проводят последовательно в двух зонах. В первой зоне дистилляцию проводят адиабатически или при подводе тепла, а во второй зоне - при подводе тепла в токе диоксида углерода. Конденсацию-абсорбцию при охлаждении газов дистилляции ведут с использованием водных абсорбентов» [21]. «Образовавшиеся водные растворы углеаммонийных солей рециркулируют со стадии конденсации-абсорбции газов дистилляции второй ступени на стадию конденсации-абсорбции газов дистилляции первой ступени, а также со стадии конденсации-абсорбции газов дистилляции первой ступени в зону синтеза. Техническим результатом изобретения является увеличение степени рекуперации тепла производственного цикла и уменьшение количества теплообменников, использующих греющий пар из внешних источников» [22].

На рисунке 3 изображена схема установки, являющейся конкретным воплощением изобретения и реализации указанной выше модификации предложенного способа.

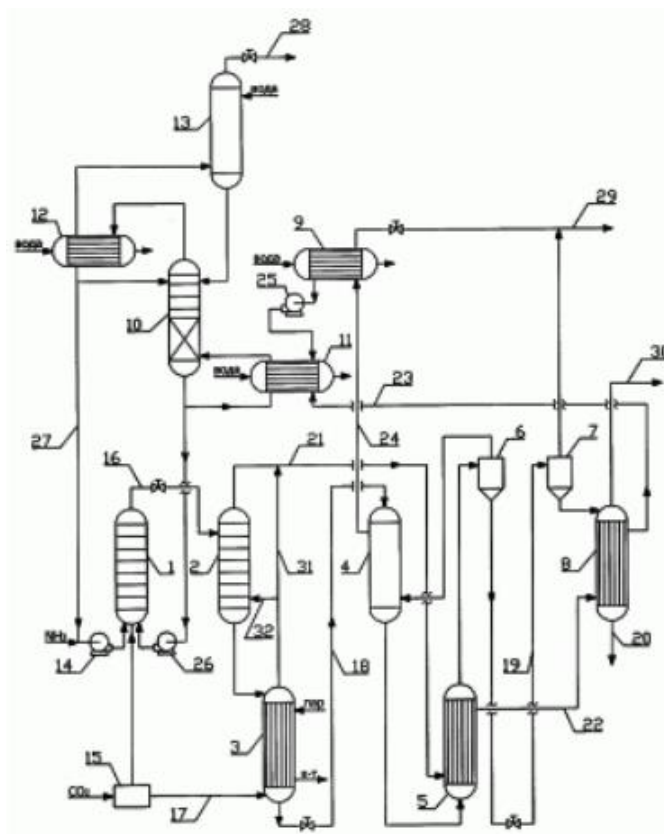


Рисунок 3 – Схема установки получения карбамида из аммиака и диоксида углерода

В соответствии с рисунком 3, установка для получения карбамида включает: «реактор синтеза карбамида 1» [24], «устройство для дистилляции плава карбамида, полученного в реакторе 1» [24], состоящее из: «колонны дистилляции первой ступени 2» и последовательно соединенного с ней «пленочного теплообменника 3», «устройство для дистилляции плава карбамида на второй ступени давления», состоящее из: «колонны дистилляции второй ступени 4», «рекуперативного теплообменника 5» [24] и «сепаратора 6»; «аппарат для предварительного выпаривания водного раствора карбамида», состоящий из «сепаратора 7» и «теплообменника-рекуператора 8», «устройство 9» для конденсации-абсорбции при охлаждении газов дистилляции второй ступени, представляющее собой кожухотрубный теплообменник; «устройство для конденсации-абсорбции» при охлаждении газов дистилляции первой ступени, состоящее из «промывной колонны 10»,

«выносного теплообменника 11» [24], «конденсатора возвратного аммиака 12» и «промывного скруббера 13», «насос 14 «для подачи аммиака и «компрессор 15» для подачи диоксида углерода в «реактор 1»; «трубопровод 16» для подачи плава карбамида из «реактора 1» в «колонну дистилляции 2», «трубопровод 17» для подачи диоксида углерода в «пленочный теплообменник 3», «трубопровод 18» для подачи плава карбамида из «пленочного теплообменника 3» в «колонну дистилляции второй ступени 4» [24], «трубопровод 19» для подачи водного раствора карбамида из «сепаратора 6» в «сепаратор 7», «трубопровод 20» для подачи водного раствора карбамида из «теплообменника-рекуператора 8» в аппараты для дальнейшего выпаривания, «трубопровод 21» для подачи газов дистилляции из «колонны 2» в межтрубное пространство «рекуперативного теплообменника 5», «трубопровод 22» для подачи газов дистилляции из «рекуперативного теплообменника 5» в межтрубное пространство «теплообменника-рекуператора 8», «трубопровод 23» для подачи газов дистилляции из «теплообменника-рекуператора 8» в «выносной теплообменник 11», «трубопровод 24» для подачи газов дистилляции из «колонны дистилляции 4» в «устройство 9»[2] для конденсации-абсорбции газов дистилляции второй ступени, «насос 25» для подачи раствора УАС из «устройства 9» для конденсации-абсорбции газов дистилляции второй ступени в «выносной теплообменник 11», «насос 26» для подачи раствора УАС из «промывной колонны 10» в «реактор синтеза 1» [10].

Изобретение [18] «в целом относится к структуре, которая выполняет двойную функцию – катализатора реакции и поверхности массообмена для дистилляции. Более точно, изобретение относится к неподвижной дистилляционной форме, которая содержит частицы твердого катализатора» [18].

Инженерами было разработано несколько различных каталитических дистилляционных структур. Например, в патентах США [13] «описывается каталитическая дистилляционная структура, в которой катализатор в форме твердых частиц помещен внутри карманов на матерчатой ленте, свитой вместе

с демистерной проволокой» [13], а в патенте США [14] «впервые описывается насадка с гофрированными элементами и лентообразным каталитическим элементом» [14]. «Позднее высокоэффективная насадка была модифицирована для внесения в нее катализатора, как описывается в патенте США» [15]. В последнем каждую структуру, содержащую две параллельных газопроницаемых пластины и помещенный между ними катализатор, располагают вертикально внутри колонны непосредственно рядом с другой парой пластин, содержащих катализатор. «В некоторых случаях плотная упаковка пластин, содержащих катализатор, при помещении в колонку может играть роль плотного слоя катализатора и, таким образом, увеличивать время сверх того, что необходимо для данной реакции. Преимуществом данного изобретения является то, что в некоторых вариантах выполнения внутри колонны может быть получена большая подвижность потоков жидкости или газа. Особенность данного изобретения состоит также в том, что в предложенных структурах может применяться меньшее количество каталитического материала» [15].

Изобретение [12] «обеспечивает более универсальную систему разделения из, по меньшей мере, одной пары соседних элементов, содержащих катализатор, с промежуточным элементом, включающим инертный элемент. Например, промежуточным элементом может являться плоская пластина (газопроницаемая или твердая), элемент, подобный содержащему катализатор элементу и содержащий инертные частицы, или элемент, аналогичный содержащему катализатор элементу, но пустой» [12]. Изменение количества промежуточных элементов в колонне при использовании стандартного содержащего катализатор элемента обеспечивает нужный объем катализатора. В одном из вариантов выполнения каталитические элементы могут быть размещены раздельно для того, чтобы обеспечить свободное пространство между некоторыми или всеми структурами.

«В том случае, когда в поперечном сечении колонны требуется наличие постоянных характеристик потока, промежуточные элементы могут быть

идентичны содержащим катализатор элементам, в которых каталитический материал замещен инертной насадкой аналогичного размера и формы. Кроме того, катализатор или другой наполнитель может быть просто удален для получения альтернативных характеристик потока» [25].

Каталитическая структура, представленная данным патентом, обеспечивает плотную упаковку. «Некоторые пакеты не содержат какого бы то ни было материала и/или содержат частицы инертного материала. Свободные пакеты являются менее плотными и обеспечивают прекрасные показатели дистилляции ввиду наличия открытого пространства и поверхностей. Инертные элементы обеспечивают во всем такие же гидравлические характеристики, как и каталитические элементы, но уменьшают каталитические реакции, которые в каталитической дистилляции, называемой также реакционной дистилляцией, часто являются обратными реакциями» [29]. Следовательно, «более высокая степень каталитической дистилляции может достигаться при помощи разбавления (уменьшения количества) реакционных элементов при сохранении количества дистилляционных элементов» [38]. Другими словами, «...внедрением инертных элементов между каталитическими элементами получают структуру с усиленным фракционным разделением, в то время как в системе, включающей колонну с множеством каталитических структур, в целом сохраняется движущая сила реакции» [34].

Разработана конструкция дистилляционной колонны [23], «включающего корпус, состоящий из цилиндрических вертикальных секций с диаметрами, уменьшающимися по высоте корпуса, с размещенной внутри секций массообменной насадкой, ороситель, размещенный над насадкой верхней секции и соединенный со штуцером ввода жидкости, штуцера ввода и вывода газа, штуцер вывода жидкости, отличающийся тем, что насадка в верхней секции выполнена из эрозионностойкого материала, а ороситель выполнен в виде усеченного конуса, ориентированного вершиной вниз, при этом боковая поверхность конуса и вершина перфорированы» [13].

«Дистилляционная колонна, отличается тем, что насадка выполнена из металла, перфорация на боковой поверхности конуса выполнена в виде однонаправленных щелевых прорезей и на боковой поверхности конуса размещена поярусно. Ороситель установлен соосно корпусу» [30].

Задачи, решаемые полезной моделью, заключаются в «повышении технологической эффективности и эксплуатационной надежности дистилляционной колонны за счет предотвращения разрушения насадки и устранения уноса жидкости. Технический результат, достигаемый с использованием полезной модели, – срок службы насадки увеличивается теоретически с 1,3 года до 12 лет, а унос снижается фактически с 15 г/м³ до 0,3 г/м³» [27].

В трудах [31] «рассматривается замена аксиального ввода потока жидкости на тангенциальный в головной части колонны дистилляции.

Недостаток аксиального ввода потока жидкости заключается в том, что поступающий поток резко меняет направление соответственно на 90°, что может стать причиной возникновения значительных вихревых движений, ударов и толчков в верхней части колонны.

Данное техническое решение предусматривает установку устройства тангенциального ввода нагруженного газом потока жидкости в верхнюю часть колонны (см. эскиз на рисунке 4)» [8].

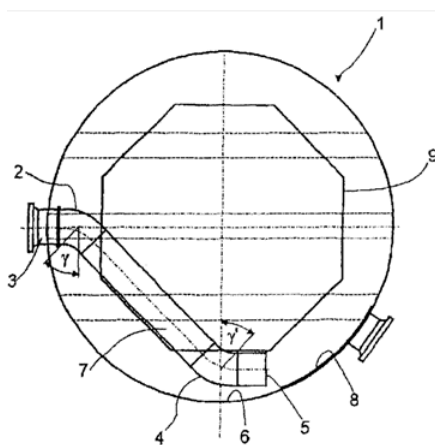


Рисунок 4 – Устройство тангенциального ввода потока

«При этом впуск в верхнюю часть колонны осуществляется через обычный, расположенный радиально патрубок (3), к которому примыкает специальная трубная конструкция (2, 7, 4). Первое колено (2) трубы с углом изгиба γ размещено на входе радиального патрубка (3) и второе колено (4) трубы с углом изгиба γ соединено с первым коленом трубы посредством прямого патрубка (7) и изогнуто в противоположную сторону относительно первого колена трубы» [8].

Конструкция тангенциального ввода парожидкостного сырья в колонну должна обеспечивать равномерное распределение жидкости по сечению колонны.

Кроме того, «тангенциальное устройство подвода обеспечивает мягкий, без завихрений перепуск потока в колонну и равномерное высвобождение газовой нагрузки, поэтому не возникает быстро меняющихся и ассиметричных импульсных усилий, которые со временем могли бы привести к повреждению колонны вследствие действия знакопеременной нагрузки» [28]. Поэтому тангенциальное исполнение устройства подвода является более предпочтительным [32].

Выводы по разделу

Таким образом, анализ научной литературы и патентной информации приводит к выводу о целесообразности совершенствования узла дистилляции на производстве карбамида. Существуют технологические проблемы, требующие оптимальных решений. На стадии дистилляции потребляются значительные объемы энергии, имеет место недостаточная эффективность тепломассообменных процессов и оказывается негативное влияние на окружающую среду.

2 Технологическая часть

2.1 Характеристика узла дистилляции производства карбамида

В работе рассматривается процесс дистилляции раствора карбамида, представленный на рисунке 5, при среднем давлении, который осуществляется «в колонне дистилляции Е-2, состоящей из трех частей: верхняя - сепарирующая часть заполнена кольцами Рашига и имеет кольцевой распределитель раствора с тангенциальным вводом; подогреватель, расположенный в средней части, представляет собой вертикальный кожухотрубный теплообменник пленочного типа, каждая трубка которого имеет патрубок с тангенциально расположенными боковыми отверстиями; нижняя часть - сборник раствора предназначен для поддержания уровня в аппарате. Сюда также вводится поток газа сепаратора № 3» [3].

«Раствор карбамида из отпарной колонны Е-1 с концентрацией 43-47 % и температурой 200-210 °С после клапана LRC-2v дросселируется до давления 14-18 кгс/см² и через распределителя вводится в верхнюю часть колонны дистилляции - сепаратор, имеющий насадку из колец Рашига. В сепараторе из раствора выделяются газы, образовавшиеся при дросселировании, раствор вступает в тепло- и массообмен с восходящими газами и распределяется по трубкам подогревателя» [33].

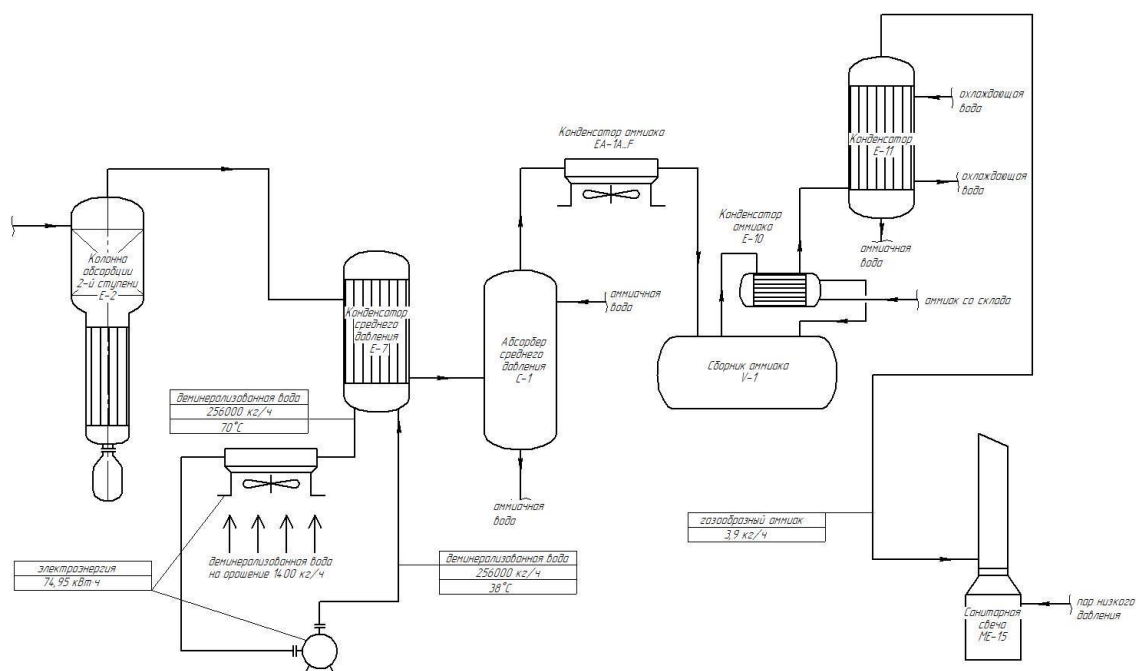
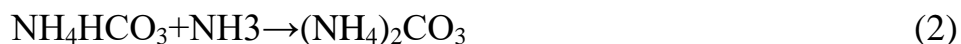


Рисунок 5 – Технологический процесс дистилляции карбамида

«При стекании раствора по трубкам при температуре 155-170 °С за счет тепла парового конденсата среднего давления (МС), подаваемого в кожух подогревателя из конденсатоотводчика MV-4 и массообмена с восходящими газами происходит разложение карбамата аммония и отгонка аммиака, CO₂, паров воды» [35]. «Температура раствора в сборнике выдерживается регулятором поз. 11/14-TRC-3 автоматически, способы регулировки на агрегатах разные. На агрегате № 1 – с помощью клапана поз. 11-PV-27021 подачи пара на дозатор пара в линию вывода конденсата из конденсатоотводчика поз. 11-MV-4 в межтрубное пространство колонны поз. 11-E-2. При этом клапан поз. 11-TRC-3 на сбросе конденсата из колонны поз. 11-E-2 в межтрубное пространство конденсатора поз. 11-E-5B теперь регулирует уровень в конденсатоотводчике поз. 11-MV-4 от уровнемера поз. 11-LIC-3. На агрегате № 2 регулировка температуры в колонне поз. 14-E-2 производится с помощью клапана поз. 14-TRC-3v, расположенного на сбросе конденсата из колонны поз. 14-E-2 в межтрубное пространство конденсатора поз. 14-E-5B» [13].

Для пассивации оборудования и улучшения тепло- и массообмена в нижнюю часть колонны дистилляции E-2 вводятся газы из сепаратора MV-1 через дроссельный клапан PRC-1vA. «Раствор карбамида, стекающий в сборник из трубок подогревателя, отводится в колонну дистилляции низкого давления E-3. Уровень в сборнике регулируется автоматически клапаном LIC-8v» [36], расположенным на выходе плава из сборника. Газы из верхней части колонны E-2 с температурой 138-150 °С направляются в кожух конденсатора среднего давления E-7, через трубки которого циркулирует охлаждающая вода. «На входе в конденсатор газы орошаются раствором УАС, подаваемым насосом P-3A/B из сборника V-3. В кожухе конденсатора при температуре 70 - 90 °С происходит частичная абсорбция в растворе УАС и конденсация газов дистилляции. Температура выходящего раствора регулируется автоматически изменением подачи охлаждающей воды в трубки через клапан TIC-7v» [3]. «Использованная в конденсаторе охлаждающая вода поступает в общий «обратный» коллектор 41/44-ВОЦ-1, где вода охлаждается в аппаратах воздушного охлаждения 41/44-ЕА-1 и насосами 41/44-Р-1 А/В подается ко всем потребителям, а для конденсатора E-7 вода с линии «подачи» поступает в воздушный холодильник ЕА-2А-Д, где охлаждается до температуры не ниже 35 °С, после чего подается в трубки конденсатора E-7. Температура воды после холодильника регулируется автоматически изменением углов атаки вентиляторов регулятором TIC-4» [37]. В зимнее время холодильники ЕА-2А-Д могут отключаться. «Циркуляция охлаждающей воды при этом осуществляется по байпасу. Полученная в конденсаторе E-7 газожидкостная смесь направляется в промывную колонну С-1. Промывная колонна предназначена для поглощения углекислого газа в кубовой части из газов дистилляции и тонкой очистки аммиака от CO₂ в зоне ректификации перед конденсацией аммиака» [1]. «Промывная колонна С-1 имеет в нижней части барботер, в верхней - четыре колпачковые и одну распределительную тарелку. Основная часть CO₂ поглощается раствором УАС в кубовой части при барботировании с «образованием УАС по реакциям:

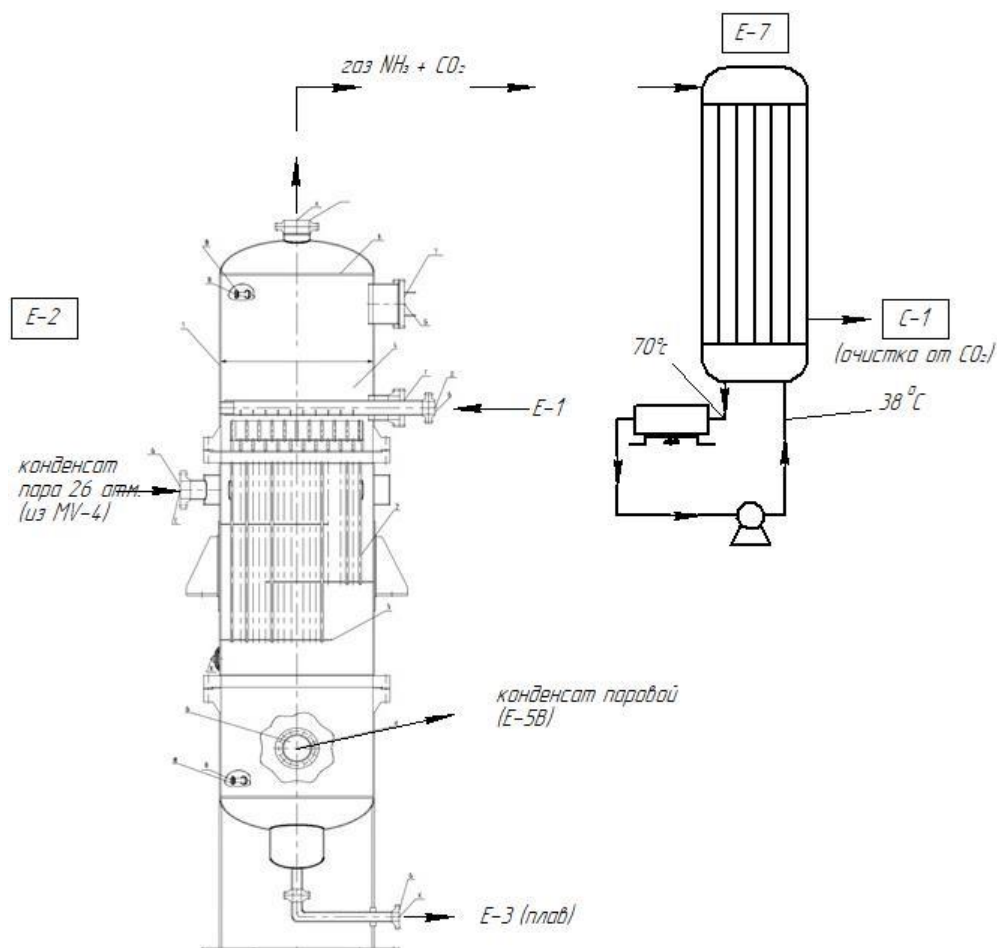


Поток газообразного аммиака с остатками CO_2 и инертами направляется вверх через колпачковые тарелки» [35]. «Здесь при температуре 40- 50 °С происходит окончательная отмывка аммиака от двуокиси углерода аммиачной водой, подаваемой насосами Р-7А/В из скруббера С-3 на 2-ю сверху тарелку. Тепло абсорбции снимается за счет испарения жидкого аммиака. Температура в кубовой части промывной колонны 63-78 °С регулируется автоматически изменением подачи жидкого аммиака от насоса Р-5А/В на верхнюю тарелку через клапан TRC-5v» [13]. Предусмотрена подача конденсата промывки НВ через клапан FIC-12v на 1, 2 и 4 тарелки промывной колонны. Подача конденсата осуществляется периодически, в зависимости от конденсации УАС в кубовой части и температурного режима в тарельчатой части промывной колонны. «Полученный в промывной колонне раствор УАС центробежным двухступенчатым насосом Р-2А/В подается в смеситель ME-1 конденсатора карбамата Е-5А. С целью защиты насоса предусмотрен автоматический перевод его на циркуляцию в промывную колонну, через клапан FRC-9v, при уменьшении расхода на всасе до 22 м³/час» [39]. «Уровень в промывной колонне регулируется автоматически клапанами: LRC-9v - за счет изменения подачи раствора УАС на орошение конденсатора Е-7 из сборника V-3 и LRC-14v за счет изменения подачи раствора УАС из промывной колонны к смесителю ME-1» [26]. При необходимости временного снижения подачи раствора УАС в конденсатор Е-5А, «избыток раствора УАС может быть сброшен в сборник V-3 через дистанционно управляемый клапан HIC-14v» [18]. «Газообразный аммиак и инерты из верхней части с давлением 14-18 кгс/см² поступает в воздушный конденсатор EA-1A-F, где при температуре 35-45 °С происходит частичная конденсация возвратного аммиака, после чего газожидкостная смесь поступает в сборник жидкого аммиака V-1» [13]. Здесь при давлении 14-18 кгс/см² возвратный жидкий

аммиак смешивается со свежим, поступающим со склада, и дополнительно подогревает его. «Несконденсированный аммиак с инертами из сборника V-1 поступает в кожух аммиачного теплообменника E-10. Конденсируясь там при температуре $-10 - +2$ °С, он нагревает свежий аммиак, поступающий от насоса P-6A/B в сборник V-1» [13]. Уровень в сборнике V-1 регулируется автоматически клапаном LRC-10v, изменяющим подачу свежего аммиака от насосов P-6A/B. «Сконденсированный аммиак сливается в сборник V-1, а остатки газообразного аммиака с инертами поступают в нижнюю часть скруббера среднего давления C-3, имеющего колпачковые тарелки и теплообменник пленочного типа. При восхождении газа по трубкам, а затем через тарелки, при температуре $40-45$ °С происходит абсорбция аммиака конденсатом, подаваемым на верхнюю тарелку от насоса P-18A/B через клапан FIC-13v. Тепло адсорбции снимается охлаждающей водой, подаваемой в кожух теплообменника из водооборотного цикла» [40].

«Полученная в скруббере аммиачная вода центробежным насосом P-7A/B подается на орошение промывной колонны C-1. Уровень в скруббере регулируется автоматически клапаном LIC-12v, установленным на нагнетании насоса P-7A/B. В поток газа перед теплообменником E-10 подается азот в количестве не менее 350 нм³/час от компрессора K-2A/B для разбавления взрывоопасной смеси, которая образуется по мере очистки газов дистилляции от CO₂ и аммиака из кислорода воздуха, подаваемого на всас компрессора CO₂ и горючих, содержащихся в исходном CO₂. Давление в узле дистилляции среднего давления поддерживается и регулируется автоматически - сбросом газа из скруббера C-3 на свечу ME-15 через клапаны PRC-53A/B» [3].

На рисунке 6 представлен стриппер-дистиллятор, используемый в технологическом процессе.



1-кожух, 2-теплообменные трубы, 3-крышка распределительной камеры, 4-распределительная камера, 5-перегородка с сегментным вырезом, 6-штуцер, 7-люк для монтажа, 8-бобышки для подсоединения фланцевых разделителей

Рисунок 6 – Стриппер-дистиллятор

Рассмотрев существующие схемы получения карбамида можно выделить ряд общих недостатков для схем с частичным и полным рециклом:

- сложность схемы рециркуляции газов дистилляции;
- поглощение газов дистилляции осуществляется при низких температурах в конденсаторах или абсорберах;
- высокое энергопотребление;
- отсутствие возможности использования теплоты конденсации газов дистилляции;

- в колонну синтеза вместе с раствором углеаммонийных солей вводится большое количество воды, что уменьшает степень превращения карбамата аммония в карбамид (для схем с полным жидкостным рециклом).

Анализируя действующее производство карбамида на ОАО «ТОАЗ» со стриппинг-процессом можно выделить ряд достоинств, среди которых:

- простота схемы рециркуляции газов дистилляции;
- дистилляция осуществляется при давлении синтеза, что дает возможность использовать теплоту конденсации газов дистилляции с получением водяного пара (0,3– 0,4 МПа);
- отсутствие необходимости сжатия РУАС до давления синтеза;
- снижение количества воды, вводимой в колонну синтеза вместе с РУАС, в отличие от обычных схем с полным жидкостным рециклом.

Но производство карбамида по стриппинг- процессу имеет и свои «узкие» места. Среди них можно выделить следующие:

- невысокая производительность колонны синтеза и низкая степень превращения исходных реагентов в карбамид (60 %);
- большое количество сточных вод;
- высокое энергопотребление.

Рассмотрев все достоинства и недостатки всех выше перечисленных технологических схем, можно сделать вывод, что предпочтение стоит отдать схеме со стриппинг-процессом, так как данный вид схемы позволяет уменьшить энергозатраты при производстве карбамида, а это, в свою очередь дает дополнительную экономическую выгоду.

2.2 Обоснование цели проекта и основных технических решений

Одними из наиболее целесообразных вариантов устранения «узких мест» именно в узле дистилляции является установка сепаратора между стриппером и колонной дистилляции.

«Данное технологическое решение позволит уменьшить энергозатраты на работу агрегата, за счет создания буферной емкости перед дистилляцией, что позволит уменьшить нагрузку колонны дистилляции по газу. А также позволит вести технологический процесс более плавно, кроме того при более постоянном давлении увеличится длительность работы форсунки в колонне дистилляции, прекратится унос карбамида, что позволит повысить производительность на 2%» [8]. При этом технологическая схема незначительно усложняется за счет увеличения числа единиц оборудования.

«Аналогичное технологическое решение было применено на Одесском припортовом заводе, что позволило значительно повысить эффективность работы колонны дистилляции.

Также положительным образом на процесс может повлиять замена контактных устройств дистилляционной колонны в виде колец Рашига на кольца Палля» [5].

Для отгонки газов дистилляции из раствора карбамида наиболее целесообразно выбрать колонну насадочного типа. Такое решение связано с тем, что простота изготовления насадочных колонн существенно оказывает влияние на выбор материалов при работе с агрессивными средами и тем самым снижает расход дорогостоящих материалов. Кроме того, достаточно велико количество жидкости, подающейся на орошение насадки, которое может привести к захлебыванию тарельчатых колонн.

«На сегодняшний день для насадочных колонн не выработано обобщенных и достаточно объективных критериев выбора типа контактного устройства для ведения того или иного процесса. Существенную роль в этом играют сложившиеся в организациях - поставщиках традиции, опирающиеся на многолетний опыт надежной эксплуатации разрабатываемой ими массообменной аппаратуры» [5].

«Данным техническим решением в качестве насадки колонны дистилляции узла рециркуляции предлагается применить контактные устройства в виде колец Палля. Преимущества этих насадочных устройств

обусловлены тем, что при их использовании в значительной степени исключается возможность экранирования насадочных элементов, а, следовательно, и создания застойных зон» [3]. По опытным данным, кольца Палля могут работать при более высоких предельных нагрузках по сравнению с кольцами Рашига, что дает возможность роста производственных мощностей. Эффективность массообмена на кольцах Палля не менее чем на 20% выше при сопоставимых условиях превышает эффективность массообмена на кольцах Рашига, причем эта разница увеличивается с ростом высоты насадочного слоя. Это дает возможность повысить производительность колонны ректификации.

Выводы по разделу: из рассматриваемых решений наиболее рациональным из является установка сепаратора между стриппером и колонной дистилляции. При этом будет использован аппарат небольших габаритов и это не потребует высоких экономических затрат. А достигаемый технический эффект значителен. Замена внутренних контактных устройств потребует больших затрат, а технический эффект будет сопоставим. В результате внедрения сепаратора снизится нагрузка на колонну дистилляции по газовой фазе, существующая конструкция колонны обеспечит плавность регулирования режима.

3 Расчетная часть

3.1 Описание технологической схемы

Газообразный диоксид углерода поступает в цех из заводской сети. На входе в цех установлен тупиковый мокрый газгольдер (на схеме не указан), емкостью 15 000 м³, для поддержания постоянного давления на всасе турбокомпрессора поз. М43. Для предупреждения коррозии оборудования в узле синтеза во влагоотделитель подается воздух.

Затем сжимается двухступенчатым компрессором поз. М44 до давления от 13,7 до 15,7 МПа (от 140 до 160 кгс/см²), расходом в пределах от 13 000 до 20 000 м³/ч, при температуре в пределах от 100 °С до 120 °С выдается в стриппер поз. К12.

Жидкий аммиак поступает из изотермического склада, сжимается насосами поз. Н3 и подается в узел синтеза.

Синтез карбамида осуществляется в две стадии. В первой стадии происходит образование карбамата из исходных компонентов в конденсаторе поз. К5, где смешиваются потоки жидкого аммиака с УАС направляемые инжектором поз. Х4 и стриппинг-газы из стриппера по реакции (2.1).

Процесс образования карбамата осуществляется под давлением не более 14,7 МПа (150 кгс/см²) при температуре не менее 171 °С.

«Выделяющееся тепло отбирается от стенок трубок конденсатора поз. К5 и используется для получения пара. Из конденсатора поз. К5 раствор карбамата аммония и часть несконденсированного NH₃ и CO₂ поступает в колонну синтеза поз. К7» [28].

«Колонна синтеза поз. К7 представляет собой вертикальный, цилиндрический аппарат емкостью 125 м³, с установленными в ней одиннадцатью контактно-распределительными тарелками. Реакционная смесь подводится в колонну синтеза снизу и, проходя через тарелки перемешиваясь,

отводится сверху через воронку по переливной трубе в стриппер поз. К12» [18].

За время прохождения реакционной смеси через колонну поз. К7 происходит превращение карбамата аммония в карбамид по реакции (2.2).

Раствор, состоящий из карбамида, карбамата, воды, аммиака, углекислого газа, в пленочном режиме стекает по стенкам трубок в нижнюю часть стриппера и через регулятор уровня отводится на стадию рециркуляции.

«Узел рециркуляции предназначен для разложения, находящегося в растворе, выходящем из системы синтеза, карбамата аммония на аммиак и диоксид углерода, отгонки из раствора карбамида аммиака, диоксида углерода и воды и возврат их в узел синтеза в виде раствора УАС.

Раствор, выходящий из стриппера поз. К12, дросселируется регулирующими клапанами поступает в сепаратор поз. С13 для разделения газа от жидкости. Далее раствор карбамида поступает в колонну ректификации поз. К14, а газовая фаза объединяется с потоком несконденсировавшего газа после колонны дистилляции. Температура раствора карбамида на выходе из стриппера поз. К12 в пределах от 165 °С до 175 °С» [12].

«Колонна ректификации состоит из подогревателя, сепаратора и массообменного аппарата. Массообменная вертикальная часть ректификационной колонны заполнена металлическими кольцами Палля» [5].

«В ректификационной колонне газожидкостная смесь форсункой равномерно распределяется по насадке и стекает вниз, противотоком через насадку, снизу-вверх движется газовая фаза после разложения карбамата в подогревателе. В слое насадки происходит массообмен движущихся навстречу друг другу потоков. Раствор карбамида, пройдя слой насадки, попадает на «глухую» тарелку и по переливной линии поступает в подогреватель, где нагревается паром до температуры от 130 °С до 142 °С» [13].

«В подогревателе происходит окончательное разложение карбамата на аммиак и диоксид углерода. Из подогревателя раствор поступает в сепаратор,

в котором газовая фаза содержащая аммиак, диоксид углерода, пары воды и инерты отделяются от раствора карбамида» [11].

Раствор карбамида из сепаратора с массовой долей карбамида не менее 66% дросселируется и направляется в вакуум-испаритель поз. X21, где при вакууметрическом давлении от 20 до 80 кПа из раствора карбамида отгоняется вода, аммиак и диоксид углерода. Соковый пар из вакуум-испарителя поз. X21 поступает в конденсатор поз. T33/4, а раствор карбамида с температурой от 92 °С до 102 °С, отводится в гидрозатвор сборника раствора карбамида поз. E20.

«Газовая фаза из сепаратора подается под насадку массообменного аппарата. При прохождении газовой фазы через насадку противотоком к раствору карбамида происходит частичная конденсация паров из газовой фазы. Не сконденсировавшаяся газовая фаза, содержащая массовую долю аммиака не более 34,7 %, массовую долю диоксида углерода не более 50,2 %, при температуре в пределах от 100 °С до 120 °С, отводится из верхней части ректификационной колонны объединяется с потоком газа после сепаратора поз. C13 и далее поступает в нижнюю часть конденсатора поз. T15» [8].

Конденсатор поз. T15 представляет собой двухходовой вертикальный кожухотрубный теплообменник. Теплота конденсации аммиака и диоксида углерода отводится циркулирующим конденсатом, который подается через водяной и воздушные холодильники. Не сконденсировавшиеся в конденсаторе поз. T15 газы (аммиак, диоксид углерода, инерты) вместе с раствором УАС по переливной трубе поступают в сборник поз. E17. Из сборника поз. E17 раствор УАС с массовой долей аммиака от 27 % до 31 % и диоксида углерода от 31 % до 36 %, при температуре от 65 °С до 75 °С, подается в скруббер поз. K16.

«Газообразный аммиак, диоксид углерода и инерты из сборника поз. E17 поступают в скруббер абгазов поз. K16, заполненный кольцами Палля, где происходит частичное поглощение аммиака и оксида углерода (IV) раствором УАС, поступающим из скруббера поз. K9. Теплота абсорбции отводится конденсатом охлаждающей системы» [13].

Давление в системе рециркуляции в пределах от 196 до 294 кПа.

Узел выпаривания раствора предназначен для концентрирования раствора карбамида, выходящего после дистилляции. Процесс выпаривания раствора карбамида проводится в две ступени.

«Раствор карбамида с массовой долей карбамида не менее 69 %, массовой долей аммиака не более 0,8 % и массовой долей биурета не более 0,5 % при температуре от 92 °С до 102 °С поступает из гидрозатвора сборника поз. E20 на всас насоса поз. H23» [12].

«Испарители поз. T25, T29 и подогреватели раствора мочевины поз. T24 представляют собой кожухотрубные теплообменники. Испарители первой и второй ступеней выпарки поз. T25, T29 совмещены в верхней части с сепараторами первой и второй ступени поз. C26, C27 соответственно» [18].

Подогрев раствора, в подогревателях раствора мочевины осуществляется горячим конденсатом, выходящим из скруббера поз. T10. Выпаривание раствора карбамида на 1 ступени выпарки осуществляется при температуре от 124 °С до 132 °С и «...при абсолютном давлении не более 49 кПа до массовой доли карбамида 95 %. Пар под давлением от 200 до 450 подается в межтрубное пространство испарителя поз. T25. Парожидкостная смесь из испарителя поступает в сепаратор поз. C26, где соковые пары выделяются из раствора карбамида и направляются в конденсатор поз. T31. Раствор карбамида из сепаратора через барометрическую трубу направляется в испаритель второй ступени выпарки поз. T29. На второй ступени выпарки выпаривание раствора карбамида происходит при абсолютном давлении не более 5,0 кПа и температуре от 134 °С до 142 °С до массовой доли карбамида 99,7 %» [34].

Пар под давлением от 0,4 до 0,7 МПа (от 4,0 до 7,0 кгс/см²) подается в межтрубное пространство испарителя поз. T29. Из сепаратора 2 ступени поз. C27 соковые пары выделяются из плава и направляются в конденсатор поз. T33.

«Плав карбамида из сепаратора поз. C27 поступает на всас насосов поз. H30 и по уровню в барометрической трубе через подается на грануляцию.

КСП из конденсатора отводятся в сборник поз. Е34. Соковые пары из сепаратора поз. С27 через эжектор поз. Х28 отводятся в конденсатор поз. Т33.

Из конденсатора поз. Т33 пары и инерты отводятся для улавливания аммиака в абсорбер поз. К37. Верхний слой насадки из колец Палля в колонне поз. К37 орошается охлажденной в холодильнике поз. Т38 сточной водой.

Конденсат соковых паров из конденсаторов поз. Т33/1-4, Т31 поступает в сборник поз. Е35 и далее поступает на всас центробежного насоса поз. Н36. С нагнетания насоса поз. Н36 КСП направляется через регулирующий клапан на орошение нижней насадки абсорбера поз. К37 и отводится из кубовой части по переливной линии в сборник поз. Е34» [7].

Все конденсаторы выпарки охлаждаются оборотной водой.

В качестве основной кондиционирующей добавки для карбамида используется карбамидоформальдегидная смола (далее - КФС).

КФС поступает в цех в железнодорожных цистернах. После поставки цистерны в цех вскрывается смотровой люк железнодорожной цистерны и отбирается проба КФС, для проведения лабораторией входного контроля анализа на соответствие сопроводительному сертификату. При соответствии результатов анализа сопроводительному сертификату КФС из железнодорожной цистерны перекачивается в стационарную цеховую емкость.

«Из узла выпаривания плав карбамида при температуре от 134°С до 142°С подается по линии плава насосом поз. Н30 на грануляционную башню поз. К49. При вращении гранулятора создаются центробежные силы, которые выдавливают плав через отверстия корзины гранулятора, и равномерно в виде капель плава разбрызгиваются по сечению грануляционной башни» [13].

Грануляционная башня представляет цилиндрическое бетонированное пустотелое сооружение с внутренним диаметром 17 метров и высотой 132 метра.

«Через воздухозаборные окна (регулируемые жалюзи), которые расположены в грануляционной башне на отметке 7,2 м, наружный воздух

всасывается протяжными вентиляторами В48/1-4, которые расположены на отм. 99 м и 106 м. Производительность вентиляторов при полной нагрузке – 100 000 м³/ч каждый.

Капельки плава из грануляционной "корзины" начинают падение во встречном восходящем потоке воздуха.

За время падения на поддон грануляционной башни у каждой из капелек плава идет процесс формирования гранулы, затвердевания и охлаждения до температуры не более 50 °С» [12].

Воздух, после вентиляторов поз. В48/1-4 направляется на очистку в ротационно-дисковые абсорберы поз. К46.

Гранулы карбамида с поддона грануляционной башни выгружаются вращающимся скребком на транспортеры поз. ПТ50.

При гранулометрическом составе, отвечающим требованиям ГОСТ 2081 готовая продукция по транспортерам подается на станцию отгрузки.

3.2 Материальный баланс

Исходные данные для расчета материального баланса принимаем из технологического регламента цеха производства карбамида [7].

Исходные данные приведены в таблице 1.

Таблица 1 – Исходные данные для расчета матбалансов

Параметр	Значение
Производительность колонны синтеза карбамида, т/год	402000
Состав жидкого аммиака (% масс.):	
NH ₃ , %об.	99,8
H ₂ O, %об	0,2
Состав экспанзерного газа (% об.):	
CO ₂ , % об	96,0
O ₂ , % об	0,52
Азото-водородная смесь, % об	3,38

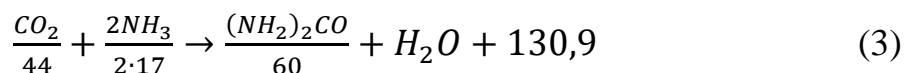
Продолжение таблицы 1

Параметр	Значение
Содержание углеаммонийных солей в возвратном растворе, % масс	30
Давление в колонне синтеза, МПа	14
Температура в колонне синтеза, К	453
Мольное соотношение $NH_3 : CO_2 : H_2O$	3,4:1:0,5
Степень превращения карбамата аммония в карбамид в колонне синтеза, %	57
Потери карбамида:	
при дистилляции, %	5
при выпаривании, %	1
при кристаллизации, %	1

Расчет суточной производительности на год:

$$G = \frac{402000}{335} = 1200 \text{ т/сут}$$

Стехиометрический выход NH_3 и CO_2 на 1200 тонн готового продукта в соответствии с реакцией найдем по формуле:



Подставляем данные в формулу:

$$\frac{2 \cdot 17 \cdot 1200 \cdot 1,07}{60} = 727,6 \text{ т } NH_3$$

$$\frac{44 \cdot 1200 \cdot 1,07}{60} = 941,6 \text{ т } CO_2$$

Практическая потребность в реагентах в цикле с учетом их мольного соотношения и степени превращения карбамата в карбамид равна:

$$m_{NH_3} = 1200 \cdot 1,07 \cdot \frac{17 \cdot 3,4}{60 \cdot 0,57} = 2170,03 \text{ т/сут.}$$

$$m_{CO_2} = 1200 \cdot 1,07 \cdot \frac{44 \cdot 3,4}{60 \cdot 0,57} = 1651,93 \text{ т/сут.}$$

$$m_{H_2O} = 1200 \cdot 1,07 \cdot \frac{18 \cdot 0,5}{60 \cdot 0,57} = 337,89 \text{ т/сут.}$$

Масса NH_3 , CO_2 и H_2O , которые возвращаются в цикл за вычетом углеаммонийных солей (УАС), определяется таким образом.

Обозначим массовые доли (в %) NH_3 , CO_2 и H_2O в углеаммонийных солях соответственно α, β, γ . Согласно практическим данным $\alpha = 30\%$. $\alpha + \beta + \gamma = 1$, то $\gamma = 0,7$.

$$\Pi = 0,05 + 0,01 - 0,005 = 0,055 \text{ д. ед.}$$

Тогда состав раствора УАС можно выразить таким в формуле:

$$m_{CO_2} = 1284 \cdot \frac{44 \cdot (1-\eta)}{60 \cdot \eta} + 1200 \cdot \frac{44 \cdot \Pi}{60} \quad (4)$$

где η – степень превращения карбамата в карбамид, равная 0,57 д.ед.;

Π – потери карбамида при дистилляции и выпаривании за вычетом необратимых затрат.

$$\Pi = 0,05 + 0,01 - 0,005 = 0,055 \text{ д. ед.}$$

Подставим данные в формулу:

$$m_{CO_2} = 1284 \cdot \frac{44 \cdot (1 - 0,57)}{60 \cdot 0,57} + 1200 \cdot \frac{44 \cdot 0,055}{60} = 750,66 \text{ т/сут}$$

$$m_{NH_3} = m_{CO_2} \cdot \frac{\alpha}{\beta} \quad (5)$$

$$m_{H_2O} = m_{CO_2} \cdot \frac{\gamma}{\beta} \quad (6)$$

Масса свежего и обратного аммиака без учета того, что возвращается с УАС рассчитывается по формуле:

$$A = m_{NH_3} - m_{NH_3} \quad (7)$$

$$B_1 = (m_{NH_3} - m_{NH_3}) \cdot \frac{0,002}{1-0,002} = \left(m_{NH_3} - m_{CO_2} \cdot \frac{\alpha}{\beta} \right) \cdot \frac{0,002}{1-0,002} \quad (8)$$

Масса воды, введенная со свежим и обратным аммиаком, определяется из уравнения:

Подставим данные в формулу:

$$B_1 = (m_{NH_3} - m_{NH_3}) \cdot \frac{0,002}{1-0,002} = \left(m_{NH_3} - m_{CO_2} \cdot \frac{\alpha}{\beta} \right) \cdot \frac{0,002}{1-0,002}$$

$$B_1 = (2170,03 - 750,66) \cdot \frac{0,3}{\beta} \cdot \frac{0,002}{1-0,002} = 4,35 - 1,504 \cdot \frac{1}{\beta}$$

Кроме того, масса воды, введенная со свежим и возвратным аммиаком, определяется из уравнения:

$$B_1 = (m_{H_2O} - m_{H_2O}) = m_{H_2O} - m_{CO_2} \cdot \frac{\gamma}{\beta} \quad (10)$$

Таким образом, можно записать:

$$337,89 - 750,66 \cdot \frac{0,7 - \beta}{\beta} = 4,35 - 1,504 \cdot \frac{1}{\beta}$$

Таким образом $\beta = 0,483$ а $\gamma = 0,7 - 0,483 = 0,217$ д.ед.

Определим массу NH_3 и H_2O , которые входят в состав УАС.

$$m_{NH_3} = 750,66 \cdot \frac{0,3}{0,483} = 466.25 \text{ т/сут}$$

$$m_{H_2O} = 750,66 \cdot \frac{0,217}{0,483} = 337,25 \text{ т/сут}$$

Всего возвращается в цикл с УАС: Масса свежего и возвратного аммиака без учета аммиака, который возвращается с УАС рассчитывается по формуле:

$$A = m_{NH_3} - m_{NH_3} \quad (11)$$

Подставим данные в формулу:

$$A = 2170,03 - 466.25 = 1703,78 \text{ т/сут}$$

Масса воды, введенная со свежим и обратным аммиаком рассчитаем по формуле:

$$B_1 = 4,35 - 1,504 \cdot \frac{1}{\beta} \quad (12)$$

Подставим данные в формулу:

$$B_1 = 4,35 - 1,504 \cdot \frac{1}{0,483} = 1,236 \text{ т/сут}$$

Общая масса компонентов, в кг/т, которая поступает в колонну синтеза:

$$m_{NH_3} = 2170,03;$$

$$m_{CO_2} = 1651,93;$$

$$m_{H_2O} = 337,89;$$

Масса свежего оксида углерода (IV) рассчитаем по формуле:

$$M_{CO_2} = m_{CO_2} - m_{CO_2} \quad (13)$$

Подставим данные в формулу:

$$M_{CO_2} = 1651,93 - 750,66 = 901,27 \text{ кг/т}$$

Объем прочих газов, введенных с оксидом углерода (IV) (объемная доля 4%) рассчитаем по формуле:

$$V_{\text{пр}} = M_{CO_2} \cdot \frac{22,44}{44} \cdot \frac{4}{100-4} \quad (14)$$

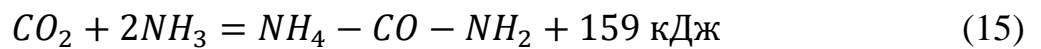
Подставим данные в формулу:

$$V_{\text{пр}} = 901,27 \cdot \frac{22,44}{44} \cdot \frac{4}{100-4} = 19,12 \text{ нм}^3/\text{т}$$

Масса прочих газов, поступающих с CO_2 :

$$m_{\text{пр}} = 19,12 \cdot 0,73 = 13,96 \text{ кг/т}$$

Получаем карбамат аммония по реакции по формуле:



$$M_{\text{к.а.}} = m_{CO_2} \cdot \frac{78}{44} \quad (16)$$

Подставим данные в формулу:

$$M_{\text{к.а.}} = 1651,63 \cdot 1,77 = 2923,92 \text{ кг/т}$$

На образование карбамата аммония расходуется аммиака рассчитывается по формуле:

$$G_{NH_3} = M_{\text{к.а.}} \cdot \frac{2 \cdot 17}{78} \quad (17)$$

Подставим данные в формулу (17):

$$G_{NH_3} = 2923,92 \cdot \frac{2 \cdot 17}{78} = 1274,53 \text{ кг/т}$$

Количество непрореагировавшего аммиака рассчитывается по формуле:

$$G'_{NH_3} = m_{NH_3} - G_{NH_3} \quad (18)$$

Подставим данные в формулу (18):

$$G'_{NH_3} = 2170,03 - 1274,53 = 885,5 \text{ кг/т}$$

Количество образовавшегося карбамида из карбамата аммония рассчитывается по формуле:

$$G_K = M_{\text{к.а.}} \cdot \frac{60}{78} \cdot 0,57 \quad (19)$$

Подставим данные в формулу (19):

$$G_K = 2923,82 \cdot \frac{60}{78} \cdot 0,57 = 1281,98 \text{ кг/т}$$

Масса непрореагировавшего карбамата аммония рассчитывается по формуле:

$$G_{\text{к.а.}} = M_{\text{к.а.}} \cdot \frac{100-51}{100} \quad (20)$$

Подставим данные в формулу:

$$G_{\text{к.а.}} = 2923,82 \cdot \frac{100 - 57}{100} = 1257,24 \text{ кг/т}$$

При преобразовании карбамата аммония в карбамид выделяется вода, рассчитываем по формуле:

$$G'_{\text{H}_2\text{O}} = M_{\text{к.а.}} \cdot \frac{18}{78} \cdot \frac{57}{100} \quad (21)$$

Подставим данные в формулу (21):

$$G'_{\text{H}_2\text{O}} = 2923,82 \cdot \frac{18}{78} \cdot \frac{57}{100} = 384,6 \text{ кг/т}$$

Всего образуется воды в колонне синтеза, рассчитываем по формуле:

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = G'_{\text{H}_2\text{O}} + m_{\text{H}_2\text{O}} \quad (22)$$

Подставим данные в формулу (22):

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = 384,6 + 337,89 = 722,48 \text{ кг/т}$$

Масса NH_4OH , что образуется при взаимодействии воды с избыточным амиаком, рассчитываем по формуле:

$$G_{\text{NH}_2\text{HO}} = \frac{G_{\text{H}_2\text{O}} \cdot 35}{18} \quad (23)$$

Подставим данные в формулу (23):

$$G_{NH_2HO} = \frac{722,48 \cdot 35}{18} = 1404,8 \text{ кг/т}$$

На образование 1404,8 кг NH_4OH израсходовано, рассчитываем по формуле:

$$G_{NH_3} = G_{NH_2HO} - G_{H_2O} \quad (24)$$

Подставим данные в формулу (24):

$$G_{NH_3} = 1404,8 - 722,48 = 682,35 \text{ кг/т}$$

Остается свободного аммиака в газовой фазе, рассчитаем по формуле:

$$G_{NH_3}^{CB} = G'_{NH_3} - G_{NH_3} \quad (25)$$

Подставим данные в формулу (25):

$$G_{NH_3}^{CB} = 885,5 - 682,35 = 213,15 \text{ кг/т}$$

Сводная таблица материального баланса колонны синтеза приведена в таблице 2.

Таблица 2 – Сводный материальный баланс колонны синтеза

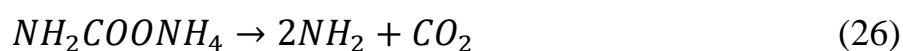
Приход				Расход			
Компонент	т/сут	кг/ч	%	Компонент	т/сут	кг/ч	%
NH ₃	1703,78	70990,8	40,8	Карбамид	1281,98	53415,8	30,7
H ₂ O	1,236	51,5	0,08	Карбамат аммония	1257,24	52385	30,1
CO ₂	901,27	37552,9	21,4	NH ₄ OH	1404,8	58533,3	33,7
Прочие газы	13,96	581,7	0,3	NH ₃	213,15	8881,3	5,2
Раствор УАС	1554,16	64756,7	37,5	Прочие газы	13,96	581,7	0,3
Всего:	4174,41	173933,6	100	Всего:	4171,13	173797,5	100

Рассчитаем материальный баланс стриппер-аппарата. Исходные данные расчета сведены в таблицу 3.

Таблица 3 – Исходные данные расчета стриппер-аппарата

Параметры	Значение
Давление в стриппере, МПа	14
Степень отгонки избыточного NH ₃ , %	90
Степень разложения карбамата аммония, %	90
Содержание водяного пара, который выходит из стриппера, %	2,5

Разложение карбамата аммония происходит по реакции, рассчитаем по формулам:



$$G_{к.а.} = G_{к.а.} \cdot \varepsilon \quad (27)$$

где ε – степень разложения карбамата аммония, д.ед.

$G_{к.а.}$ – масса непрореагировавшего карбамата аммония, который выходит из колонны синтеза, т/сут.

Подставим данные в формулу (27):

$$G_{к.а.} = 1257,24 \cdot 0,9 = 1131,52 \text{ т/сут}$$

При разложении карбамата аммония выделяется

– аммиака по формуле

$$m_{NH_3} = G_{\text{к.а.}} \cdot \frac{2 \cdot \alpha_{NH_3}}{\alpha_{\text{к.а.}}} \quad (28)$$

Подставим данные в формулу (28):

$$m_{NH_3} = 1131,52 \cdot \frac{2 \cdot 17}{78} = 493,22 \text{ т/сут}$$

– оксида углерода (IV) по формуле:

$$m_{CO_2} = G_{\text{к.а.}} \cdot \frac{2 \cdot \alpha_{CO_2}}{\alpha_{\text{к.а.}}} \quad (29)$$

Подставим данные в формулу (29):

$$m_{CO_2} = 1131,52 \cdot \frac{44}{78} = 638,3 \text{ т/сут}$$

Остается карбамата аммония в жидкой фазе

$$G_{\text{к.а.}}^P = 1257,24 - 1131,52 = 125,72 \text{ т/сут}$$

Отгоняется избыточного аммиака

$$G_{NH_3}^{\text{изб}} = G_{NH_3}' \cdot \varepsilon_{NH_3}^{\text{изб}} \quad (30)$$

где $\varepsilon_{NH_3}^{\text{изб}}$ – степень отгонки избыточного аммиака, д.ед.;

G_{NH_3}' – масса непрореагировавшего аммиака, т/сут.

Подставим данные в формулу (30):

$$G_{NH_3}^{изб} = 885,5 \cdot 0,9 = 796,95 \text{ т/сут}$$

Остается аммиака в жидкой фазе, рассчитаем по формуле:

$$G_{NH_3}^P = G_{NH_3} / \epsilon_{NH_3}^{изб} \quad (31)$$

Подставим данные в формулу (31):

$$G_{NH_3}^P = 885,5 - 796,95 = 88,55 \text{ т/сут}$$

Всего отгоняется аммиака, рассчитываем по формуле:

$$\sum G_{NH_3} = m_{NH_3} \cdot G_{NH_3}^{изб} \quad (32)$$

Подставим данные в формулу (32):

$$\sum G_{NH_3} = 493,22 + 796,95 = 1290,17 \text{ т/сут}$$

Количество водяного пара, которое выходит с газовой фазой, рассчитаем по формуле:

$$B = (m_{ин} + m_{CO_2} + \sum G_{NH_3}) \cdot \frac{2,5}{100-2,5} \quad (33)$$

где $m_{пр}$ – масса прочих газов, т/сут;

m_{CO_2} – масса CO_2 , которая выделяется при разложении карбамата аммония, т/сут.

Подставим данные в формулу (33):

$$B = (13,96 + 638,3 + 1290,17) \cdot \frac{2,5}{100 - 2,5} = 49,8 \text{ т/сут}$$

Остается воды в жидкой фазе, рассчитываем по формуле:

$$m_{H_2O}^p = G_{H_2O} - B \quad (34)$$

где G_{H_2O} – масса воды в плаве, кг/т.

Подставим данные в формулу (34):

$$m_{H_2O}^p = 722,48 - 49,8 = 672,68 \text{ т/сут}$$

Приходит свежего оксида углерода (IV)– 941,6т/сут.

Входит в стриппер-аппарат оксида углерода (IV)

$$941,6 + 638,3 = 1579,9 \text{ т/сут}$$

Сводная таблица материального баланса стриппер-аппарата приведена в таблице 4.

Таблица 4 – Сводный материальный баланс стриппер-аппарата

Приход				Расход			
Компонент	т/сут	кг/ч	%	Компонент	т/сут	кг/ч	%
Карбамид	1281,98	53415,8	25,1	Карбамид	1281,98	53415,8	25,1
Карбамат аммония	1257,24	52385	24,6	Карбамат аммония	125,72	5238,3	2,5
NH ₄ OH	1404,8	58533,5	27,5	Избыток аммиака в жидкой фазе	88,85	3702,1	1,7
NH ₃	213,15	8881,2	4,2	H ₂ O	672,68	28028,3	13,2
Прочие газы	13,96	581,6	0,3	NH ₃	1290,17	53757,1	25,3
CO ₂ свежий	941,6	39233,3	18,4	CO ₂	1579,9	65829,1	30,9
				пары H ₂ O	49,8	2075	0,98
				прочие газы	13,96	581,7	0,27
Всего:	4174,41	173933,6	100	Всего:	4171,13	173797,5	100

Рассчитаем материальный баланс стадии дистилляции.

Примем исходные данные согласно [7]. Давление 3МПа. Потери карбамида 5 % от массы готового продукта. Содержание водяных паров в газовой фазе, выходящей из колонны дистилляции 2-й ступени 30 % от объема сухих газов.

Состав плава, который поступает на ректификацию, принимаем в соответствии с материальным расчетом стриппер-аппарата. Для расчета принимаем, что разложение карбамата аммония, возгонка NH₃ и CO₂ из плава будут полными.

Расчет ведем на 1200 тонн готовой продукции.

Количество карбамида, разложившегося при дистилляции, составляет 5% от массы готового продукта:

$$G'_k = 1200 \cdot 0.05 = 60 \text{ т/сут}$$

Из этого количества карбамида по реакции () образуется карбамата аммония

$$G_{\text{к.а.}} = \frac{60 \cdot 78}{60} = 78 \text{ т/сут}$$

На образование карбамата аммония из мочевины расходуется воды

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{60 \cdot 18}{60} = 18 \text{ т/сут}$$

Общее количество карбамата аммония, которое разлагается в колонне, рассчитаем по формуле:

$$\sum G_{\text{к.а.}} = G_{\text{к.а.}}^p + G_{\text{к.а.}} \quad (35)$$

где $G_{\text{к.а.}}^p$ – масса карбамата аммония, которая поступает в ректификационную колонну;

$G_{\text{к.а.}}$ – масса карбамата аммония, образующегося по реакции.

Подставим данные в формулу (35):

$$\sum G_{\text{к.а.}} = 125,72 + 78 = 203,78 \text{ т/сут}$$

При разложении карбамата аммония по реакции



Выделяется

$$m(\text{NH}_3) = \frac{203,78 \cdot 2 \cdot 17}{78} = 88,83 \text{ т/сут}$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{203,78 \cdot 44}{78} = 114,95 \text{ т/сут}$$

Общее количество аммиака, отгоняемого в колонне, рассчитываем по формуле:

$$\sum G_{NH_3} = G_{NH_3}^p + G_{NH_3}' \quad (37)$$

где $G_{NH_3}^p$ – масса аммиака, отгоняемого из ректификационной колонны;

G_{NH_3}' – масса аммиака, образующегося по реакции.

Подставим данные в формулу (37):

$$\sum G_{NH_3} = 88,55 + 88,83 = 178,38 \text{ т/сут}$$

Объем аммиака и двуокиси углерода, отгоняемых из колонны, рассчитываем по формуле:

$$V_{NH_3(CO_2)} = \frac{G_{NH_3(CO_2)} \cdot V_m \cdot (T+273) \cdot P_0}{M_{NH_3(CO_2)} \cdot 273 \cdot P} \quad (38)$$

где $G_{NH_3(CO_2)}$ – количество аммиака (углекислого газа), которое поступает в ректификационную колонну, т/сут;

$M_{NH_3(CO_2)}$ – молярная масса аммиака (углекислого газа), кг/кмоль;

$V_m = 22,4$ – объем 1 кмоль газа при нормальных условиях, м³;

T – средняя температура отгоняемых газов, К;

P – давление в колонне, Па;

$P_0 = 101325$ – нормальное барометрическое давление, Па.

Подставим данные в формулу (38):

$$V_{NH_3} = \frac{178,38 \cdot 22,4 \cdot (273 + 110) \cdot 101325}{17 \cdot 273 \cdot 3 \cdot 10^5} = 111,37 \text{ м}^3$$

$$V_{CO_2} = \frac{114,95 \cdot 22,4 \cdot (273 + 110) \cdot 101325}{44 \cdot 273 \cdot 3 \cdot 10^5} = 27,73 \text{ м}^3$$

Объем паров воды в газах, который поступает в колонну рассчитываем по формуле:

$$V_{H_2O} = (V_{NH_3} + V_{C_2O}) \cdot \gamma \quad (39)$$

где γ – содержание водяных паров в газовой фазе, выходящей из колонны дистилляции 2-ой ступени.

Подставим данные в формулу (39):

$$V_{H_2O} = (111,37 + 27,73) \cdot 0,3 = 139,1 \text{ м}$$

или при нормальных условиях

$$V_{H_2O}^0 = \frac{139,1 \cdot 273 \cdot 3 \cdot 10^5}{(273 + 110) \cdot 101325} = 283,6 \text{ нм}$$
$$V_{H_2O}^0 = \frac{139,1 \cdot 273 \cdot 3 \cdot 10^5}{(273 + 110) \cdot 101325} = 283,6 \text{ м}$$

что соответствует

$$G'_{H_2O} = \frac{283,6 \cdot 18}{22,4} = 227,8 \text{ м}$$

Общее количество аммиака и двуокиси углерода, отгоняемых из ректификационной колонны:

$$G_r = 88,55 + 88,33 + 114,95 = 191,83 \text{ т/сут}$$

Количество воды, остающееся в растворе мочевины:

$$G_{H_2O}^k = m_{H_2O}^p - (G'_{H_2O} + H_2O_{H_2O}) \quad (40)$$

Количество карбамида, выходящего из колонны найдем по формуле:

$$G_k^{//} = G_k - G_k' \quad (41)$$

Подставим данные в формулу (41):

$$G_k^{//} = 1281,98 - 60 = 1221,98 \text{ т/сут}$$

Количество раствора карбамида, выходящего из колонны:

$$G_{p-p} = 1221,98 + 426,88 = 1648,86 \text{ т/сут}$$

Количество воды, остающееся в растворе мочевины:

$$G_{H_2O}^k = m_{H_2O}^p - (G_{H_2O}' + G_{H_2O}) \quad (42)$$

Концентрация раствора карбамида:

$$\frac{1221,98 \cdot 100}{1648,86} = 74,75 \%$$

Сводная таблица материального баланса ректификационной колонны приведена в таблице 5.

Таблица 5 – Сводный материальный баланс ректификационной колонны

Приход				Расход			
Компонент	т/сут	кг/ч	%	Компонент	т/сут	кг/ч	%
Жидкая фаза				Жидкая фаза			
Карбамид	1281,98	53415,8	25,1	Карбамид	1221,98	50915,8	23,9
Карбамат аммония	125,72	5238,3	2,5	H ₂ O	426,88	17786,7	8,4
H ₂ O	672,68	28028,3	13,2	NH ₃	178,38	7432,5	3,5
NH ₃	88,85	3702,1	1,7	CO ₂	114,95	4789,6	2,2
Газовая фаза				Газовая фаза			
NH ₃	1290,17	53757,1	25,3	NH ₃	290,17	53757,1	25,3
CO ₂	1579,9	65829,1	30,9	CO ₂	1579,9	65829,31	31
пары H ₂ O	49,8	2075	0,98	пары H ₂ O	277,6	11566,7	5,4
прочие газы	13,96	581,7	0,27	прочие газы	13,96	581,7	0,27
Всего:	5103	212017	100	Всего:	5103	212659	100

Материальный баланс сходится. Сумма расходов входящих потоков равна сумме расходов выходящих потоков.

3.3 Тепловой расчет узла синтеза

Исходные данные для расчета сведены в таблицу 6

Таблица 6 – Исходные данные для теплового расчета узла синтеза

Параметры	Значение
Температура жидкого аммиака на входе в колонну, °С	5
Температура CO ₂ на входе в колонну, °С	35
Температура раствора УАС на входе в колонну, °С	167
Содержание водяного пара, который выходит из стриппера, %	2,5
Температура в колонне, °С	184
Температура плава, °С	180
Критическая температура NH ₃ , °С	125
Теплота образования карбамида, Дж	19030

Масса исходных реагентов и продуктов реакции принята в соответствии с материальным расчетом.

Приход тепла с газообразным CO₂

$$Q_1 = M_{CO_2} \cdot i_{CO_2} \quad (43)$$

Подставим данные в формулу (43):

$$Q_1 = 901,27 \cdot 67 = 60385,09 \text{ кДж/сут}$$

Приход тепла с прочими газами, которые приходят с CO_2

$$Q_2 = m_{\text{пр.г.}} \cdot C \cdot t \quad (44)$$

Подставим данные в формулу (44):

$$Q_2 = 13,96 \cdot 1,026 \cdot 35 = 501,3 \text{ кДж/сут}$$

Приход тепла с жидким аммиаком

$$Q_3 = A_i \cdot i_{\text{NH}_3} \quad (45)$$

Подставим данные в формулу (45):

$$Q_3 = 1703,78 \cdot 23 = 39186,94 \text{ кДж/сут}$$

Теплота реакции образования карбамата аммония

$$Q_4 = \frac{M_{\text{к.а.}} \cdot (V - r)}{a_{\text{к.а.}}} \quad (46)$$

где V – теплота образования твердого карбамата аммония, кДж/моль;

r – теплота плавления карбамата аммония, кДж/моль;

$a_{\text{к.а.}}$ – мольная масса карбамата аммония.

Подставим данные в формулу (46):

$$Q_4 = \frac{2923,82 \cdot (159320 - 25140)}{78} = 5029720,1 \text{ кДж/сут}$$

Теплота реакции образования NH_4OH :

$$Q_4 = \frac{(G_{NH_3}^{изб} - m_{NH_3}^{изб}) \cdot (j_{NH_3} - i_{NH_3})}{a_{NH_3}} \quad (47)$$

где j_{NH_3} – интегральная теплота растворения 1 кмоль газообразного аммиака в 1 кмолье воды, кДж/кмоль;

i_{NH_3} – разница стандартных энтальпий жидкого и газообразного аммиака, кДж/кмоль;

Подставим данные в формулу (47):

$$Q_4 = \frac{(682,35 - 466,25) \cdot (29540 - 23680)}{17} = 74490,94 \text{ кДж/сут}$$

Физическое тепло раствора УАС при 167 °С и 14 Мпа, рассчитаем по формулам:

$$Q_{NH_3} = m_{NH_3} \cdot i_{NH_3} \quad (48)$$

$$Q_{CO_2} = m_{CO_2} \cdot i_{CO_2} \quad (49)$$

$$Q_{H_2O} = m_{H_2O} \cdot i_{H_2O} \quad (50)$$

$$Q_6 = Q_{NH_3} \cdot Q_{CO_2} + Q_{H_2O} \quad (51)$$

Подставим данные в формулы (48,49,50,51):

$$Q_{NH_3} = 466,25 \cdot 485 = 225131,25 \text{ кДж/сут}$$

$$Q_{CO_2} = 750,66 \cdot 232,2 = 174303,252 \text{ кДж/сут}$$

$$Q_{H_2O} = 337,25 \cdot 434,2 = 146433,95 \text{ кДж/сут}$$

$$Q_6 = 546868,452 \text{ кДж/сут}$$

Суммарный приход тепла

$$Q_{\text{пр}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 = 5751152,37 \text{ кДж/сут}$$

Расход тепла на образование карбамида рассчитываем по формуле:

$$Q_1 = \frac{G_{\text{к}} \cdot Q_{\text{к}}}{a_{\text{к}}} \quad (52)$$

Подставим данные в формулу (52):

$$Q_1 = \frac{1281,98 \cdot 19030}{60} = 406601,32 \text{ кДж/сут}$$

Расход тепла на подогрев реагирующей части жидкого аммиака с 5 °С до критической температуры 132,4 °С при 14 Мпа

$$Q_2 = G_{\text{NH}_3} \cdot (i_{\text{NH}_3}^{132,4} - i_{\text{NH}_3}^5) \quad (53)$$

Подставим данные в формулу (53):

$$Q_2 = 1274,56 \cdot (674 - 23) = 829719,03 \text{ кДж/сут}$$

Расход тепла на подогрев газообразного CO₂ с 35 °С до критической температуры 132,4 °С

$$Q_3 = M_{\text{CO}_2} \cdot (i_{\text{CO}_2}^{132,4} - i_{\text{NH}_3}^5) \quad (54)$$

Подставим данные в формулу (54):

$$Q_3 = 901,27 \cdot (297,8 - 67) = 208013,46 \text{ кДж/сут}$$

На выделение CO_2 из раствора аммонийных солей

$$Q_4 = \frac{m_{\text{CO}_2} \cdot r_{\text{CO}_2}}{a_{\text{CO}_2}} \quad (55)$$

где r_{CO_2} – теплота растворения CO_2 , кДж/кмоль.

Подставим данные в формулу (55):

$$Q_4 = \frac{750,66 \cdot 24700}{44} = 421393,23 \text{ кДж/сут}$$

Расход тепла на подогрев CO_2 из раствора аммонийных солей со 100°C до критической температуры $132,4^\circ\text{C}$

$$Q_5 = m_{\text{CO}_2} \cdot (i_{\text{CO}_2}^{132,4} - i_{\text{CO}_2}^5) \quad (56)$$

Подставим данные в формулу (56):

$$Q_5 = 750,66 \cdot (297,8 - 232,2) = 49243,3 \text{ кДж/сут}$$

Расход тепла на подогрев части карбамата аммония, которая преобразуется в карбамид со $132,4^\circ\text{C}$ до 184°C :

$$Q_6 = g_{\text{к.а.}} \cdot C_{\text{к.а.}} \cdot (t - t_1) \quad (57)$$

где $g_{\text{к.а.}}$ – разница между образовавшимся и непрореагировавшим карбаматом аммония, кг/сут;

$C_{\text{к.а.}}$ – теплоемкость карбамата аммония, кДж/кг

Подставим данные в формулу (57):

$$Q_6 = (2923,92 - 1257,24) \cdot 1,954 \cdot (184 - 132,4) = 164788,65 \text{ кДж/сут}$$

Тепло, которое уходит с плавом карбамида:

$$Q_7 = G_k \cdot C_k \cdot t + G_{k.a} \cdot C_{k.a} + G_{NH_3} \cdot i_{H_2O} + m_{пр} \cdot C_{N_2} \cdot t \quad (58)$$

Подставим данные в формулу (58):

$$Q_7 = 1281,98 \cdot 2,243 \cdot 184 + 1257,24 \cdot 1,954 \cdot 184 + 885,5 + 722,48 \cdot 860,7 + 13,96 \cdot 1,047 \cdot 184 = 3254435,17 \text{ кДж/сут}$$

Потери тепла в окружающую среду (7,25%):

$$Q_8 = 0,0725 \cdot Q_{прих} \quad (59)$$

Подставим данные в формулу (59):

$$Q_8 = 0,0725 \cdot 5751152,37 = 416958,55 \text{ кДж/сут}$$

Суммарный расход тепла рассчитаем по формуле:

$$Q_{расх} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8 \quad (60)$$

Подставим данные в формулу (60):

$$Q_{расх} = 5751152,36 \text{ кДж/сут}$$

Таблица теплового баланса колонны синтеза представлена в таблице 7.

Таблица 7 – Сводный тепловой баланс колонны синтеза

Приход		Расход	
Статья	кДж/сут	Статья	кДж/сут
Тепло CO ₂	60385,09	Тепло на образование карбамида	406601,32
Тепло прочих газов	501,3	Тепло на подогрев аммиака	829719,03
Тепло жидкого NH ₃	39186,94	Тепло на подогрев CO ₂	208013,46
Тепло образования карбамата аммония	5029720,1	Тепло на выделение CO ₂ из раствора УАС	421393,23
Тепло образования гидроксида аммония	74490,94	Тепло на подогрев CO ₂ с раствором	49243,3
Тепло раствора УАС	546868,452	Тепло на подогрев карбамата аммония	164788,66
-	-	Тепло с плавом карбамида	3254435,17
-	-	Потери в окружающую среду	416958,55
Всего:	5751152,37	Всего:	5751152,36

Рассчитаем тепловой баланс стриппер-аппарата. Исходные данные для расчета сведены в таблицу 8

Таблица 8 - Исходные данные для расчета теплового баланса стриппера

Параметр	Значение
Масса плава карбамида, которая поступает в стриппер, т/сут	1281,98
Температура плава, °С	180
Масса карбамата аммония, разложенного в стриппере, т/сут	1131,52
Масса избыточного NH ₃ , который выделяется в стриппере, т/сут	1290,17
Температура плава, который выходит из стриппера, °С	160
Температура CO ₂ , °С	100
Масса газовой фазы, которая выходит из стриппера, т/сут	2279

Тепло, которое вносится плавом карбамида

$$Q_1 = 2762625,47 \text{ кДж/сут}$$

Тепло, которое приходит с CO₂:

$$Q_2 = G_{CO_2} \cdot i_{CO_2} \quad (61)$$

Подставим данные в формулу (61):

$$Q_2 = 1579,9 \cdot 232,2 = 366852 \text{ кДж/сут}$$

Тепло подводимое греющим паром:

$$Q_3 = X \quad (62)$$

Суммарный приход тепла:

$$Q_{\text{пр}} = 276262,47 + 366852,78 + X = 3129478,25 + X \text{ кДж/сут}$$

Количество тепла, которое уходит с плавом карбамида

$$Q_1 = m_c \cdot C_c \cdot t + m_k \cdot t + m_a \cdot i_a + m_b \cdot i_b \quad (63)$$

Подставим данные в формулу (63):

$$Q_1 = 1281,98 \cdot 2,243 \cdot 180 + 125,72 \cdot 1,954 \cdot 180 + 88,85 \cdot 1664,1 + 672,68 \cdot 763,2 = 121966,503 \text{ кДж/сут}$$

Тепло, которое тратится на разложение карбамата аммония:

$$Q_2 = \frac{G_{\text{к.а}} \cdot (r - q)}{\alpha_{\text{к.а}}} \quad (64)$$

где r – тепло образования карбамата аммония, кДж/моль;

q – теплота плавления карбамата аммония, кДж/моль.

Подставим данные в формулу (64):

$$Q_2 = \frac{1257,24 \cdot (159320 - 25140)}{70} = 1946504,53 \text{ кДж/сут}$$

Тепло, которое затрачивается на выделение NH_3 из NH_4OH :

$$Q_3 = \frac{G_{\text{NH}_3}^{\text{изб}} \cdot J_{\text{NH}_3}^{\text{Г}} - G_{\text{NH}_3}^{\text{ост}} \cdot J_{\text{NH}_3}^{\text{Ж}}}{\alpha_{\text{NH}_3}} \quad (65)$$

где $G_{\text{NH}_3}^{\text{изб}}$ – масса аммиака в NH_4OH , который заходит в стриппер, кг/сут;

$G_{\text{NH}_3}^{\text{ост}}$ – масса аммиака, которая остается в жидкой фазе, кг/сут;

$J_{\text{NH}_3}^{\text{Г}}$ $J_{\text{NH}_3}^{\text{Ж}}$ – интегральная теплота растворения 1 кмоль газообразного аммиака в 1 кмоль жидкой воды, Дж/моль и интегральная теплота растворения 1 моль газообразного аммиака в 4,2 кмоль жидкой воды, кДж/моль;

Подставим данные в формулу (65):

$$Q_3 = \frac{682,33 \cdot 29540 - 88,85 \cdot 33330}{17} = 1010078,041 \text{ кДж/сут}$$

Тепло, которое уносится газами, которые уходят в результате дистилляции при 120 °С:

$$Q_3 = m_{\text{NH}_3} \cdot i_{\text{NH}_3} + m_{\text{CO}_2} \cdot i_{\text{CO}_2} + m_{\text{H}_2\text{O}} \cdot i_{\text{H}_2\text{O}} + m_{\text{N}_2} \cdot C_{\text{N}_2} \cdot t \quad (66)$$

где i – энтальпии компонентов при их соответствующих парциальных давлениях, кДж/кг.

Подставим данные в формулу (66):

$$\begin{aligned} Q_4 &= 1290,17 \cdot 1515 + 1579,9 \cdot 397 + 49,8 \cdot 2714 + 13,96 \cdot 1,043 \cdot 120 \\ &= 2748542,724 \text{ кДж/сут} \end{aligned}$$

Потери тепла в окружающую среду составляют приблизительно:

$$Q_5 = 100000 \text{ кДж/сут}$$

Суммарный расход тепла определим по формуле:

$$\begin{aligned} Q_{\text{расх}} &= 1219665,703 + 1946504,53 + 1010078,041 + 100000 \\ &= 7024790,9 \text{ кДж/сут} \end{aligned}$$

Уравнение теплового баланса определяется формулой

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{расхода}} \quad (67)$$

Подставим ранее вычисленные значения в уравнение:

$$\begin{aligned} 3129478,25 + X &= 7024790,9 \\ X &= 7024790,9 - 3129478,25 = 3895312,75 \text{ кДж/сут} \\ X &= 7024790,9 - 3129478,25 = 3895312,75 \text{ кДж/сут} \end{aligned}$$

Расход пара на стриппинг-процесс по формуле составляет:

$$G = \frac{3895312,75}{1953} = 1994,53 \text{ кг/сут}$$

Сводная таблица теплового баланса стриппера представлена в таблице 9.

Таблица 9 – Сводный тепловой баланс стриппера

Приход		Расход	
Статья	кДж/сут	Статья	кДж/сут
Тепло CO ₂	366852,78	Тепло плава карбамида	1219665,7
Тепло плава карбамида	2762625,47	Тепло на разложение карбамата аммония	1946504,5
Тепло конденсации греющего пара	3895312,75	Тепло на выделение NH ₃ из NH ₄ OH	1010078
		Тепло отходящих газов	2748542,7
		Потери в окружающую среду	100000
Всего:	7024791	Всего:	7024791

Выполним тепловой расчет ректификационной колонны дистилляции плава. Исходные данные для расчета сведены в таблицу 10.

Таблица 10 - Исходные данные для расчета колонны дистилляции

Параметр	Значение
Количество плава, поступающего в колонну, в кг/ч	108201,5
Температура поступающего плава, °С	118
Количество испарившейся воды, т/сут	227,8
Количество газов, уходящих из колонны, т/сут	521,1
Количество разлагающегося карбамида, кг/ч	3000

Тепло, приносимое раствором карбамида в ректификационную колонну:

$$Q_1 = m_{(NH_2)_2CO} \cdot C_{(NH_2)_2CO} \cdot t + m_{NH_2COONH_4} \cdot C_{NH_2COONH_4} \cdot t + m_{NH_3} \cdot i_{NH_3} + m_{H_2O} \cdot i_{H_2O} \quad (68)$$

где $m_{(NH_2)_2CO}$, $m_{NH_2COONH_4}$, m_{NH_3} , m_{H_2O} – масса карбамида, карбамата аммония, аммиака, воды в плаве, кг/ч;

$C_{(NH_2)_2CO}$, $C_{NH_2COONH_4}$ – теплоемкости карбамида и карбамата, кДж/кг °С;

i_{NH_3} , i_{H_2O} – энтальпии аммиака и воды [9], кДж/кг;

t – температура раствора, °С.

Подставим данные в формулу (68):

$$Q_1 = 1281,98 \cdot 2,243 \cdot 118 + 125,72 \cdot 1,954 \cdot 118 + 88,85 \cdot 1664,1 + 672,68 \cdot 763,2 = 1029538,94 \text{ кДж/сут}$$

Тепло, выделяющееся при разложении 3000 кг/ч карбамида:

$$Q_2 = \frac{m_{(NH_2)_2CO} \cdot Q_{p-ции}}{M_{(NH_2)_2CO}} \quad (69)$$

где $Q_{p-ции} = 14500$ – тепловой эффект образования карбамида, кДж/кмоль.

Подставим данные в формулу (69):

$$Q_2 = \frac{3000 \cdot 14500}{60} \cdot 24 = 17400000 \text{ кДж/сут}$$

Суммарный приход тепла рассчитаем по формуле:

$$\sum Q_{\text{приход}} = Q_1 + Q_2 \quad (70)$$

Подставим данные в формулу (70):

$$\sum Q_{\text{приход}} = 1029538,94 \cdot 41,67 + 17400000 = 60300887,63 \text{ кДж/сут}$$

Расход тепла.

Тепло, расходуемое на разложение карбамата аммония рассчитаем по формуле:

$$Q_1 = \frac{N_{\text{разл.}NH_2COONH_4} \cdot (Q_{\text{обр.}NH_2COONH_4} - Q_{\text{плавления}NH_2COONH_4})}{M_{NH_2COONH_4}} \quad (71)$$

где $N_{\text{разл.}NH_2COONH_4} = 125,72$ – количество разлагаемого карбамата аммония, т/сут;

$Q_{\text{обр.}NH_2COONH_4} = 159320$ – тепловой эффект реакции образования карбамата аммония, кДж/кмоль;

$Q_{\text{плавления}NH_2COONH_4} = 25140$ – теплота плавления карбамата аммония, кДж/кмоль

Подставим данные в формулу (71):

$$Q_1 = \frac{125,72 \cdot (159320 - 25140)}{78} = 216270635 \text{ кДж/сут}$$

Тепло, уносимое отходящими газами при $t = 110$ °С:

$$Q_2 = m_{NH_3} \cdot i_{NH_3} + m_{CO_2} \cdot i_{CO_2} + m_{\text{вод.паров}} \cdot i_{\text{вод.паров}} \quad (72)$$

где $m_{NH_3}, m_{CO_2}, m_{\text{вод.паров}}$ – масса аммиака, диоксида углерода, водяных паров в паро-газовой смеси, кг/ч

$i_{NH_3}, i_{CO_2}, i_{\text{вод.паров}}$ – энтальпии аммиака, диоксида углерода, водяных паров, кДж/кг.

Подставим данные в формулу (72):

$$\begin{aligned} Q_2 &= 1290,17 \cdot 1527,5 + 1579,9 \cdot 388,3 + 49,8 \cdot 2700 \\ &= 2718669,84 \text{ кДж/сут} \end{aligned}$$

Тепло, уносимое с раствором карбамида

$$Q_3 = N_{NH_2CONH_2} \cdot C_{NH_2CONH_2} \cdot t_{\text{в нижней части колонны}} + N_{H_2O} \cdot i_{H_2O} \quad (73)$$

где $N_{NH_2CONH_2}$ – количество карбамида, уходящей из ректификационной колонны, кг/ч;

$C_{NH_2CONH_2}$ – теплоемкость карбамида, кДж/кг·К;

t – температура в нижней части ректификационной колонны, °С;

i_{H_2O} – энтальпия воды, кДж/кг.

Подставим данные в формулу (73):

$$Q_2 = 1221,98 \cdot 1,347 \cdot 130 + 426,88 \cdot 589,1 = 165455,9 \text{ кДж/сут}$$

Потери тепла в окружающую среду принимаем равной 5% от прихода тепла рассчитаем по формуле:

$$Q_{\text{потери}} = 0,05 \cdot Q_{\text{прихода}} \quad (74)$$

Подставим данные в формулу (74):

$$Q_{\text{потери}} = 0,05 \cdot 60300887,65 = 3015044,38 \text{ кДж/сут}$$

Суммарный расход тепла

$$\sum Q_{\text{расход}} = 222469805 \text{ кДж/сут}$$

Из составленного теплового баланса видно, что расход тепла в процессе дистилляции плава превышает приход на

$$222469805 - 60300887 = 162168917 \text{ кДж/сут}$$

Это недостающее количество тепла подводится извне с греющим паром. Требуемый расход греющего пара при давлении $P = 0,4$ МПа

$$G_{\text{греющего пара}} = \frac{q}{r_{\text{парообразования}}} \quad (75)$$

где $r_{\text{парообразования}}$ – теплота парообразования при $P = 0,4$ МПа, кДж/кг

Подставим данные в формулу (75):

$$G_{\text{греющего пара}} = \frac{162168917}{1953} = 83035,2 \text{ т/сут}$$

Сводная таблица теплового баланса ректификационной колонны представлена в таблице 11.

Таблица 11 – Сводный тепловой баланс ректификационной колонны

Приход		Расход	
Статья	кДж/сут	Статья	кДж/сут
Тепло плав карбамида	42900848	Тепло на разложение карбамата аммония	216270635
Тепло разложения карбамида	17400000	Тепло газов дистилляции	2718669
Тепло греющего пара	162168917	Тепло раствора карбамида	465455
		Потери	3015044
Всего:	22469765	Всего:	222469803

Тепловой баланс сходится. Сумма входящих тепловых потоков равна сумме выходящих тепловых потоков.

3.4 Материальный и тепловой баланс отделения дистилляции после реконструкции

Основным аппаратом отделения дистилляции является ректификационная колонна. Так же рассмотрим материальный и тепловой с учетом ввода сепаратора.

При введении в узел дистилляции сепаратора загрузка исходного сырья увеличивается на 2%. Соответственно расчеты ведем на 1225 т/сут.

3.4.1 Материальный баланс сепаратора

Раствор, выходящий из стриппера дросселируется до давления 0,3 МПа, при этом температура раствора уменьшается со 185°C до 118°C. За счет уменьшения давления примерно 7 % карбамата разлагается.

Состав смеси поступающей в сепаратор с учетом увеличения производительности на 2% приведен в таблице 12.

Таблица 12 – Состав смеси поступающей в сепаратор

Компонент	Значение
Жидкая фаза:	
Карбамид, кг/ч	54484,12
Карбамат аммония, кг/ч	5343,07
Свободный аммиак, кг/ч	3776,142
Вода, кг/ч	28588,9
Газовая фаза:	
Диоксид углерода, кг/ч	67145,68
Аммиак, кг/ч	54832,24
Вода, кг/ч	2116,5

Сепаратор предназначен для разделения газообразной фазы от плава поступающего из стриппера. Степень разделения составляет 95 %.

Определим количество газовой фазы выходящей из сепаратора по формуле:

$$G_{\text{кон}}^{\text{Г}} = G_{\text{исх}}^{\text{Г}} \cdot 0,95 \quad (76)$$

Подставим значения в формулу (76):

$$G_{\text{кон}}^{\Gamma} = 124094,42 \cdot 0,95 = 117889,7 \text{ кг/ч};$$

$$G_{\text{CO}_2}^{\Gamma} = 67145,68 \cdot 0,95 = 63788,4 \text{ кг/ч};$$

$$G_{\text{NH}_3}^{\text{кон}} = 54832,24 \cdot 0,95 = 52090,63 \text{ кг/ч};$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{кон}} = 2116,5 \cdot 0,95 = 210,675 \text{ кг/ч}.$$

Количество оставшегося газа в плаве определим по формуле

$$G_{\Gamma}^{\text{ост}} = G_{\Gamma}^{\text{исх}} - G_{\Gamma}^{\text{кон}} \quad (77)$$

Подставим значения в формулу (77):

$$G_{\Gamma}^{\text{ост}} = 67145,68 - 63788,4 = 3357,28 \text{ кг/ч};$$

$$G_{\text{NH}_3}^{\text{ост}} = 54832,24 - 52090,63 = 2741,61 \text{ кг/ч};$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{ост}} = 2116,5 - 210,675 = 105,825 \text{ кг/ч}.$$

Определяем количество свободного аммиака на выходе из сепаратора:

$$G_{\text{NH}_3}^{\text{своб}} = 3776,142 + 2741,61 = 6517,752 \text{ кг/ч}$$

Определяем количество воды выходящей из сепаратора:

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{своб}} = 28588,9 + 105,825 = 38694,73 \text{ кг/ч}$$

Материальный баланс сепаратора представлен в таблице 13.

Таблица 13 – Материальный баланс сепаратора

Приход			Расход		
Статья	Масса (кг/ч)	%	Статья	Масса (кг/ч)	%
1	2	3	4	5	6
Газовая фаза			Газовая фаза		
CO ₂	67145,68	54,1	CO ₂	63788,4	54,1
NH ₃	54832,24	44,19	NH ₃	52090,63	44,19
H ₂ O	2116,5	1,71	H ₂ O	2010,675	1,71
Итого	124094,42	100	Итого	117889,7	100
Жидкая фаза			Жидкая фаза		
Карбамид	54484,12	59,1	Карбамид	54484,12	55,37
Карбамат	5343,07	5,8	карбамат	5343,07	5,43
NH ₃ ^{своб}	3776,142	4,1	CO ₂	3357,28	3,41
H ₂ O	28588,9	31,01	NH ₃ своб	6517,752	6,62
Итого	92192,232	100	H ₂ O	28694,73	29,16
-	-	-	Итого	98396,95	100
Всего	216286,652	100	Всего	216286,652	100

Материальный баланс сходится. Сумма расходов входящих потоков равна сумме расходов выходящих потоков.

3.4.2 Тепловой баланс сепаратора

На основе вышеприведенного материального баланса рассчитывается тепловой баланс сепаратора. Смесь, поступающая на разделение, имеет температуру $t_1 = 118^\circ\text{C}$. На выходе из сепаратора температура составляет $t_1 = 113^\circ\text{C}$.

Приход тепла:

Тепло, вносимое жидкостным потоком, рассчитываем по формуле (78).

$$Q_1 = c_c \cdot G_c \cdot t_1 + c_k \cdot G_k \cdot t_1 + i_{NH_3} + c_b \cdot G_b \cdot t_1 \quad (78)$$

где c – средняя теплоемкость компонентов (карбамида, карбамата аммония и воды);

i_{NH_3} – энтальпия свободного аммиака;

G_c, G_k, G_b – расход поступающего компонента.

Подставим значения в формулу (78):

$$Q_1 = 2,243 \cdot 54484,12 \cdot 118 + 1,954 \cdot 5343,07 \cdot 118 + 37776,142 + 1664,1 \\ + 4,175 \cdot 28588,9 \cdot 118 = 36020673,07 \text{ кДж}$$

Тепло, вносимое газовым потоком, рассчитываем по формуле:

$$Q_1 = c_{CO_2} \cdot G_{CO_2} \cdot t_1 + c_{NH_3} \cdot G_{NH_3} \cdot t_1 + c_B \cdot G_B \cdot t_1 \quad (79)$$

где c_{CO_2} , c_{NH_3} , c_B – средняя теплоемкость компонентов (оксида углерода (IV), аммиака и воды;

G_{CO_2} , G_{NH_3} , G_B – расход поступающего компонента.

Подставим значения в формулу (79):

$$Q_2 = 0,8436 \cdot 67145,68 \cdot 118 + 2,0894 \cdot 54832,24 \cdot 118 + 1,864 \cdot 2116,5 \\ \cdot 118 = 20668377,29 \text{ кДж}$$

Расход тепла:

Тепло, уносимое газовой фазой Q_3 :

$$Q_3 = c_{CO_2} \cdot G_{CO_2} \cdot t_2 + c_{NH_3} \cdot G_{NH_3} \cdot t_2 + c_B \cdot G_B \cdot t_2 \quad (80)$$

Подставим значения в формулу (80):

$$Q_3 = 0,8436 \cdot 63788,4 \cdot 113 + 2,0894 \cdot 52090,63 \cdot 113 + 1,864 \cdot 2010,675 \\ \cdot 113 = 1880296866 \text{ кДж}$$

Тепло, уносимое жидкой фазой Q_4 , рассчитывается по формуле:

$$Q_4 = c_c \cdot G_c \cdot t_2 + G_k \cdot t_2 + i_{NH_3} \cdot G_{NH_3} + c_B \cdot G_B \cdot t_2 + c_{CO_2} \cdot G_{CO_2} \cdot t_2 \quad (81)$$

где c – средняя теплоемкость компонентов (карбамида, карбамата аммония, оксида углерода (IV) и воды);

i_{NH_3} –энтальпия свободного аммиака;

$G_c, G_k, G_{NH_3}, G_v, G_{CO_2}$ –расход поступающего компонента.

Подставим значения в формулу (81):

$$\begin{aligned} Q_4 &= 2,243 \cdot 54484,12 \cdot 113 + 1,954 \cdot 5343,07 \cdot 113 + 6517,752 \cdot 1664,1 \\ &+ 4,175 \cdot 28694,73 \cdot 113 + 0,8436 \cdot 3357,28 \cdot 113 \\ &= 37027093,44 \text{ кДж} \end{aligned}$$

Исходя из теплового баланса определим потери в окружающую среду:

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{расх}} \quad (82)$$

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_{\text{потерь}} \quad (83)$$

$$Q_{\text{потерь}} = Q_{\text{прих}} - Q_{\text{расх}} = Q_1 + Q_2 - Q_3 - Q_4 \quad (84)$$

Подставим значения в формулу (84):

$$\begin{aligned} Q_{\text{потерь}} &= 36020673,07 + 20668377,29 - 1880296866 - 37027093,44 \\ &= 858988,25 \text{ кДж} \end{aligned}$$

Данные теплового баланса сепаратора представлены в таблице 14.

Таблица 14 – Тепловой баланс сепаратора.

Приход		Расход	
Статья	кДж/сут	Статья	кДж/сут
Q ₁ (тепло, вносимое жидкостным потоком)	864496153,6	Q ₃ (тепло, уносимое жидкой фазой)	451271247,8
Q ₂ (тепло, вносимое газовым потоком)	496041055	Q ₄ (тепло, уносимое газовой фазой)	888650242,6
-	-	Q ₅ (потери тепла в окружающую среду)	20615717,97
Итого:	1360537205	Итого:	1360537205

Тепловой баланс сходится. Сумма входящих тепловых потоков равна сумме выходящих тепловых потоков.

3.4.3 Материальный баланс колонны дистилляции

Основным аппаратом отделения дистилляции является ректификационная колонна. Рассмотрим материальный и тепловой балансы колонны.

Исходные данные для расчетов приведены в таблице 15.

Таблица 15 - Состав плава, поступающего на ректификацию:

Компонент	Расход, кг/ч
Карбамид	54484,12
Карбамат аммония	5343,07
Свободный аммиак	6517,75
Диоксид углерода	3357,28
Вода	28694,73

Определим количество CO₂, выделяющееся в газовую фазу:

$$G_{CO_2}^r = \frac{G_{\text{карбамата}} \cdot M_{CO_2}}{M_{\text{карбамата}}} \cdot 0,954 \quad (85)$$

Подставим значения в формулу (85):

$$G_{CO_2}^r = \frac{5343,07 \cdot 44}{78} \cdot 0,954 = 2875,4 \text{ кг/ч}$$

Определим количество, образующейся газовой фазы:

$$G_{\Gamma} = \frac{G_{CO_2}^{\Gamma}}{0,502} \quad (86)$$

Подставим значения в формулу (86):

$$G_{\Gamma} = \frac{2875,4}{0,502} \cdot 0,954 = 5464,4 \text{ кг/ч}$$

Определяем содержание аммиака и воды в газовой фазе:

$$G_{NH_3}^{\Gamma} = G_{\Gamma} \cdot 0,358 \quad (87)$$

Подставим значения в формулу (87):

$$G_{NH_3}^{\Gamma} = 5464,4 \cdot 0,358 = 1956,25 \text{ кг/ч}$$
$$G_{H_2O}^{\Gamma} = G_{\Gamma} - G_{CO_2}^{\Gamma} - G_{NH_3}^{\Gamma} \quad (88)$$

Подставим значения в формулу (88):

$$G_{H_2O}^{\Gamma} = 5464,4 - 2875,4 - 1956,25 = 632,75 \text{ кг/ч}$$

Определяем состав жидкой фазы на выходе из колонны рассчитаем по формуле:

$$G_{CO_2}^{\text{карб}} = \frac{G_{\text{карбамата}} \cdot M_{CO_2}}{M_{\text{карбомата}}} \quad (89)$$

$$G_{NH_3}^{\text{карб}} = \frac{G_{\text{карбамата}} \cdot M_{NH_3}}{M_{\text{карбомата}}} \quad (90)$$

Подставим значения в формулу (89,90):

$$\begin{aligned}G_{CO_2}^{\text{карб}} &= \frac{5343,07 \cdot 44}{78} = 3014,04 \text{ кг/ч} \\G_{NH_3}^{\text{карб}} &= \frac{5343,07 \cdot 2 \cdot 17}{78} = 2329,03 \text{ кг/ч} \\G_X^{\text{ж}} &= G_X^{\text{карб}} - G_X^{\text{г}}\end{aligned}\quad (91)$$

Подставим значения в формулу:

$$\begin{aligned}G_{CO_2}^{\text{ж}} &= 3014,04 - 2875,4 = 138,64 \text{ кг/ч} \\G_{NH_3}^{\text{ж}} &= 2329,09 - 1965,25 = 372,78 \text{ кг/ч} \\G_{H_2O}^{\text{ж}} &= 228694,73 - 632,75 = 28061,98 \text{ кг/ч}\end{aligned}$$

Общая масса аммиака отгоняемая из колонны:

$$\sum G_{NH_3} = G_{NH_3}^{\text{своб}} + G_{NH_3}^{\text{г}}\quad (92)$$

Подставим значения в формулу (92):

$$\sum G_{NH_3} = 6517,752 + 1956,25 = 8474,002 \text{ кг/ч}$$

Общая масса оксида углерода (IV) отгоняемая из колонны:

$$\sum G_{CO_2} = G_{CO_2}^{\text{исх}} + G_{CO_2}^{\text{г}}\quad (93)$$

Подставим значения в формулу (93):

$$\sum G_{CO_2} = 3357,28 + 3875,4 = 6232,68 \text{ кг/ч}$$

Материальный баланс ректификационной колонны представлен в таблице 16.

Таблица 16 – Материальный баланс колонны дистилляции

Приход			Расход		
Статья	Масса (кг/ч)	%	Статья	Масса (кг/ч)	%
Жидкая фаза			Газовая фаза		
Карбамид	54484,12	55,37	CO ₂	5464,4	39,9
Карбамат	5343,07	5,43	NH ₃	8474,002	54,91
Вода	28694,73	29,16	H ₂ O	632,75	5,14
CO ₂	3357,28	3,41	Итого	14571,152	100
NH ₃ ^{своб}	6517,752	6,62	Жидкая фаза		
-	-	-	Карбамид	54484,12	65,8
-	-	-	CO ₂	138,64	0,167
-	-	-	NH ₃	372,78	3,36
-	-	-	H ₂ O	28061,98	33,69
-	-	-	Итого	83825,8	100
Всего	98396,952	100	Всего	98396,952	100

Материальный баланс сходится. Сумма расходов входящих потоков равна сумме расходов выходящих потоков.

3.4.4 Тепловой баланс колонны дистилляции

На основе вышеприведенного материального баланса рассчитываем тепловой баланс ректификационной колонны. Плав, поступающий на ректификацию, имеет температуру $t_1 = 113$ °С. На выходе из колонны температура жидкой фазы составляет $t_2 = 136$ °С, а газовой 114 °С.

Тепло, вносимое жидкой фазой Q_1 , рассчитывается по формуле (78)

$$Q_1 = 2,243 \cdot 1307,6 \cdot 113 + 1,954 \cdot 128,2 \cdot 113 + 156,4 \cdot 1664,1 + 688,67 \cdot 763,2 + 388,3 \cdot 80,57 = 1145587 \text{ кДж/сут}$$

Тепло, выделяющееся при разложении 3000 кг/ч карбамида, рассчитывается по формуле (79).

$$Q_2 = \frac{3000 \cdot 14500}{60} \cdot 24 = 17400000 \text{ кДж/сут}$$

Суммарный приход тепла

$$\sum Q_{\text{приход}} = 1145587 \cdot 41,67 + 17400000 = 65136610,29 \text{ кДж/сут}$$

Расход тепла

Тепло на разложение карбамата аммония, рассчитывается по формуле (80).

$$Q_2 = \frac{128,2 \cdot (159471 - 25140)}{78} = 220785053$$

Тепло, уносимое газовой фазой Q_4 , рассчитывается по формуле (81):

$$Q_4 = 388,3 \cdot 131,1 + 1527,5 \cdot 203,3 + 2700 \cdot 15,2 = 402082 \text{ кДж/сут}$$

Тепло, уносимое жидкой фазой Q_5 рассчитывается по формуле (78)

$$\begin{aligned} Q_5 &= 2,243 \cdot 54484,12 \cdot 136 + 372,78 \cdot 1664,1 + 4,2 \cdot 28061,98 \cdot 136 \\ &= 20892964,6 \text{ кДж/сут} \end{aligned}$$

Потери в окружающую среду составляют 5% от прихода тепла.

$$\begin{aligned} Q_{\text{потери}} &= 0,05 \cdot 65136610 = 3256830,5 \text{ кДж/сут} \\ Q_{\text{расх}} &= \frac{220785053 + 402082 + 501431 + 3256830}{1} = 224945396 \end{aligned}$$

Из составленного теплового баланса видно, что расход тепла в процессе дистилляции плава превышает приход на

$$\Delta Q = 224945396 - 65133610 = 159811786 \text{ кДж/сут}$$

Это недостающее количество тепла подводится извне с греющим паром.

Требуемый расход греющего пара при давлении $P=0,4 \text{ МПа}$, рассчитывается по формуле (94).

$$G_{\text{греющего пара}} = \frac{\Delta Q}{r} \quad (94)$$

$$G_{\text{греющего пара}} = \frac{159811786}{1953} = 81820 \text{ т/сут}$$

Данные теплового баланса представлены в таблице 17.

Таблица 17 – Тепловой баланс колонны дистилляции

Приход		Расход	
Статья	кДж/сут	Статья	кДж/сут
Q ₁ (тепло, вносимое исходными компонентами)	65136610	Q ₃ (тепло, на разложение карбамата аммония)	220785053
Q ₂ (тепло, вносимое с паром)	159811786	Q ₄ (тепло, уносимое газовой фазой)	402082
-	-	Q ₅ (тепло, уносимое жидкой фазой)	501431
		Q ₆ (потери тепла в окружающую среду)	3256830
Итого:	224945396	Итого:	224945396

Тепловой баланс сходится. Сумма входящих тепловых потоков равна сумме выходящих тепловых потоков.

3.5 Конструктивный расчет сепаратора

Найдем среднюю скорость паровой фазы

$$u_{\text{ср}} = \frac{F}{\sqrt{\rho_{\text{п}}}} \quad (95)$$

где $\rho_{\text{п}}$ – плотность пара, кг/м³

F – фактор скорости, выбирается из диапазона 150-200. Примем 150

Подставим значения в формулу (95):

$$u_{\text{ср}} = \frac{150}{\sqrt{95,98}} = 15,3 \text{ м/с}$$

Вычислим площадь поперечного сечения слоя насадки по формуле:

$$S_{\text{в.т.}} = 0,04 \cdot \frac{G}{\rho_{\text{п}} u_{\text{ср}}} \quad (96)$$

Подставим значения в формулу (96):

$$S_{\text{в.т.}} = 0,04 \cdot \frac{216286}{95,98 \cdot 15,3} = 5,89$$

Найдем диаметр аппарат по формуле

$$D_{\text{в.т.}} = 2 \sqrt{\frac{S_{\text{к}}}{\pi}} \quad (97)$$

Подставим значения в формулу (97):

$$D_{\text{в.т.}} = 2 \sqrt{\frac{5,89}{3,14}} = 2,74 \approx 2,8 \text{ м}$$

Число Рейнольдса определяется по формуле:

$$Re_{\Pi} = \frac{4u_{\text{ср}}\rho_{\Pi}}{a_{\nu}\mu_{\Pi}} \quad (98)$$

Подставим значения в формулу (98):

$$Re_{\Pi} = \frac{4 \cdot 15,3 \cdot 95,98}{140 \cdot 1,4 \cdot 10^{-4}} = 299598$$

Коэффициент сопротивления для нерегулярной насадки Инжихим найдем по формуле:

$$\lambda = 4,99 \cdot Re_{\Pi}^{-0,04} \quad (99)$$

Подставим значения в формулу (99):

$$\lambda = 4,99 \cdot 299598^{-0,04} = 3$$

Найдем удельное сопротивление 1 метра слоя насадки по формуле:

$$\Delta P_{\text{сух}}^1 = \frac{\lambda u_{\text{ср}}^2 \rho_{\Pi} a_{\nu}}{80 \cdot V_{\text{св}}^3} \quad (100)$$

Подставим значения в формулу (100):

$$\Delta P_{\text{сух}}^1 = \frac{3 \cdot 15,3^2 \cdot 95,98 \cdot 140}{80 \cdot 0,85^3} = 192 \text{кПа}$$

Найдем высоту слоя насадки по эмпирической формуле:

$$H = \frac{105 \cdot D}{F} \quad (101)$$

Подставим значения в формулу (101):

$$H = \frac{105 \cdot 2,8}{150} = 1,96\text{м}$$

Тогда общее сопротивление слоя насадки найдем по формуле:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{сух}}^1 \cdot H \quad (102)$$

Подставим значения в формулу (102):

$$\Delta P = 192 \cdot 1,96 = 370\text{кПа}$$

Конструктивно примем общую высоту аппарата в 4 раза больше высоты слоя насадки 8метров.

Выводы по разделу

Таким образом расчеты материальных и тепловых балансов доказывают возможность увеличения производительности установки дистилляции на 2%. Для этого понадобится установка сепаратора диаметром 2,8 метров, высотой 8 метров, со слоем насадки «Инжехим», расположенной нерегулярным образом, высотой 1,96м.

Заключение

В рамках работы была представлена модернизация крупнотоннажного производства карбамида с целью установки сепаратора между стриппером и дистилляционной колонной. В результате внедрения данного сепаратора ожидается снижение нагрузки на колонну дистилляции по газовой фазе, при этом существующая конструкция колонны будет обеспечивать плавность регулирования режима работы.

Проведен обзор существующих схем производства карбамида и патентный обзор в сфере производства карбамида. Это позволило изучить текущие технологические решения и выявить проблемные моменты, которые могут быть решены с помощью внедрения сепаратора. Представлена характеристика узла дистилляции производства карбамида и обоснована цель проекта, а также основные технические решения. Это включало в себя выбор оптимального места установки сепаратора и определение его параметров.

В расчетной части работы была представлена технологическая схема производства карбамида с установленным сепаратором, а также были проведены материальный и тепловой балансы для этой схемы. Внедрение сепаратора между стриппером и дистилляционной колонной позволяет снизить нагрузку на колонну дистилляции по газовой фазе, что приводит к повышению ее эффективности и плавности регулирования режима работы.

Модернизация крупнотоннажного производства карбамида с использованием сепаратора является технически и экономически обоснованной, так как она позволяет достичь улучшения производительности и снижения энергозатрат.

Модернизация приведет греющего пара в колонне дистилляции за счет значительного уменьшения уноса тепла газами дистилляции, также данная реконструкция приведет к более плавному ведению процесса при более постоянном давлении. При этом прекратится унос карбамида и производительность цеха увеличится на 2%.

Список используемой литературы и используемых источников

1. Баранова Н.И. Анализ технологического процесса производства карбамида как объекта управления. [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.science-education.ru/ru/article/view?id=10993> (дата обращения 30.06.2022).
2. Голубев И.Ф., Кияшова В.П., Перельштейн И.П., Паришн Е.Б. Теплофизические свойства аммиака. М., Издательство стандартов, 1978. – 264 с.
3. ГОСТ 2081-2010 Карбамид. Технические условия. [Электронный ресурс]. – URL: <https://files.stroyinf.ru/Index2/1/4293815/4293815634.htm> (дата обращения 20.05.2022).
4. Дыбина П.В., Соловьева А.С., Вишняк Ю.И. Расчеты по технологии неорганических веществ. Учебное пособие для студентов химико-технологических специальностей. Под общ. ред. д.т.н. проф. П.В. Дыбиной. - М.: Изд. «Высш. шк.», 1967. - 524 стр., 20 табл., 32 ил.
5. Жестков С.В. Разработка высокоинтенсивной энергосберегающей технологии карбамида. [Электронный ресурс]. – URL: <http://tekhnosfera.com/razrabotka-vysokointensivnoy-energoberegayuschey-tehnologii-karbamida> (дата обращения 30.04.2020).
6. Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г. Общая химическая технология. Л.: Химия, 1990. – 375 с.
7. Кучерявый В.И., Лебедев В.В. Синтез и применение карбамида. - Л.: Химия, 1970. – 198 с.
8. Основы проектирования производств неорганических веществ: учебное пособие / В.Ю. Прокофьев. – Иваново: Иван. Государственный химико-технологический университет, 2015. – 130-135 с.
9. Островский С.В. Совершенствование технологической схемы производства карбамида с целью снижения производственных потерь карбамида и сырья. [Электронный ресурс]. – URL:

<https://cyberleninka.ru/article/n/sovershenstvovanie-tehnologicheskoy-shemy-proizvodstva-karbamida-s-tselyu-snizheniya-proizvodstvennyh-poter-karbamida-i-syrua> (дата обращения 20.07.2022).

10. Острога Р.А., Юхименко Н.П., Михайловский Я.Э., Литвиненко, А.В. Технология получения гранулированных удобрений на органической основе. / Европейский журнал передовых технологий. 2016. № 6(79). С.19 - 25.

11. Патент № RU 2071467 С1 Российская Федерация, МПК С07С273/04. Способ получения карбамида : № 94005962/04 : заявл. 08.02.1994 : опубликовано 10.01.1997 / Котлярский Д.В., Гендельман А.Б., Тарасов В.А., Дурач Р.Н. ; заявители Котлярский Д.В., Гендельман А.Б., Тарасов В.А., Дурач Р.Н. — 12 с. : ил. — Текст : непосредственный.

12. Патент № RU 2442772 С1 Российская Федерация, МПК С07С273/04 С07С275/00. Способ получения карбамида : № 2010141628/04 : заявл. 11.10.2010 : опубликовано 20.02.2012. / Сергеев Ю.А., Андержанов Р.В., Воробьев А.А., Солдатов А.В., Головин Ю.А., Шнепп Ю.Б., Ожегин А.В., Прокопьев А.А., Костин О.Н., Кузнецов Н.М., Есин И.В.; заявитель NIPИ KARBAMIDA I PRODUKTOV ORCH SINTEZA OAO NIK AOOT— 10 с. : ил. — Текст : непосредственный.

13. Патент № RU90353 U1 Российская Федерация, МПК В01J 2/16, С05С 1/02. Линия гранулирования карбамида : № 2009132331/22 : заявл. 26.08.2009 : опубликовано 10.01.2010 / Махлай В.Н., Афанасьев С.В.; заявитель ОАО «Тольяттиазот» — 2 с. : ил. — Текст : непосредственный.

14. Патент № RU114873 U1 Российская Федерация, МПК В01J2/16. Установка получения гранулированного карбамида : № 2011142032/05 : заявл. 17.10.2011 : опубликовано 20.04.2012 / Махлай В.Н., Семенова В.А., Афанасьев С.В., Комин А.В.; заявитель ОАО «Тольяттиазот» — 13 с. : ил. — Текст : непосредственный.

15. Патент № RU2030371 С1 Российская Федерация, МПК С05С1/02, С07С273/16. Способ получения гранулированного карбамида : № 5059312/04 : заявл. 25.08.1992 : опубликовано 10.03.1995 / Грошева Л.П. Нефедова Т.И.

Горшкова Н.В. Греков Г.Т.; заявитель АОТ АКРОН – 6 с. : ил. — Текст : непосредственный.

16. Патент № RU 2280026 C1 Российская Федерация, МПК C07C273/04. Способ получения гранулированного карбамида : № 5059312/04 : заявл. 25.08.1992 : опубликовано 10.03.1995 / Лобанов С.А., Пойлов В.З.; заявитель ГОУВПО ПГТУ – 6 с. : ил. — Текст : непосредственный.

17. Патент № RU2285684 C1 Российская Федерация, МПК C05C9, B01J2/28. Способ получения гранулированного карбамида : № 2005117884/15 : заявл. 09.06.2005 : опубликовано 20.10.2006 / Лобанов С.А., Пойлов В.З.; заявитель ГОУВПО ПГТУ – 5 с. : ил. — Текст : непосредственный.

18. Патент № RU2396253 C2 Российская Федерация, МПК C07C273/16, C07C273/04, B01J12/02, B01D1/14. Способ получения мочевины и установка для его осуществления : № 2006106489/02 : заявл. 02.03.2006 : опубликовано 10.08.2010 / Царди Ф. ; заявитель УРЕА КАЗАЛЕ С.А – 11 с. : ил. — Текст : непосредственный.

19. Патент № RU2380629 C1 Российская Федерация, МПК F25J1. Установка ожижения диоксида углерода : № 2008137900/06 : заявл. 22.09.2008 : опубликовано 27.01.2010 / Махлай В.Н, Афанасьев С.В., Лавренченко Г.К., Копытина А.В., Швец С.Г.; заявитель ОАО «Тольяттиазот» – 6 с. : ил. — Текст : непосредственный.

20. Патент № RU2117002 C1 Российская Федерация, МПК C07C273/04. Способ получения карбамида : № 97107304/04 : заявл. 06.05.1997 : опубликовано 10.08.1998 / Гендельман А.Б, Котлярский Д.В., Тарасов В.А., Симоненко С.П., Герасименко В.И., Огарков А.А.; заявители Гендельман А.Б, Котлярский Д.В., Тарасов В.А., Симоненко С.П., Герасименко В.И., Огарков А.А. – 7 с. : ил. — Текст : непосредственный.

21. Патент № RU2309947 C1 Российская Федерация, МПК C07C273/04, B01J 12/02. Способ и установка для получения карбамида и способ модернизации установки для получения карбамида : № 2006119603/04 : заявл. 05.06.2006 : опубликовано 10.11.2007 / Сергеев Ю.А., Андержанов Р.В.,

Воробьев А.А., Аксенова Е.Ю., Солдатов А.В., Прокопьев А.А., Костин О.Н.; заявитель ОАО НИИК – 13 с.: ил. — Текст : непосредственный.

22. Патент № RU2454403 С1 Российская Федерация, МПК С07С273/04. Способ получения карбамида № 2011120662/04 : заявл. 20.05.2011 : опубликовано 27.06.2012 / Сергеев Ю.А., Андержанов Р.В., Воробьев А.А., Солдатов А.В., Лобанов Н.В., Прокопьев А.А., Кузнецов Н.М., Костин О.Н., Есин И.В., заявитель ОАО НИИК – 10 с. : ил. — Текст : непосредственный.

23. Патент № RU2043336 С1 Российская Федерация, МПК С07С 273/04, С07С 273/16. Способ получения мочевины из аммиака и диоксида углерода : № 925011231 : заявл. 20.03.1992 : опубликовано 10.09.1995 / Гранелли Ф., Карлони Д.; заявитель Снампрогетти – 9 с.: ил. — Текст : непосредственный.

24. Патент № 20150166421 США, МПК С05G 3/00, ВОI 2/04, С05С 9/00. Способ гранулирования мочевины : № 14/408,892 : заявл. 18.04.2013 : опубликовано 02.08.2016. / Джанфранко Бенедетти; заявитель Casale SA. — 11 с.: ил. — Текст : непосредственный.

25. Патент № 20160376230 США, МПК С07С 273/16, ВОI 2/00, ВОID 53/73, ВОID 53/58, ВОID L/00. Процесс гранулирования мочевины с очищающей системой : № 15/260,018 : заявл. 08.09.2016 : опубликовано 29.08.2017 / Matthias Potthoff, Harald Franzrahe, Luc Albert Vanmarcke, заявитель Uhde Fertilizer Tech BV– 10 с.: ил. — Текст : непосредственный.

26. Патент № 20170312717 США, МПК В01J 2 / 003, С07С 273 / 16. Процесс производства мочевины с кислотной очисткой : № 15/526,190 : заявл. 31.08.2015 : опубликовано 02.11.2017 / Andrea Scotto, Paolo Bertini, заявитель Casale SA – 13 с. : ил. — Текст : непосредственный.

27. Патент № 8466315В2 США, МПК В0LД 53/58, ВОI. I./00, С07С 273/00. Процесс гранулирования мочевины с кислотной очищающей системой и последующая интеграция аммониевой соли в гранулы мочевины : № 12/998,733 : заявл. 06.11.2009 : опубликовано 18.0.2013 / Paul Niehues, Harald

Franzrahe, Matthias Potthoff, Roland Monstrey, заявитель Uhde Fertilizer Tech BV – 8 с. : ил. — Текст : непосредственный.

28. Патент № 2970438A1 Канада, МПК В01D47/10. Удаление пыли в отделении грануляции : № 2970438А : заявл. 17.12.2015 : опубликовано 23.06.2016 / Cain Christopher DOHERTY, Aloysius Mechteldis Emmanuel SCHOENMAKERS, заявитель Stamicarbon BV – 40 с. : ил. — Текст : непосредственный.

29. Патент № RU2606126 С2 Российская Федерация, МПК С08С 273/04, С04С 273/16. Тарелка реактора для получения мочевины, реактор и способ получения мочевины : № 2014104814 : заявл. 04.07.2012 : опубликовано 10.01.2012 / КАРЛЕССИ Лино, АВАЛЬЯНО Уго, заявитель САИПЕМ С.п.А – 14 с. : ил. — Текст : непосредственный.

30. Патент № EP 2 992 940 В1 Европейский союз, МПК В01D3/00 В01D3/22. Urea reactor tray, reactor, and production process : № 15184963.5 : заявл. 04.07.2012 : опубликовано 23.08.2017 / Ugo Avagliano, Lino Carlessi; заявитель Saipem S.p.A. – 15 с. с

31. Патент № US2014/0171686 США. Urea reactor tray, reactor, and production process : № 20784963.6 : заявл. 04.05.2011 : опубликовано 25.08.2016 / Ugo Avagliano, Lino Carlessi, Dalmine; заявитель Patent Application Publication. – 2012. – 11 с. : ил. — Текст : непосредственный.

32. Патент № US 9,192,902 В2 США. Urea reactor tray, reactor, and production process : № 20484963.3 : заявл. 03.07.2010 : опубликовано 25.06.2014/ Ugo Avagliano, Lino Carlessi, Dalmine; заявитель United States Patent. – 2014. – 11 с. : ил. — Текст : непосредственный.

33. Расчеты по технологии неорганических веществ. Учебное пособие для вузов. Изд. 2-е, перераб. Под редакцией проф. М.Е. Позина. Л., Химия, 1977. – 496 с.

34. Сергеев Ю.А., Кузнецов Н.М., Чирков А.В. Карбамид: свойства, производство, применение: Монография. – Нижний Новгород: Кварц, 2015. – 544 с.

35. Солдатов А.В., Шестаков Н.А. Строительство агрегата карбамида с использованием существующего резервного оборудования. [Электронный ресурс]. – URL: <https://niik.ru/press-center/publications/%D0%A1%D0%BE%D0%BB%D0%B4%D0%B0%D1%82%D0%BE%D0%B2.pdf> (дата обращения 30.06.2022).
36. Inoue Shigeru, Kanai Kazumichi, Otsuka Eiji Equilibrium of Urea Synthesis. II. [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.journal.csj.jp/doi/abs/10.1246/bcsj.45.1616> (дата обращения: 15.06.2022).
37. Khalid T. Alkusayer (Inventor) Andrew Ollerhead Advised by Professor Stephen J. Kmiotek Ammonia Synthesis for Fertilizer Production [Электронный ресурс]. – URL: https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-102815-141044/unrestricted/MQP_Final_Paper_-_Andrew_Ollerhead.pdf (дата обращения: 10.06.2022).
38. Lino Carlessi Alessandro Gianazza Process for the synthesis of urea comprising a passivation stream at the stripper bottom [Электронный ресурс]. – URL: <https://patents.google.com/patent/US20150025273> (дата обращения: 10.06.2022).
39. Prem Baboo Urea plant energy saving by selection of liner material and internals [Электронный ресурс]. – URL: https://www.researchgate.net/publication/345989868_urea_plant_energy_saving_by_selection_of_liner_material_and_inernals (дата обращения: 15.06.2022).
40. Stefan Schlüter, Christian Geitner Simulation of Methanol and Urea Production from Catalytic Conversion of Steel Mill Gases [Электронный ресурс]. – URL: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/full/10.1002/cite.202000068> (дата обращения: 18.06.2022).