

«Тольяттинский государственный университет»

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

нефтехимии и биотехнологии»

(код и наименование направления подготовки)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

**на тему: Разработка технологии производства карбамида с
усовершенствованием технологических стадий процесса**

Студент(ка)

Д.А.Масленников

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

3.А. Шамугия

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

Зав. кафедрой

«Рациональное

природопользование

и ресурсосбережение»

к.п.н., доцент, М.В.Кравцова

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

(личная подпись)

« » 20 г.

Тольятти 2016

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ
Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ
заведующая кафедрой «РПиР»
_____ М.В.Кравцова
(подпись) (И.О. Фамилия)
« ____ » _____ 20 ____ г.

ЗАДАНИЕ
на бакалаврскую работу

Студент: Масленников Денис Александрович

1. Тема: Разработка технологии производства карбамида с усовершенствованием технологических стадий процесса.
2. Срок сдачи студентом законченной выпускной квалификационной работы 01.06.2016.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе:
3.1 Регламент цеха №4. Производства гранулированного (приллированного) карбамида ОАО «КуйбышевАзот».
4. Содержание выпускной квалификационной работы:
4.1 Существующие технологии производства карбамида
4.2 Разработка технологии производства карбамида с усовершенствованием технологических стадий процесса.
5. Дата выдачи задания 01.02.2016.

Руководитель
бакалаврской работы

Задание принял к исполнению

_____	З.А. Шамугия
(подпись)	(И.О. Фамилия)
_____	Д.А. Масленников
(подпись)	(И.О. Фамилия)

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования

«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ

Заведующая кафедрой «РПиР»

_____ М.В.Кравцова

(подпись)

(И.О. Фамилия)

«_____» 20__ г.

**КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
бакалаврской работы**

Студента: Масленникова Дениса Александровича

по теме: Разработка технологии производства карбамида с
усовершенствованием технологических стадий процесса.

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактическ ий срок выполнени я раздела	Отметка о выполнен ии	Подпись руководи теля
Введение	01.02.2016			
Существующие технологии получения карбамида	01.04.2016			
Разработка технологии производства карбамида с усовершенствованием технологических стадий процесса.	2.05.2016			
Заключение	16.05.2016			

Руководитель бакалаврской работы

_____ З.А.Шамугия
(подпись) (И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

_____ Д.А. Масленников
(подпись) (И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Бакалаврскую работу выполнил: Масленников Д.А

Тема работы: «Разработка технологии производства карбамида с усовершенствованием технологических стадий процесса.»

Научный руководитель: З.А. Шамугуя

Цель бакалаврской работы - повышение производительности и улучшение условий труда производства карбамида путем оптимизации технологического процесса на ОАО "КуйбышевАзот".

Краткие выводы по бакалаврской работе: В работе были проанализированы современные технологии синтеза карбамида, а так же была рассмотрена существующая технология получения карбамида в цехе №4 и разработана усовершенствованная технология синтеза.

Бакалаврская работа состоит из введения, двух глав, заключения, списка использованных источников.

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи, объект и предмет исследования. В первой главе проанализированы современные технологии синтеза карбамида. Во второй главе представлена разработка технологического процесса с учетом анализа существующих технологий.

Структура и объем работы. Работа состоит из введения, 2-х разделов, заключения, списка литературы из 59 источников. Общий объем работы, без приложений 64 страницы машинописного текста, в том числе таблиц -12, рисунков – 6.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	6
ГЛАВА 1. СУЩЕСТВУЮЩИЕ ТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА	7
1.1 Свойства продуктов и его технологические характеристики	7
1.2 Анализ технологических процессов карбамида	9
ГЛАВА 2 РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА С УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕМ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СТАДИЙ ПРОЦЕССА	16
2.1 Основные технические решения	16
2.2 Разработка технологического процесса производства карбамида с учетом анализа существующей технологии и поставленной цели	17
2.2.1 Подбор и разработка оборудования для осуществления предлагаемой технологии	30
2.2.2 Материальный баланс	34
2.2.3 Тепловой баланс	43
2.2.4 Расчет капитальных затрат на новое строительство	51
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	58
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	59

ВВЕДЕНИЕ

Существующее производство гранулированного (приллированного) карбамида цеха №4 по технологической схеме с полным жидкостным рециклом мощностью 180тыс.т /год было введено в эксплуатацию на ОАО "КуйбышевАзот" в 1968-1969гг [1]. И эксплуатируется более 45 лет.

Карбамид - это минеральное удобрение, которое используется на всех видах почв под любые культуры. Такая форма удобрений обеспечивает значительную прибавку урожая сельскохозяйственных культур [2]. Выпускается он в этом качестве в устойчивом к слеживанию гранулированном виде. По сравнению с другими азотными удобрениями карбамид содержит наибольшее количество азота (46,2%), что в основном и определяет экономическую целесообразность его использования в качестве удобрения для многих сельскохозяйственных культур на любых почвах [3]. Нарращивание мощностей производства карбамида - является приоритетным для ОАО "КуйбышевАзот".

Цель работы - повышение производительности и улучшение условий труда производства карбамида путем оптимизации технологического процесса.

Основными задачами работы являются:

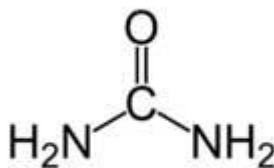
1. Разработать технологический процесс производства карбамида с учетом анализа существующей технологии и поставленной цели.
2. Осуществить подбор и разработку оборудования для осуществления предлагаемой технологии.
3. Провести расчеты материального и теплового балансов, а также технико-экономическое обоснование предлагаемой технологии.

ГЛАВА 1. СУЩЕСТВУЮЩИЕ ТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА

1.1 Свойства продукта и его технические характеристики

Карбамид представляет собой амид карбаминовой кислоты H_2NCOOH

Химическая формула: $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$



Структурная формула:

Молекулярная масса – 60,06.

Чистый карбамид - бесцветное кристаллическое вещество, без запаха.

Технический продукт имеет белый или слегка желтоватый цвет.

Карбамид содержит не менее 46,2 % азота в амидной форме [4].

В зависимости от назначения карбамид согласно ГОСТ 2081-2010 производится марки «А» и «Б»:

марки «А» для промышленности;

марка «Б» для растениеводства, животноводства и розничной продажи.

В нижеследующей таблице 1 кратко представлены технические требования к карбамиду согласно ГОСТ 2081-2010 [5].

Технология производства карбамида исключает возможность образования и накопления примесей токсичных элементов, в том числе свинца, мышьяка, кадмия, ртути и радионуклидов природного и техногенного происхождения, поэтому для карбамида регламентация их не требуется [6].

Карбамид представляет собой бесцветные кристаллы легко растворимые в воде, спирте, жидком аммиаке, сернистом ангидриде. Температура плавления 132,7°C, плотность- $1,33 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$ [7].

Таблица 1- Технические характеристики карбамида

Технические характеристики	Марка А	Марка Б		
	I сорт	высший сорт	I сорт	II сорт
Внешний вид	Белые и слабоокрашенные гранулы			
Массовая доля:				
Азота в пересчете на сухое вещество, %, не менее	46,2	46,2	46,2	46,2
Биурета, %, не более	1,4	1,4	1,4	1,4
Воды, %, не более				
метод высушивания	0,3	0,3	0,3	0,3
метод Фишера	0,6	0,5	0,5	0,6
Свободного аммиака, %, не менее	0, 03			
Гранулометрический состав, массовая доля гранул размером, %:				
от 1 до 4 мм, не менее		94	94	94
от 2 до 4 мм, не менее		70	50	
менее 1 мм, не более		3	5	5
остаток на сите 6 мм, не более	отсутствует			
Рассыпчатость, %, не менее		100	100	100
Статическая прочность гранул, кгс/гранулу, не менее		0,7	0,5	0,3
Конденсирующая добавка: Карбамидоформальдегидная смола, %	0,2-0,5			

Карбамид при нормальных условиях пожаро- и взрывобезопасен, не токсичен [8].

Данные, характеризующие некоторые физико-химические свойства карбамида представлены в Таблице 2 [6].

Таблица 2 - Физико-химические свойства карбамида

Показатель	Значение
Молекулярная масса	60,056
Плотность при 25 °С	1,330 т/м ³
Насыпная плотность	0,72-0,76 т/м ³
Удельная теплоемкость при 25 °С	93,198 кДж/моль
Теплота образования из простых веществ при 25 °С	333,3 кДж/моль
Теплота сгорания при 25 °С	632,5 кДж/моль
Теплота растворения: в воде	242 кДж/кг
в жидком аммиаке: при (26,4 – 31,555) °С	255,4 кДж/кг
при (50 - 108,5) °С	134 кДж/кг

Химические свойства карбамида обуславливают широкое его применение в химической промышленности в синтезе карбамидо-альдегидных (в первую очередь карбамидо-формальдегидных) смол, широко использующихся в качестве адгезивов, в производстве древесно-волоконных плит (ДВП) и мебельном производстве [9].

Часть производимого карбамида используется для производства меламина [10].

В рубце жвачных животных обитают микроорганизмы, способные использовать мочевины для биосинтеза белка, поэтому её добавляют в корма как заменитель белка [11].

В медицинской практике мочевины чистую используют как дегидратационное средство для предупреждения и уменьшения отёка мозга [12].

1.2 Анализ технологических процессов карбамида

Мочевина открыта Руэлем в 1773 г. и идентифицирована Праутом в 1818 г. Особое значение мочевины в истории органической химии придаёт тот факт, что её синтез Вёлером в 1828 г. явился первым синтезом органического соединения из неорганического: Вёлер получил её нагревом цианата аммония, полученного взаимодействием цианата калия с сульфатом

аммония [13].

Все промышленные способы получения карбамида основаны на его образовании по реакции аммиака с диоксидом углерода при температурах около 200°C и давлениях порядка 200 атм. и выше, поэтому в большинстве случаев производства мочевины совмещают с аммиачными производствами [14].

Мощность установок карбамида в СССР к концу 1972 года превысила 5 млн. тонн в год - более 30% от мировой [15].

В 1970-х годах правительственным решением были закуплены комплекты оборудования агрегатов для производства карбамида производительностью 330 и 450 тыс. тонн в год по технологиям всех ведущих зарубежных фирм [16].

В настоящее время промышленность по производству карбамида базируется на схеме с полным жидкостным рециклом ТЕС (Япония), ОАО «НИИК», а также на схемах со стриппинг-процессом фирм Stamicarbon, Snamprogetti (Италия) и Tecnimont (Италия) [17].

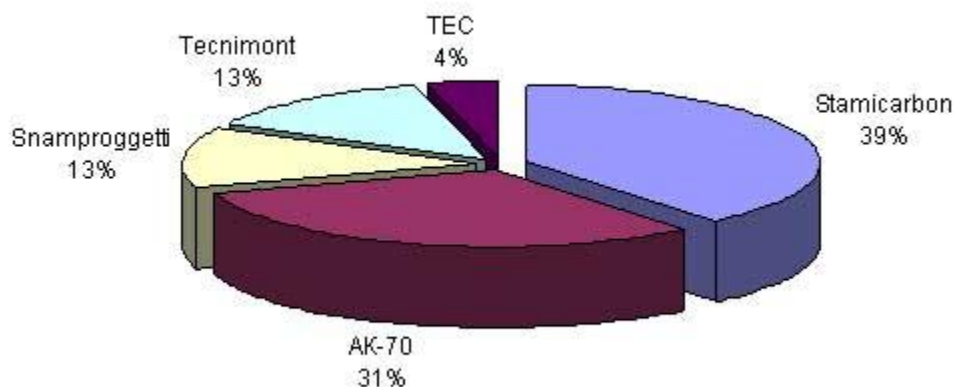


Рисунок 1 - Технологии производства карбамида на предприятиях бывшего СССР

Как видно из диаграммы, технология жидкостного рецикла – одна из наиболее распространенных на территории бывшего СССР (31%). Для России эта еще выше – 36% [18]. Несмотря на то, что установки были построены давно, они являются достаточно конкурентно способными [19].

На российских предприятиях впоследствии стали широко использоваться технологии вышеперечисленных западных фирм. Наиболее распространенной технологией на данный момент является процессы Stamicarbon. На Кемеровском и Березниковском ОАО «Азот» используется технология Tecnimont. Изначальная технология на ОАО «Минеральные удобрения» – ТЕС. На ряде агрегатов (в частности на 1 из 3-х агрегатов НАК «Азот») используется технология Snamprogetti.

Все эти технологии находятся примерно на одном уровне по степени использования сырья, отличаются различными решениями по аппаратурному оформлению, применяемым конструкционным материалам, технологическим приемам, позволяющим минимизировать уровень энергопотребления [20].

Рассмотрим более подробно стриппинг-процесс CO₂ Stamicarbon. Упрощенная схема процесса представлена на рисунке 2 [21].

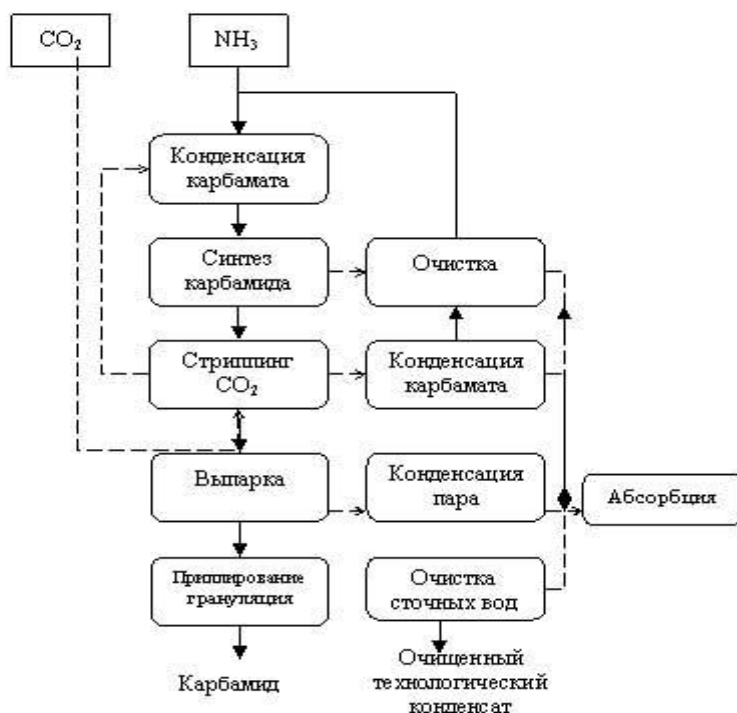


Рисунок 2 - Стриппинг-процесс CO₂ компании Stamicarbon

Аммиак и диоксид углерода превращаются в карбамид через карбамат аммония при давлении около 140 бар и температуре 180-185°C. Конверсия аммиака достигает 41%, углекислого газа – 60%.

Непрореагировавшие аммиак и диоксид углерода поступают в стриппер, при этом CO_2 выступает в роли стиппер-агента. После конденсации CO_2 и NH_3 идут на рецикл и возвращаются в процесс синтеза. Теплота конденсации используется для выработки пара, поступающего в компрессор CO_2 .

Данный процесс может иметь различное аппаратное оформление. Ниже представлена Технология Urea 2000plusTM - синтез с бассейновым конденсатором.

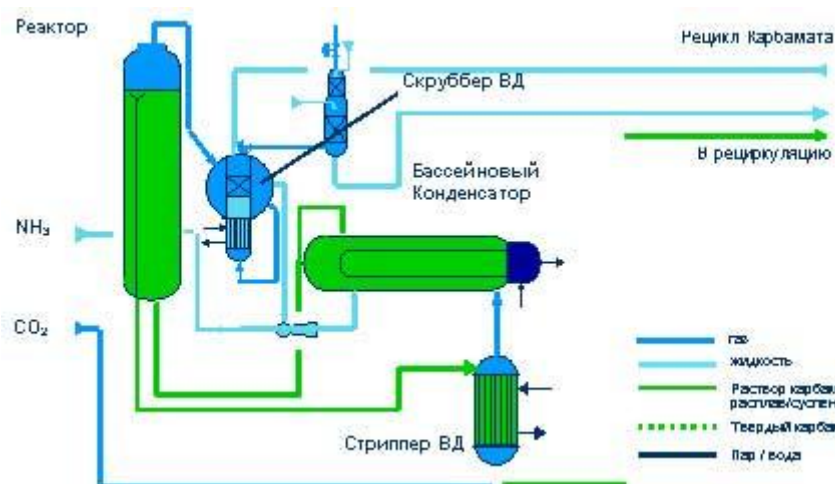


Рисунок 3 - Технология Urea 2000plus

Данная технология успешно эксплуатируется на производстве карбамида мощностью 2700 тонн/сутки в Китае (CNOOC), запущенном в 2004 году, а также на производстве мощностью 3200 тонн/сутки в Катаре (Qafco IV), запущенном в 2005 году [22].

Технологическая схема применяемая на ОАО "КуйбышевАзот" в цехе №4 основана на взаимодействии аммиака и двуокиси углерода в жидкой фазе при мольном соотношении (3,8-4,0:1), избытке аммиака над стехиометрией 75-100 %, давлении 19-20 МПа, температуре 185-195 °С, с полным жидкостным рециклом и передачей газовой фазы после дистилляции в цех аммиачной селитры [23].

Технологический процесс получения карбамида непрерывный и состоит из стадий.

В отделении синтеза и дистилляции:

- синтез карбамида из аммиака и двуокиси углерода;

- двухступенчатая дистилляция плава, конденсация газообразного аммиака и улавливание газовой фазы с получением раствора углеаммонийных солей;
- абсорбция аммиака из производственных сдувочных газов, десорбция и гидролиз сточных вод;

В отделении переработки:

- выпаривание водного раствора карбамида;
- гранулирование карбамида;
- упаковка, складирование, отгрузка готового продукта.

Жидкий аммиак поступает в холодильник аммиака, где охлаждается до температуры не более 25 °С за счет испарения жидкого аммиака в межтрубном пространстве. Охлажденный жидкий аммиак поступает на всас аммиачных насосов высокого давления.

Газообразный аммиак из межтрубного пространства холодильника поступает в коллектор газообразного аммиака с давлением не более 0,4 МПа (4,0 кгс/см²). Схемой предусмотрена работа аммиачных насосов без предварительного охлаждения аммиака. Насосы жидкого аммиака подают жидкий аммиак с давлением 19-20 МПа (190-200 кгс/см²) через подогреватель в колонну синтеза. Жидкий аммиак, поступающий в подогреватель, подогревается горячим конденсатом высокого давления.

Углекислый газ с температурой 8-20 °С с содержанием CO₂ не менее 97,5 % поступает в отделение компрессии по двум вводам с давлением не менее 100 мм вод.ст., проходит сепаратор, где отделяется часть влаги, затем влагоотделители, представляющие собой аппараты емкостного типа с вертикальной отбойной перегородкой. Далее газ по коллектору поступает на всас газовых компрессоров, которые сжимают углекислый газ до давления 19-20 МПа (190-200 кгс/см²) и подают в колонну синтеза. Газовый компрессор - пятиступенчатый поршневой. Между ступенями компрессора установлены промежуточные холодильники для охлаждения газа на 1-4 ступенях, масловлагоотделители для отделения масла, уносимого газом из

цилиндра, а также буферные емкости для снижения пульсации газа, установленные перед 1 ступенью и после каждой ступени на компрессоре.

Масло, вода из буферных емкостей и масловлагоотделителей через продувочные вентили поступает в бак продувок. Для регулирования нагрузки на компрессорах установлены вентили для сброса газа с нагнетания 1-ой ступени на всас 1-ой ступени и с нагнетания 5-ой ступени на свечу.

На общем коллекторе сброса на свечу со всех четырёх компрессоров установлен сепаратор с целью исключения выброса капель масла в атмосферу. Дренаж с сепаратора направлен в маслопункт, в ёмкость отработанного масла.

Для пассивации оборудования предусмотрена дозировка технологического кислорода в трубопровод углекислого газа. Кроме кислорода для пассивации оборудования предусмотрена дозировка технологического воздуха в углекислый газ. Воздух в цех поступает с давлением не менее 0,2 МПа (2,0 кгс/см²). В колонну синтеза кроме жидкого аммиака и углекислого газа подаются углеаммонийные соли насосами с давлением 19-20 МПа и температурой 90-95°С, которые поступают из выносного барботёра.

Мольное соотношение компонентов, подаваемых в колонну синтеза

$$\text{NH}_3 : \text{CO}_2 : \text{H}_2\text{O} = (3,8 - 4) : 1 : (\text{не более } 0,9).$$

Колонна синтеза – вертикальный аппарат с 10-ю массообменными тарелками.

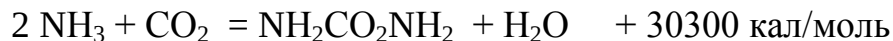
В колонне синтеза происходит образование карбамата аммония при температуре 150...182 °С и давлении 19-20 МПа (190-200 кгс/см²) по уравнению:



Плав, состоящий из карбамата аммония, избыточного аммиака и воды, из смесителя подается в колонну синтеза, либо продолжает подниматься вверх по колонне синтеза, где при температуре 185-195 °С и давлении 19-

20 МПа (190-200 кгс/см²) происходит разложение карбамата аммония.

В данных условиях проведения процесса синтеза карбамида степень превращения CO₂ в мочевины составляет 63-70 %. Суммарная реакция образования карбамида проходит с выделением тепла



Применение избыточного жидкого аммиака создает условия для автотермического проведения процесса. Реакции протекают в колонне синтеза при условиях, позволяющих выводить продукты в виде газожидкостной смеси. Жидкая фаза представляет собой плав карбамида и карбамата аммония в аммиаке и воде, а газовая смесь – паров аммиака, углекислоты, воды и инертных. Степень превращения карбамата в карбамид зависит от следующих факторов:

- температуры, давления;
- избытка аммиака, двуокиси углерода и воды;
- инертных газов в исходном сырье;
- времени пребывания плава в колонне синтеза [24].

На основе анализа существующих технологических процессов производства карбамида в данной работе, за базовый вариант выбираем технологический процесс применяемый на ОАО "КуйбышевАзот".

ГЛАВА 2. РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА С УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕМ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СТАДИЙ ПРОЦЕССА

2.1 Основные технические решения

Производство карбамида основано на взаимодействии аммиака (NH_3) жидкого диоксидом углерода (CO_2) газообразным в соответствии со следующими основными реакциями:



(карбаматаммония)



(карбамид)

Аммиак и диоксид углерода реагируют по уравнению (1) с образованием карбамата аммония и выделением тепла. Равновесие реакции сдвинуто вправо вследствие повышенного давления и избытка аммиака.

Тепло, выделяющееся при взаимодействии аммиака и двуокиси углерода, используется для образования карбамида по реакции (2), протекающей с поглощением тепла. В целом процесс получения карбамида экзотермический.

Получение карбамида происходит в реакторе высокого давления. После реактора агрегат карбамид состоит в основном из ряда теплообменников (разлагателей и испарителей), в которых непрореагировавшие NH_3 , CO_2 и вода отделяются из продукта с использованием пара в качестве нагревающей среды и ряда теплообменников (конденсаторов), в которых NH_3 , CO_2 и вода конденсируются с использованием охлаждающей воды [25].

Принципиальная схема в виде основных блоков представлена на рисунке 4.

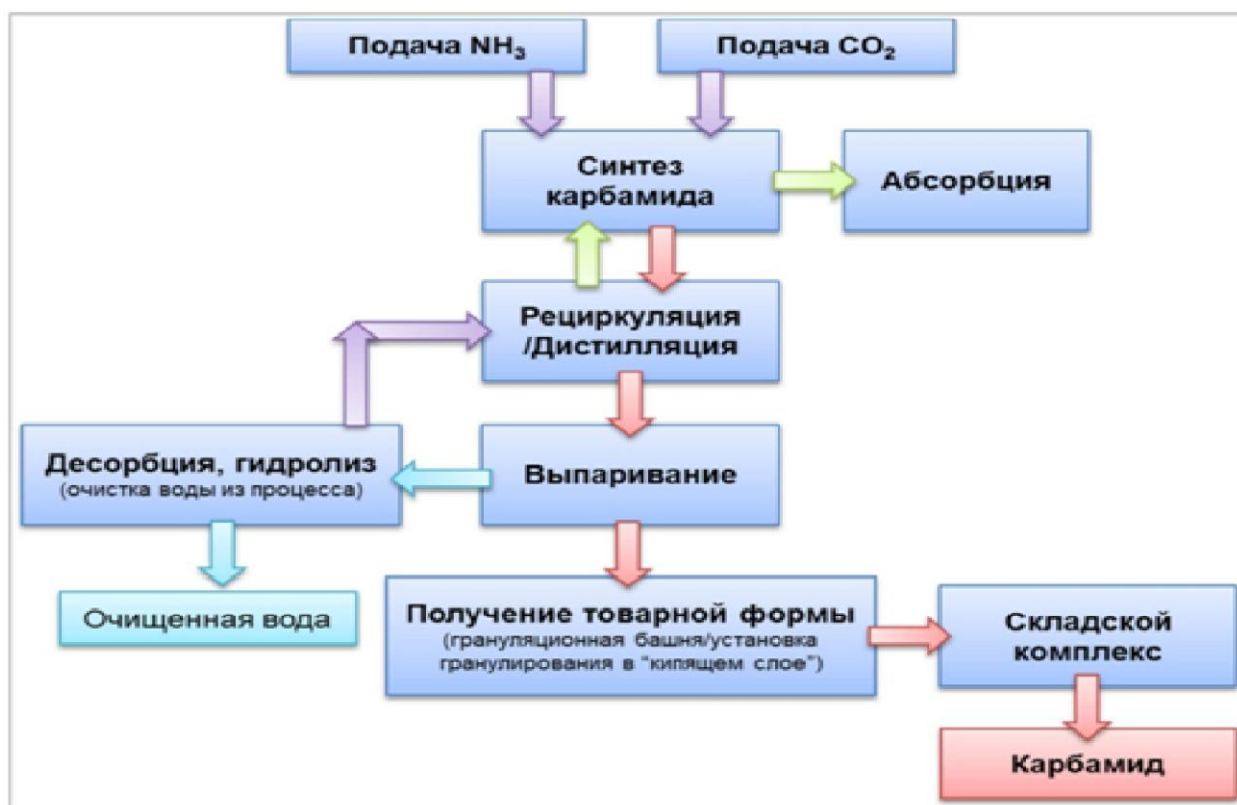


Рисунок 4 - Блок-схема получения карбамида

2.2 Разработка технологического процесса производства карбамида с учетом анализа существующей технологии и поставленной цели.

Для строительства на ОАО «КуйбышевАзот» предлагаем агрегат карбамида с усовершенствованной технологией полного жидкостного рецикла. Предлагаемая технология защищена патентом №2280026 [26]. В основе предлагаемой технологии лежат результаты всех успешно проведенных реконструкций действующих агрегатов карбамида, работающих по схеме жидкостного рецикла [27].

Технологические решения направлены на ресурсосбережение, повышение экологичности и безопасности, а именно:

- повышение эффективности узла синтеза (увеличение степени конверсии, снижение количества рециркулируемых веществ и

соответственно энергетических средств);

- повышение эффективности I ступени дистилляции за счет установки колонны дистилляции с высоким коэффициентом разделения, стриппер-дистиллятора. Это позволяет максимально выделить непрореагировавшие компоненты под давлением до 1,8 МПа, что выгодно энергетически и позволяет снизить нагрузки на системы улавливания газов и, соответственно, уменьшить выбросы;

- повышение эффективности и снижение энергозатрат II ступени дистилляции за счет внедрения рекуперативного теплообменника, в котором используется тепло газов дистилляции 1 ступени [28].

Краткая характеристика производства. Производство карбамида состоит из одной технологической нитки. Метод получения карбамида основан на взаимодействии в жидкой фазе аммиака и двуокиси углерода при мольном соотношении 3,9-4,1:1, давлении 20,0 МПа, температуре 190-200°C, с последующей двухступенчатой дистилляцией, полным жидкостным рециклом непрореагировавших NH_3 и CO_2 , форвыпаркой, выпаркой, приллированием в гранбашне [29].

По сравнению с классической схемой полного жидкостного рецикла новая схема имеет целый ряд отличительных особенностей, обеспечивающих более высокую эффективность, низкие расходные коэффициенты, наличие всего одного аппарата высокого давления. Производительность агрегата составляет 600 т/сутки.

Агрегат карбамида включает в себя следующие основные стадии технологического процесса:

1. Компрессия диоксида углерода
2. Подача аммиака
3. Синтез карбамида
4. Рециркуляция
5. Выпаривание и конденсация

6. Приллирование
7. Абсорбция, десорбция и гидролиз
8. Хранение и отгрузка карбамида.

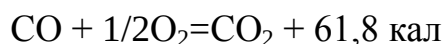
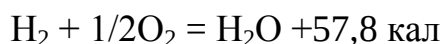
Узел выжигания горючих из CO_2 . В качестве сырья для получения карбамида используется диоксид углерода, поставляемый из производства аммиака. Состав и физические параметры исходного диоксида углерода оказывают значительное влияние на стабильность и безопасность работы агрегата карбамида. Влияние состава диоксида углерода на безопасность работы агрегата карбамида связано с присутствием в CO_2 горючих примесей (метана и водорода). Наличие горючих примесей в CO_2 в количестве, превышающем нормы технологического режима, при условии подачи кислорода или воздуха на пассивацию металла приводит к образованию взрывоопасных смесей в конденсаторах аммиака (Т-14) и абсорбере (К-39) [30].

По данным обследования содержание горючих в диоксиде углерода по сравнению с аналогичными производствами является максимальным и составляет 1,35% об. [31].

Введение в эксплуатацию узла выжигания горючих позволит исключить возможность образования взрывоопасных смесей и связанного с этим возникновения аварийных ситуаций.

Установка выжигания горючих обеспечивает остаточное содержание горючих в двуокиси углерода до 0,01 - 0,005% [32].

Процесс очистки двуокиси углерода от горючих примесей осуществляется на палладиевом катализаторе в присутствии кислорода по следующим реакциям:



Температура процесса очистки зависит от состава горючих примесей в исходном газе. Минимальная температура инициирования каталитического окисления окиси углерода и водорода составляет 120°C.

Верхний предел термической устойчивости палладиевого катализатора - 500°C.

Диоксид углерода смешивается с воздухом и направляется в рекуператор Т-3 (рисунок 5), где подогревается за счет тепла потока, идущего из контактного аппарата Р-2. Затем газ направляется в паровой подогреватель Т-1. Подогрев осуществляется паром давлением до 5 кгс/см². Так как каталитическая очистка проходит с выделением тепла, подача пара в подогреватель Т-1 зависит от количества горючих соединений в исходном газе и связана с регулятором температуры в контактном аппарате. После парового подогревателя газ направляется в контактный аппарат Р-2. Температура в контактном аппарате Р-2 поддерживается регулированием подачи пара в подогреватели Т-1. В зависимости от содержания горючих в СО₂ температура в контактном аппарате может быть от 170 до 300°C. Для предупреждения спекания катализатора за счёт повышения температуры при высоком содержании горючих в СО₂, предусматривается сигнализация при достижении температуры 450°C.

Очистка СО₂ от горючих осуществляется на палладиевом катализаторе в присутствии кислорода. Воздух подается в линию СО₂ на входе в узел выжигания горючих в количестве обеспечивающем содержание кислорода в очищенном газе 0,5 - 0,8% об.

Очищенная в контактном аппарате до содержания горючих соединений 0,01 - 0,005% об., двуокись углерода с температурой до 300°C направляется в холодильник поз. Т-4, охлаждаемый обратной водой с температурой 28°C.

При этом газ охлаждается до температуры 78-88°C. Температура газа на выходе из холодильника Т- 4 регулируется подачей охлаждающей воды. Далее диоксид углерода направляется в существующий узел охлаждения, расположенный в цехе производства аммиака ОАО «Куйбышевазот», и затем направляется в производство карбамида.

Компрессия диоксида углерода. Узел компрессии предназначен для сжатия газообразного диоксида углерода с целью подачи его в узел синтеза. CO_2 из заводских сетей подают на всас компрессора поз. М-3, с электрическим приводом. С помощью компрессора диоксид углерода сжимается до давления 20 МПа и подается в реактор синтеза поз. Р-6.

Синтез карбамида. Жидкий аммиак со склада поступает на всас насосов поз. Н-25₂, которыми подается в танк жидкого аммиака поз. Е-15, где свежий аммиак смешивается с возвратным аммиаком, поступающим из конденсаторов поз. Т-141_{1,2,3}.

Из танка поз. Е-15 жидкий аммиак, пройдя через фильтр поз. Ф-16 с помощью аммиачных насосов высокого давления поз. Н-12₂ с давлением 2,0 МПа подается в реактор синтеза поз. Р-6 через подогреватель поз. Т-13, в котором аммиак подогревается. Кроме аммиака и газообразного диоксида углерода, в реактор синтеза поз. Р-6 подается раствор углеаммониевых солей из узла дистилляции среднего давления. Раствор углеаммониевых солей подается плунжерными насосами высокого давления поз. Н-11_{1,2}.

В реакторе синтеза при температуре 190-200°C и давлении 2,0 МПа происходит реакция образования карбамида.

Мольное соотношение $\text{NH}_3:\text{CO}_2$ в реакторе составляет 3,9 - 4,1. Реактор синтеза поз. Р-6 представляет собой аппарат высокого давления колонного типа (рисунок 5). Для увеличения степени конверсии диоксида углерода реактор оснащен запатентованным комплектом внутренних устройств №2261127 [33]. Степень конверсии CO_2 в реакторе поз. Р-6 составляет 70%.

Внутреннее устройство реактора состоит из закрепленных концами в опорной решетке контактных устройств, каждое из которых состоит из вертикальных трубчатых опускного и подъемного элементов, соединенных между собой U-образным трубчатым элементом того же диаметра. Контактные устройства расположены над опорной решеткой. При этом подъемный элемент имеет отверстие на опорной решетке для входа

жидкости и газа. Конец опускного элемента заглушен снизу и имеет выходные отверстия для газожидкостной смеси, расположенные на боковой поверхности нижней части элемента. Что обеспечивает стабильность расхода и развитую поверхность контактных фаз, уменьшение гидравлического сопротивления контактных устройств и повышение эффективности реакционного процесса.

Техническим результатом, который может быть получен при использовании данного усовершенствования, является обеспечение движения газожидкостного потока через контактные устройства в устойчивом пузырьковом режиме. Такой режим обеспечивает стабильность расхода и развитую поверхность контакта фаз. Благодаря этому уменьшается гидравлическое сопротивление контактных устройств и повышается эффективность реакционного процесса [34].



Рисунок 5 - Усовершенствованный узел синтеза карбамида

Дистилляция среднего и низкого давления. Узлы дистилляции и рецикла предназначены для выделения из плава синтеза и возврата в производственный цикл непрореагировавшего сырья (аммиака и диоксида углерода).

Дистилляция среднего давления проводится при давлении 1,8-2,0 МПа и температуре 155-165°C.

Дистиллятор среднего давления поз. К-8 представляет собой совмещенные в одном аппарате массообменный тарельчатый аппарат и пленочный теплообменник-испаритель (стриппер) с подачей стриппинг-агента. В качестве стриппинг-агента противотоком к стекающему по теплообменным трубкам раствору карбамида подается газовая фаза из реактора синтеза. В межтрубное пространство теплообменника подается насыщенный пар. Затем отогнанные из раствора аммиак и диоксид углерода контактируют на массообменных тарелках со свежим раствором, подаваемым в верхнюю часть аппарата поз. К-8.

Раствор карбамида из дистиллятора среднего давления поз. К-8 направляется в массообменную часть дистиллятора низкого давления поз. К-10. Газы дистилляции среднего давления, выходящие из дистиллятора среднего давления, направляются для рекуперации тепла в межтрубное пространство дистиллятора низкого давления. Дистиллятор низкого давления поз. К-10 также совмещает в одном аппарате функции колонны дистилляции и пленочного теплообменника-испарителя. Отличием процесса кроме физических параметров является использование вместо тепла конденсации водяного пара, тепла конденсации газов дистилляции среднего давления. Вместе с газами дистилляции среднего давления в межтрубное пространство дистиллятора низкого давления подается и большая часть раствора углеаммонийных солей низкого давления от насосов поз. Н-26. Дистилляция низкого давления проводится при давлении 0,25+0,35 МПа и температуре 125+135 °C [35].

Газы дистилляции низкого давления из верхней части дистиллятора низкого давления поз. К-10 направляются на конденсацию в конденсатор поз. Т-27, охлаждаемый обратной водой. В аппарат поз. Т-27 подается также раствор углеаммонийных солей (УАС) из узла десорбции и гидролиза от насосов поз. Н-4. Газожидкостная смесь из конденсатора поз. Т-27

отводится в емкость постоянного напора поз. Е-28. Для обеспечения лучших условий конденсации в аппарате поз. Т-27 организуется циркуляция раствора УАС из емкости поз. Е-28 в конденсатор поз. Т-27. Раствор из емкости поз. Е-28 подается на всас карбаматных насосов поз. Н-26_{1,2}. Насосами поз. Н-26 большая часть раствора УАС низкого давления подается в межтрубное пространство дистиллятора низкого давления. Оставшееся количество раствора УАС подается на нижнюю тарелку в промывную колонну. Несконденсировавшиеся газы из емкости поз. Е-28 направляются в абсорбер поз. К-39. Раствор карбамида из дистиллятора низкого давления поз. К-10 дросселируется и подается в теплообменник-рекуператор форвыпарки поз. Т-36. Рекуперативный теплообменник позволит использовать тепло газов дистилляции для подогрева раствора карбамида и исключить расход пара на подогреватель, что позволит сэкономить ~ 0,15 Гкал пара на тонну карбамида, по сравнению с классической схемой жидкостного рецикла. В теплообменнике - рекуператоре поз. Т-36 при остаточном давлении 50-60 кПа и температуре 95-105°С происходит окончательная отгонка аммиака и диоксида углерода и предварительное упаривание раствора, за счет использования тепла конденсации-абсорбции газов дистилляции среднего давления, подаваемых в межтрубное пространство рекуператора поз. Т-36 из межтрубного пространства дистиллятора низкого давления поз. Т-10. Вакуум в аппарате поз. Т-36 создается за счет конденсации соковых паров в конденсаторе форвыпарки поз. Т-29. Конденсатор поз. Т-29 представляет собой вертикальный кожухотрубчатый теплообменник и охлаждается обратной водой. Инерты из конденсатора поз. Т-29 отсасываются водоструйным эжектором поз. Х-29. В качестве рабочего потока в эжекторе поз. Х-29 используется раствор из сборника конденсата сокового пара поз. Е-50 циркулирующий с помощью насосов поз. Н-30_{1,2}. Раствор после эжектора используется в качестве орошения абсорбера поз. К-39, в котором происходит абсорбция сдувок дистилляции низкого давления. Тепло абсорбции снимается

оборотной водой в холодильнике поз. Т-30. Инерты из абсорбера поз. К-39 сбрасываются на свечу [36].

Раствор карбамида из теплообменника-рекуператора поз. Т-36, закрепленный до концентрации 79-81% масс. сливается в сборник раствора карбамида поз. Е-22.

Газожидкостная смесь из межтрубного пространства теплообменника-рекуператора поз. Т-36 направляется для полной конденсации и абсорбции в узел промывной колонны, включающий промывную колонну поз. К-9, конденсаторы аммиака поз. Т-14_{1,2,3} и концевой абсорбер поз. К-31.

В кубовой части промывной колонны поз. К-9 поддерживается постоянный уровень. Конденсация-абсорбция газовой фазы с образованием раствора УАС солей происходит в кубовой части аппарата. Тепло абсорбции-конденсации снимается оборотной водой через встроенные холодильники. Окончательное поглощение CO_2 (до содержания в газе не более 0,02% об.) происходит в тарельчатой части промывной колонны. Колпачковые тарелки орошаются аммиачной водой из абсорбера поз. К-31 и жидким аммиаком от конденсаторов поз. Т-14_{1,2,3}. Часть жидкого аммиака испаряется, снимая при этом тепло абсорбции. Раствор углеаммонийных солей из кубовой части промывной колонны карбаматными насосами высокого давления поз. Н-11_{1,2} с давлением 20 МПа подается в реактор синтеза поз. Р-6. Газообразный аммиак из промывной колонны поз. К-9 направляется на окончательную конденсацию в последовательно расположенные аммиачные конденсаторы поз. Т-14_{1,2,3}. Тепло конденсации аммиака снимается оборотной водой. Температура и степень конденсации аммиака в концевом конденсаторе поз. Т-14₃ регулируется таким образом, чтобы исключить образование взрывоопасной смеси, поскольку вместе с инертами в газообразном аммиаке содержатся горючие и кислород. Несконденсировавшийся аммиак и инерты направляются в концевой абсорбер поз. К-31, оборудованный встроенным теплообменником. Кроме газообразного аммиака из конденсаторов поз. Т-14

в абсорбер поз. К-31 направляется также «дыхание» емкости поз. Е-15. Санитарная колонна абсорбера поз. К-31 орошается очищенной сточной водой из узла десорбции и гидролиза. Весь объем санитарной колонны заполнен мелкими кольцами Рашига для исключения распространения взрыва. Инерты из абсорбера поз. К-31 сдуваются на свечу [37] .

Выпарка и конденсация. Раствор карбамида из сборника поз. Е-22 насосами поз. Н-23 через фильтр плава поз. Ф-24 подается на I ступень выпарки в испаритель поз. Т-121. Испаритель поз. Т-121 представляет собой кожухотрубчатый теплообменник. По трубкам испарителя снизу вверх движется раствор карбамида. В межтрубное пространство подается греющий пар. Газожидкостная смесь из испарителя поз. Т-121 поступает в центробежный сепаратор поз. С-122, в котором происходит отделение соковых паров от раствора карбамида. Выпаривание раствора на I ступени происходит при остаточном давлении не более 50 кПа и температуре 125°C до концентрации 95% масс. Вакуум на I ступени создается за счет конденсации соковых паров в конденсаторе I ступени поз. Т-123. Инерты из конденсатора поз. Т-123 отсасываются водоструйным эжектором выпарки поз. Х-128. Из сепаратора поз. С-122 раствор подается на II ступень выпарки в испаритель поз. Т-125. На второй ступени выпарки раствор выпаривается до концентрации 99,7% при остаточном давлении не более 5 кПа и температуре $135\text{--}140^{\circ}\text{C}$. Из испарителя поз. Т-125 раствор поступает в сепаратор II ступени выпарки поз. С-126, где происходит отделение плава карбамида от соковых паров. Плав карбамида из сепаратора поз. С-126 насосами поз. Н-133 подается в узел приллирования. Вакуум на II ступени выпарки создается за счет конденсации соковых паров в первом конденсаторе второй ступени выпарки и за счет парового эжектора поз. Х-129а. Инерты вместе с водяным паром направляются во второй конденсатор II ступени выпарки поз. Т-129. Инерты из конденсатора поз. Т-129 также отсасываются с помощью водоструйного эжектора поз. Х-128. В качестве рабочего потока используется раствор из емкости поз. Е-130. Раствор

циркулирует через эжектор поз. Х-128 с помощью насосов поз. Н-131₂. Тепло абсорбции снимается оборотной водой в холодильнике поз. Т-124.

Конденсат сокового пара из конденсаторов поз. Т-123 и поз. Т-127 по барометрическим трубам сливается в емкость поз. Е-50. Конденсат из аппарата поз. Т-129 сливается в емкость поз. Е-130. Кроме конденсата сокового пара из конденсатора поз. Т-129 в емкость поз. Е-130 сливается также слабая аммиачная вода из абсорбера поз. К-160. Балансовое количество раствора из емкости поз. Е-130 сливается по переливу в сборник поз. Е-50 [36].

Получение товарной формы карбамида (гранулирование в башне приллирования). В случае строительства установки мощностью 600 т/сутки, получение товарной формы карбамида ведется в башне приллирования. Для новой грануляционной башни предложена следующая схема получения товарного карбамида:

Плав карбамида после второй ступени выпаривания насосами подается вверх гранбашни (рисунок 6) в фильтр плава, из которого поступает во вращающийся виброгранулятор и разбрызгивается внутри ствола гранбашни. За время полета до аппарата охлаждения гранул в «кипящем слое» («КС») капли плава застывают. На рабочей решетке аппарата «КС» гранулы охлаждаются до температуры затаривания и системой конвейеров подаются на склад или отгрузку. Воздух на охлаждение гранул карбамида забирается из атмосферы вентилятором и подается в аппарат охлаждения.

Очистка воздуха, выходящего из гранбашни, отпыли карбамида и аммиака происходит в очистном устройстве инжекционного типа, состоящего из двух зон. В первой зоне очистка воздуха осуществляется раствором карбамида, подаваемым на инжекционные элементы, во второй - паровым конденсатом или сточной водой. Очищенный воздух выбрасывается в атмосферу за счет тяги инжектора очистного устройства башни.

Для предотвращения слеживаемости товарного карбамида может быть применена модифицированная добавка, которой обрабатывают поверхность гранул путем опрыскивания из форсунок на узле транспортировки карбамида на отгрузку. Для обработки применяются форсунки инжекционного типа, работу которых обеспечивает автономный компрессор воздуха.

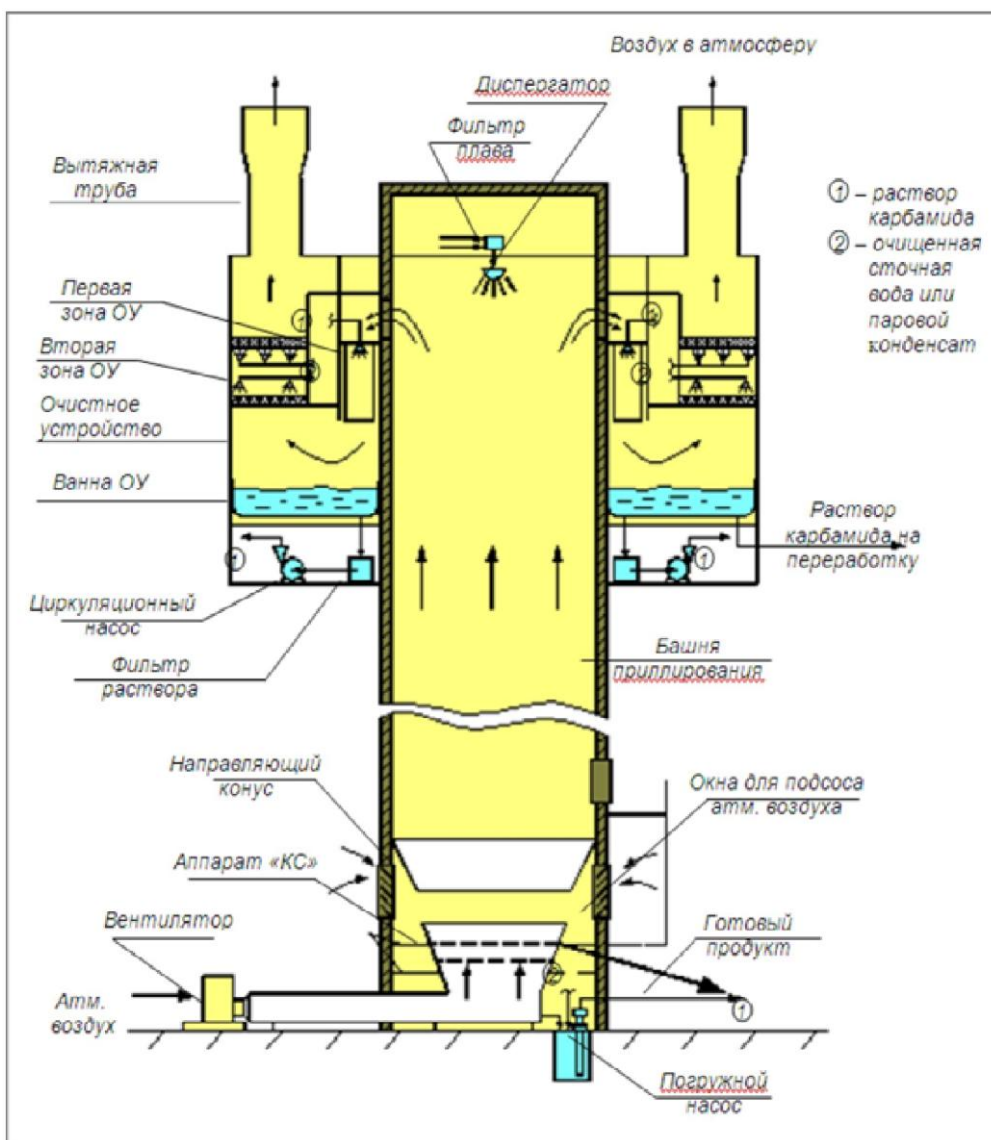


Рисунок 6 - Эскиз башни прилирования

Гидролиз и десорбция. Из сборника поз. Е-50 конденсат сокового пара насосами поз. Н-50_{1,2} через трубное пространство рекуперативного теплообменника поз. Т-159 подается в десорбер поз. К-150.

Десорбер I ступени поз. К-150 - вертикальный цилиндрический аппарат. По высоте десорбера установлены 15 ситчатых тарелок.

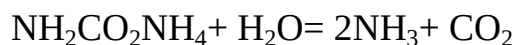
В десорбере I ступени поз. К-150 при температуре 130 -145°C и давлении 0,25-0,35 МПа из конденсата сокового пара происходит выделение паров диоксида углерода, аммиака и воды [38].

Парогазовая смесь из десорбера поз. К-150 с температурой 111-125°C поступает на конденсацию в конденсатор десорбции поз. Т-163.

Конденсатор поз. Т-163 охлаждается циркуляционным конденсатом от насоса поз. Н-166_{1,2} через водяной холодильник поз. Т-165. Температура охлаждающего конденсата на входе в конденсатор поз. Т-163 составляет 45 - 65°C. Сконденсировавшиеся аммиак, диоксид углерода и пары воды поступают в емкость постоянного напора поз. Е-164 и в виде раствора углеаммонийных солей откачиваются насосом поз. Н-167₂. Несконденсировавшиеся в конденсаторе поз. Т- 163 пары и инерты отводятся из сборника поз. Е-164 для окончательного улавливания в абсорбер поз. К-160. Часть раствора с нагнетания насоса поз. Н-167 подается на орошение верхней части десорбера I ступени поз. К-150. В зависимости от расхода раствора, подаваемого на верхнюю тарелку поз. К-150, меняется температура, а следовательно, и концентрация аммиака, диоксида углерода в парогазовой смеси, отводимой из десорбера поз. К-150 и конденсатора поз. Т-163. Оставшаяся часть раствора насосами поз. Н-167_{1,2} подается в конденсатор низкого давления поз. Т-27.

Аммиачная вода из нижней части десорбера I ступени поз. К-150 насосами поз. Н-154_{1,2} подается в трубное пространство рекуперативного теплообменника поз. Т-156 и с температурой 180-190°C поступает в гидролизер поз. К-152. Гидролизер поз. К-152 представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат колонного типа с вертикальной перегородкой, оборудованный 20 ситчатыми тарелками. Подогретый в трубном пространстве теплообменника поз. Т-156, конденсат сокового пара поступает в нижнюю часть гидролизера при давлении 1,7-1,9 МПа и,

поднимаясь вверх, вступает в тепломассообмен с восходящим потоком острого пара с давлением 2,4-2,7 МПа (24-27 кгс/см²), подаваемым в гидролизер поз. К-152 через встроенный распределитель. Распределитель пара служит для равномерного распределения пара и улучшения контакта острого пара с потоком сточной воды. В верхней части гидролизера жидкостной поток переливается через вертикальную перегородку, установленную в аппарате и вступает в тепломассообмен с восходящим потоком острого пара с давлением 2,4-2,7 МПа, также подаваемым в гидролизер поз. К-152 через встроенный распределитель. Происходит эффективный отгон аммиака из жидкости, выделившейся в результате гидролиза карбамида. В результате этого в гидролизере поз. К-152 происходит разложение карбамида по суммарной реакции:



Газовая фаза из гидролизера поз. К-152 отводится в десорбер поз. К-150, где происходит утилизация тепла газов. Из гидролизера поз. К-152 соковый конденсат с температурой не более 200⁰С через межтрубное пространство теплообменника поз. Т-152 подается в десорбер поз. К-151.

Десорбер II ступени поз. К-151 - вертикальный цилиндрический аппарат тарельчатого типа. По высоте аппарата установлены 25 ситчатых тарелок. В десорбере поз. К-151 из раствора отгоняется аммиак и диоксид углерода. Отгонка производится за счет нагрева раствора водяным паром давлением 0,7+0,9 МПа, подаваемым в межтрубное пространство выносного кипятильника поз. Т-151.

Очищенная сточная вода из десорбера поз. К-151 после охлаждения в теплообменнике поз. Т-159 и холодильнике поз. Т-158 до температуры не более 40⁰С насосами поз. Н-157_{1,2} подается на очистку в заводские или городские очистные сооружения, а газы десорбции из десорбера поз. К-151 направляются в десорбер поз. К-150. Часть очищенной сточной воды используется на орошение абсорберов поз. К - 31 и поз. К - 160.

Очищенная сточная вода на выходе из узла десорбции и гидролиза содержит карбамид с массовой концентрацией не более 5 мг/дм³, аммиак с массовой концентрацией не более 5 мг/дм³.

В случае нарушения этих показателей сточная вода возвращается в сборник поз. Е-50 для повторной очистки.

Абсорбер поз. К-160 предназначен для улавливания газовой сдвук из емкости поз. Е-164, а также для абсорбции аммиака, содержащегося в «дыхании» емкостей поз. Е-50, Е-22 и Е-130. В абсорбере поз. К-160 все газы промываются очищенной сточной водой, циркулирующей от насоса поз. Н-161_{1,2}. Тепло абсорбции снимается обратной водой в холодильнике поз. Т-162. Раствор из нижней части абсорбера поз. К-160 по переливной трубе сливается в сборник поз. Е-130 в виде слабой аммиачной воды. Очищенные газы отводятся на "свечу" и далее в атмосферу [39].

2.2.1 Подбор и разработка оборудования для осуществления предлагаемой технологии.

Характеристики основного технологического оборудования представлены в таблице 3.

Таблица 3 - Перечень основного технологического оборудования

№ поз.	Наименование	Кол-во	Характеристика
Узел выжигания горючих из CO ₂			
Т-1	Подогреватель	1	Поверхность теплообмена - F=242 м ²
Р-2	Контактный аппарат	1	V=35,5 м ³
Т-3	Рекуператор	1	Поверхность теплообмена - F=537 м ²
Т-4	Конденсатор	1	Поверхность теплообмена - F=479 м ²
Компрессия, насосная высокого давления			
М-3	Компрессор CO ₂	1	Q = 10000-11000 нм ³ /ч, Давление нагнетания - 20,5 МПа
К-2	Воздуходувка	1	Q = 600 м ³ /ч; Давление нагнетания - 0,11 МПа
Н-12	Насосы жидкого аммиака	2	Q _{max} = 55 м ³ /ч; Давление нагнетания - 23 МПа
Н-11	Карбаматные насосы ВД	2	Q _{max} = 30 м ³ /ч; Давление нагнетания - 23 МПа

№ поз.	Наименование	Кол-во	Характеристика
Е-15	Танк жидкого аммиака	1	$V = 5,4 \text{ м}^3$; Материал - сталь 12Х18Н10Т $m = 3400 \text{ кг}$
Ф-16	Фильтр аммиака	2	$F = 2,0 \text{ м}^2$ Материал - сталь 20 $m = 668 \text{ кг}$
Синтез			
Т-13	Подогреватель жидкого аммиака	1	Поверхность теплообмена - $F = 30 \text{ м}^2$; Материал: сталь 12Х18Н10Т;
Р-6	Реактор синтеза	1	Существующий
	Комплект внутренних устройств в колонну синтеза	1	Смеситель вихревого типа - 1 шт. Насадка продольного секционирования - 1 шт; Тарелка - 10 шт;
Т-14	Конденсатор жидкого аммиака	3	Поверхность теплообмена - $F = 400 \text{ м}^2$; Материал:- сталь 12Х18Н10Т;
К-31	Скруббер	1	Поверхность теплообмена - $F = 102 \text{ м}^2$; Материал - сталь 12Х18Н10Т
Узел дистилляции среднего давления			
К-8	Дистиллятор I ступени	1	Колонна дистилляции: $V = 11,4 \text{ м}^3$;
К-9	Промывная колонна	1	$F = 300 \text{ м}^2$; Материал - сталь 03Х17Н13М2Т
Узел дистилляции низкого давления			
К-10	Дистиллятор II ступени	1	Колонна дистилляции: Количество тарелок - 3; Материал - сталь 10Х17Н13М3Т; $m = 950 \text{ кг}$ Подогреватель: $F = 230 \text{ м}^2$; Материал: сталь 03Х17Н14М3; 10Х17Н13М3Т $m = 6700 \text{ кг}$
Т-27	Конденсатор II ступени дистилляции	1	Поверхность теплообмена - $F = 250 \text{ м}^2$; Материал: - сталь 10Х17Н13М3Т; углерод.сталь
Н-26	Насос РУАС II	2	$Q = 15 \text{ м}^3/\text{ч}$; $H = 250 \text{ кгс/ см}^2$
Н-30	Насос к водоструйному эжектору	2	$Q = 140-180 \text{ м}^3/\text{ч}$; $H = 80 \text{ м ст. ж.}$ Материал: - сталь 12Х18Н10Т

№ поз.	Наименование	Кол-во	Характеристика
К-39	Абсорбер	1	D = 1600 мм; H = 7500 мм Материал - сталь 12X18H10T H _{насадки} = 4000 мм (25x25x0,8);
Е-28	Емкость постоянного напора	1	V = 1,7 м ³ ; Материал - сталь 12X18H10T
Узел форвыпарки			
Т-36	Теплообменник-рекуператор	1	Сеп. часть: m = 870 кг Теплообм. часть: Поверхность теплообмена - F = 280 м ² ; Материал: сталь 12X18H10T
Т-30	Холодильник водоструйного эжектора форвыпарки	1	Поверхность теплообмена - F = 100 м ² , Материал: - сталь 12X18H10T
Т-29	Конденсатор узла форвыпарки	1	Поверхность теплообмена - F = 250 м ² ; Материал: - сталь 12X18H10T; углеродистая сталь
Х-29	Водоструйный эжектор узла форвыпарки	1	D = 560 мм; L = 4350 мм; Материал: - сталь 12X18H10T
Выпарка и конденсация			
Е-22	Сборник раствора карбамида	1	V = 61,2 м ³ Материал - сталь 12X18H10T;
Н-23	Насос подачи плава на выпарку	2	Q = 45 м ³ /ч; H = 80 м ст. ж.
Ф-24	Фильтр плава	1	D = 400 мм m = 600 кг
Т-121	Испаритель I ступени выпарки	1	Поверхность теплообмена - F = 140 м ² ; Материал: - сталь 12X18H10T; углеродистая сталь
Т-123	Конденсатор I ступени выпарки	1	Поверхность теплообмена - F = 350 м ² ; Материал: - сталь 12X18H10T;
Т-124	Холодильник эжектора	1	Поверхность теплообмена - F=100 м ² , Материал: - сталь 12X18H10T
Т-125	Испаритель II ступени выпарки	1	Поверхность теплообмена - F = 25 м ² ; Материал: - сталь 12X18H10T; углеродистая сталь
Т-127	Конденсатор II ступени выпарки	1	Поверхность теплообмена - F = 145 м ² ; Материал: - сталь 12X18H10T; углеродистая сталь
Т-129	Хвостовой конденсатор выпарки	1	Поверхность теплообмена - F = 300 м ² ; Материал: - сталь 12X18H10T; углеродистая сталь

Продолжение таблицы 3

№ поз.	Наименование	Кол-во	Характеристика
С-122	Сепаратор I ступени выпарки	1	$V = 5,9 \text{ м}^3$ Материал: - сталь 12X18H10T
Е-130	Сборник аммиачной воды	1	$V = 4 \text{ м}^3$; Материал: - сталь 12X18H10T
С-126	Сепаратор II ступени выпарки	1	$V = 12 \text{ м}^3$ Материал: - сталь 12X18H10T; углеродистая сталь
Х-129а	Паровой эжектор инертов II ступени выпарки	1	$D = 500 \text{ мм}$; $L = 3400 \text{ мм}$; Материал: - сталь 12X18H10T
Н-131	Циркуляционный насос эжектора	2	$Q = 140-180 \text{ м}^3/\text{ч}$; $H = 80 \text{ м ст. ж.}$ Материал: - сталь 12X18H10T
Х-128	Водоструйный эжектор	1	$D = 560 \text{ мм}$; $L = 4350 \text{ мм}$; Материал: - сталь 12X18H10T
Н-133	Насос подачи плава на грануляцию	2	$Q = 30 \text{ м}^3/\text{ч}$; $H = 150 \text{ м ст. ж.}$
Узел десорбции и гидролиза			
Е-50	Сборник аммиачной воды	1	$V = 61,3 \text{ м}^3$; Материал - сталь 12X18H10T
К-150	Десорбер I ступени	1	$V = 9,7 \text{ м}^3$; Материал - сталь 10X17H13M2
К-151	Десорбер II ступени	1	$V = 13,3 \text{ м}^3$; Материал - сталь 10X17H13M2
К-152	Гидролизер	1	$V = 36 \text{ м}^3$; Материал - сталь 03X17H14M3
К-160	Абсорбер	1	$V = 4,68 \text{ м}^3$; Материал - сталь 10X17H13M2
Т-153	Кипятильник десорбера К-151	1	Поверхность теплообмена - $F = 100 \text{ м}^2$; Материал: сталь 10X17H13M2T
Т-156	Теплообменник гидролизера	1	Поверхность теплообмена - $F = 128 \text{ м}^2$; Материал - сталь 03X17H14M3
Т-158	Холодильник	1	Поверхность теплообмена - $F = 58 \text{ м}^2$; Материал - сталь 12X18H10T
Т-159	Теплообменник десорбции	1	Поверхность теплообмена - $F = 200 \text{ м}^2$; Материал: сталь 03X17H14M3
Т-162	Теплообменник абсорбера	1	Поверхность теплообмена - $F = 51 \text{ м}^2$; Материал - сталь 12X18H10T

Продолжение таблицы 3

№ поз.	Наименование	Кол-во	Характеристика
Т-163	Конденсатор десорбера К-150	1	Поверхность теплообмена - $F = 150 \text{ м}^2$; Материал - сталь 03Х17Н14М3
Т-165	Холодильник конденсатора	1	Поверхность теплообмена - $F = 250 \text{ м}^2$. Материал - сталь 12Х18Н10Т
Н-157	Насос сточной воды	2	Центробежный, среда - очищенная сточная вода, температура 50°C Материал - сталь 12Х18Н10Т; Омакс = $30 \text{ м}^3/\text{ч}$; $H = 57 \text{ м вод. ст.}$
Н-154	Насос гидролизера	2	Центробежный, среда - аммиачная вода с примесью CO_2 ; температура 173°C Материал - сталь 03Х17Ж4М3;
Н-161	Насос абсорбера	2	Центробежный, среда - аммиачная вода, температура 50°C Материал - сталь 12Х18Н10Т; Омакс = $50 \text{ м}^3/\text{ч}$; $H = 40 \text{ м вод. ст.}$
Н-166	Насос конденсатора	2	Центробежный, среда - паровой конденсат; температура 70°C Омакс = $250 \text{ м}^3/\text{ч}$; $H = 21 \text{ м вод. ст.}$ Материал - сталь 12Х18Н10Т
Н-167	Насос углеаммонийных солей	2	Центробежный, среда - углеаммонийные соли; Материал - сталь 03Х17Н14М3; Омакс = $5 \text{ м}^3/\text{ч}$; $H = 66 \text{ м вод. ст.}$
Н-50	Насос десорбера	2	Центробежный, среда - аммиачная вода с примесью CO_2 ; температура 60°C Материал - сталь 12Х18Н10Т; Омакс = $30 \text{ м}^3/\text{ч}$; $H = 92 \text{ м вод. ст.}$
Е-164	Напорный бак флегмы	1	$D = 800 \text{ мм}$; $H = 1500 \text{ мм}$; $V = 1,2 \text{ м}^3$; Материал - сталь 03Х17Н14М3

2.2.2 Материальный баланс [40]

2.2.2.1 Исходные данные:

2.2.2.2 Производительность одного агрегата (2 колонны) - 600 т/сут

2.2.2.3 Размеры колонны:

диаметр - 17 м

высота - 24 м

2.2.2.4 Давление - $200 \cdot 10^5 \text{ Па}$

2.2.2.5 Температура 190°C

2.2.2.6 Соотношение компонентов: $\text{NH}_3 : \text{CO}_2 : \text{H}_2\text{O} = 4 : 1 : 1$

2.2.2.7 Расчет выполняется на основании усовершенствования

технологических стадий процесса, а именно:

1. Стадия синтеза. За счет повышения эффективности узла синтеза возрастает степень конверсии с 0,63 до 0,83.
2. I ступень дистилляции. За счет внедрения новой колонны дистилляции увеличилась степень выделения аммиака с 90% до 95%.
3. II ступень дистилляции. Используется рекуперативный теплообменник, тепло поступает от газов дистилляции.

На 1 т карбамида чистотой 99% по суммарной реакции (2) требуется NH_3 и CO_2 соответственно:

$$G_{\text{NH}_3} = \frac{2M_{\text{NH}_3} \cdot 1000}{M_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}} = \frac{2 \cdot 17 \cdot 1000}{60} = 566,6 \text{ кг}$$

$$G_{\text{CO}_2} = \frac{M_{\text{CO}_2} \cdot 1000}{M_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}} = \frac{44 \cdot 1000}{60} = 733,33 \text{ кг}$$

где M_{NH_3} , M_{CO_2} и $M_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}$ — молекулярные массы NH_3 , CO_2 и карбамида.

На 1 т 99,5%-ного карбамида необходимо:

$$G_{\text{CO}_2} = \frac{44 \cdot 1000 \cdot 0,995}{60} = 729,7 \text{ кг} \quad G_{\text{NH}_3} = \frac{2 \cdot 17 \cdot 1000 \cdot 0,995}{60} = 563,8 \text{ кг}$$

В колонне синтеза с учетом 7% потерь (5% при дистилляции и 2% при упаривании) должно образоваться карбамида

$$995 \cdot 1,07 = 1065 \text{ кг}$$

На образование этого количества карбамида необходимо

$$G_{\text{NH}_3} = 563,8 \cdot 1,07 = 604 \text{ кг};$$

$$G_{\text{CO}_2} = 729,7 \cdot 1,07 = 780 \text{ кг}$$

Экспансерный газ содержит CO_2 — 97%, остальное инерты (H_2 , N_2 , CO , CH_4), NH_3 — 99,0% и 1% влаги. С учетом этого расход исходных компонентов составит:

$$\text{Аммиака } (\text{NH}_3) - 604/0,99 = 610 \text{ кг}$$

$$\text{Экспансерного газа } (\text{CO}_2) - 780/0,97 = 804 \text{ кг}$$

Практический расход реагентов на 1 т карбамида при степени конверсии 0,83 составит:

$$G_{NH_3} = \frac{a \cdot M_{NH_3} \cdot q_{nom} \cdot 1000 \cdot a'}{M_{(CO(NH_2)_2)} \cdot \alpha \cdot \varphi} \quad (3)$$

где a - избыток NH_3 против стехиометрического; M_{NH_3} - молекулярная масса NH_3 ; $q_{пот}$ - потери продукта; $M_{CO(NH_2)_2}$ - молекулярная масса карбамида; α - степень конверсии карбамата в карбамид; φ - чистота NH_3 ; a' - чистота продукта.

Подставляем значения величин в уравнении (3):

$$G_{NH_3} = \frac{4 \cdot 17 \cdot 1,07 \cdot 1000 \cdot 0,995}{60 \cdot 0,83 \cdot 0,99} = 1935 \text{ кг}$$

$$G_{CO_2} = \frac{44 \cdot 1,07 \cdot 1000 \cdot 0,995}{60 \cdot 0,83 \cdot 0,97} = 1278 \text{ кг}$$

С техническим NH_3 поступает влаги:

$$1935 \cdot 0,01 = 19,3 \text{ кг},$$

и соответственно NH_3 :

$$1935 - 19,3 = 1915,6 \text{ кг}$$

С CO_2 поступает инертнов:

$$1278 \cdot 0,03 = 38,3 \text{ кг}$$

и собственно CO_2 :

$$1278 - 38,3 = 1239,7 \text{ кг}$$

Количество циркуляционной воды из условия соотношения реагентов:

$$1239,7 \cdot 18/44 = 507 \text{ кг}$$

Образуется карбамата аммония:

$$1239,7 \cdot 78/44 = 2200 \text{ кг}$$

На образование этого количества карбамата аммония расходуется NH_3 :

$$2 \cdot 17 \cdot 2200/78 = 960 \text{ кг}$$

Остается непрореагировавшего NH_3 :

$$1915,6 - 960 = 955,6 \text{ кг}$$

образуется карбамида из карбамата аммония:

$$2200 \cdot 60 \cdot 0,63/78 = 1066 \text{ кг};$$

остается карбамата аммония:

$$2200 \cdot 0,37 = 814 \text{ кг}$$

При образовании карбамида выделится H_2O :

$$220 \cdot 18/78 = 319,7 \text{ кг}$$

всего воды будет:

$$319,7 + 19,3 = 339 \text{ кг.}$$

Все эти расчеты сведены в таблице 4.

Таблица 4 - Сводный материальный баланс отделения синтеза карбамида

Приход		Расход		
компоненты	кг/т	компоненты	кг/т	%
Технический		Карбамид	1066	28,7
NH_3	1915,6	Карбамат аммония	814	21,9
H_2O	19,3	H_2O	339	9,1
Экспансерный газ		NH_3 избыточный	955,6	25,7
CO_2	1239,7	Инерты	38,3	1,0
Инерты	38,3	Циркуляционная		
Циркуляционная H_2O	507	вода	507	13,6
Всего	3719,9		3719,9	100

Отделение дистилляции I ступени

Исходные данные:

Давление в процессе - $22 \cdot 10^5$ Па

Температура дистилляции - 125°C

Степень выделения NH_3 - 95%

Разложение карбамата аммония - 30 %

В подогревателе при $22 \cdot 10^5$ Па и 125°C в газовую фазу выделяется 90% избыточного NH_3 (из практических данных), а именно

$$955,6 \cdot 0,95 = 860 \text{ кг,}$$

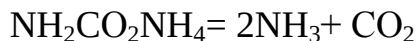
остается NH_3 в плаве

$$955,6 - 860 = 95,6 \text{ кг}$$

и разлагается карбамата аммония

$$814 \cdot 0,3 = 244,2 \text{ кг}$$

По реакции разложения карбамата аммония



образуется NH_3 и CO_2 :

$$G_{\text{NH}_3} = \frac{2M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}} = \frac{244,2 \cdot 2 \cdot 17}{78} = 106,1 \text{ кг}$$

$$G_{\text{CO}_2} = \frac{M_{\text{CO}_2}}{M_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}} = \frac{244,2 \cdot 44}{78} = 137,8 \text{ кг}$$

Тогда карбамата аммония остается:

$$814 - 244,2 = 569,8 \text{ кг},$$

переходит NH_3 в газовую фазу:

$$860 + 106,1 = 966,1 \text{ кг}$$

Объем газов

$$V_{\text{NH}_3} = 966,1 \cdot 22,4/78 = 1273,0 \text{ м}^3,$$

$$V_{\text{CO}_2} = 137,8 \cdot 22,4/44 = 70,1 \text{ м}^3$$

Общий объем газов

$$V = 1273 + 70,1 = 1343,1 \text{ м}^3$$

Воды в газовой фазе из расчета 5% (из практических данных) будет:

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 1343,1 \cdot 5/95 = 70,7 \text{ м}^3$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = 70,7 \cdot 18/22,4 = 56,8 \text{ кг}$$

Остается H_2O в плаве:

$$339 - 56,8 = 282,2 \text{ кг}$$

Все эти расчеты сведены в таблице 5.

Таблица 5 - Сводный материальный баланс отделения дистилляции I ступени

Приход		Расход	
компоненты	кг/т	компоненты	кг/т
Карбамид	1066	Жидкая фаза	
Карбамат аммония	814	карбамат	1066
H ₂ O	339	карбамид	569,8
NH ₃	955,6	H ₂ O	282,2
Циркуляционная	507	NH ₃	95,6
H ₂ O			
Инерты	38,3	циркуляционная H ₂ O	507
Всего	3719,9	Газообразная фаза	
		NH ₃	966,1
		CO ₂	137,8
		H ₂ O	56,8
		инерты	38,3
		Всего	3719,6

Отделение дистилляции II ступени

Исходные данные: $P = 2 \cdot 10^5$ Па; $t = 110^\circ\text{C}$.

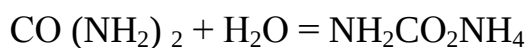
В отделении происходит окончательное разложение карбамата аммония и выделение избыточного NH₃.

При разложении карбамата аммония выделяется:

$$\text{NH}_3 - 569,8 \cdot 2 \cdot 17/78 = 248 \text{ кг};$$

$$\text{CO}_2 - 569,8 \cdot 44/78 = 321 \text{ кг}.$$

Разложение карбамида происходит по реакции



на 5%. или в количестве 50 кг. При этом затрачивается H₂O

$$50 \cdot 18/60 = 15 \text{ кг}$$

и образуется карбамата аммония:

$$50 \cdot 78/60 = 65 \text{ кг}$$

При разложении карбамата аммония образуется:

$$\text{NH}_3 - 65 \cdot 2 \cdot 17/78 = 28,3 \text{ кг};$$

$$\text{CO}_2 - 65 \cdot 44/78 = 36,6 \text{ кг}.$$

Общее количество газов будет

$$\text{NH}_3 \text{ — } 248 + 29 + 119,8 = 396,8 \text{ кг};$$

$$\text{CO}_2 \text{ — } 321 + 36,6 = 357,6 \text{ кг}.$$

Объем газов в условиях дистилляции составит:

$$V_{\text{NH}_3} = \frac{396,8 \cdot 22,4(273 + 110)}{17 \cdot 273 \cdot 2} = 367 \text{ м}^3$$

$$V_{\text{CO}_2} = \frac{357,6 \cdot 22,4(273 + 110)}{44 \cdot 273 \cdot 2} = 128 \text{ м}^3$$

Степень насыщения этих газов парами воды примем 75%, тогда

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = (V_{\text{NH}_3} + V_{\text{CO}_2}) \cdot 0,75 = (367 + 128) \cdot 0,75 = 372 \text{ м}^3$$

При нормальных условиях это составит

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 372 \cdot 273 \cdot 2 / (273 + 110) = 530 \text{ м}^3$$

или

$$530 \cdot 18/22,4 = 425 \text{ кг}$$

Карбамида выходит из колонны:

$$1065 - 50 = 1015 \text{ кг},$$

и воды с ним

$$272,8 + 507 - 15 - 425 = 339,8 \text{ кг}.$$

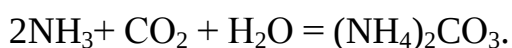
Все эти расчеты сведены в таблице 6.

Таблица 6 - Сводный материальный баланс отделения дистилляции II ступени

компоненты	кг/т	компоненты	кг/т
Карбамид	1065	Жидкая фаза карбамид H ₂ O	1015 339,8
Карбамат аммония	569,8		
H ₂ O	272,8		
NH ₃ избыточный	119,8		
Циркуляционная H ₂ O	507	Газообразная фаза NH ₃ CO ₂ H ₂ O Всего	396,8 357,6 425 2534,2
Всего	2534,4		

Отделение образования карбонатов аммония

Газообразная фаза из отделения дистилляции II ступени поступает в абсорбер, где происходит образование карбонатов аммония (*КА*) по реакциям:



Если принять, что в основном протекает вторая реакция и что весь поступающий CO₂ превращается в *КА*, то на образование (NH₄)₂CO₃расходуется:

$$\text{NH}_3 - 357,6 \cdot 2 \cdot 17/14 = 276 \text{ кг}$$

$$\text{H}_2\text{O} - 357,6 \cdot 18/44 = 146 \text{ кг.}$$

Образуется (NH₄)₂CO₃

$$357,6 \cdot 96/44 = 780 \text{ кг}$$

Остается H₂O и NH₃соответственно:

$$357,6 - 146 = 279 \text{ кг;}$$

$$396,8 - 276 = 120,8 \text{ кг.}$$

В нижней части абсорбера образуется дополнительное количество $KА$ из CO_2 , поступающей из дистилляции I ступени в количестве 137,8 кг. Количество $K А$ будет:

$$137,8 \cdot 96/44 = 300 \text{ кг.}$$

На него расходуется:

$$NH_3 - 137,8 \cdot 2 \cdot 17/44 = 106 \text{ кг.}$$

$$H_2O - 137,8 \cdot 18/44 = 56,2 \text{ кг.}$$

Остается в газе

$$NH_3 - 120,8 + 966,1 - 106 = 980,9 \text{ кг;}$$

$$H_2O - 279 + 58,6 - 56,2 = 281,4 \text{ кг.}$$

Все эти расчеты сведены в таблице 7.

Таблица 7 - Материальный баланс абсорбции

Приход		Расход	
компоненты	кг/т	компоненты	кг/т
Газовая фаза из дистилля-		$(NH_4)_2CO_3$	780+300=1080
ции II ступени		H_2O	281,4
NH_3	396,8	NH_3	980,9
CO_2	357,6	Инерты	33,8
H_2O	425	Всего	2376,1
Газовая фаза из дистилля-	1179,4		
ции I ступени			
NH_3	966,1		
CO_2	137,8		
H_2O	58,6		
Инерты	38,3		
Всего	2379,6		

С карбонатами в колонну синтеза поступает

$$H_2O \quad 146 + 52,2 = 202,2 \text{ кг;}$$

$$NH_3 \quad 276 + 106 = 382 \text{ кг}$$

$$\text{CO}_2 \quad 357,6 + 137,8 = 495,4 \text{ кг.}$$

Всего поступает NH_3 (избыточного и с *КА*):

$$955,6 + 382 = 1337,6 \text{ кг}$$

В колонну синтеза следует подать свежего NH_3

$$1935 + 1337,6 = 597,4 \text{ кг;}$$

$$\text{CO}_2 \quad 1278 - 495,4 = 782,6 \text{ кг.}$$

Полный материальный баланс приведен в таблице 8.

Таблица 8 - Материальный баланс отделения синтеза карбамида

Приход		Расход	
компоненты	кг/т	компоненты	кг/т
NH_3		Карбамид	1066
свежий	597,4	Карбамат аммония	814
с <i>КА</i>	382	H_2O	320
избыточный	980,9	NH_3 избыточный	955,6
CO_2		Циркуляционная H_2O	500
свежий	782,6	Всего	3655,6
с <i>КА</i>	495,4		
H_2O			
с газами	291,8		
с <i>КА</i>	202,2		
с NH_3	5,8		
Всего	3655,6		

2.2.3 Тепловые расчеты [41]

2.2.3.4 Отделение синтеза карбамида:

2.2.3.4.1 Температура реагентов на входе в смеситель

NH_3 жидкого 105°C

CO_2 35°C

2.2.3.4.2 Температура в колонне 190°C

2.2.3.4.3 Критическая температура NH_3 $132,9^\circ\text{C}$

2.2.3.4.4 Тепло образования карбамата аммония в зависимости от избытка NH_3 против стехиометрического при 155—210°C по Болотову:

Избыток NH_3 , %	0	50	100	200	300
Q, кДж/кмоль	14246	16340	18435	20780	22626

2.2.3.4.5 Расчет при подаче в колонну только NH_3 и CO_2 (при пуске системы):

2.2.3.4.6 Приход тепла:

с экспансерным газом

$$Q_1 = 1278 - 1,026 \cdot 35 = 45880 \text{ кДж};$$

с жидким NH_3 при 105°C

$$Q_2 = 1915,6 \cdot 553,5 = 1060285 \text{ кДж},$$

где 553,5 — энтальпия жидкого NH_3 при 105°C;

с H_2O , поступающей с NH_3

$$Q_3 = 19,3 \cdot 4,19 \cdot 105 = 8491 \text{ кДж};$$

с парами воды при 105°C

$$Q_4 = 19,3 \cdot 1,84 \cdot 105 = 3729 \text{ кДж},$$

где 1,84 — теплоемкость паров воды при данных условиях, кДж/кмоль;

теплота реакции образования карбамата аммония

$$Q_5 = 2200 \cdot (159470 + 77515)/78 = 2308690 \text{ кДж},$$

где 159470 — теплота реакции образования твердого карбамата аммония, кДж/кмоль; 77515 — теплота плавления карбамата аммония, кДж/кмоль.

Вода, находящаяся в плаве, реагирует с NH_3 , образуя NH_4OH . Из 341,8 кг H_2O образуется NH_4OH :

$$339 \cdot 35/18 = 660 \text{ кг}.$$

Тепло образования NH_4OH

$$Q_6 = 664 \cdot 10634/35 = 205938 \text{ кДж}.$$

На образование 664 кг NH_4OH необходимо NH_3 :

$$664 \cdot 17/35 = 323 \text{ кг}.$$

Остается свободного NH_3 :

$$955,6 - 323 = 632,6 \text{ кг.}$$

Суммарный приход тепла:

$$Q_{\text{пр}} = 45880 + 1060285 + 9595 + 4219 + 2308690 + 205938 = 3634583 \text{ кДж.}$$

3.4.7 Расход тепла:

на образование карбамида

$$Q_1 = 1056 \cdot 18980/60 = 336876 \text{ кДж;}$$

на подогрев жидкого NH_3 от 105 до 132,9°C

$$Q_2 = 1915,6(940,7 - 553,5) = 8741720 \text{ кДж;}$$

на подогрев CO_2 от 35 до 132,9°C

$$Q_3 = 1278 \cdot 1,026(132,9 - 35) = 128214 \text{ кДж;}$$

на подогрев образующегося карбамата аммония до 190°C

$$Q_4 = 2200 \cdot 1,952(190 - 132,9) = 245115 \text{ кДж;}$$

на подогрев NH_4OH от 132,9 до 190°C

$$Q_5 = 664(190 - 132,9) = 158801 \text{ кДж;}$$

на подогрев избыточного газообразного NH_3

$$Q_6 = 632,6 \cdot 2,47(190 - 132,9) = 119415 \text{ кДж;}$$

тепло, уходящее с плавом карбамида при температуре t

$$Q_7 = 3965 \cdot 2,312t = 9176t,$$

где $2,312 = 0,269 \cdot 1,345 + 0,205 \cdot 1,953 + 0,086 \cdot 4,19 + 0,302 \cdot 0,59 + 0,01 \cdot 1,047 = C_{\text{ср}}$, кДж/(кг·°C).

Потери тепла в окружающее пространство примем 5% от прихода тепла, т. е.

$$Q_8 = 3634583 \cdot 0,05 = 181729 \text{ кДж.}$$

Суммарный расход тепла:

$$Q_{\text{расх}} = 336876 + 741720 + 128214 + 245115 + 158801 + 89220 + 9176t + 181729 = 1881675 + 9176t \text{ кДж.}$$

Из равенства $Q_{\text{пр}} = Q_{\text{расх}}$ находим t

$$3634583 = 1881675 + 9176t;$$

$$t = 1749773/9176 = 191^\circ\text{C.}$$

Принято было 191°C.

Тепловой расчет отделения синтеза карбамида при подаче в колонну углеаммонийных солей (по уточненному материальному балансу)

2.1.3.4.8 Приход тепла:

с NH_3 при 105°C со свежим

$$Q_1 = 2417 \cdot 132,9 = 319278 \text{ кДж};$$

с избыточным $Q_2 = 5025 \cdot 132,9 = 662858 \text{ кДж}$

всего — 982136 кДж;

с CO_2 при 35°C

$$Q_2 = 744,3 \cdot 1,026 \cdot 35 = 26690 \text{ кДж};$$

с карбонатами при 105°C

$$Q_3 = 1079,6 \cdot 2,01 \cdot 105 = 227517 \text{ кДж};$$

с H_2O при 105°C

$$Q_4 = 297,63 \cdot 4,19 \cdot 105 = 190728 \text{ кДж}.$$

Тепло образования карбамата аммония

$$Q_5 = 2200 \cdot (159471 - 77515) / 78 = 2308690 \text{ кДж}.$$

Вода в плаве реагирует с избыточным NH_3 , образуя NH_4OH . Из 297,69 кг H_2O образуется NH_4OH :

$$G = 297,63 \cdot 35 / 18 = 578 \text{ кг}$$

Тепло образования NH_4OH :

$$Q_6 = 578 \cdot 10634 / 35 = 175681 \text{ кДж}.$$

Суммарный приход тепла

$$Q_{\text{пр}} = 982136 + 26690 + 227517 + 190728 + 2308690 + 175581 = 3851322 \text{ кДж}.$$

Расход тепла остается тот же, а именно

$$Q_{\text{расх}} = 2003658 + 9176t$$

Из равенства прихода и расхода тепла определяем

$$3851322 = 2003658 + 9176t$$

Откуда $t = 1847664 / 9176 = 200^\circ\text{C}$

Отделение дистилляции 1 ступени

2.2.3.4.9 Исходные данные:

2.2.3.4.10 Температура поступающего плава (до дросселирования) 190°C

2.2.3.4.11 Температура жидкости в нижней части колонны 110°C

2.2.3.4.12 Температура плава вверху колонны (после дросселирования) 90°C

2.2.3.4.13 Приход тепла:

с плавом карбамида

$$Q_1 = m \cdot C_p \cdot t, \text{ кДж}$$

где

$$mC_p = 1066 \cdot 1,345 + 814 \cdot 1,952 + 339 \cdot 4,19 + 955,6 \cdot 4,777 = 9008 \text{ кДж/(кг} \cdot ^\circ\text{C)}.$$

$$Q_1 = 9008 \cdot 190 = 1711520 \text{ кДж};$$

тепло, выделяющееся при охлаждении инертных газов,

$$Q_2 = 38,3 \cdot 0,922(190 - 90) = 3532 \text{ кДж};$$

с греющим водяным паром

$$Q_3 = x \text{ кДж}.$$

Общий приход тепла

$$Q_{\text{пр}} = 1711520 + 3532 + x = 1715052 + x \text{ кДж}.$$

2.2.3.4.14 Расход тепла:

сплавом карбамида

$$Q_1 = mC_p t \text{ кДж},$$

где

$$mC_p = 1066 \cdot 1,345 + 569,8 \cdot 1,952 + 282,2 \cdot 4,19 + 95,6 \cdot 4,777 = 4185 \text{ кДж/(кг} \cdot ^\circ\text{C)}.$$

$$Q_1 = 4185 \cdot 110 = 460350 \text{ кДж};$$

тепло, расходуемое на разложение карбамата аммония,

$$Q_2 = 244,2(159471 - 77515)/78 = 256847 \text{ кДж}$$

тепло, расходуемое на выделение избыточного NH_3 ,

$$Q_3 = 1184,5 \cdot 32682/17 = 2273075 \text{ кДж},$$

где 32682 — тепло, выделяющееся при растворении NH_3 , кДж/моль;

тепло, расходуемое на испарение H_2O ,

$$Q_4 = 58,6 \cdot 1844 = 108058,4 \text{ кДж},$$

где 1844 — теплота испарения H_2O при $22 \cdot 10^5$ Па, кДж/кг;

тепло, уносимое газами дистилляции:

$$Q_5 = (1430 - 38,3) C_p \text{ кДж},$$

где

$$C_p = 0,852 \cdot 2,472 + 0,099 \cdot 1,026 + 0,049 \cdot 4,19 = 2,41 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C});$$

$$Q'_5 = 1391,7 - 0,576 \cdot 90 = 302099 \text{ кДж}.$$

Общий расход тепла

$$Q_{\text{расх}} = 460350 + 256847 + 2273075 + 108058 + 302099 = 3400429 \text{ кДж}.$$

Потери тепла в окружающее пространство — 3% от $Q_{\text{расх}}$, т. е.

$$Q_6 = 0,03 \cdot 3400429 = 102013 \text{ кДж},$$

тогда $Q_{\text{расх}} = 3502442$ кДж

Приравнивая приход тепла к расходу, получим

$$1715052 + x = 3502442,$$

откуда $x = 1787390$ кДж.

Отсюда расход пара на дистилляцию составит:

$$G = \frac{1787390}{2167,5} = 825 \text{ кг}$$

Отделение дистилляции II ступени

3.4.15 Приход тепла:

с плавом карбамида

$$Q_1 = 2535,4 \cdot 2,397 \cdot 110 = 668305 \text{ кДж};$$

тепло, выделяющееся при разложении 50 кг карбамида,

$$Q_2 = 50 \cdot 19023/60 = 15922 \text{ кДж};$$

Общий приход тепла

$$Q_{\text{пр}} = 668305 + 15922 = 684227 \text{ кДж}.$$

2.1.3.4.16 Расход тепла:

тепло, расходуемое на разложение аммония,

$$Q_1 = 634,8(159471 - 77515)/78 = 66210 \text{ кДж}$$

тепло, расходуемое на выделение избыточного NH_3 ,

$$Q_2 = 396,8 \cdot 32682/17 = 762580 \text{ кДж}$$

тепло, расходуемое на испарение H_2O ,

$$Q_3 = 425 \cdot 2246 = 953225 \text{ кДж};$$

тепло, уносимое газами дистилляции,

$$Q_4 = 1179,4 C_p,$$

где $C_p = 396,8 \cdot 2,472 + 357,6 \cdot 1,026 + 425 \cdot 4,19 = 3130 \text{ кДж/(кг} \cdot ^\circ\text{C)}$,

$$Q_4 = 3130 \cdot 110 = 344837 \text{ кДж};$$

тепло, уносимое раствором карбамида,

$$Q_5 = 1955,8 \cdot 1,915 \cdot 110 = 412715 \text{ кДж}.$$

Потери тепла в окружающее пространство 3% от $Q_{\text{пр}}$.

$$Q_6 = 0,03 \cdot 684227 = 20527 \text{ кДж}.$$

Расход тепла

$$Q_{\text{расх}} = 668305 + 762580 + 953225 + 344837 + 412715 + 20527 = 3160094 \text{ кДж}.$$

Из равенства $Q_{\text{пр}} = Q_{\text{расх}}$ находим

$$3160094 - 684227 = 2475867 \text{ кДж},$$

т. е. необходимо дополнительно пара:

$$G = 2475867 / 4,2 = 589492,1 \text{ ккал} = 0,59 \text{ Гкал}$$

Т.к. вместо пара используем дополнительный рекуперативный теплообменник с подачей тепла от газов дистилляции, то получаемая экономия пара 0,59 Гкал.

2.1.3.5 Расчет размеров колонны синтеза [42]

2.1.3.5.1 Производительность колонны синтеза диаметром 1,7 м и высотой 26,5 м равна 300 т в сутки, или 12,5 т/ч, или 100 тыс. т в год. Из материального баланса следует, что в колонну поступает:

$$\text{NH}_3 \text{ — } 1915,6 \cdot 15,625 = 29931 \text{ кг/ч};$$

$$\text{CO}_2 \text{ — } 1239,7 \cdot 15,625 = 19370 \text{ кг/ч}.$$

$$\text{Всего — } 49301 \text{ кг/ч}.$$

3.5.2 Из колонны выходит плава

$$3920,3 \cdot 15,625 = 61255 \text{ кг/ч}.$$

Объемная скорость этого плава при плотности $0,9 \text{ т/м}^3$

$$v_{nl} = \frac{61255}{1000 \cdot 0,9} = 68,0 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Если плав находится в колонне 45 мин, его объем в колонне составит:

$$V_{nn} = 68 \frac{45}{60} = 51 \text{ м}^3$$

При высоте колонны 26,5 м 12—15% высоты приходится на газовый объем над плавом, что составит

$$26,5 \cdot 0,15 = 3,975 \text{ м,}$$

на долю плава остается высоты

$$26,5 - 3,975 = 22,525 \text{ м.}$$

Сечение колонны из расчета плава будет равно:

$$S = 51 / 22,525 = 2,26 \text{ м}^2$$

диаметр колонны

$$d = \sqrt{\frac{2,26}{0,785}} = 1,7 \text{ м}$$

При этих условиях удельная производительность колонны будет:

$$П = \frac{60}{44} v_{CO_1} \frac{1}{v_p} = 1,36 \frac{v_0}{1 + \varphi} \cdot \frac{\alpha_{CO_2}}{V_{nl}}$$

где v_0 — скорость подачи смеси NH_3 и CO_2 в колонну, кг/ч; φ — начальное массовое отношение NH_3 к CO_2 ; α_{CO_2} — степень превращения CO_2 в карбамид.

Тогда

$$П = 1,36 \frac{53092}{2,74} \cdot \frac{0,83}{51} = 325 \text{ кг} / \text{м}^3 \cdot \text{час}$$

2.2.4 Расчет капитальных затрат на новое строительство

2.2.4.1 Расходные коэффициенты сырья, материалов и энергоресурсов.

Использование вторичных ресурсов и отходов предприятия

Удельные расходные коэффициенты сырья, материалов и энергоресурсов для агрегата карбамида мощностью 600 т/сутки представлены в таблице 9 [43].

Таблица 9 - Удельные расходные коэффициенты сырья, материалов и энергоресурсов для агрегата карбамида мощностью 600 т/сутки

№ п/п	Наименование показателей	Ед.изм.	Удельный
1	Сырье и материалы		
1.1	Аммиак	т	0,57
1.2	Диоксид углерода	т	0,75
2	Энергетические средства		
2.1	Пар водяной	Гкал	0,8
2.2	Электроэнергия ⁽¹⁾ , в т.ч.	тыс. кВтч	0,192
	- на технологию, (в т.ч. ВОЦ и склад)	тыс. кВтч	0,180
2.3	Вода речная (техническая) для ВОЦ ⁽²⁾	м ³	3,3
2.4	Азот осушенный	тыс.нм ³	0,004
2.5	Воздух КИПиА	тыс.нм ³	0,004
2.6	Воздух сжатый технологический	тыс.нм ³	0,040
3	Повторно используемые ресурсы		
3.1	Конденсат технологический	т	1,0

⁽¹⁾ Определено с учетом использования электрического привода компрессора CO₂

⁽²⁾ Определено из расчета расхода оборотной воды 110 м³/т, подпитка оборотного цикла ~ 3%.

Удельные расходные коэффициенты сырья, материалов и энергоресурсов для агрегата карбамида мощностью 540 т/сутки по существующей технологии представлены в таблице 10 [44].

Таблица 10 - Удельные расходные коэффициенты сырья, материалов и энергоресурсов для существующего агрегата карбамида

№ п/п	Наименование сырья, материалов, энергоресурсов	Единицы измерени я	Норма расхода		
			В том числе по проекту	В том числе достигнутая на момент составления регламента	Приме чание
1	2	3	4	5	6
Карбамид					
1.	Аммиак жидкий	кг/т	580	575	
2.	Углекислый газ	кг/т	826	734	
3.	Кислород	м³/т	5,0	4,8	
4.	Азот	м³/т	4,45	4,2	
5.	Карбамидоформальдег идныйконцентрат (КФК)	кг/т	5,0	4,0	
6.	Мешки полипропиленовые, клапанные	шт/т	-	20	
7.	Вода оборотная	м³/т	196	136	
8.	Паровой конденсат	т/т	-	0,8	
9.	Пар	Гкал/т	1,75	1,0	
10.	Электроэнергия, в том числе на освещение и вентиляцию	кВт/т	165 (без вентиляции и освещения)	166	

Таблица 11 - Ориентировочные капитальные затраты на строительство производства карбамида мощностью 600 т/сутки с башней приллирования

Наименование работ и затрат	Строительные работы	Монтажные работы	Оборудование, мебель, инвентарь	Всего
Глава 1. Подготовка территории строительства				
Подготовка территории	2 810			2 810
Итого по гл.1	2 810			2 810
Глава 2. Основные объекты строительства				
Установка получения карбамида	150 572	379 492	1 136 130	1 666 194
Компрессорная СО ₂ , узел выжигания горючих из СО ₂	72 078	93 872	445 038	610 987
Установка синтеза (существующая колонна синтеза), насосная высокого и низкого давления, установка дистиляции, гидролиз и десорбция	77 095	148 631	606 130	831 856
Установка выпарки (в существующий корпус)	1 399	11 989	39 963	53 351
Система контроля и управления технологическим процессом		110 000		110 000
ЦПУ (Установка станций управления в существующее ЦПУ)		15 000	45 000	60 000
Башня приллирования	73 602	88 657	167 278	329 537
Итого по гл.2	224 174	468 149	1 303 408	1 995 731
Глава 3. Объекты подсобного и обслуживающего назначения				
Транспортерная галерея с узлом отгрузки				
Склад карбамида	182 700	14 000	110 000	306 700
Тепло-газо-материалопроводы, МЦК	24 646	19 864	6 757	51 267
Итого по гл.3	339 756	53 665	233 078	626 499

Наименование работ и затрат	Строитель ные работы	Монтаж ные работы	Оборудован ие, мебель, инвентарь	Всего
Глава 4. Объекты энергетического хозяйства				
Внешнее электроснабжение		14 087		14 087
Наружное освещение	697	4 461		5 158
Подстанция	32 400	25 755	26 748	84 903
Итого по гл.4	33 097	44 303	26 748	104 148
Глава 5. Объекты транспортного хозяйства и связи				
Автодорога, ж/д пути	94 792			94 792
Итого по гл.5	94 792			94 792
Глава 6. Сети водоснабжения, канализации, теплоснабжения и газоснабжения				
Сети НВК	14 027			14 027
Тепловые сети	12 556	1 286	3 386	17 228
Итого по гл.6	26 582	1 286	3 386	31 254
Итого по гл.1-6	721 212	567 403	1 566 620	2 855 235
Глава 7. Благоустройство и озеленение				
Благоустройство территории	3 903			3 903
Итого по гл.7	3 903			3 903
Итого по гл.1-7	725 115	567 403	1 566 620	2 859 138
Глава 8. Временные здания и сооружения - 2,64%	19 143	14 979		34 122
Итого по гл.1-8	744 258	582 382	1 566 620	2 893 260
Глава 9. Прочие работы и затраты				
Дополнительные затраты при производстве работ	23 444	18 345		41 789

Наименование работ и затрат	Стоимость, тыс.руб.				
	Строительные работы	Монтажные работы	Оборудование, мебель,	Прочие затраты	Всего
зимнее время - 3,15%					
Командировочные расходы,				35 000	35 000
Итого по Главе 9	23 444	18 345	0	35 000	76 789
Итого по Главам 1-9	767 702	600 727	1 566 620	35 000	2 970 050
Глава 10.Содержание служб строящегося производства				65 000	65 000
Глава 11.Подготовка эксплуатационных кадров				20 000	20 000
Глава 12. Проектные и изыскательские работы					
Проектные работы				235 835	235 835
Авторский надзор,				49 165	49 165
Итого по Главе 12				285 000	285 000
Итого по Главам 1-12	767 702	600 727	1 566 620	405 000	3 340 050
Непредвиденные работы и	76 770	60 073	156 662	40 500	334 005
Итого по сводному расчету	844 473	660 800	1 723 282	445 500	3 674 054
НДС 18%	152 005	118 944	310 191	80 190	661 330
Всего по сводному расчету с НДС	996 478	779 744	2033 472	525 690	4 335 384

Инвестиционные затраты на строительство карбамида мощностью 600 т/сутки на промышленной площадке ОАО «КуйбышевАзот» в

существующем цехе №4 карбамида определились в размере ~4,3 млрд.руб. с НДС.

В результате выполненных расчетов основные показатели эффективности инвестиций в строительство комплекса определились следующим образом:

Таблица 12 - Основные показатели эффективности инвестиций

№ п/п	Наименование показателя	Ед.изм.	Проектный вариант
1	Потребность в финансировании, всего	млн.руб.	~4 335
2	Годовой объем чистой прибыли	млн.руб.	730
3	Рентабельность	%	22
4	Срок окупаемости	лет	4,6

Как видно из вышеприведенной таблицы, реализация проекта строительства агрегата карбамида мощностью 600 т/сутки является экономически эффективным.

Однако в случае строительства производства карбамида мощностью 600 т/сутки могут быть реализованы мероприятия по устранению «узких мест» действующих агрегатов карбамида цеха №4 за счет расширения и обновления оборудования по следующим узлам:

- узел выжигания горючих из CO₂;
- узел компрессии - установка одного компрессора на три агрегата карбамида;
- узел десорбции и гидролиза - расширение существующего узла на три агрегата карбамида.

Сточки зрения действующего производства карбамида наиболее выгодным является строительство агрегата на 600 т/сутки, поскольку в этом случае возможно обновление существующего оборудования и решение проблем «узких» мест действующего производства.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Данный вариант реализации технологии синтеза карбамида мощностью 600т/сут можно считать ресурсосберегающим, т.к в представленных расчетах показаны:

- повышение эффективности узла синтеза с увеличением степени конверсии с 0,63% до 0,83%;

- повышение эффективности I ступени дистилляции за счет установки колонны дистилляции с высоким коэффициентом разделения аммиака 90% до 95%;

- снижение энергозатрат II ступени дистилляции за счет внедрения рекуперативного теплообменника, в котором используется тепло газов дистилляции 1 ступени за счет этого экономится 0,59 Гкал пара.

Данный вариант является экономически выгодным затраты необходимые для строительства составляют 4,3 млрд. руб. со сроком окупаемости 4,6 лет.

В ходе оценки экологической составляющей определено, что реализация планируемого к размещению производства карбамида не должна привести к существенным изменениям состояния атмосферного воздуха в районе размещения предприятия, а также существующего режима водопотребления и водоотведения предприятия.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Аналитический портал химической промышленности "Новые химические технологии". (Электронный источник). Статья "Snamprogetti. процессы получения карбамида". Сайт: www.newchemistry.ru.
2. Аналитический портал химической промышленности "Новые химические технологии". (Электронный источник). Статья "Карбамид. Продукты органического синтеза". Сайт: www.newchemistry.ru.
3. Аналитический портал химической промышленности "Новые химические технологии". (Электронный источник). Статья "Меламин. Технология производства". Сайт: www.newchemistry.ru
4. ГОСТ 2081-2010. Карбамид. Технические условия. - С. - 4-5.
5. Патент №2261141 РФ. Класс B01J10/00. Публикация от 27.09.2005. Сайт: www.fips.ru.
6. Патент №220026 РФ. Класс C07C273/04. Публикация от 20.04.2014. Сайт: www.fips.ru.
7. Данные предоставленные ОАО "НИИК" для ОАО "КуйбышевАзот" по Договору № 14090.
8. Открытое акционерное общество "Научно-исследовательский институт карбамида и продуктов органического синтеза". Статья "Карбамид" (Электронный источник). Сайт: www.niik.ru.
9. Открытое акционерное общество "Научно-исследовательский институт карбамида и продуктов органического синтеза". Статья "Почему выгодно производить карбамид?" (Электронный источник). Сайт: www.niik.ru.
10. Открытое акционерное общество "Научно-исследовательский институт карбамида и продуктов органического синтеза". Статья "Патенты" (Электронный источник). Сайт: www.niik.ru.
11. Открытое акционерное общество "КуйбышевАзот". (Электронный источник). Статья "Охрана природы". Сайт: kuazot.ru.

12. Открытое акционерное общество "КуйбышевАзот". (Электронный источник). Статья "Охрана труда". Сайт: kuazot.ru.
13. Постоянный технологический регламент ТР-4 производства гранулированного карбамида цеха №4. Том 1.
14. Постоянный технологический регламент ТР-4 производства гранулированного карбамида цеха №4. Том 2.
15. Справочник базовых цен на проектные работы для строительства. Объекты производства азотных удобрений.
16. Статья "Карбамид. Концентрированные твердые азотные удобрения". (Электронный источник). Сайт: www.eurochem.ru.
17. Под ред. Амелина А.Г. Общая химическая технология. М.: «Химия», 2007.
18. Под ред. Атрощенко В.И. Технология связанного азота. М.: «Химия», 1985.
19. Атрощенко В.И., Гелперин И.И. Методы расчетов по технологии синтеза связанного аммиака. М.: «Химия», 1985.
20. Борисов Г.С., Брыков В.П., Дытнерский Ю.И.: Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию – М: Химия, 1991
21. Беремжанов Б.А., Нурахметов Н.Н., Нурлыбаев И.Н. //Журн. Прикладной и теоретической химии. Алма-Ата, 1971. Вып. 3.
22. Виriskун Н.В. Исследование некоторых физико-химических свойств сложных удобрений типа НК (карбамид - калий хлор): Сб. трудов общероссийской научно-технич. конф. «Новые технологии в азотной промышленности», 2003.
23. Вольфович С.И. Общая химическая технология. М.: Государственное научно-техническое издательство химической литературы. 2009.
24. Кувшинников И.М. Минеральные удобрения и соли: свойства и способы их улучшения. М., Химия, 1987.

25. Гельперин Н.И., Носов Г.А. Основы техники кристаллизации расплавов. М., Химия, 1975.
26. Гинберга А. М. Технология важнейших отраслей промышленности. М.: Высшая школа, 1985.
27. Горловский Д.М., Альтшуллер Л.Н. и др. "Технология карбамида". 1981.
28. Дытнерский Ю.И. и др. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1991.
29. Горловский Д.М., Альтшуллер Л.Н. и др. "Технология карбамида". 1981.
30. Горловский Д.М. "Технология карбамида". (Электронный источник). Сайт: www.msds.com.ua
31. Зотов А.Т и др. "Мочевина (карбамид)". 1963.
32. Казакова Е. А. Гранулирование и охлаждение в аппаратах с кипящим слоем. М., Химия, 1973.
33. Казакова Е. А. Гранулирование и охлаждение азотсодержащих удобрений. М., Химия, 1980
34. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1971
35. Кафаров В.В., Глебов М.Б., Математическое описание основных процессов химических производств. М., 1991.
36. Кутепов А. М., Бондарева Т. И., Беренгартен М. Г. Общая химическая технология. - М.: Высшая школа, 1990.
37. Клевке В.А., Поляков Н.Н., Арсеньева Л.З. Технология азотных удобрений. М., Госхимиздат, 1963
38. Под ред. Кнунянц И.Л. "Химическая энциклопедия". Том 3.
39. Кочетков В.И. Гранулирование минеральных удобрений. М., Химия, 1975
40. Кувшинников И.М. Минеральные удобрения и соли: свойства и способы их улучшения. М., Химия, 1987.

41. Кононов А.В., Стерлин В.Н., Евдокимова Л.И. Основы технологии комплексных удобрений. М., Химия, 1988.
42. Классен П.В., Гришаев И.Г. Основные процессы технологии минеральных удобрений. М., Химия, 1990.
43. Классен П.В., Гришаев И.Г., Шомин И.П. Гранулирование. М., Химия, 1991.
44. Кувшинников И.М. Минеральные удобрения и соли: свойства и способы их улучшения. М., Химия, 1987.
45. Кучерявый В.И., Лебедев В.В. и др. "Синтез и применение карбамида". 1970.
46. Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Л.: Машиностроение, 1970.
47. Ложкин А.Ф., Рябчиков Н.М., Ведерников С.А.: Учебное пособие. Пермь. Пермский Политехнический институт, 1978.
48. Под ред. Мельникова Е.Я. "Справочник азотчика", 1987.
49. Мельников Б.П. "Производство мочевины (карбамида)". 1965.
50. Миронович И. М. Основы технологии производства продукции химического комплекса. Мн.: ОДО Равноденствие, 2005.
51. Мухленов И.П., Авербух А.Я., Тумаркина Е.С. Теоретические основы химической технологии. М.: Высшая школа, 1984.
52. Под ред. Мухленова И. П. Основы химической технологии. М . : Высшая школа, 1991.
53. Под ред. Мухленова И. П. Расчеты химико-технологических процессов. Л.:Химия, 2009.
54. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л., Химия, 1987.
55. Позин М.Е. и др. "Технология минеральных солей"". 1974.
56. Рабинович Г.Л. Технология мочевины и удобрений на ее основе т.1 ч.1,2. М. 1971.

57. Рабинович Г.Л. Технология мочевины и удобрений на ее основе т.2 ч.3. М. 1971.

58. Сергеев Ю. А., Кузнецов Н. М., Чирков А. В. Карбамид. Свойства, производство, применение. 2015.

59. Хамский Е.В. Кристаллические вещества и продукты. Методы оценки и совершенствования свойств. - М., Химия, 1986.